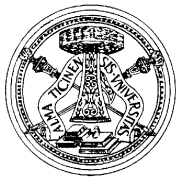


Dottorato di Ricerca in Ingegneria Civile
Graduate School in Civil Engineering

Sede: Facoltà di Ingegneria - Università di Pavia - via Ferrata 1 – 27100 Pavia – Italy

Dottorato di Ricerca in Ingegneria Civile XI Nuova serie (XXV Ciclo)

Tecniche innovative per il trattamento/recupero dei fanghi di depurazione delle acque reflue

Tesi di Dottorato

Ing. Matteo Canato

Relatore:
Prof. Ing. Giorgio Bertanza

Controrelatore:
Prof. Ing. Sergio Papiri

Pavia, Ottobre 2012

… più le rileggo e più capisco
quanto mi abbiano cambiato

C'è una forza motrice più forte del vapore,
dell'elettricità e dell'energia atomica: la volontà.
Albert Einstein

Il mondo è nelle mani di coloro che hanno il coraggio di sognare
e di correre il rischio di vivere i propri sogni.
Paulo Coelho

Dottorato di Ricerca in Ingegneria Civile
Graduate School in Civil Engineering

Settore:	Ingegneria
Field:	Engineering
Sede Amministrativa non consortile:	Università degli Studi di PAVIA
Administrative location:	University of Pavia
Durata:	3 anni
Duration:	3 years
Periodo formativo estero:	come previsto dal regolamento del Dottorato di Ricerca
Period in foreign organization:	as required by the school's rules
Numero minimo di corsi:	6
Minimum number of courses:	6

Recapiti - Addresses

Dipartimento di Meccanica Strutturale
via Ferrata 1 - 27100 Pavia - Italy
Tel. +39 0382 / 505450 Fax +39 0382 / 528422

Dipartimento di Ingegneria Idraulica e Ambientale
via Ferrata 1 - 27100 Pavia - Italy
Tel. +39 0382 / 505300 Fax +39 0382 / 505589

Coordinatore - Coordinator

CASCIATI Fabio - Professore Ordinario di Scienza delle Costruzioni (ICAR/08)

Dipartimento di Meccanica Strutturale
via Ferrata 1 - 27100 Pavia – Italy Tel. +39 0382 / 505458 Fax +39 0382 / 528422
e-mail: fabio@dipmec.unipv.it

Collegio dei Docenti – Teaching Staff

CIAPONI Carlo	Professore Ordinario (ICAR02)
DEL GROSSO Andrea	Professore Ordinario, UniGe (ICAR/08)
FARAVELLI Lucia	Professore Ordinario (ICAR/08)
GALLATI Mario	Professore Ordinario (ICAR/01)
GOBETTI Armando	Professore Associato (ICAR/08)
MOISELLO Ugo	Professore Ordinario (ICAR/02)
PAPIRI Sergio	Professore Associato (ICAR/02)
SALA Roberto	Professore Associato (ING-IND/08)
MARCELLINI Alberto	Dirigente di ricerca. CNR - Milano

Organizzazione del corso

Il dottorato di ricerca in *Ingegneria Civile* presso la Scuola di Dottorato in Scienze dell'Ingegneria dell'Università degli Studi di Pavia è stato istituito nell'anno accademico 1994/95 (X ciclo).

Il corso consente al dottorando di scegliere tra quattro curricula: idraulico, sanitario, sismico e strutturale. Il dottorando svolge la propria attività di ricerca presso il Dipartimento di Ingegneria Idraulica e Ambientale, per i primi due curricula, o quello di Meccanica Strutturale per gli ultimi due.

Durante i primi due anni sono previsti almeno sei corsi, seguiti da rispettivi esami, che il dottorando è tenuto a sostenere. Il Collegio dei Docenti, composto da professori dei due Dipartimenti e da alcuni esterni all'Università di Pavia, organizza i corsi con lo scopo di fornire allo studente di dottorato opportunità di approfondimento su alcune delle discipline di base per le varie componenti. Corsi e seminari vengono tenuti da docenti di Università nazionali ed estere.

Il Collegio dei Docenti, cui spetta la pianificazione della didattica, si è orientato ad attivare ad anni alterni corsi sui seguenti temi:

- Meccanica dei solidi e dei fluidi
- Metodi numerici per la meccanica dei solidi e dei fluidi
- Rischio strutturale e ambientale
- Metodi sperimentali per la meccanica dei solidi e dei fluidi
- Intelligenza artificiale

più corsi specifici di indirizzo.

Al termine dei corsi del primo anno il Collegio dei Docenti assegna al dottorando un tema di ricerca da sviluppare sotto forma di tesina entro la fine del secondo anno; il tema, non necessariamente legato all'argomento della tesi finale, è di norma coerente con il curriculum, scelto dal dottorando.

All'inizio del secondo anno il dottorando discute con il Coordinatore l'argomento della tesi di dottorato, la cui assegnazione definitiva viene deliberata dal Collegio dei Docenti.

Alla fine di ogni anno i dottorandi devono presentare una relazione particolareggiata (scritta e orale) sull'attività svolta. Sulla base di tale relazione

il Collegio dei Docenti, "previa valutazione della assiduità e dell'operosità dimostrata dall'iscritto", ne propone al Rettore l'esclusione dal corso o il passaggio all'anno successivo.

Il dottorando può svolgere attività di ricerca sia di tipo teorico che sperimentale, grazie ai laboratori di cui entrambi i Dipartimenti dispongono, nonché al Laboratorio Numerico di Ingegneria delle Infrastrutture.

Il “Laboratorio didattico sperimentale” del Dipartimento di Meccanica Strutturale dispone di:

1. una tavola vibrante che consente di effettuare prove dinamiche su prototipi strutturali;
2. opportuni sensori e un sistema di acquisizione dati per la misura della risposta strutturale;
3. strumentazione per la progettazione di sistemi di controllo attivo e loro verifica sperimentale;
4. strumentazione per la caratterizzazione dei materiali, attraverso prove statiche e dinamiche.

Il laboratorio del Dipartimento di Ingegneria Idraulica e Ambientale dispone di:

1. un circuito in pressione che consente di effettuare simulazioni di moto vario;
2. un tunnel idrodinamico per lo studio di problemi di cavitazione;
3. canalette per lo studio delle correnti a pelo libero.

Course Organization

The Graduate School of Civil Engineering, a branch of the Doctorate School in Engineering Science, was established at the University of Pavia in the Academic Year of 1994/95 (X cycle). The School allows the student to select one of the four offered curricula: Hydraulics, Environment, Seismic engineering and Structural Mechanics. Each student develops his research activity either at the Department of Hydraulics and Environmental Engineering or at the Department of Structural Mechanics. During the first two years, a minimum of six courses must be selected and their examinations successfully passed. The Faculty, made by Professors of the two Departments and by internationally recognized scientists, organizes courses and provides the student with opportunities to enlarge his basic knowledge. Courses and seminars are held by University Professors from all over the country and abroad. The Faculty starts up in alternate years common courses, on the following subjects:

− solid and fluid mechanics,
− numerical methods for solid and fluid mechanics,
− structural and environmental risk,
− experimental methods for solid and fluid mechanics,
− artificial intelligence.

More specific courses are devoted to students of the single curricula.

At the end of each course, for the first year the Faculty assigns the student a research argument to develop, in the form of report, by the end of the second year; the topic, not necessarily part of the final doctorate thesis, should be consistent with the curriculum selected by the student. At the beginning of the second year the student discusses with his Coordinator the subject of the thesis and, eventually, the Faculty assigns it to the student. At the end of every year, the student has to present a complete report on his research activity, on the basis of which the Faculty proposes to the Rector his admission to the next academic year or to the final examination. The student is supposed to develop either theoretical or experimental research activities, and therefore has access to the

Department Experimental Laboratories, even to the Numerical Laboratory of Infrastructure
Engineering. The Experimental Teaching Laboratory of the Department of Structural Mechanics offers:

1. a shaking table which permits one to conduct dynamic tests on structural prototypes;
2. sensors and acquisition data system for the structural response measurements;
3. instrumentation for the design of active control system and their experimental checks;
4. an universal testing machine for material characterization through static and dynamic tests.

The Department of Hydraulics and Environmental Engineering offers:

1. a pressure circuit simulating various movements;
2. a hydrodynamic tunnel studying cavitation problems;
3. micro-channels studying free currents.

Ringraziamenti

Al termine di un percorso è doveroso ringraziare le persone che in esso ci hanno accompagnato, affiancato, sostenuto, consigliato, motivato e incoraggiato e, allo stesso tempo, è inevitabile fare un "bilancio".
Mettendo sul piatto della bilancia ciò che ho ricevuto e ciò ho dato, penso di essere nettamente perdente. In questi 3 anni (che avrei voluto non finissero mai e che, invece, sono volati) sulla mia strada ho incontrato tante persone, ciascuna delle quali mi ha insegnamento, consigliato e scientificamente stimolato. Partendo da questo presupposto, mi viene estremamente difficile riuscire ad esprimere a ciascuna di queste persone, in poche righe, la mia gratitudine, che è molta. Non ci sono distinguo o preferenze, ciascuno mi ha dato tanto e ad ognuno sono egualmente grato.
Detto questo, qualche nome lo voglio fare….
Grazie al professor **Carlo Collivignarelli** e **Maria Cristina Collivignarelli** che, per primi, hanno creduto in me e che mi hanno concesso questa preziosa opportunità nonché al professor **Giorgio Bertanza**, il mio tutor, persona, per me, veramente speciale… per tanti motivi.
A tutti voi grazie perché negli anni, mai mi sono sentito abbandonato ma vi ho sempre trovato al mio fianco, pronti a consigliarmi e insegnarmi e che mai avete deluso le mie aspettative. Allo stesso tempo, spero di non aver deluso io le vostre…
Grazie anche al professor **Vincenzo Riganti** che si è sempre dimostrato disponibile e prodigo di consigli.
Un grazie va anche ad **Alessandro Abbà**, che con la discrezione, disponibilità e tranquillità che lo contraddistinguono si è affiancato a questo neo-laureato un po'incazzoso (*si può scrivere!?*) e l'ha aiutato e consigliato durante questo percorso. Grazie Ale!!!
Grazie **alla mia famiglia** (Rita, Sandro e Martina) che mi ha supportato anche in questa "avventura" e che, come sempre, rappresenta per me il porto sicuro nel quale approdare quando il mare è in burrasca.
Grazie, ovviamente, anche ad **ASMortara S.p.A.** e **3V Green Eagle S.p.A**., senza le quali buona parte di questo lavoro non sarebbe stato possibile.
Un grazie lo devo anche ad **Ado** (al secolo **Riccardo Bigoni**) compagno di studio nonché collega di dottorato (anche se nel "filone bresciano") col quale ho intrapreso il "grande salto" e fatto qualche "volo pindarico".
Grazie anche **a chi ha sempre tifato per me** (lo zio Paolo, gli "zii" Tino&Marisa e Marco Borgognoni) e… **a chi non ha creduto in me**; con

questo lavoro vi ho dimostrato (coi fatti, come è mia consuetudine) che, non solo ancora una volta avete sbagliato nel giudicarmi, ma, molto più importante, che ce l'ho fatta!
Infine, anche se tecnicamente non sono ringraziamenti, un pensiero lo voglio dedicare anche a " IL Presidente" **Federico Castagnola** e all' "agricolo" **Marco Sordi** che hanno sopportato (stoicamente) le mie "lune" nel periodo di scrittura di questa tesi ed **ai miei nonni**, che so, sarebbero orgogliosi di questo traguardo.

Elenco delle tesi – Previous PhD Theses

Battaini Marco (X Ciclo)	Sistemi strutturali controllati: progettazione e affidabilità (Novembre 1998).
Mariani Claudia (X Ciclo)	Problemi di ottimizzazione per strutture bidimensionali anisotrope (Novembre 1998).
Negri Antonella (X Ciclo)	Stima delle perdite idrologiche nei bacini di drenaggio urbani (Aprile 1999).
Pisano Aurora Angela (XI Ciclo)	Structural System Identification :Advanced Approaches and Applications (Aprile 1999).
Saltalippi Carla (XI Ciclo)	Preannuncio delle piene in tempo reale nei corsi d'acqua naturali (Aprile 1999).
Barbieri Eugenio (XI Ciclo)	Thermo fluid Dynamics and Topology: Optimization of an Active Thermal Insulation Structure (Aprile 2000).
Barbolini Massimiliano (XII Ciclo)	Dense Snow Avalanches: Computational Models, Hazard Mapping and Related Uncertanties (Aprile 2000).
Espa Paolo (XII Ciclo)	Moti atmosferici generati da forze di galleggiamento: simulazioni numeriche e studio su modello fisico (Aprile 2000).
Petrini Lorenza (XII Ciclo)	Shape Memory Alloys: Modelling the Martensitic Phase Behaviour for Structural Engineering Exploitation (Aprile 2000).

Podestà Stefano (XIII Ciclo)	Risposta sismica di antichi edifici religiosi: una nuova proposta per un modello di vulnerabilità.
Sturla Daniele (XIII Ciclo)	Simulazioni lagrangiane di flussi rapidamente variati nell'approssimazione di acque poco profonde.
Marazzi Francesco (XV Ciclo)	Semi -active Control of Civil Structures: Implementation Aspects (Gennaio 2003).
Nascimbene Roberto (XV Ciclo)	Sail Modelling for Maximal Speed Optimum Design (Gennaio 2003).
Giudici Massimo (XVI Ciclo)	Progettazione in regime non lineare di strutture in CAP a cavi aderenti e non aderenti (Aprile 2004).
Mutti Matteo (XVI Ciclo)	Stability Analysis of Stratified Three-phase Flows in Pipes (Febbraio 2004).
Petaccia Gabriella (XVI Ciclo)	Propagazione di onde a fronte ripido per rottura di sbarramenti in alvei naturali (Febbraio 2004).
D'Amico Tiziana (XVI Ciclo)	Ricerca e sviluppo di metodologie diagnostiche per il recupero di edifici monumentali: prove vibroacustiche sul tufo (Febbraio 2005).
Casciati Sara (XVII Ciclo)	Damage Detection and Localization in the Space of the Observed Variables (Febbraio 2005).
Barco Olga Janet (XVII Ciclo)	Modeling the Quantity and Quality of Storm Water Runoff Using SWMM (Marzo 2006).

Boguniewicz Joanna (XVIII Ciclo)	Integration of Monitoring and Modelling in the Surface Water State Evaluation Process of a Sub-Alpine Lake Watershed (Marzo 2006).
Bornatici Laura (XVIII Ciclo)	L'impiego degli algoritmi generici per la risoluzione dei problemi di progetto di reti di distribuzione idrica (Marzo 2006).
Collivignarelli M Cristina (XVIII Ciclo)	Trattamento di rifiuti liquidi mediante processi biologici aerobici termofili e mesofili e processi avanzati di ossidazione chimica in diversa (Marzo 2006).
Domaneschi Marco (XVIII Ciclo)	Structural Control of Cable-stayed and Suspended Bridges (Febbraio 2006).
Ráduly Botond (XVIII Ciclo)	Artificial Neural Network applications in Urban Water Quality Modeling (Marzo 2006).
Antoci Carla (XVIII Ciclo)	Simulazione numerica dell'interazione fluido-struttura con la tecnica SPH (Luglio 2006).
Cappabianca Federica (XVIII Ciclo)	La valutazione del rischio valanghivo attraverso la modellazione dinamica (Luglio 2006).
Callegari Arianna (XVIII Ciclo)	Applicazione di tecnologie di monitoraggio on-line per la gestione dei processi di trattamento reflui (Luglio 2006).
Gazzola Elisa (XVIII Ciclo)	Applicazione di processi biologici anaerobici al trattamento di acque reflue e fanghi di depurazione: aspetti tecnici ed energetici (Febbraio 2007).

Maranca Federica (XVIII Ciclo)	Valutazione del ciclo di vita (LCA): confronto tra sistemi di trasporto gas via gasdotto (Febbraio 2007).
Giuliano Fabio (XIX Ciclo)	Performance Based Design and Structural Control for Cable Suspension Bridges (Febbraio 2007).
Falappi Stefano (XIX Ciclo)	Simulazioni numeriche di flussi di fluidi viscosi e materiali granulari con la tecnica SPH (Febbraio 2007).
Zanaboni Sabrina (XIX Ciclo)	Pre-trattamento di rifiuti liquidi industriali mediante ossidazione ad umido (Febbraio 2007).
Bruggi Matteo (XX Ciclo)	Topology optimization using mixed finite elements (Febbraio 2008).
Cimellaro Gian Paolo (XX Ciclo)	Passive Control of Industrial Structures for Natural Hazard Mitigation: Analytical Studies and Applications (Febbraio 2008).
Pagliardi Matteo (XX Ciclo)	Application of PIV technique to the study of subaqueous debris flows (Febbraio 2008).
Todeschini Sara (XX Ciclo)	Il controllo degli scarichi fognari in tempo di pioggia mediante vasche di prima pioggia: aspetti progettuali e gestionali (Febbraio 2008).
Alessandro Abbà (XXI Ciclo)	Recupero dei rifiuti speciali nel settore delle costruzioni: studio delle possibilità di recupero e valutazione dei meccanismi di lisciviazione (Febbraio 2009).

Karim Hamdaoui (XXI Ciclo)	Experimental Applications on Cu-based shape Memory Alloys: Retrofitting of Historical Monuments and Base Isolation (Febbraio 2009).
Thomas Messervey (XXI Ciclo)	Integration of Structural Health Monitoring into the Design, Assessment, and Management of Civil Infrastructure (Febbraio 2009).
Filippo Ubertini (XXI Ciclo)	Wind Effects on Bridges: Response, Stability and Control (Febbraio 2009).
Clemente Fuggini (XXII Ciclo)	Using satellites systems for structural monitoring: accuracy, uncertainty and reliability (Febbraio 2010).
Massimo Raboni (XXII Ciclo)	Impiego di tecniche numeriche e sperimentali per l'analisi di fenomeni multiphysics (Luglio 2010).
Alsaleh Raed (XXIII Ciclo)	Verification of wind pressure and wind induced response of a supertall structure using a long-term structural health monitoring system (Ottobre 2010).
Crotti Barbara Marianna (XXIII Ciclo)	Verifiche di funzionalità e criteri di ottimizzazione degli impianti di potabilizzazione: alcuni casi di studio (Gennaio 2011).
Franchioli Luigi (XXIII Ciclo)	Analisi prestazionale dei sistemi di distribuzione idrica e calcolo della loro affidabilità (Marzo 2011).
Marzi Alessandro (XXIII Ciclo)	Impianti in materiale plastico per il trasporto dei fluidi nel settore navale (Febbraio 2011).

Emanuela Torti (XXIV Ciclo)	Experimental and numerical analysis of a confined two-phase turbulent jet system (Ottobre 2011).
Veronica Cornalba (XXIV Ciclo)	Recupero energetico da biomasse: aspetti tecnici e di impatto ambientale (Ottobre 2011).
ZhiCong Chen (XXIV Ciclo)	Structural monitoring and system control using a wireless sensor network (Ottobre 2011).
Sidi Mohammed El-Amine Bourdim (XXIV Ciclo)	Diagnosis and Seismic Analysis of a Historical Monument in Tlemcen (Ottobre 2011).
Paolo Basso (XXIV Ciclo)	Optimal form-finding algorithms for the control of structural (Giugno 2012).

INDICE

INTRODUZIONE 1

Capitolo 1
LA PROBLEMATICA DEI FANGHI DI DEPURAZIONE: POSSIBILI STRATEGIE DI INTERVENTO

1.1 Introduzione 5

1.2 Monitoraggio 8

1.3 Indici di funzionalità degli impianti 10
1.3.1 Metodologia di valutazione 11

1.4 Le verifiche di funzionalità applicate alla linea fanghi 19
1.4.1 Verifica del comparto di ispessimento 22
1.4.2 Verifica del comparto di stabilizzazione 23
1.4.3 Verifica del sistema di disidratazione meccanica 28

1.5 Possibili interventi per la minimizzazione della produzione dei fanghi 32

1.5.1 Interventi sulla linea acque 33
1.5.1.1 Interventi sui trattamenti chimico-fisici e meccanici 33
1.5.1.2 Interventi sul comparto biologico 34
1.5.1.3 Interventi sulla linea fanghi 46
1.5.1.3.1 Interventi di tipo chimico-fisico 46
1.5.1.3.2 Interventi di tipo biologico 52

1.6 Il recupero di materia ed energia dai fanghi 56

1.6.1 Recupero in agricoltura 57
1.6.2 Il compostaggio dei fanghi 63
1.6.3 La co-digestione di fanghi e altri substrati organici 65
1.6.4 Il co-incenerimento dei fanghi 66
1.6.4.1 Co-incenerimento con i rifiuti urbani 67
1.6.4.2 Produzione di cemento 68
1.6.4.3 Produzione di asfalto 69
1.6.4.4 Produzione di laterizi 70
1.6.5 Inertizzazione termica/ceramizzazione 71
1.6.6 Pirolisi/gassificazione 71
1.6.7 Altri processi termo catalitici 74
1.6.8 Ossidazione a umido (*Wet Oxidation*) 74
1.6.9 Ossidazione con acqua supercritica (SCWO – *SuperCritical Water Oxidation*) 75

Capitolo 2
CRITERI DI IMPOSTAZIONE DEL LAVORO DI RICERCA 77

Capitolo 3
METODOLOGIE DI ESECUZIONE DELLE PROVE SPERIMENTALI

3.1 Prove di ispessimento 82
3.1.1 Descrizione degli apparati sperimentali 82
3.1.2 Modalità di effettuazione delle prove 83

3.2 Prove di disidratazione meccanica 89
3.2.1 Macchine utilizzate nella sperimentazione 90
3.2.1.1 Descrizione della centrifuga 90
3.2.1.2 Descrizione della filtropressa 92
3.2.2 Modalità di effettuazione delle prove di disidratazione Meccanica 94

3.3 Prove sul processo di ossidazione ad umido 104
3.3.1 Descrizione dell'impianto pilota di ossidazione ad umido 104
3.2.1.1 Modalità di esecuzione delle prove 107
3.3.2 Descrizione dell'impianto di ossidazione ad umido alla scala reale 111
3.4.1 Modalità di esecuzione delle prove 112

3.4 Descrizione dell'impianto pilota di digestione anaerobica 115
3.4.1 Modalità di esecuzione delle prove 119

3.5 Descrizione dell'impianto di lavaggio del residuo solido 122
3.3.1 Modalità di esecuzione delle prove 123

Capitolo 4

DESCRIZIONE DELLA PROCEDURA PER IL CONFRONTO TECNICO-ECONOMICO DI DIFFERENTI SOLUZIONI PER LA GESTIONE DEI FANGHI

4.1 Dimensionamento degli impianti e calcolo dei bilanci di massa 130

4.2 Calcolo dei consumi energetici 133
4.3 Definizione dei parametri tecnico-economici 135

4.4 Valutazione tecnico-economica 139

4.5 Analisi di sensitività 139

4.6 Caso di studio 140
4.6.1 Dimensionamento degli impianti e calcolo dei bilanci di massa 143
4.6.2 Calcolo dei consumi energetici 149
4.6.3 Definizione dei costi/ricavi specifici 152
4.6.4 Valutazione tecnico-economica e analisi di sensitività 153

Capitolo 5

METODICHE PER L'ESECUZIONE DELLE ANALISI CHIMICHE E CHIMICO-FISICHE

5.1 Misura della conducibilità specifica 162

5.2 Misura del pH 162

5.3 Misura del COD 163
5.3.1 Misura del COD (metodica standard) 164
5.3.2 Misure di COD con test colorimetrici 167

5.4 Misura del BOD 170

5.5 Misure di azoto totale e solubile 171

5.6. Misura del TKN 173

5.7 Misura dell'ammoniaca 174

5.8 Misure di fosforo totale e solubile 175

5.9 Misura dei cloruri 176

5.10 Contenuto di solidi 177
5.10.1 Solidi totali (ST) 178
5.10.2 Solidi sospesi totali (SST) 179
5.10.3 Solidi fissi e volatili a 600 °C (SSNV e SSV) 181

5.11 Determinazione del contenuto di metalli pesanti 182

5.12 Test di cessione per materiali granulari 183

Capitolo 6

L'OTTIMIZZAZIONE DELLE STRUTTURE ESISTENTI ATTRAVERSO LE VERIFICHE DI FUNZIONALITA'

6.1 Prove di ispessimento 185
6.1.1 Considerazioni finali 191

6.2 Prove di disidratazione meccanica 193
6.2.1 Efficienza del trattamento e parametri tecnico-operativi 193
6.2.2 Aspetti economici 200
6.2.3 Confronto economico tra il servizio di centrifugazione in outsourcing e la filtropressa installata presso l'impianto 203
6.2.3.1 Caso 1: interventi di tipo occasionale 205
6.2.3.2 Caso 2: servizio regolare e continuativo 207

6.2.3.3 Costi per la filtropressa 207

6.2.4 Disidratazione mediante centrifugazione: confronto economico tra unità mobile (servizio in outsourcing) e installazione fissa 210
6.2.5 Vantaggi tecnico-gestionali del servizio in outsourcing 213
6.2.6 Considerazioni finali 214

Capitolo 7
LA MINIMIZZAZIONE DEI FANGHI

7.1 Prove di ossidazione ad umido alla scala pilota 217
7.1.1 Effetto della temperatura di reazione 218
7.1.2 Effetto della pressione parziale iniziale di ossigeno 222
7.1.3 Effetto del tempo di reazione 223
7.1.4 Effetto della concentrazione dei solidi sospesi 224
7.1.5 Considerazioni riassuntive 225

7.2 Prove di ossidazione ad umido alla reale 226
7.2.1 Effetto della temperatura di reazione 226
7.2.2 Effetto del tempo di reazione 228
7.2.3 Effetto dell'ossigeno 229
7.2.4 Considerazioni riassuntive 231

7.3 Considerazioni integrate 233

Capitolo 8
VALORIZZAZIONE DEI RESIDUI DELL'OSSIDAZIONE AD UMIDO

8.1 Il recupero di energia 236

8.1.1 Volumi 236
8.1.2 COD 237
8.1.3 Forme azotate 241
8.1.4 Solidi 243
8.1.5 BOD 245
8.1.6 Biogas 246
8.1.7 Cloruri 251
8.1.8 pH 252
8.1.9 Conducibilità 254
8.1.10 Considerazioni finali 255
8.1.10.1 Tipo di liquame e carico di COD 255
8.1.10.2 pH 258
8.1.10.3 Ammoniaca indissociata 259
8.1.10.4 Cloruri 261
8.1.10.5 Tempo di residenza cellulare 262
8.1.10.6 Esame integrato dei dati 264

8.2 Il recupero di materia 266
8.2.1 Acqua di lavaggio 272
8.2.2 Caratteristiche del materiale lavato 288
8.2.3 Test di cessione 298
8.2.4 Considerazioni conclusive 301

Capitolo 9

SOSTENIBILITÀ TECNICO-ECONOMICA DELL'OSSIDAZIONE AD UMIDO NEL TRATTAMENTO DEI FANGHI DI DEPURAZIONE

9.1 Dimensionamento dell'impianto e bilancio di massa 306
9.2 Consumi energetici 311
9.2.1 Sollevamento 312
9.2.2 Micro-grigliatura 312
9.2.3 Dissabbiatura/Disoleatura 313
9.2.4 Sedimentazione 313

9.2.5 Aerazione della vasca di ossidazione biologica 314
9.2.6 Ispessitore 316
9.2.7 Digestore anaerobico 318
9.2.8 Disidratazione meccanica 317
9.2.9 Risultati ottenuti 318

9.3 Valutazione tecnico-economica e analisi di sensitività 319

9.4 Considerazioni finali 326

SINTESI E CONCLUSIONI 327

BIBLIOGRAFIA 339

ALLEGATI 353

INTRODUZIONE

"*Historically, it was common to see schematics that showed the water treatment scheme in detail […] and an arrow at the end that simply said 'sludge to disposal' "* (Neyens *et al.*, 2004).

Questa frase consente di capire quanta scarsa attenzione sia stata, storicamente, dedicata, fino ad oggi, alla gestione dei fanghi prodotti dagli impianti di depurazione delle acque reflue urbane. Il presente lavoro ha inizio proprio in corrispondenza della freccia finale dello schema a blocchi sopra citato ed ha come oggetto quella che, comunemente, viene indicata come "problematica dei fanghi di depurazione".

L'origine del problema è il quadro normativo oggigiorno in vigore; infatti, da un lato viene imposto ai gestori degli impianti di depurazione il raggiungimento di elevati rendimenti di rimozione degli inquinanti, dall'altro vengono modificati i possibili scenari di conferimento finale dei fanghi.

Il raggiungimento di elevati standard di qualità delle acque imposti dalla normativa vigente comporta, sia il peggioramento delle caratteristiche qualitative dei fanghi (in quanto contengono un maggior quantitativo di inquinanti) sia una maggiore produzione.

In merito alle possibili soluzioni utilizzate per il conferimento finale dei fanghi, in Italia, storicamente, sono sempre state adottate lo smaltimento in discarica e lo spandimento in agricoltura.

Lo smaltimento in discarica dei fanghi è sempre più difficoltoso in quanto, oramai, quest'ultima viene vista come la soluzione finale di un più complesso ciclo di trattamento dei rifiuti (non per niente, anche se con alcune deroghe, la Direttiva 1999/31/CE, recepita in Italia col D.Lgs. 36/2003 e s.m.i., sostanzialmente vieta il conferimento dei fanghi di depurazione tal quali in discarica).

Lo spandimento in agricoltura dei fanghi, invece, è da diversi anni al centro di un forte dibattito che ha portato, soprattutto nelle regioni del Nord, ad una fervida legiferazione regionale volta a regolamentare tale possibilità.

La soluzione del problema è tutt'altro che semplice e richiede per la sua risoluzione, ad avviso dello scrivente, un approccio di tipo globale. Esso si basa, per prima cosa, sulla massimizzazione delle strutture esistenti mediante il calcolo di indici (indici di funzionalità) e la verifica della funzionalità dei vari comparti presenti in impianto. Solo dopo l'effettuazione di queste prove e sulla base dei loro risultati, può essere presa in considerazione la possibile adozione di tecniche utili a ridurre la quantità di fango (o all'origine o prima del conferimento finale). Allo scopo di individuare la migliore tecnica di minimizzazione e/o di gestione, è necessario procedere ad una valutazione che consenta di verificare la sostenibilità tecnico-eonomica della/e soluzione/i ipotizzata/e. Infine, deve essere valutata la possibilità di recuperare materia e/o energia dai fanghi, così come indicato dal testo Unico Ambientale (D.Lgs. 152/2006). Si evidenzia che, pur non essendo oggetto del presente lavoro, un approccio di tipo globale come quello appena descritto, non può prescindere da una accurata pianificazione territoriale.

Nella figura seguente (Figura I.1) è rappresentato lo schema concettuale utilizzato per affrontare il problema.

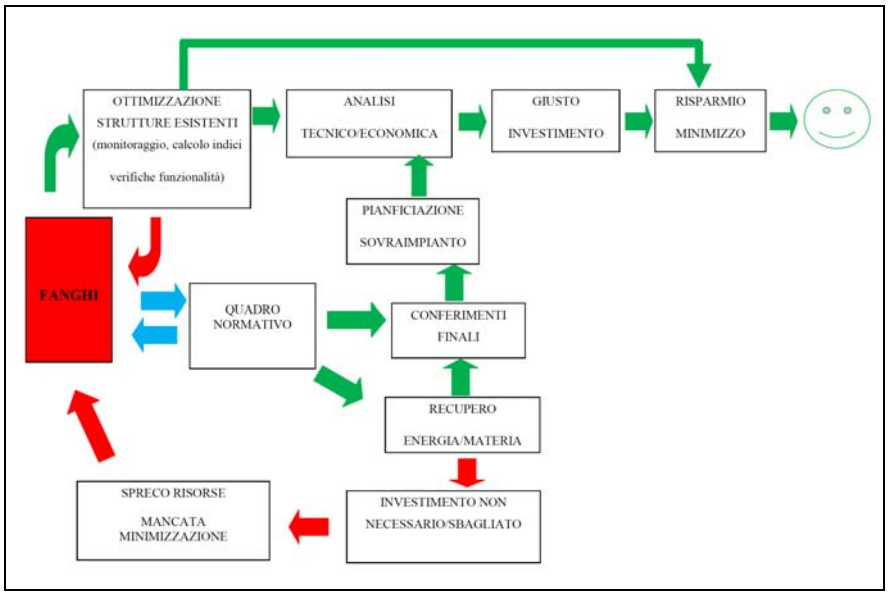


Figura I.1. Rappresentazione grafica dello schema concettuale utilizzato per affrontare la "problematica fanghi".

Gli aspetti più innovativi riportati all'interno della tesi riguardano le verifiche di funzionalità del comparto di ispessimento e disidratazione meccanica del fango, messe a punto nel corso dell'attività sperimentale e la metodica che consente il confronto tecnico-economico tra differenti soluzioni di gestione dei fanghi.

Tra le numerose tecniche di minimizzazione proposte in letteratura, nel presente lavoro, è stato esaminato il processo di ossidazione ad umido, del quale, inoltre, è stato anche studiato il possibile recupero di materia ed energia derivante dai suoi residui, rispettivamente, solido e liquido.

La tesi è strutturata in modo tale da ricalcare l'impostazione teorica sopra esposta e può essere suddivisa in 3 parti:

- parte I: bibliografica (*Capitolo 1*);
- parte II: materiali e metodi (*Capitoli 2,3,4,5*);
- parte III: risultati delle prove sperimentali e loro discussione (*Capitoli 6,7,8,9*).

Il *Capitolo 1* racchiude in sé tutta la parte bibliografica ed al suo interno sono riportati:

- i metodi utilizzabili per il calcolo degli indici di funzionalità degli impianti (col solo riferimento alla linea fanghi);
- le verifiche di funzionalità applicabili alla linea fanghi;
- una panoramica sulle possibili tecniche di minimizzazione applicabili agli impianti;
- le possibili strategie utilizzabili per il recupero di materia ed energia dai fanghi.

Il *Capitolo 2* spiega l'impostazione del lavoro sperimentale mentre il *Capitolo 3* è dedicato alla descrizione degli apparati sperimentali e alle modalità di esecuzione delle prove. Nel *Capitolo 4*, invece, è riportata la descrizione della procedura messa a punto per la valutazione tecnico-economica delle differenti soluzioni di gestione/minimizzazione dei fanghi; infine, nel *Capitolo 5*, sono descritte le metodiche analitiche utilizzate nel corso delle sperimentazioni.

I *Capitoli 6, 7* e *8* sono dedicati all'esposizione dei risultati delle prove eseguite presso gli impianti di *ASMortara S.p.A.* (prove di ispessimento e disidratazione meccanica) e *3V Green Eagle S.p.A.* (prove di ossidazione ad umido dei fanghi di depurazione alla scala pilota e reale e digestione anaerobica del residuo liquido nonché prove di lavaggio per lo studio del recupero del residuo solido derivante dal processo di *Wet Oxidation*) mentre, nel *Capitolo 9*, sono riportati i risultati della procedura di valutazione tecnico-economica concepita nell'ambito del progetto europeo denominato ROUTES ed applicata ad un impianto da 500.000 AE in cui è stato ipotizzato di minimizzare la quantità di fanghi (primari e di supero) da smaltire mediante il processo di ossidazione ad umido e di recuperare energia dalla digestione anaerobica del residuo liquido da essa derivante.

Capitolo 1

LA PROBLEMATICA DEI FANGHI DI DEPURAZIONE: POSSIBILI STRATEGIE DI INTERVENTO

1.1 Introduzione

Negli impianti di trattamento delle acque reflue urbane ed industriali il processo di rimozione della sostanza organica (biodegradabile) avviene a carico di batteri che possono essere di tipo autotrofo o eterotrofo (a seconda se utilizzano come fonte di nutrimento il carbonio di tipo inorganico o organico) che, a loro volta, possono essere distinti in batteri aerobici, anossici e anaerobici (a seconda dell'accettore di elettroni). I substrati (carbonio, azoto e fosforo, ecc…) vengono degradati dal metabolismo batterico attraverso una serie di reazioni biochimiche che portano alla formazione di anidride carbonica e acqua. Va sottolineato che il rapporto tra biomassa prodotta e biomassa ossidata è

molto elevato (0,6-0,7 nei trattamenti aerobici), pertanto, una parte significativa di questa nuova biomassa deve essere allontanata dal sistema insieme alla biomassa morta e ai composti inorganici. L'insieme di queste sostanze viene indicato come fango di depurazione (a sua volta suddiviso in fango biologico primario, secondario o chimico, a seconda dal processo da cui deriva).

Se rapportato con il volume di acqua trattato in impianto, questo fango equivale ad una piccola percentuale, infatti "pesa" per circa l'1% (ipotizzando un contenuto di secco dello 0,5%). Il trattamento e lo smaltimento di questo piccolo volume, però, ha un'incidenza sui costi di gestione (includendo anche quelli relativi allo smaltimento, alla manodopera e quelli energetici) variabile dal 20 al 60% (Mahmood and Elliott, 2006; Pérez-Elvira et al., 2006; Foladori et al., 2010; He and Wei, 2010)

Già negli anni '90 ci si accorse che lo smaltimento del fango rappresentava una criticità per gli operatori del settore. A livello europeo la tendenza è quella di andare verso una strategia comune per la gestione dei rifiuti biodegradabili: i principi alla base sono la prevenzione (intesa come riduzione della produzione), il massimo riuso, il riciclo di materiale e il recupero di energia, al posto del mero conferimento.

È pertanto evidente che la problematica dei fanghi di depurazione deve essere affrontata con un approccio di tipo globale, ossia, massimizzando le strutture esistenti (in termini di rese), utilizzando strategie di riduzione della produzione dei fanghi mirate sia all'utilizzo di opportune soluzioni tecnologiche (applicabili sia in linea acque che in linea fanghi) che attraverso una pianificazione adeguata da parte delle autorità (per esempio, attraverso l'adozione di piani d'ambito).

Le più recenti indagini sul panorama impiantistico italiano evidenziano come, relativamente alla depurazione delle acque di scarico urbane, la problematica correlata alla funzionalità degli impianti assuma dimensioni significative, spesso a causa di carenze gestionali, altre volte per malfunzionamenti delle fasi di trattamento dovuti a non corrette valutazioni effettuate in sede progettuale (di solito relativamente alla stima del carico inquinante/idraulico). Tali indagini, peraltro, hanno evidenziato come, in diversi

casi, esistano significativi margini di miglioramento delle prestazioni degli impianti (Collivignarelli e Bertanza, 2005; ISPRA, 2009).

In molti casi ai malfunzionamenti degli impianti si fa fronte con interventi di ampliamento che richiedono forti investimenti e a volte non garantiscono la rimozione del problema.

Tali interventi sono peraltro motivati, oltre che dalla necessità di garantire con continuità rendimenti depurativi accettabili, dalla necessità di rispettare limiti normativi sempre più restrittivi, eventualmente anche per il riutilizzo delle acque depurate (D.M. 185/2003).

Tuttavia, prima ancora di progettare interventi più o meno radicali con il ricorso a tecnologie più o meno consolidate, va tenuto presente che è necessario procedere all'ottimizzazione e all'individuazione delle singole fasi che fungono da "collo di bottiglia" dell'intero processo.

Appare quindi evidente come il massimo sfruttamento dell'impianto nella configurazione esistente sia il primo traguardo da raggiungere. Solo una volta raggiunto tale obiettivo (che consente tra l'altro una riduzione dei costi di trattamento) potranno essere intraprese le iniziative di ulteriore *upgrading* (anche strutturale) necessarie a conseguire l'incremento di prestazioni (per esempio massimizzazione della produzione di biogas o minimizzazione della produzione di fango).

Ad oggi, va evidenziato come, purtroppo, l'ottimizzazione della gestione, normalmente non faccia parte del patrimonio culturale dei responsabili degli impianti che vedono, il più delle volte, la risoluzione dei problemi correlata agli interventi di *upgrading* strutturale.

Pertanto, al fine di comprendere ed identificare il problema (quindi trovarne la migliore soluzione) è necessario procedere attraverso: la verifica delle condizioni di funzionamento basata sul monitoraggio, il calcolo di indici di funzionalità, l'esecuzione di verifiche di funzionalità ed è in base ai risultati di questa analisi che devono essere valutati eventuali nuove installazioni.

1.2 Monitoraggio

Il primo strumento che permette di valutare la funzionalità di un impianto è il suo monitoraggio.

Il monitoraggio, inteso nel senso più ampio del termine, è finalizzato a verificare, in particolare:

- la conformità dell'acqua trattata con i limiti di legge;
- le rese depurative dei diversi trattamenti;
- le caratteristiche e lo "stato di salute" dei comparti di trattamento;
- il mantenimento dei corretti valori dei "parametri di processo".

L'attività di monitoraggio si differenzia a seconda del fine che si intende raggiungere, ovvero della situazione specifica; gli ambiti in cui si prevede il monitoraggio sono infatti così distinguibili:

- collaudo ed avviamento dell'impianto;
- gestione ordinaria.

Il gestore di un impianto si trova pertanto a dover effettuare una serie di scelte, per valutare, innanzitutto:

- i parametri da misurare;
- la frequenza di campionamento;
- i punti di campionamento tenendo conto del costo delle analisi (reagenti e strutture) e del tempo di esecuzione (quindi della manodopera impegnata).

La scelta dei parametri da rilevare presuppone la conoscenza del significato da loro assunto nella fase considerata. I dati, infatti, devono fornire informazioni significativamente utili e facilmente interpretabili al fine di consentire la buona conduzione dell'impianto e, laddove necessario, interventi mirati ed efficaci da parte del gestore.

Il monitoraggio viene effettuato attraverso la rilevazione di una serie di parametri di tipo chimico-fisico e biologico e attraverso la determinazione di parametri "*operativi*".

Le analisi chimico-fisiche, che vengono in genere eseguite su campioni prelevati in ingresso ed uscita dall'impianto, riguardano parametri previsti dal D.Lgs. 152/06 quali: azoto nelle diverse forme, solidi sospesi totali, COD, BOD, ecc... . Possono poi essere richieste analisi specifiche, in funzione delle particolari situazioni.

Tra i parametri "*operativi*" vanno sicuramente menzionati i seguenti: ossigeno disciolto, temperatura, pH, potenziale *redox*, portate, ecc..

Distinguiamo due tipologie di monitoraggio (Collivignarelli *et al.*, 2000):

- monitoraggio "*routinario*": effettuato nell'ambito della normale gestione dell'impianto di depurazione;
- monitoraggio "*intensivo*": determinato da qualche necessità specifica e limitato a un periodo di tempo circoscritto (qualche settimana) e, possibilmente, da ripetersi con scadenze definite nel corso dell'anno.

Dando per scontata la definizione di "*monitoraggio routinario*", necessita invece di qualche approfondimento il concetto di "*monitoraggio intensivo*".

Il monitoraggio "*intensivo*" deve essere effettuato per un periodo significativo (almeno un mese). Tale monitoraggio prevede l'analisi dei parametri più significativi/critici in ingresso ed in uscita da ogni singola fase di trattamento, al fine di valutare l'efficienza di rimozione di parametri specifici nei singoli stadi di trattamento.

I dati sperimentali raccolti attraverso il monitoraggio dell'impianto vanno elaborati ed interpretati per poter pervenire ad un giudizio circa il grado di funzionalità di un impianto.

Il giudizio circa la funzionalità dell'impianto può essere effettuato mediante la definizione di indici di funzionalità. Nel paragrafo seguente verrà esposta una procedura che, attraverso la definizione di indici, consente di giungere ad un giudizio di funzionalità dell'impianto.

1.3 Indici di funzionalità degli impianti

Oggi giorno la funzionalità di un impianto viene per lo più valutata in termini di efficienza depurativa, pertanto, la maggior attenzione nella gestione viene data alla linea acque, trascurando, nella maggior parte dei casi, aspetti quali i consumi di energia, reagenti, i costi di gestione e di trattamento e smaltimento dei fanghi.

Ovviamente, considerare il solo aspetto legato all'efficienza depurativa, porta il gestore ad avere una visione "distorta" del proprio impianto e ad uno sbilanciamento delle risorse (intese come costi ed investimenti) in quanto si concentra esclusivamente su quell'aspetto, considerando marginali gli altri.

La gestione dei fanghi (ma anche i consumi energetici) è un esempio di questa distorsione. I fanghi, infatti, vengono normalmente visti come un "prodotto" della depurazione che deve essere smaltito al minor costo e col minor "sfrozo", pertanto, poca attenzione viene data alla loro gestione.

In questo paragrafo viene brevemente esposta la procedura, tratta da "*L'ottimizzazione del servizio di depurazione delle acque di scarico urbane: massimizzazione dei recuperi di risorsa (acqua e fanghi) e riduzione dei consumi energetici"* (ISPRA, 2009) che può essere utilizzata per una valutazione della funzionalità degli impianti di depurazione, con particolare riguardo alla linea fanghi.

L'utilizzo di tale procedura (basata sulla determinazione di indici di funzionalità calcolati a partire dai dati gestionali) ha il vantaggio, oltre a quello di considerare l'impianto nella sua totalità, di rappresentare in forma molto sintetica e immediata le condizioni di funzionamento e le prestazioni dell'impianto. Ovviamente, opportunamente integrata, tale procedura consente una valutazione complessiva dell'intero processo depurativo, anche se di seguito verrà esposta la sola parte relativa agli indici di funzionalità relativi alla linea fanghi.

Si sottolinea che, affinché il giudizio finale sia rappresentativo della situazione oggetto di studio, è necessario che i parametri utilizzati per la determinazione degli indici e, più in generale, i criteri di valutazione presentati,

devono essere tarati utilizzando i dati opportunamente raccolti ed elaborati. Pertanto, se lo scopo della procedura è quello di valutare un singolo impianto, i dati da utilizzare per tarare gli indici devono essere necessariamente quelli gestionali dello stesso, viceversa, se lo scopo è quello di un uso più generalizzato (valutazione a livello di ambito territoriale, ad esempio) la taratura dei parametri deve essere effettuata utilizzando (in modo opportuno) i dati gestionali di tutti gli impianti oggetto di studio.

1.3.1 Metodologia di valutazione

Per la definizione di indicatori sintetici della funzionalità degli impianti di depurazione viene proposto un metodo, il cui schema concettuale è rappresentato nella Figura 1.1.

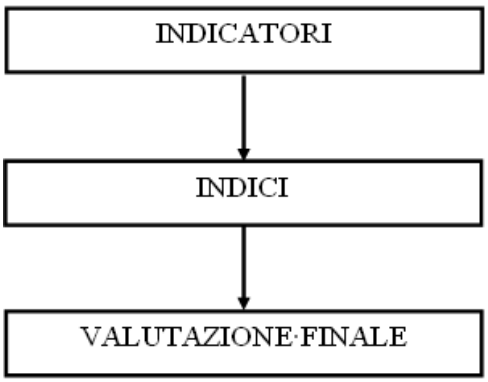


Figura 1.1. Schema concettuale del metodo per la definizione di indicatori sintetici della funzionalità degli impianti di depurazione.

Gli indicatori sono parametri di dettaglio (ad esempio, rendimenti di depurazione, concentrazioni, costi specifici, produzione di fanghi, ecc.) calcolati sulla base di dati gestionali. Essi concorrono alla definizione degli indici.

Gli indici di efficienza/efficacia posso riguardare aspetti tecnico-economici, quali: l'efficienza depurativa dell'impianto (D); i consumi di energia (E); i consumi di reagenti e combustibile (R); i costi (C) e la gestione dei fanghi (F).

La valutazione finale (*V*) è un valore numerico riassuntivo di tutti gli aspetti tecnico-economici considerati e si determina calcolando una somma pesata di tutti gli indici, come riportato nell'equazione (*1.3.1.1*) .

$$V = D \cdot p_D + F \cdot p_F + E \cdot p_E + R \cdot p_R + C \cdot p_C \qquad (1.3.1.1)$$

La somma di tutti i pesi p_i considerati nella formula (*1.3.1.1*) deve essere uguale ad 1.

Per il calcolo di ciascun indice si devono dapprima individuare una serie di indicatori, che contribuiscono a caratterizzare il particolare indice considerato. Nella Tabella 1.1 sono riportati una serie di indicatori utilizzabili per la definizione dei diversi indici in particolare, per ciascun indicatore sono riportati: la definizione e gli indici che possono essere calcolati utilizzando tale indicatore.

Si precisa che tutti gli indicatori riportati possono essere ricavati dai dati gestionali che, come accennato in precedenza, sono ritenuti necessari per descrivere il grado di efficacia/efficienza di un impianto di depurazione.

Tabella 1.1. Indicatori utilizzabili per la determinazione dei diversi indici tecnico-economici.

Nome indicatore	U.M.	Indici calcolati
Rendimenti di rimozione degli inquinanti*	%	D
Concentrazioni in uscita degli inquinanti*	mg/L	D, F
Produzione totale di fango	kgSS/d	F
Rapporto tra SSV e SST nel fango	-	F
Umidità	%	F
Quantitativo di fanghi destinato a recupero energetico	%	F
Quantitativo di fanghi destinato a recupero di materia	%	F
Energia elettrica per il sistema di fornitura dell'ossigeno	kWh/d	E
Energia elettrica per altri processi presenti nell'impianto	kWh/d	E
Energia elettrica autoprodotta nell'impianto	kWh/d	E
Energia termica autoprodotta nell'impianto	kWh/d	E
Consumo di reagenti in linea acque e linea fanghi	kg/d	R
Costo relativo al personale	€/d	C
Costo relativo al consumo di energia elettrica	€/d	C
Costo relativo al consumo di reagenti	€/d	C
Costo di smaltimento dei fanghi	€/d	C
Costo relativo alla manutenzione ordinaria	€/d	C
Altri costi di gestione	€/d	C

In generale, le prestazioni di un impianto (espresse in termini di indici) vengono valutate confrontando gli indicatori effettivi (cioè che risultano dall'elaborazione dei dati gestionali) con valori "attesi" degli indicatori stessi (valutati, per ogni caso specifico, in funzione delle condizioni di funzionamento).

Per quanto riguarda l'indice relativo alla gestione dei fanghi esso deve tenere conto della produzione, delle modalità di trattamento e di smaltimento finale. Per ciascuno di questi tre fattori si può definire un "indice parziale".

Gli indicatori utili al calcolo di detti indici sono i seguenti:

- quantitativo di fanghi prodotti (P_{fango}), cioè la quantità di fanghi in uscita dall'impianto (dopo tutti i trattamenti: stabilizzazione, disidratazione, eventuale essiccamento ecc.);
- rapporto tra solidi sospesi volatili e solidi sospesi totali (SSV/SST), che rappresenta il grado di stabilizzazione del fango;
- umidità (u), espressa in termini percentuali, dei fanghi smaltiti;
- percentuale di fango destinato a recupero energetico *(% recupero di energia*) e di materia (*% recupero di materia*);
- concentrazione di solidi sospesi in uscita dalla linea acque (C_{ss}).

Come per altri parametri, ciascun indicatore preso in considerazione dipende da molti fattori (schema dell'impianto, età dell'impianto, caratteristiche dell'influente, classe dimensionale, ecc.).

Gli indicatori descritti in precedenza, sono utilizzati per calcolare, tre "indici parziali":

1. *indice di produzione dei fanghi* (*1.3.1.2*):

$$F_{produzione} = \frac{P_{fango,atteso} + C_{attesa,SS} \cdot \frac{Q}{1.000}}{P_{fango,reale} + C_{reale,SS} \cdot \frac{Q}{1.000}} \quad (1.3.1.2)$$

dove:

- $F_{produzione}$: indice di produzione dei fanghi;
- $P_{fango,atteso}$: quantitativo atteso di fanghi prodotti [kgSS/d];
- $P_{fango,reale}$: quantitativo reale di fanghi prodotti [kgSS/d];
- $C_{attesa,\ SS}$: concentrazione in uscita attesa relativa ai solidi sospesi [mg/L];
- $C_{reale,\ SS}$: concentrazione in uscita reale (media del *periodo di riferimento*) relativa ai solidi sospesi [mg/L];
- Q: portata media giornaliera del *periodo di riferimento* [m^3/d].

2. *indice di trattamento dei fanghi* (*1.3.1.3*):

$$F_{trattamento} = p \cdot \frac{\left(\frac{SSV}{SST}\right)_{atteso}}{\left(\frac{SSV}{SST}\right)_{reale}} + (1-p) \cdot \frac{u_{attesa}}{u_{reale}} \quad (1.3.1.3)$$

dove:

- $F_{trattamento}$: indice di trattamento dei fanghi;
- $\left(\frac{SSV}{SST}\right)_{atteso}$: rapporto atteso tra solidi sospesi volatili e totali del fango stabilizzato;
- $\left(\frac{SSV}{SST}\right)_{reale}$: rapporto reale tra solidi sospesi volatili e totali del fango stabilizzato, prima dell'aggiunta di condizionanti per la disidratazione meccanica;
- u_{attesa}: umidità attesa del fango;
- u_{reale}: umidità reale del fango;
- p: peso relativo al rapporto tra solidi sospesi volatili e totali.

3. *indice di destinazione finale dei fanghi* (*1.3.1.4*):

$$F_{\text{destinazione finale}} = \%\ \text{rec. energia} + \%\ \text{rec. materia} \quad (1.3.1.4)$$

dove:

- $F_{\text{destinazione finale}}$: indice di destinazione dei fanghi;
- *% rec. energia*: quantitativo di fanghi destinato al recupero energetico;
- *% rec. materia*: quantitativo di fanghi destinato al recupero di materia.

Per determinare i valori attesi relativi al quantitativo di fanghi prodotti ($P_{fango,atteso}$) si moltiplica la produzione pro-capite attesa (i cui valori, in funzione dello schema impiantistico, sono riportati nella Tabella 1.2) per la potenzialità effettiva dell'impianto (ricavata dal carico influente giornaliero medio del *periodo di riferimento* considerato), dividendo poi per 1.000. È comunque possibile modificare i quantitativi pro-capite di fanghi prodotti, sulla base dei fattori prima elencati nonché di altre situazioni particolari (ad esempio, se il *periodo di riferimento* è collocato interamente in una stagione calda oppure fredda, sarà opportuno tener conto dell'effetto della temperatura sulla produzione di fanghi).

Tabella 1.2. Valori attesi della produzione pro-capite di fanghi (ISPRA, 2009)

Categoria schema impiantistico	**Produzione pro-capite di fango [gSS/ab·d]**
Ossidazione biologica senza sedimentazione primaria	38
Ossidazione biologica con sedimentazione primaria	46
Ossidazione biologica con filtrazione terziaria o chiari flocculazione (anche con sedimentazione primaria)	50
Impianti non rientranti nelle categorie precedenti	46

Per quanto riguarda invece l'umidità del fango i valori attesi considerati, in funzione della tipologia di disidratazione meccanica, sono i seguenti (tali valori sono comunque modificabili sulla base di ulteriori indicazioni):

- centrifuga → u_{attesa} = 85%
- nastropressa → u_{attesa} = 80%
- filtropressa → u_{attesa} = 70%

Si precisa che si tratta di valori riferiti ai macchinari di tipo "convenzionale". In effetti, oggi sono disponibili dispositivi che presentano rendimenti anche sensibilmente più elevati, ma, allo stato attuale, la loro diffusione sugli impianti è ancora relativamente limitata.
Per quanto riguarda infine il rapporto tra solidi sospesi volatili e totali, il valore atteso, indipendentemente dallo schema dell'impianto, è pari a 0,60 – 0,65 (valore tipico 0,65).
Per il calcolo dell'indice relativo alla gestione dei fanghi si applica la seguente formula (*1.3.1.5*):

$$F = p_{produzione} \cdot F_{produzione} + p_{trattamento} \cdot F_{trattamento} + p_{destinazione} \cdot F_{destinazione} \quad (1.3.1.5)$$

dove:

- F: indice relativo alla gestione dei fanghi;
- $F_{produzione}$: indice parziale di produzione dei fanghi;
- $F_{trattamento}$: indice parziale di trattamento dei fanghi;
- $F_{destinazione}$: indice parziale di destinazione dei fanghi;
- $P_{produzione}$: peso relativo all'indice di produzione dei fanghi;
- $P_{trattamento}$: peso relativo all'indice di trattamento dei fanghi;
- $P_{destinazione}$: peso relativo all'indice di destinazione dei fanghi.

Relativamente agli indici parziali sopra esposti, quello che è in grado di rappresentare l'efficienza della linea fanghi è l'indice di trattamento ($F_{trattamento}$). In Figura 1.2 viene riportato un grafico in cui, per impianti di diversa potenzialità, si mostra il valore dell'indice di trattamento $F_{trattamento}$. Pur non

potendo considerare il grafico di Figura 1.2 rappresentativo della situazione italiana nella sua globalità visto il numero limitato di impianti in esso riportato (ma abbastanza indicativo vista l'ampiezza delle potenzialità considerate), è possibile notare come, comunque, il valore dell'indice di trattamento risulti essere inferiore all'unità o, comunque, di poco superiore ad essa. Inoltre, è possibile osservare che gli impianti di medio-grande potenzialità (ossia maggiori ai 30 000 AE) presentano un valore dell'indice di trattamento del fango maggiore rispetto a quelli di piccola potenzialità (< 30 000 AE). Questo è dovuto al fatto che, normalmente, gli impianti più grandi vengono realizzati con linee fanghi più "complesse" e, quindi, mediamente più performanti.

Nonostante questo, l'indice di trattamento dei fanghi si discosta di poco dall'unità (valore massimo 1,13) evidenziando che le prestazioni reali delle linee fanghi sono inferiori (o di poco superiori) a quelle attese, confermando così la scarsa attenzione riposta dai gestori a questa parte dell'impianto.

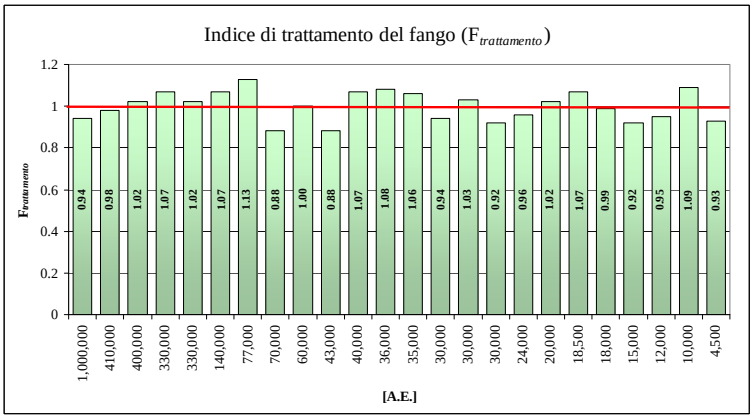


Figura 1.2. Indice di trattamento del fango per diverse potenzialità di impianto (su elaborazione dei dati riportati in ISPRA, 2009 e Collivignarelli *et al.*, 2011). La linea rossa orizzontale rappresenta la "sufficienza".

1.4 Le verifiche di funzionalità applicate alla linea fanghi

In linea generale la fase precedentemente descritta consente di fotografare lo stato di salute dell'impianto e porta a due possibili scenari: uno positivo (indici di funzionalità maggiori all'unità) ed uno negativo (indici di funzionalità inferiori all'unità).

Nel primo caso (indici di funzionalità maggiori all'unità), non è necessario attuare ulteriori verifiche in quanto l'impianto funziona in modo adeguato e le sue potenzialità sono adeguatamente sfruttate. In questo caso il monitoraggio avrà il solo scopo di fornire al gestore gli elementi per indirizzare le "manovre di controllo" dell'impianto, adeguando di volta in volta le condizioni di processo in funzione delle variazioni dei parametri esterni (caratteristiche del refluo alimentato, temperatura, ecc.).

Se, viceversa, il monitoraggio mostra una situazione di scarsa efficienza depurativa e gli indici sono inferiori all'unità, occorre procedere alla fase successiva della procedura di valutazione, ossia alla *verifica di funzionalità* dell'impianto (o del comparto), i cui risultati devono essere analizzati in modo integrato.

Nel caso, quindi, in cui si renda necessario effettuare delle *verifiche di funzionalità* dell'impianto bisognerà procedere, *in primis*, ad un confronto tra la potenzialità nominale dell'impianto e il carico influente (verifica di dimensionamento) al fine di verificare se i rendimenti ottenuti sono quelli che effettivamente ci si deve attendere sulla base delle caratteristiche dell'impianto e del tipo di carico inquinante da trattare. In caso di sovraccarico accertato, si procederà allo studio di interventi di potenziamento adeguati.

Qualora l'impianto manifesti carenze non giustificabili in base a sovraccarichi (oltre all'esecuzione di un intenso piano di monitoraggio che riguardi tutti i parametri chimico-fisici e biologici), possono risultare di estrema utilità anche altri tipi di verifiche sperimentali che possono essere condotte sia direttamente sull'impianto (per esempio, la verifica del comportamento idrodinamico dei bacini di trattamento; la quantificazione della capacità di

ossidazione degli apparati di aerazione in rapporto al fabbisogno della biomassa; la valutazione delle caratteristiche di sedimentabilità del fango, ecc.) sia in laboratorio (prove di Jar Test, verifiche di consumo di ossidante, test respirometrici, prove di ispessimento in cilindri graduati, ecc.).

Tali metodi, inizialmente applicati solo ad alcune fasi di trattamento (vasca di ossidazione e sedimentatore finale, per esempio), sono stati recentemente adattati e testati, sia alla scala pilota che alla scala reale, su tutti gli stadi normalmente presenti negli impianti di depurazione di reflui urbani ed industriali, nonché negli impianti di potabilizzazione. Oltre ad una serie di verifiche che sono ormai considerate di tipo "*consolidato*" (in quanto ormai messe a punto da diversi anni) possono essere condotte verifiche di carattere più "*innovativo*" che riguardano aspetti, quali: il calcolo dei consumi energetici, il calcolo dei consumi di reagenti e la determinazione di bilanci di massa su parametri "*non convenzionali*" (metalli pesanti e parametri conservativi quali grassi e oli animali e vegetali, solfuri e solfiti e sostanze organiche).

In questo modo si può pervenire ad una diagnosi completa delle condizioni di funzionalità dei diversi comparti e dell'impianto nella sua globalità, individuandone le disfunzioni e potendo così definire gli interventi correttivi o migliorativi più opportuni da attuare a livello gestionale (ed eventualmente strutturale), per sfruttare al massimo le potenzialità dell'impianto.

Giova sottolineare che, al di là della "fotografia" di una determinata situazione, le *verifiche di funzionalità* possono essere viste come un utile strumento di esame periodico (qualora vengano ripetute con opportuna frequenza temporale) al fine di monitorare il decadimento prestazionale "fisiologico" degli impianti, per verificare gli effetti degli interventi di volta in volta attuati o semplicemente per verificare il comportamento dell'impianto in diverse condizioni di carico.

Nonostante sia ormai assodata l'utilità di effettuare periodicamente verifiche di funzionalità dell'impianto, esse non sono normalmente adottate in quanto richiedono un (modesto) "sforzo" aggiuntivo. Se questo vale per la linea acque (comparto al quale i gestori prestano la maggiore attenzione) e in cui le procedure di verifica esistono da diversi anni, a maggior ragione vale per la

linea fanghi (comparto al quale viene posta ancora poca attenzione) per la quale non esistevano fino ad oggi procedure di verifica.

Pensando alle diverse sezioni di trattamento presenti in una linea fanghi di tipo "convenzionale", i comparti oggetto di possibili *verifiche di funzionalità* sono:

- *ispessimento* (al quale possono essere aggiunti il prefisso pre e/o post, a seconda che esso sia installato a monte o a valle della fase di stabilizzazione);
- *stabilizzazione* (anaerobica o aerobica);
- *disidratazione*.

Per ciascun comparto possono essere effettuate specifiche valutazioni. I parametri da considerare sono: la portata di fango, il carico di solidi sospesi totali (SST) e volatili (SSV), nonché una serie di parametri fisico-chimici, quali, per esempio, BOD, COD e nutrienti (nelle diverse forme). Tali determinazioni analitiche devono essere condotte su tutti i flussi in ingresso ed in uscita dal comparto, che possono essere sia di tipo solido, liquido o gassoso. Tale approccio, ad oggi, non è risultato molto diffuso nella valutazione della funzionalità di un comparto e questo non consente una valutazione complessiva. Nel caso del comparto di disidratazione, per esempio, si è soliti esprimerne l'efficienza in termini di secco finale, dimenticandosi (erroneamente) delle conseguenze che ha il ricircolo in testa all'impianto di depurazione del surnatante (per esempio, in termini di consumi energetici aggiuntivi dovuti al carico di azoto e COD).

Vi sono poi una serie di parametri di processo che devono essere parimenti misurati (per esempio, la temperatura, l'ossigeno disciolto, il pH, la produzione di biogas ecc.) o calcolati (per esempio, il tempo di ritenzione idraulica e l'età del fango); ciò al fine di correlare l'efficienza dell'impianto alle condizioni di funzionamento.

Si sottolinea che, importanti informazioni possono essere ricavate anche dal calcolo dei bilanci di massa, utili anche ai fini di una verifica dei parametri di progetto (verifica di dimensionamento).

Talvolta, può essere utile, oltre alle verifiche condotte direttamente sull'impianto, anche l'effettuazione di prove sperimentali specifiche che possono dare informazioni, per esempio, circa le caratteristiche di ispessimento dei fanghi, e la loro attitudine alla disidratazione meccanica.

Di seguito vengono riportate le *verifiche di funzionalità* applicabili ai diversi comparti della linea fanghi, alcune delle quali di recentissimo concepimento.

1.4.1 Verifica del comparto di ispessimento

La corretta funzionalità del comparto d'ispessimento dei fanghi consente di migliorare non solo la resa dei processi di trattamento posti a valle di esso, in particolare la digestione (un fango più ispessito permette di avere un volume del digestore minore) e la disidratazione, ma anche ridurre le portate volumetriche dei fanghi da movimentare.

Tali aspetti hanno evidenti ripercussioni di carattere economico-gestionale, pertanto, avere un comparto di ispessimento efficiente consente un risparmio nei costi di gestione dell'impianto. A tal proposito basti pensare che ispessendo dall'1 al 2% un fango si ottiene una riduzione di volume del 50% che può arrivare fino dell'80% se si spinge il processo di ispessimento fino al 5% (Sanin *et al.,* 2008).

La verifica del comparto di ispessimento può essere adottata: in sede di ampliamento dell'impianto o sostituzione dei sistemi di disidratazione/ispessimento (consente di individuare la tecnologia più convenientemente applicabile, in funzione degli obiettivi prefissati) oppure in fase di gestione, in quanto può risultare utile conoscere se e come, eventualmente, cambiano le proprietà d'ispessimento del fango al variare delle condizioni operative dell'impianto (in ordine, ad esempio, alla temperatura del liquame, al carico influente, alla presenza di scarichi industriali saltuari o stagionali, al dosaggio di reattivi, al tempo di permanenza nell'ispessitore, alla presenza o meno di un sistema di movimentazione del fango, ecc…).

La verifica può essere condotta su fanghi primari, secondari o misti e si

compone di due fasi: una prima fase sperimentale/analitica (condotta in laboratorio) in cui si simula il processo di ispessimento in idoneo recipiente e si analizzano e misurano i parametri di interesse (posizione dell'interfaccia nel tempo all'interno del recipiente di prova e contenuto di solidi nel fango, nel surnatante e nell'eventuale materiale flottato) ed una seconda fase in cui si elaborano i risultati.

Al fine di tenere conto delle numerose tipologie di sistemi di ispessimento ad oggi disponibili, le prove di ispessimento devono essere condotte in modo da poter valutare il comportamento del fango in differenti condizioni operative (ossia riprodurre quelle del sistema alla scala reale esistente o futuro). Si potranno, pertanto, avere: prove per simulare l'ispessimento statico oppure meccanizzato, con o senza aggiunta di condizionante nel fango.

La fase di elaborazione dei dati consente di determinare una serie di parametri utili per il dimensionamento (nel caso di sostituzione dell'esistente o di nuova realizzazione) o per l'ottimizzazione del comparto quali, ad esempio, la velocità di ispessimento del fango, il carico di solidi (ottenuto moltiplicando la velocità di ispessimento per la concentrazione di solidi – kg/(h/m^2)) nonché le caratteristiche del fango ispessito e del surnatante.

1.4.2 Verifica del comparto di stabilizzazione

Il trattamento di stabilizzazione anaerobica (chiamato generalmente digestione anaerobica) risulta essere uno dei processi maggiormente diffuso nel panorama impiantistico italiano. Lo scopo dei processi di stabilizzazione sono: ridurre la putrescibilità del fango, ossia il contenuto di materiale rapidamente biodegradabile; ridurre il contenuto di patogeni e le maleodorazioni.

L'efficacia del processo di stabilizzazione viene normalmente valutata in base al grado di stabilizzazione del fango in uscita dal digestore; tale parametro viene indicato dal rapporto SSV/SST. Un fango viene ritenuto stabilizzato se si raggiunge un abbattimento dei SSV di almeno il 20%, ossia se si ha un rapporto SSV/SST pari a 0,4 – 0,5 (kgSSV/kgSST).

La *verifica della funzionalità* di un digestore anaerobico può essere condotta valutando sia l'efficacia del sistema di mescolamento che analizzando le diverse frazioni in esso presente (solida, liquida e gassosa).

Un possibile criterio per la verifica della funzionalità del *sistema di agitazione* consiste nella valutazione dell'omogeneità della miscela in trattamento, che si può effettuare determinando il profilo longitudinale dei solidi sospesi totali.

Questa prova consiste nel prelievo di campioni di fango per ogni metro di profondità, partendo dalla superficie superiore del digestore. Su tali campioni dovranno poi essere determinati i solidi sospesi totali (SST). Se gli scostamenti rispetto alla media delle determinazioni effettuate dovessero superare i 5 g/L si può senz'altro affermare che la miscelazione è insufficiente, quindi, si è in presenza di una carenza di agitazione. È peraltro accettabile un incremento della concentrazione dei solidi in prossimità del fondo del digestore, zona che risente in modo minore dell'influenza del sistema di agitazione.

Un secondo metodo per valutare l'efficienza del sistema di agitazione consiste nella determinazione del profilo della temperatura all'interno del digestore.

A causa della notevole inerzia di massa del sistema e dell'effetto tamponante dovuto ai vari equilibri biologici e chimici che hanno luogo simultaneamente, il controllo del processo richiede la verifica simultanea e prolungata nel tempo di più parametri di funzionamento.

I controlli devono essere effettuati sulla fase solida, liquida e gassosa; anche se solo questi ultimi sono quelli che consentono di avere un quadro immediato di ciò che sta succedendo all'interno del digestore in quanto risentono prima delle variazioni del sistema; allo stesso tempo, però, risultano essere i più onerosi in termini di strumentazione necessaria.

Le *verifiche sulla fase solida* consistono essenzialmente nella determinazione dei solidi sospesi totali e volatili in ingresso ed in uscita dal digestore; ciò non solo per verificare il rendimento del processo, ma anche per quantificare la quantità di acqua immessa nel sistema. L'acqua in ingresso al digestore, infatti, deve essere ridotta al minimo non solo perché così facendo si

aumenta il tempo di ritenzione del fango (quindi il rendimento di stabilizzazione), ma anche per ridurre i consumi energetici associati al riscaldamento della massa liquida. Inoltre, un minor contenuto di acqua è vantaggioso in quanto consente di non ridurre il potere tampone della miscela acqua/fango/gas. Va evidenziato che un fango con un elevato contenuto di secco necessita di un sistema di miscelazione molto efficiente e può causare l'occlusione delle tubazioni con i conseguenti problemi gestionali (Franchini e Berton, 2000).

Per quanto riguarda le verifiche sulla *fase liquida*, le variabili principali del processo sono pH, alcalinità totale, concentrazione di bicarbonati e acidi volatili grassi (VFA) (Lorenzi *et al.*, 2012). L'alcalinità totale ed il pH non sono però utili alla scopo di controllo di processo in quanto subiscono una variazione trascurabile in seguito a disfunzioni o anomalie. La concentrazione di acidi volatili (o il rapporto acidi volatili/alcalinità totale) è invece un parametro molto sensibile perché segnala subito l'insorgenza di anomalie (in condizioni normali la concentrazione di acidi volatili è solitamente inferiore a 200 mg/L, espressa come acido acetico, CH_3COOH). Anche la composizione degli acidi volatili, intesa come percentuale di acido acetico, fornisce utili indicazioni sull'attività delle varie popolazioni batteriche coesistenti. La determinazione della concentrazione e della composizione degli acidi volatili è però complessa e richiede l'uso del gascromatografo.

Un altro fattore da considerare è la possibile presenza di sostanze tossiche e di composti inibitori, che può avere origine sia esterna (ossia vengono introdotti con l'alimentazione composti quali, per esempio, metalli pesanti) sia interna (ossia composti che si formano con la degradazione del substrato organico quali, per esempio, VFA e ammoniaca). Quando l'origine dei fattori tossici è esterna, l'analisi chimica dei fanghi (sia all'interno che in alimentazione ed in uscita del digestore) può fornire utili indicazioni. Per un esame più approfondito del tema si rimanda alla letteratura di settore (Sanin *et al.*, 2008; Mignone, 2005).

Le verifiche sulla *fase gassosa* (strettamente legate alle altre verifiche da effettuare sulla fase liquida e solida) possono essere suddivise in due: verifiche

sulla quantità e verifiche sulla qualità del biogas prodotto.

Va comunque evidenziato che le sole verifiche sulla fase gassosa non sono sufficienti, da un punto di vista operativo, a controllare il processo in quanto si tratta di una modalità di controllo che non permette di adottare azioni preventive sulla gestione del processo, ma che, di fatto, prende atto di quello che è già avvenuto.

La qualità e la quantità di biogas prodotto dipendono da molti fattori, tra i quali: le caratteristiche del substrato alimentato, l'eventuale presenza di sostanze tossiche e di composti inibitori e le modalità di processo utilizzate: (temperatura, carico organico (OLR) e miscelazione). In generale, cambiamenti nelle modalità di processo si ripercuotono in maniera indiretta sulle caratteristiche del biogas poiché tali cambiamenti influenzano prima di tutto l'attività dei microorganismi e, di conseguenza, la produzione di biogas.

Le verifiche sulla fase gassosa che interessano la quantità di biogas prodotto sono basate sulla stima e/o misura del volume di gas prodotto.

La verifica più semplice da effettuare consiste nel confrontare i dati medi di produzione di biogas ottenuti con quelli riportati in letteratura (il potenziale produttivo indicato in letteratura per i fanghi di depurazione delle acque reflue è di 0,75÷1,15 Nm^3/kgSSV abbattuti, valori che, ovviamente, fanno riferimento a condizioni operative stabili) (Metcalf e Eddy, 1991; Passino, 1980).

Un altro metodo per definire e controllare la quantità di biogas prodotta dai fanghi è basata sulla conoscenza della quantità di COD abbattuto (calcolato come differenza tra COD della matrice in ingresso al digestore e del digestato). Noto tale valore si verifica che il digestore produca all'incirca 0,35 NL/(g $COD_{abbattuto}$) (Bonomo, 2008). Ovviamente, vanno sempre tenuti nella giusta considerazione anche altri fattori nelle valutazioni, quali, ad esempio, le variazioni della produzione legate ai cambiamenti stagionali (cambiano i carichi di organico in ingresso al sistema), eccesso di materiali inerti conseguenti ad eventi meteorologici particolarmente intensi, ecc. .

Inoltre, la quantità (e, inevitabilmente, la qualità) di biogas prodotto può essere valutare teoricamente mediante l'utilizzo di equazioni stechiometriche più o meno complesse e che trascurano o meno la biomassa prodotta (esempi

sono le formule di Buswell e Cimochowicz-Rybicka). Ovviamente, l'utilizzo di queste formule fornisce la produzione massima teorica, pertanto, rappresenta il valore massimo producibile e non superabile.

In impianto, i principali metodi per definire la quantità di biogas prodotto consistono nell'utilizzare dispositivi di misurazione della portata in continuo. Nel caso non fosse disponibile un idoneo misuratore di portata è sempre possibile valutare la produzione netta di biogas mediante l'analisi delle quantità inviate ai successivi utilizzi nonché allo stoccaggio. Si ricorda che, in condizioni di regime e di buon funzionamento del digestore, la quantità di biogas prodotto dovrebbe essere grossomodo costante.

In merito alla qualità del biogas, oltre che all'utilizzo di equazioni empiriche, essa può essere valutata facendo riferimento ai valori medi dei singoli composti in esso presenti. La composizione attesa di un biogas derivante dalla digestione anaerobica dei fanghi di depurazione risulta essere la seguente: 25÷50% di CO_2, 55÷75% di CH_4 ed altri composti in tracce, quali, acido solfidrico (0,01÷1%), azoto (2÷6%) e idrogeno (0,1÷2%) (Pavlostathis *et al.*, 1991; Cimochowicz-Rybicka; 1999; Bonomo, 2008, Metcalf e Eddy, 1991). Va sottolineato che, ovviamente, tali valori possono variare a seconda delle caratteristiche della sostanza organica alimentata, oltre che dalle condizioni operative.

Analisi semplici, ma molto indicative sulla composizione del biogas, permettono di calcolare indici come il rapporto tra CO_2 e CH_4 che consentono di valutare abbastanza bene l'andamento del processo di digestione, in quanto un aumento di acidi volatili in soluzione comporta un maggior consumo di bicarbonati, quindi, la liberazione di maggiori quantità di anidride carbonica.

Analogamente ad altre sezioni dell'impianto di depurazione (per esempio la vasca di ossidazione biologica), il rendimento del comparto di stabilizzazione (sia esso di tipo anaerobico o aerobico) dipende anche dall'eventuale incidenza di volumi morti o di altre alterazioni idrauliche all'interno del reattore (presenza, per esempio, di *by-pass*) nonché dall'efficienza del sistema di trasferimento dell'ossigeno, nel caso della stabilizzazione aerobica. Indicazioni in merito a questi aspetti sono dati dalle *verifiche del comportamento*

idrodinamico del reattore e dalla *capacità dei sistemi di fornitura dell'ossigeno*. Per una descrizione completa ed esaustiva di tali verifiche si rimanda alla letteratura specifica (Bertanza e Collivignarelli, 2006).

1.4.3 Verifica del sistema di disidratazione meccanica

Oggigiorno la verifica delle prestazioni del sistema di disidratazione meccanica viene eseguita, per lo più, limitandosi a valutare il contenuto di secco finale (% SST) nel fango disidratato in relazione al dosaggio (e costo) del condizionante. Per una valutazione più completa è necessario, però, un approccio integrato, che vada a considerare il bilancio di massa dei solidi (considerando anche le caratteristiche del surnatante che viene di norma ricircolato in testa all'impianto), i diversi parametri di processo (non solo, cioè, il dosaggio del condizionante), il costo totale di trattamento (non considerando quindi il solo costo di smaltimento finale del fango disidratato) (Bertanza e Papa, 2011).

Tale tipo di approccio, quindi, prevede che vengano determinati ed elaborati una serie di parametri oltre al normale contenuto di solidi nel fango disidratato.

Affinché la prova sia effettivamente significativa, è necessario che la macchina (o le macchine) utilizzata sia a scala industriale. Una volta individuata la macchina (o le macchine) da utilizzare è necessario provvedere alla caratterizzazione chimico-fisica del fango. Tale aspetto consente di ridurre al minimo il numero delle variabili (di per sé già elevato) che influenzano le prestazioni della macchina.

Preliminarmente alla prova a scala reale, possono essere condotti sul fango dei test al fine, per esempio, di individuare il tipo ed il dosaggio ottimale di condizionante, quindi, le condizioni operative da impostare.

Svolta tale operazione deve essere individuata una condizione di riferimento, ossia una sorta di "bianco", con cui si dovrà poi confrontare i risultati ottenuti durante la prova. Come condizione di riferimento può essere considerata, per esempio, una macchina già operante sull'impianto, oppure un

determinato tipo di condizionate ed il relativo dosaggio.

Un aspetto da tenere presente e che potrebbe costituire un vincolo impiantistico non trascurabile, è quello relativo alla disponibilità di fango in impianto. Infatti, nel caso in cui si testino più macchine, potrebbe verificarsi che la disponibilità di fango non sia tale da permettere l'esecuzione di più prove in parallelo (condizione ritenuta ottimale in quanto consente una maggiore significatività dei dati).

Il numero e la durata delle prove da eseguire devono essere tali da garantire la significatività dei risultati (per macchine che lavorano in continuo, ad esempio, si può ritenere congrua una durata di 3 ore, di cui la prima, di solito, è necessaria alla messa a punto della macchina).

Durante la fase di effettuazione delle prove devono essere prelevati, con frequenza variabile, campioni del fango da trattare e campioni di fango disidratato nonché di surnatante.

Un possibile modello analitico da adottare è il seguente:

- *fango*: determinazione dei solidi sospesi totali (SST) e volatili (SSV);
- *surnatante*: determinazione di solidi sospesi totali (SST), contenuto di azoto totale (filtrato e tal quale), contenuto di fosforo totale (filtrato e tal quale) ed eventuali parametri specifici.

Particolare importanza riveste, infine, la fase di elaborazione dei dati.

La metodologia proposta prevede tre distinti livelli di elaborazione:

- bilanci di massa;
- analisi dei parametri di processo;
- valutazioni economiche.

Ulteriori valutazioni, quale ad esempio l'affidabilità, richiedono funzionamenti per periodi prolungati, quindi esulano dal campo di applicazione di questa tipologia di prove.

Il *bilancio di massa* è essenziale per verificare le prestazioni della macchina. I flussi in ingresso sono costituiti dal fango da trattare, dal condizionante e dall'eventuale acqua di rete. I flussi in uscita sono costituiti dal fango

disidratato e dal surnatante. La misura sperimentale di tutti questi flussi di massa e idraulici, utile per chiudere il bilancio, non è sempre, però, possibile. In particolare, può risultare complesso quantificare la portata del surnatante (mentre è agevole verificarne le caratteristiche qualitative) e, talvolta, il quantitativo di fango disidratato (a meno che non si riesca a raccogliere in un cassone unicamente il fango prodotto durante il funzionamento a regime della macchina, avendo cioè cura di escludere il fango prodotto durante la fase di messa a punto che precede il periodo di prova vero e proprio). La mancanza di questi due dati non impedisce tuttavia il calcolo del bilancio di massa, se si conoscono le caratteristiche quali-quantitative dei flussi in ingresso e se è noto il contenuto di solidi dei flussi uscenti. Dal bilancio di massa totale e dal bilancio di massa dei solidi risulta infatti un sistema in due equazioni e due incognite (appunto le quantità di surnatante e di fango disidratato) facilmente risolvibile (Figura 1.3)

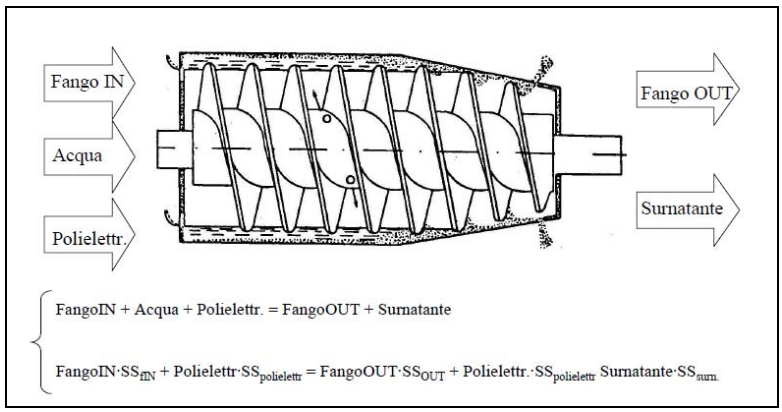


Figura 1.3. Schema di bilancio di massa effettuato su una centrifuga.

I dati raccolti consentono il calcolo dei parametri di processo, la cui definizione appare utile per le valutazioni economiche e per verificare la consistenza dei dati sperimentali.

In particolare, risulta importante la definizione dei seguenti parametri:

- consumo di energia elettrica (*E.E.*): rappresenta l'energia elettrica

consumata dalla macchina per metro cubo di fango trattato [kWh/m^3];

- consumo di condizionante (*Poli.*): rappresenta il dosaggio del condizionante per metro cubo di fango trattato [kg/m^3];
- consumo di acqua (Q_{H2O}): rappresenta la portata di acqua consumata dalla macchina, in rapporto alla portata di fango trattato [%];
- fango trattato (Q_{fango}): rappresenta la portata di fango in ingresso alla macchina [m^3/h];
- indice di cattura dei solidi (η): rappresenta il rendimento di disidratazione, inteso come rapporto tra la massa di sostanza secca nel fango disidratato rispetto a quella in ingresso [adimensionale].

Le principali voci che vanno, invece, a determinare il costo totale di trattamento sono elencate di seguito:

- costo unitario dell'energia elettrica ($c.u._{E.E.}$): rappresenta il costo per ogni kWh utilizzato [€/kwh];
- costo unitario del condizionante ($c.u._{poli.}$): rappresenta il costo per ogni kg di condizionante utilizzato [€/kg];
- costo unitario dell'acqua ($c.u._{H2O}$): rappresenta il costo per ogni m^3 di acqua utilizzata [€/m^3];
- costo di investimento (I): rappresenta il fondo necessario per l'acquisto della macchina [€];
- costo del personale ($c.u._{pers.}$): rappresenta il costo annuale del personale operante sulla macchina [€/y];
- costo unitario di smaltimento del fango ($c.u._{fango}$): rappresenta il costo per smaltire una tonnellata di fango disidratato [€/t];
- flusso di massa in uscita con il fango disidratato dalla macchina (D), espresso in [$t_{fango\ disidratato}$/ $m^3_{fango\ trattato}$];
- carico di BOD (BOD): rappresenta il carico di BOD del surnatante [kgBOD/$m^3_{fango\ trattato}$];
- carico di azoto (N): rappresenta il carico di azoto del surnatante [kgN/$m^3_{fango\ trattato}$];
- carico di azoto assimilato ($N_{ass.}$): rappresenta il carico di azoto

assimilato dai fanghi attivi [kgN/$m^3_{\text{fango trattato}}$];

- consumo di energia elettrica per la fornitura di ossigeno ($c.u._{O2}$): rappresenta il costo relativo al consumo di energia elettrica per la fornitura di 1 kg di ossigeno;
- produzione di fango specifica (Y_{obs});
- contenuto di sostanza secca del fango in ingresso (ST_{IN}) ed in uscita (ST_{OUT}) dalla macchina;
- contenuto di solidi nel surnatante ($ST_{CENTR.}$): rappresenta il contenuto di solidi totali nel surnatante
- flusso di massa in uscita col surnatante (C).

I parametri quali *D, BOD, N* e *C* non sono determinati direttamente ma derivano dal calcolo del bilancio di massa.

1.5 Possibili interventi per la minimizzazione della produzione dei fanghi

Le tecniche di riduzione della produzione dei fanghi possono essere considerate un intervento "preventivo" per contenere i costi di smaltimento.

Più in generale, in questo contesto possono essere prese in considerazione anche quelle tecniche che permettono di migliorare la qualità dei fanghi (es. riduzione del contenuto di metalli pesanti), con ciò consentendo, ad esempio, il riutilizzo agronomico.

Esistono sistemi consolidati e sistemi non convenzionali, ovvero ancora in fase di studio, che possono essere applicati alla linea acque o alla linea fanghi. Tali tecniche possono interessare i comparti biologici o chimico/fisici ed essere esse stesse di tipo biologico o chimico/fisico.

La scelta della tecnologia più appropriata deve essere effettuata tenendo conto di numerosi fattori, di tipo prettamente tecnico e di carattere economico, valutando attentamente vantaggi e svantaggi che possono derivare dalla loro

applicazione, sia diretti (ovvero relativi alla produzione dei fanghi) sia indiretti (ovvero che vanno ad interessare altri aspetti e/o altre fasi dell'impianto).

Di seguito, si sono suddivisi gli interventi adottabili sulla linea acque da quelli applicabili alla linea fanghi.

1.5.1 Interventi sulla linea acque

1.5.1.1 Interventi sui trattamenti chimico-fisici e meccanici

Fra le fasi di trattamento chimico-fisico/meccanico di un impianto di depurazione che maggiormente possono influire sulla produzione di fango, si è ritenuto rilevante focalizzare l'attenzione sul dosaggio di reattivi chimici flocculanti (con vari obiettivi) o carbone attivo e sul comparto di microgrigliatura.

I reattivi chimici con funzione coagulante/flocculante possono essere utilizzati per diverse ragioni, ad esempio per far fronte a sovraccarichi (dosaggio in fase primaria), per migliorare la sedimentabilità del fango secondario, per rimuovere il fosforo.

La scelta dei reattivi e la definizione delle condizioni di trattamento vanno condotte attentamente, considerando la consistenza (peso e volume) dei fiocchi che si formano, da valutare in funzione delle condizioni idrauliche (velocità ascensionali) effettive.

Il *dosaggio dei reattivi,* pur determinando i vantaggi descritti in precedenza, determina un aumento della produzione di fango non indifferente. In generale le produzioni aggiuntive di fango "chimico" variano dal 20% del totale al 120% in funzione non solo del dosaggio dei reagenti ma anche dell'alcalinità dell'acqua (Colombo-83° edizione, 2003).

Anche nel caso di *dosaggio di carbone attivo* in polvere (direttamente nella fase biologica ed eventualmente anche a livello dei pre-trattamenti) è opportuno tenere conto dei riflessi di diverso segno sulla produzione dei fanghi (incremento per effetto della presenza del carbone stesso, diminuzione per effetto dell'adsorbimento di composti organici biodegradabili, aumento per

effetto dell'incremento dell'attività biologica a seguito dell'eliminazione di sostanze inibenti, ecc.).

Con l'*adozione di microgriglie finissime* la capacità di rimozione dei solidi sospesi può raggiungere il 5-15% in funzione delle caratteristiche del liquame. Ciò può portare a una proporzionale riduzione della produzione di fango, con un incremento, però, del materiale grigliato fino al 60% (2-11 kg grigliato/ab anno) rispetto all'utilizzo di griglie fini (2-4 kg grigliato/ab anno) (Masotti, 1996).

1.5.1.2 Interventi sul comparto biologico

Tra i principali fattori che, notoriamente, influenzano la produzione del fango biologico vanno citati l'età del fango e la disponibilità di ossigeno disciolto. Chiaramente, la definizione dei valori "corretti" di questi parametri nella progettazione degli impianti deve tener conto *in primis* delle esigenze di processo (es. nitrificazione) e degli aspetti economici.

Gli impianti ad aerazione estesa trovano la loro origine proprio nella necessità di semplificare la linea fanghi (per quanto concerne il comparto di stabilizzazione). Nella gestione, invece, i vincoli principali sono costituiti dai limiti strutturali dell'impianto (volumi dei reattori, potenzialità del sistema di fornitura dell'ossigeno, possibili problemi di sedimentabilità del fango (*pinpoint*) ecc.).

Le tecnologie non convenzionali proposte per ridurre la produzione di fango di supero in un impianto di depurazione possono essere classificate in due principali categorie:

- metodi fisico/chimici;
- metodi biologici.

All'interno di questi due raggruppamenti esistono sia metodi che, per quanto innovativi, contano già alcune applicazioni a scala reale, sia metodi di recente introduzione che sono stati studiati finora solo a scala di laboratorio o pilota.

I *trattamenti chimici* offrono diversi vantaggi, tra cui una facile impostazione del processo, una stabile efficienza, parametri gestionali flessibili e facilmente modificabili in funzione delle esigenze. Tra gli aspetti che ne limitano l'applicabilità a grande scala una delle voci principali è costituita dai costi operativi per l'acquisto delle apparecchiature e soprattutto dei reattivi chimici che possono essere elevati. Tali costi di investimento e di gestione devono essere naturalmente valutati in funzione del risparmio ottenibile in seguito alla riduzione della quantità di fanghi da trattare e da avviare allo smaltimento finale. Alcuni trattamenti sono applicati direttamente nel reattore a fanghi attivi, altri vengono invece applicati sulla linea di ricircolo dei fanghi o su un'aliquota di questa.

I metodi di tipo *biologico* sono applicati allo scopo di intervenire sul metabolismo cellulare di mantenimento e sui meccanismi di respirazione endogena e di lisi cellulare. Esiste un consumo di substrato relativo al solo metabolismo di mantenimento, cioè che non si traduce in sintesi di nuova biomassa, ma solo in produzione di energia. Il metabolismo di mantenimento risulta legato ai meccanismi di lisi cellulare, e la produzione di fango è inversamente correlata a questo tipo di attività. Per ridurre i volumi di fango di supero si cerca quindi di disturbare l'equilibrio fra anabolismo, cioè sintesi cellulare, e catabolismo o produzione di energia, a favore delle reazioni cataboliche.

Ossidazione chimica del fango di ricircolo. Tale processo prevede il trattamento del fango di ricircolo con un ossidante (es. ozono o cloro: Kamiya e Hirotsuji,1998); recentemente, sono stati anche proposti sistemi con ossidazione del fango di ricircolo con reagente di Fenton quali: Fenton a caldo (Paul e Sahli, 2006), photo-Fenton e solar photo-Fenton (Tokumura *et al.*, 2009).

Mediante ossidazione chimica una parte del fango attivo viene mineralizzata, mentre un'altra parte viene solubilizzata in composti organici biodegradabili che possono essere ossidati nel reattore a fanghi attivi, infatti l'utilizzo di ozono o di cloro (due forti ossidanti chimici) induce una significativa lisi cellulare.

In generale, nonostante si abbia un elevato rilascio di componenti solubili in seguito ad ozonizzazione, negli impianti che implementano tale trattamento le concentrazioni di composti carboniosi nell'effluente risultano solo di poco superiori rispetto ai valori di impianti convenzionali a fanghi attivi. Il motivo risiede nell'elevata biodegradabilità dei composti prodotti, il 50% dei quali è di tipo rapidamente biodegradabile (Deleris *et al.*, 2000). Sembra inoltre che i fanghi sottoposti ad ozonizzazione siano caratterizzati da una migliore sedimentabilità (Kamiya e Hirotsuji,1998). Tra gli studi più recenti si cita quello di Boehler e Siegrist (2004).

L'ozonizzazione del fango può essere applicata sia sul fango prelevato direttamente dalla vasca di ossidazione che sul fango di ricircolo.

Un giusto bilancio tra l'efficienza di riduzione del fango ed i costi associati all'utilizzo di ozono individua nel range 0,03÷0,05 $gO_3/gSST_{prodotto}$ (Chu *et al.*, 2009; Foladori *et al.*, 2010) il dosaggio ottimale anche se, ad oggi, tale soluzione risulta convenientemente applicabile agli impianti di grandi dimensioni o nelle zone in cui i costi associati allo smaltimento dei fanghi sono molto elevati. Altrettanto conveniente risulta l'applicazione di tale tecnologia nel caso in cui vi siano problemi operativi quali *foaming*, *bulking* o presenza di batteri filamentosi.

Come accennato in precedenza, oltre all'ozono sono utilizzabili altri ossidanti quali, cloro e perossido di idrogeno (H_2O_2). Il vantaggio nell'utilizzo di questi ossidanti, rispetto all'ozono, risiede nei minori costi legati alle apparecchiature da utilizzare ed al personale che necessita una minore specializzazione.

Il cloro, se confrontato con l'ozono, è un ossidante debole, pertanto, richiede elevati dosaggi, ma, nonostante ciò, può risultare un trattamento economicamente vantaggioso. La diffusione della clorazione del fango alla scala reale è limitata dalla formazione di sottoprodotti dannosi quali i trialometani (THM) e dal problema che si riscontra una concentrazione di COD solubile nell'effluente all'uscita dal processo biologico maggiore rispetto a quella di un convenzionale fanghi attivi in cui non viene effettuato tale

trattamento. Inoltre, il dosaggio di cloro può portare ad un peggioramento anche delle caratteristiche di sedimentabilità del fango.

Esempi di processi commerciali sono quelli proposti da Lyso™ (Rivoira-Praxair), Biolysis® O (Ondeo-Degremont) e Aspal™ Sludge (Air Liquide); Bioleader™ (Kurita Water Industries Ltd) e WEDECO (Umwelttechnologie)

Trattamento termo-chimico del fango di ricircolo. Il trattamento termico abbinato a quello chimico (variazione del pH) permette di ottenere l'idrolisi dei componenti del fango, sia per quanto riguarda la lisi cellulare che per la degradazione di sostanze organiche. Quando si desidera agire sulla linea liquami, tale trattamento si applica in un reattore di limitate dimensioni disposto sulla linea di ricircolo dei fanghi. Può essere applicato anche sui fanghi di supero estratti dal sedimentatore finale, come pretrattamento prima della digestione anaerobica o della disidratazione meccanica.

Per effettuare l'idrolisi termo-chimica possono essere utilizzati sia reagenti acidi (HCl o H_2SO_4) sia reagenti alcalini. Questi ultimi risultano essere quelli maggiormente efficaci e l'idrossido di sodio risulta il reattivo chimico più utilizzato e più efficiente nella lisi cellulare (Rocher *et al.,* 2001; Cassini *et al.,* 2006; Foladori *et al.,* 2010).

Per la verifica dell'applicabilità a scala reale è necessario considerare gli aspetti energetici e la richiesta di reagenti alcalini. Vanno considerate anche le limitazioni nella scelta dei materiali costruttivi nel circuito di ricircolo al fine di evitare problemi di corrosione (Liu, 2003).

Ad oggi il trattamento termo-chimico del fango del fango di ricircolo non risulta molto applicato alla scala reale e anche i risultati in letteratura non sono particolarmente incoraggianti. Il motivo risiede nel bilancio economico estremamente penalizzante a causa dell'elevato fabbisogno energetico legato al riscaldamento del fango che è poco concentrato ed il conseguente elevato consumo di reagenti (Foladori *et al.,* 2010).

Trattamento anaerobico/anossico del fango di ricircolo. Il trattamento OSA "*Oxic-Settling-Anaerobic*" è una variante della tecnologia convenzionale del

processo a fanghi attivi, ottenuta inserendo nel ricircolo un reattore anaerobico. Tale processo è costituito da fasi di aerobiosi intervallate a fasi di anaerobiosi corrispondenti ad un'alternanza rispettivamente, di fasi di "*feasting*" (ricca di nutrienti) e di "*fasting*" (povera di substrato). Quando i microorganismi ritornano nel reattore aerobico a fanghi attivi ricco di substrato organico, devono necessariamente ricostruire le loro riserve di energia, prima di sintetizzare nuova biomassa, in quanto la sintesi cellulare non può procedere senza un minimo quantitativo di ATP. Il consumo di substrato si traduce perciò in metabolismo catabolico per soddisfare la richiesta di energia da parte dei microorganismi. L'alternarsi di condizioni aerobiche e anaerobiche tende quindi a dissociare catabolismo da anabolismo e stimola l'attività catabolica. La produzione di fango risulta quindi minimizzata (Liu e Tay, 2001). Chen *et al.* (2003) evidenziano come a valori di ORP < -200 mV risultino meccanismi importanti sia il decadimento sia la lisi cellulare. Parametri chiave del processo sono dunque il potenziale di ossido-riduzione e il tempo di permanenza (dell'ordine dei giorni).

Sembra utile sottolineare che l'utilizzo del trattamento OSA permette, non solo di minimizzare la produzione dei fanghi, ma anche migliore la sedimentabilità del fango (Chudoba e Capdeville, 1991; Chudoba *et al.*, 1991) e ridurre la crescita dei batteri filamentosi (Liu e Tay, 2001).

Tra i processi commerciali si cita il sistema Cannibal® della Siemens.

In alternativa al processo anaerobico si può inserire un reattore anossico; tale trattamento viene definito come "*Oxic-Settling-Anoxic*" (Saby *et al*., 2003).

Processi a cicli alternati. Sono processi che nascono per la rimozione dei nutrienti ma che si è visto essere efficaci anche per minimizzare la produzione dei fanghi di depurazione. Questi processi devono il loro nome alla ciclicità con cui viene fornita e sospesa l'aereazione nella vasca di ossidazione, andando ad alternare, quindi, fasi aerobiche con fasi anossiche.

Recentemente, è stato messo a punto (Battistoni *et al.*, 2002; Battistoni *et al.*, 2008) un sistema di controllo automatico della fornitura di ossigeno in vasca di

ossidazione; il vantaggio intrinseco di tale soluzione è che non rende necessaria la realizzazione di ulteriori reattori in impianto.

In questo caso, la durata delle fasi aerobiche/anossiche viene stabilita in base ai valori misurati di ossigeno disciolto e potenziale *redox* in vasca, che vengono poi confrontati con valori presenti nel database del sistema.

Questo processo è stato già applicato in impianti alla scala reale ed è protetto da brevetto (Cicli Alternati in linea Acque® - Ingegneria Ambiente).

Trattamento termofilo aerobico. Questo sistema consiste nel trattare un flusso di fango prelevato dal reattore biologico mediante processo aerobico termofilo per poi reimmetterlo nella vasca a fanghi attivi. Il fango prelevato dal bacino viene stacciato, ispessito e portato alla temperatura di processo (50÷80 °C) mediante uno scambiatore fango/fango. Il reattore termofilo aerobico è dotato di miscelatore. L'alternanza delle condizioni mesofile e termofile sembrerebbe favorire i processi di idrolisi della sostanza organica e un aumento dei fabbisogni energetici dei batteri mesofili per il loro mantenimento e la loro ricostituzione. Inoltre, secondo Song e Hu (2006), alcuni batteri termofili produrrebbero enzimi responsabili della lisi cellulare di batteri mesofili.

Il trattamento termofilo aerobico porta alla solubilizzazione del 30÷40% di SSV e genera un lisato ad elevata resistenza che deve essere ricircolato nel sistema a fanghi attivi.

E' disponibile il processo commerciale Biolysis® E (Ondeo-Degrémont) e S-TE PROCESS (acronimo di *Solubilisation by Thermophilic Enzyme*).

Processo mediante "metabolic uncoupler". Il metabolismo cellulare è la somma di trasformazioni biochimiche che coinvolgono reazioni accoppiate cataboliche (reazioni a funzione energetica) ed anaboliche (reazioni di sintesi). La produzione di nuovo materiale cellulare, e quindi il coefficiente di crescita, è direttamente proporzionale alla quantità di energia prodotta nella fase catabolica. In presenza di determinate sostanze, dette "disaccoppianti metabolici" (*metabolic uncoupler*), l'energia ricavata dall'ossidazione della sostanza organica viene dissipata sotto forma di calore anziché venire

immagazzinata come ATP. In base a questo meccanismo, quindi, in colture microbiche contenenti disaccoppianti metabolici (Zubay, 1998) la crescita viene inibita senza che venga inibita la respirazione. In pratica si osserva un netto aumento di consumo di substrato che non corrisponde ad un aumento proporzionale di biomassa. Tra i composti utilizzati per ridurre la produzione di fango possiamo citare i seguenti: paranitrofenolo (pNP); clorofenolo; 3,3',4',5-tetraclorosalicilanilide; 2,4,5-triclorofenolo, aminofenolo, etc. (Okei e Stensel, 1993; Low e Chase, 1998; Mayhew e Stephenson, 1998; Chen *et al.*, 1999; Liu, 2000; Low *et al.*, 2000; Xie, 2002).

Questa recente tecnica è stata sperimentata fino ad ora solo a scala di laboratorio e spesso solo su colture pure. Inoltre, ben poco è noto sugli effetti nel lungo periodo in cui l'acclimatamento può giocare un ruolo importante, o circa le condizioni ottimali necessarie al processo o sui potenziali effetti negativi causati da questi composti.

Sviluppo di protozoi/metazoi per la predazione batterica. Il sistema "fango attivo" è costituito principalmente da batteri, protozoi e da metazoi. I protozoi possono essere suddivisi in: natanti, liberi di fondo e sessili. I metazoi normalmente sono costituiti da rotiferi e nematodi.

È noto come il ruolo dei protozoi e metazoi all'interno dell'ecosistema fanghi attivi sia quello di predatori dei batteri e come essi assolvano ad una funzione di controllo della crescita batterica stessa. Lo sviluppo di predatori (protozoi e metazoi) nei processi a fanghi attivi riduce la presenza di batteri dispersi e quindi la produzione di fango.

La predazione batterica può essere condotta in sistemi a due fasi: la prima (chemostato) con un breve tempo di ritenzione idraulico (HRT), al fine di favorire lo sviluppo dei batteri a rapida crescita; la seconda con un lungo tempo di permanenza del fango al fine di favorire la crescita dei predatori (generalmente avviene nei reattori a fanghi attivi, nei sistemi a biofilm o MBR). In pratica, questi sistemi a due stadi aumentano di molto il volume del reattore biologico ed i suoi costi operativi, pertanto, tale soluzione non è applicata agli

impianti che trattano acque reflue urbane se non introducendo un apposito reattore (Foladori *et al.*, 2010).

La principale criticità nell'utilizzo di metazoi e protozoi risiede nella difficoltà di controllarne la crescita e la riproduzione nel sistema biologico.

Questo processo necessita di ulteriori approfondimenti vista la difficile applicabilità alla scala reale (Liu, 2003).

Utilizzo di altri accettori di elettroni come sostituti dell'ossigeno. Questa tecnica si basa sul principio di diminuire la resa di crescita cellulare, per esempio mediante sostituti dell'ossigeno, quali i nitrati, che forniscono un coefficiente di crescita cellulare eterotrofo specifico più basso rispetto a quello ottenibile in presenza di ossigeno.

Ultrasonicazione. Gli ultrasuoni sono in grado di disgregare i fiocchi di fango favorendo la lisi del materiale particolato, per effetto di meccanismi di tipo sia meccanico sia dinamico. Un effetto apprezzabile si raggiunge però con input di energia significativi (Müller e Strünckmann, 2006; Zhang *et al.*, 2007). Il processo di disintegrazione con ultrasuoni può essere condotto sul ricircolo del fango sia in continuo che in *batch*, in questo caso deve essere introdotto un reattore di contatto al cui interno sono collocati i sonotrodi. La biodegradazione del lisato è completa ed avviene nella vasca di ossidazione biologica. A differenza della disintegrazione meccanica, i sistemi ad ultrasuoni sono molto energivori. Al fine di ridurre i consumi energetici, potrebbe essere introdotto a monte dell'unità di trattamento ad ultrasuoni un sistema di pre-ispessimento in modo da ottenere un fango con un elevata concentrazione di solidi (Foladori *et al.*, 2010).

L'applicazione nei sistemi a fanghi attivi è rara, a causa del costo delle apparecchiature, mentre trova maggiore applicazione in linea fanghi.

Per questa tecnica, processi commerciali sono proposti da Siemens, Eimco (Sonolyzer®), Sonico (Sonix®) e Ladurner.

Sistemi MBR (Membrane Biological Reactors). Nei sistemi a membrana la separazione del fango dall'effluente avviene in moduli a membrana ad elevata efficienza anziché nei tradizionali sedimentatori secondari. La produzione attesa di fango in un sistema MBR è solitamente più bassa rispetto ai sistemi a fanghi attivi tradizionali, a causa dell'elevata concentrazione di biomassa in vasca (7÷20 gSST/L), un basso rapporto F/M (Food/Micorganism) ed un'età del fango elevata. Queste condizioni non favoriscono la crescita delle cellule in quanto causano un aumento della richiesta di energia necessaria al mantenimento.

La fattibilità del processo MBR con completa ritenzione del fango è stata dimostrata in numerosi studi (Yamamoto *et al.,* 1989; Benitez *et al.,* 1995; Pollice *et al.*, 2008) così come l'elevata efficienza e la bassa produzione di fango. Tuttavia, elevate concentrazioni di solidi sospesi totali in vasca possono causare effetti, per esempio, di *fouling* delle membrane, con conseguenti numerose operazioni di pulizia delle membrane, limitazioni nel trasferimento di ossigeno (Muller *et al.,* 1998; Lübbeke *et al.,* 1995; Cóté *et al.,* 1998; Rosenberger *et al.,* 2000) e riduzione dell'attività biologica del fango (a causa del basso ricambio della biomassa in vasca).

Diversi autori stanno anche investigando la possibilità di operare sia con lunghi che relativamente brevi tempi di permanenza del fango in vasca in modo da raggiungere la crescita netta nulla (Yamamoto *et al.,* 1989;. Chiemchaisri *et al.*, 1992; Benitez *et al.*, 1995; Muller *et al.*, 1998; Wagner e Rosenwinkel, 2000; Rosenberger *et al.*, 2002; Pollice *et al.*, 2004; Laera *et al.*, 2005). La riduzione del fango di supero sembrerebbe dovuto allo sviluppo di predatori in vasca, ma le opinioni in merito sono discordanti (Foladori *et al.*, 2010).

Va sottolineato come appaia molto lontana la possibilità di operare senza l'estrazione dei fanghi in quanto nel fango si accumulano sempre una certa quantità di solidi inerti che devono, comunque, essere allontanati dalla vasca al fine di impedirne il loro accumulo in vasca (volume morto).

Ultimamente i sistemi MBR sono stati integrati con tecniche di disintegrazione (trattamenti alcalini, ozonizzazione, disintegrazione con ultrasuoni) al fine di aumentare il tasso di decadimento della biomassa, mantenendo una concentrazione relativamente bassa di SST nel sistema MBR.

Fango granulare. I sistemi a fango granulare, sistemi basati sulla auto immobilizzazione dei microrganismi che trattano i reflui, consentono di ottenere alcuni vantaggi se confrontati coi fanghi attivi convenzionali: elevate concentrazioni di biomassa nel reattore (15÷60 gSST/L); carichi organici trattabili elevati (fino a 10 kgCOD/(m^3·d)) e bassissime produzioni di fango.

Ad oggi, i meccanismi che descrivono la formazione dei granuli non sono stati pienamente compresi. I granuli presentano una struttura microbica resistente e una buona sedimentabilità, generalmente. Nei sistemi granulari si è osservata una produzione specifica di fango nell'ordine di 0,07÷0,15 $kgSST/kgCOD_{rimosso}$ (rispetto a 0,27÷0,35 $kgSST/kgCOD_{rimosso}$ dei tradizionali fanghi attivi). La bassa produzione di fango è probabilmente dovuta al metabolismo endogeno e agli elevati valori di mantenimento. La denitrificazione si verifica nella parte interna dei granuli e l'energia disponibile per l'anabolismo è molto poca, il che comporta una crescita batterica limitata.

Un esempio di impianto basato sul fango granulare è stato messo appunto dal CNR ed è noto come sistema SBBGR (*Sequencing Batch Biofilter Granular Reactor*) (Ramadori *et al.,* 2006;Di Iaconi *et al.,* 2007).

I risultati sperimentali ottenuti da Di Iaconi ed i suoi collaboratori hanno mostrato che, l'impianto (alimentato con l'effluente in uscita dal sedimentatore primario di un impianto di trattamento delle acque reflue urbane) ha presentato elevate rese di rimozione del COD, solidi sospesi totali e azoto, tutti maggiori dell'80%) consentendo il rispetto dei limiti allo scarico previsti dalla normativa vigente. Il processo è stato caratterizzato da una produzione di fanghi molto bassa (0,12-0,14 $kgSST/kgCOD_{rimosso}$) ascrivibile all'elevata età del fango nel sistema (> 120 d) (Di Iaconi *et al.,* 2010). Un vantaggio non trascurabile di tale configurazione è la richiesta di spazio molto limitata, se confrontato con un sistema a fanghi attivi convenzionale, in quanto il sistema SBBGR non richiede la presenza del decantatore secondario (oltre ad un volume di ossidazione decisamente più contenuto).

Trattamenti mediante campo elettrico ad impulsi. Le tecnologie a campi elettrici ad impulsi (in inglese *PEF - Pulsed Electric Field*) sono ampiamente

utilizzate in biologia, medicina e nel settore alimentare da anni. Recentemente, tale tecnologia è stata proposta per il trattamento del fango, in quanto provoca la rottura delle cellule microbiche. Il trattamento mediante campo elettrico ad impulsi del fango fu applicato per la prima volta da Heinz (2007) sul ricircolo del fango in un impianto a fanghi attivi.

Un apparecchio *PEF* scarica un impulso elettrico ad alta tensione nel fango (>20 kV) per migliaia di volte al secondo. Il forte campo elettrico attacca i fosfolipidi e i peptidoglicani – i principali costituenti della membrana cellulare e delle pareti cellulari – che presentano carica negativa, quindi, sensibili all'azione del campo elettrico. La conseguente apertura dei pori nelle membrane e delle pareti cellulari causa la rottura delle cellule e la loro lisi. Così come la lisi cellulare, l'applicazione di un campo elettrico rompe le molecole di grandi dimensioni riducendo così le molecole organiche complesse a forme più semplici. Vista la potenza del campo elettrico (che pulsa ad intermittenza) il tempo di trattamento è nell'ordine dei millisecondi.

Esistono anche configurazioni in cui è previsto uno scambiatore di calore a monte del processo di *PEF* (si riscalda il fango finanche sopra i 35 °C) al fine di aumentare l'effetto di rottura delle cellule. Il calore necessario al pre-riscaldamento del fango è recuperabile dal fango stesso in quanto l'applicazione del campo elettrico provoca un aumento della temperatura nel fango trattato di circa 20 °C.

La riduzione di fango (espressa come percentuale sui SST) ottenibile è compresa tra il 27÷45% a seconda del tipo di fango, applicando un'energia specifica di 100.000 kJ/m^3.

Disintegrazione meccanica. La disintegrazione meccanica è un processo volto ad aumentare la solubilizzazione del fango. La solubilizzazione è ottenuta mediante la distruzione delle cellule e la disaggregazione dei fiocchi biologici. In generale, a basse intensità si ha la sola disintegrazione dei fiocchi, viceversa, ad elevati valori di energia applicati si ha la distruzione delle cellule del fango. Il lisato ottenuto dalla distruzione del fango viene ricircolato in testa

all'impianto a fanghi attivi. Il trattamento di disintegrazione meccanica è integrato nel processo a fanghi attivi attraverso un'apposita unità di trattamento.

I sistemi proposti per la disintegrazione meccanica sono: disgregazione meccanica con sistema di omogeneizzazione ad alta pressione (Camacho *et al.*, 2002); sistemi di disintegrazione rotore-statore; getti ad alta pressione e collisione; omogeneizzatori ad alta pressione e *stirred ball mills.* I sistemi differiscono tra di loro a seconda della configurazione, delle condizioni operative, livello di solubilizzazione del fango e consumo d'energia.

Nei casi in cui è applicata poca energia la disaggregazione del fiocco risulta esser moderata e questo potrebbe causare un peggioramento delle caratteristiche di sedimentabilità del fango, ma non in tutte le tecniche. Nel caso di fango con un elevata presenza di batteri filamentosi (fango in cui si verificano fenomeni di *bulking e foaming*) la sedimentabilità potrebbe migliorare, questo a causa della separazione delle strutture e dei legami tra i filamenti.

Per questa tecnica, processi commerciali sono: Lysate e Baker.

Trattamento termico del fango. L'applicazione di un trattamento termico del fango (attraverso il riscaldamento dello stesso) causa la disaggregazione dei fiocchi di fango, un elevato livello di solubilizzazione, la lisi cellulare e il rilascio di acqua intracellulare. Il parametro principale del trattamento termico è la temperatura, specialmente se sono utilizzate temperature elevate (>100 °C) e non tanto la durata del trattamento. Diversi studi confermano che la maggior solubilizzazione del fango si ottiene a circa 180 °C e che temperature maggiori non causano un aumento significativo della biodegradabilità del fango che invece potrebbe diminuire a causa della formazione di composti refrattari legati alle reazioni di Maillard. Tuttavia, anche i trattamenti termici a temperature inferiori ai 100 °C, integrati in un impianto a fanghi attivi, causano una significativa riduzione nella produzione di fango, direttamente correlata con un'immediata diminuzione dell'attività biologica ed un aumento dell'energia necessaria al mantenimento. Il riscaldamento del fango avviene mediante vapore e/o attraverso scambiatori di calori prima di entrare nel reattore di contatto; il lisato viene ricircolato in testa all'impianto. L'ispessimento a monte

del trattamento termico è preferibile, in quanto avere un fango con un elevato tenore di solidi consente di ridurre i consumi energetici ed il volume del reattore.

Il trattamento termico può essere adottato sia in linea acque che in linea fanghi anche se, quest'ultima soluzione, è da preferirsi in quanto si opera con un fango avente un maggior contenuto di solidi (fango generalmente già ispessito).

La limitazione maggiore per la diffusione di tale processo risiede negli elevati costi associati al riscaldamento del fango secondario, caratterizzato da una bassa concentrazione di solidi. Una possibile soluzione, è l'applicazione di trattamenti termici a "bassa temperatura" (< 100 °C), al fine di ridurre l'energia necessaria al riscaldamento e alla necessità di operare a pressioni inferiori. È stato dimostrato, infatti, che trattare il fango con temperature < 100 °C in un sistema a fanghi attivi porta comunque ad una riduzione significativa del fango in eccesso.

Ad oggi, non risultano applicazioni alla scala reale di tale tecnologia.

Altre tecniche. Tra le altre tecniche riportate in letteratura per la riduzione della produzione di fango di supero, molte delle quali sono in fase di studio a livello di laboratorio, si citano le seguenti:

- impiego di organismi produttori di biopolimeri (Chua e Yu, 1999);
- sistema SBR aerobico con unità filtrante a maglie sommersa (Wang *et al.*, 2006).

1.5.2 Interventi sulla linea fanghi

1.5.2.1 Interventi di tipo chimico-fisico

Per quanto riguarda le tecniche convenzionali (ispessimento, disidratazione meccanica ed essiccamento termico), si riportano di seguito alcune considerazioni in merito ai recenti sviluppi tecnologici.

Ispessimento. Le più recenti innovazioni tecnologiche riguardano l'impiego dell'ispessimento dinamico, adottando macchine derivate da quelle originariamente progettate per la disidratazione meccanica. Tra gli esempi che possono essere citati si riportano i seguenti (Lotito, 2000): centrifuga decantatrice, tavola gravitazionale, setacci cilindrici.

Disidratazione meccanica. Gli sviluppi tecnologici che hanno interessato, negli ultimi anni, i sistemi di disidratazione meccanica dei fanghi sono stati rivolti al conseguimento dei seguenti obiettivi (Lotito, 2000):

- lo sviluppo di apparecchiature funzionanti in continuo e, nello stesso tempo, capaci di ottenere livelli di disidratazione caratteristici delle filtropresse a camere;
- il miglioramento dei rendimenti di disidratazione raggiungibili con macchine centrifughe: le centrifughe di "nuova generazione" (ad alta concentrazione) consentono un incremento del tenore di secco rispetto a queste ultime di 5-8 punti percentuali;
- la messa a punto di apparecchiature in grado di ottenere elevate percentuali di secco grazie ad una particolare efficienza della fase di compressione finale (nuove nastropresse);
- l'impiego di condizionanti "perfezionati" che consentono di incrementare le rese di disidratazione e/o di ridurne l'impiego.

I dosaggi e i tipi di condizionanti da utilizzare dipendono, come noto, dal tipo di fango e dal tipo di macchina utilizzata. Va evidenziato che la tendenza attuale è quella di utilizzare i polielettroliti non solo nei processi di centrifugazione ma anche in quelli di filtropressatura in sostituzione dei reattivi più convenzionali (calce e sali di ferro/alluminio); ciò comporta un risparmio in termini di volume del fango da smaltire.

Per questa tecnica, processi commerciali sono: Lysate e Baker.

Essiccamento termico. Nell'ambito degli schemi convenzionali, l'indirizzo generale sembra essere quello di apportare migliorie, intervenendo su specifiche

fasi del trattamento. In particolare, vengono adottati nuovi accorgimenti per migliorare il sistema di movimentazione dei fanghi e si diffondono sempre più i sistemi che prevedono il ricircolo dei gas esausti e il recupero energetico, con il vantaggio di semplificare la linea di depurazione dell'aria (almeno per la fase di deodorizzazione) e ridurre i consumi di energia. Un altro obiettivo perseguito dai costruttori di impianti è quello di migliorare il contatto fango-mezzo riscaldante all'interno degli essiccatori (in particolare in quelli indiretti), attraverso particolari conformazioni degli organi interni.

Accanto ai sistemi tradizionali, recentemente, hanno acquisito interesse altri tipi di impianti, che lavorano a temperature più basse, potendo, in questo caso, sfruttare cascami di calore anche a temperature relativamente basse. Questi sistemi, definiti a "bassa temperatura" o a "media temperatura", operano l'essiccamento mettendo in contatto l'aria calda (in questo caso il limite superiore è intorno a 140 °C) con il fango distribuito (con opportuni sistemi) su supporti mobili (nastri) o fissi (in acciaio o tele filtranti).

Tra i sistemi commerciali si citano quelli proposti da Ladurner, Andriz, Huber, Scolari, Veolia Water, Siemens.

Infine, vengono proposti, da alcune Aziende costruttrici sistemi a riscaldamento solare: si tratta essenzialmente di "serre" con ventilazione forzata.

Tra i sistemi commerciali si cita quello proposto da Huber.

Per quanto riguarda interventi di tipo non convenzionale sulla linea fanghi, si riporta di seguito un elenco, con breve descrizione, di quelli recentemente proposti/applicati (a diversa scala).

Idrolisi termica e trattamento termo-chimico. L'idrolisi termica rappresenta una tecnica di riduzione dei fanghi conosciuta da tempo. Spesso è associata all'utilizzo di reattivi acidi che comportano però alcuni inconvenienti tra i quali problemi di corrosione, necessità di una post-neutralizzazione, solubilizzazione

di metalli pesanti e fosfati. Un processo basato sull'idrolisi termo-acida del fango è il Krepro (Kemira Kemwater AB).

Il trattamento termico-alcalino può costituire un'alternativa al trattamento termo-acido permettendo di superare alcune limitazioni nell'applicazione di quest'ultimo.

Il trattamento termico in ambiente alcalino può essere applicato come pretrattamento prima della digestione anaerobica o integrato alla stessa (Saiki *et al.*, 1999) o come unico trattamento sul fango ispessito, a monte della disidratazione meccanica (Neyens *et al.*, 2003). L'azione combinata dei reattivi alcalini e della temperatura comporta una maggiore idrolisi con conseguente riduzione dei solidi sospesi durante la digestione.

Recentemente, alcuni autori hanno proposto l'applicazione del processo termo-chimico ai sistemi MBR (Visvanathan *et al.*, 2000; Do *et al.*, 2009); Do *et al.* (2009) sottoponendo a trattamento termo-alcalino (80 °C e pH=11) il fango di supero di un particolare sistema MBR (anossico-aerobico) hanno riscontrato una riduzione del fango di supero del 33%.

Sono anche disponibili sistemi di idrolisi termica che non fanno uso di reattivi chimici e che operano in condizioni non particolarmente drastiche (160÷170 °C, 8÷10 bar). Di questi processi esistono soluzioni commerciali che, recentemente, sembrano interessare una significativa quota di mercato (es. processo Cambi® di Sernagiotto-Siemens, eventualmente accoppiato con Digelis™ turbo di Degrémont; processo Biothelys di SIBA-Veolia).

E' stato anche verificato il trattamento termico (o termochimico) a monte della disidratazione meccanica, con buoni risultati operando a temperature superiori a 100 °C (Neyens *et al.*, 2003 a e b; Neyens *et al.*, 2004).

Ultrasonicazione. L'applicazione della sonicazione a basse frequenze (20÷40 kHz) per la riduzione dei fanghi è stata testata su diversi impianti a scala pilota ma anche a scala reale per il trattamento di fanghi primari e secondari (Kim *et al.*, 2003; Grönroos *et al.* 2005; Braguglia *et al.*, 2006; Khanal *et al.*, 2007; Nickel and Neis, 2007;Show *et al.*, 2007; Feng *et al.*, 2009). Uno dei principali obiettivi dell'applicazione dei sistemi di sonicazione consiste nella possibilità di

migliorare le rese della digestione anaerobica e quindi aumentare la produzione di biogas e diminuire il contenuto secco dei fanghi da smaltire (Bougrier *et al.*, 2004).

L'applicazione degli ultrasuoni genera forze meccaniche che provocano una riduzione della dimensione degli aggregati presenti nel fango: si ottiene così la conversione di sostanze organiche dalla forma particolata a quella solubile o colloidale. Si verifica quindi un aumento di COD rapidamente biodegradabile o rapidamente idrolizzabile a spese dei solidi sospesi. La maggiore disponibilità di sostanze rapidamente biodegradabili permette di ottenere una maggiore produzione di biogas e un migliore grado di stabilizzazione del fango.

L'applicazione di questo processo in linea fanghi risulta maggiormente efficace (rispetto alla linea acque) in quanto si ha un maggior contenuto di solidi totali nel fango.

L'applicazione degli ultrasuoni richiede un elevato consumo di energia anche se questo svantaggio è compensato dalla facilità di installazione, la facilità di gestione e la compattezza del sistema.

Per questa tecnica, processi commerciali sono proposti da Siemens, Eimco (Sonolyzer®), Sonico (Sonix®); Ladurner (VTA GSD).

Disgregazione meccanica. La disintegrazione meccanica del fango comporta un rilascio di sostanze organiche che possono essere facilmente biodegradate. Il fango trattato meccanicamente può quindi costituire un valido substrato per il processo di denitrificazione, migliorare la resa della digestione anaerobica o consentire il recupero di prodotti quali azoto e fosforo.

In molti casi, è stato osservato che la formazione di schiume nel digestore anaerobico (causata dalla presenza di microrganismi filamentosi) può essere ridotta adottando la disgregazione meccanica come pre-trattamento (Foladori *et al.*, 2010).

Tra le varie tecniche disponibili, l'omogeneizzazione ad alta pressione (10-150 MPa) induce anche meccanismi derivanti da cavitazione, similmente a quanto si verifica nel trattamento a ultrasuoni (es. Zàbranskà *et al.*, 2006).

Ad oggi, sono disponibili pochi dati derivanti da esperienze su scala industriale. Alcune tecniche per la disgregazione del fango sono ancora oggetto di ricerche e sperimentazioni pertanto ulteriori risultati sono attesi nel prossimo futuro. In letteratura le principali tecnologie meccaniche studiate sono le centrifughe disgregatrici, i mulini a sfere, i sistemi rotore-statore ed i sistemi ad alta pressione. Per quanto riguarda le centrifughe disgregatrici, studi di letteratura (Zàbranskà *et al.*, 2006) hanno evidenziato come in tre applicazioni su scala reale in configurazione di pre-trattamento del fango destinato alla digestione anaerobica, la produzione di biogas sia stata incrementata dal 15 al 26%.

A titolo esemplificativo, tra i processi di disintegrazione meccanica commerciali disponibili, si citano il sistema Crown® della Biogest®; il Cellruptor o Rapid non-equilibrium decompression, RnD® process (Ecosolids) e il sistema MicroSludge® della Paradigm Environmental Technologies Inc. (Carrère *et al.*, 2010). Quest'ultimo utilizza un omogeneizzatore ad alta pressione per disintegrare il fango, precedentemente sottoposto a trattamento alcalino, con idrossido di sodio fino a pH 9 o 10. Un processo commerciale basato su questo principio è il MicroSludge® della Paradigm Environmental Technologies Inc.

Ossidazione chimica. Tra i processi di ossidazione chimica vengono proposti l'ozonizzazione (preferibile quando la successiva digestione dei fanghi sia di tipo aerobico) e il trattamento Fenton (Cacho Rivero *et al.*, 2005).

Il processo di ozonizzazione può trovare differenti collazioni in linea fanghi, infatti, può essere posto sia a monte della digestione anaerobica sia sul ricircolo del digestore (Chu *et al.*, 2009).

Un altro ossidante impiegabile è il perossido di idrogeno (H_2O_2) anche se il suo utilizzo richiede, per una maggiore efficacia, che il fango venga preventivamente riscaldato.

Diversi autori hanno applicato l'ossidazione chimica al fango di supero, con risultati interessanti, anche ai sistemi MBR; ad esempio, Song *et al.* (2003),

utilizzando l'ozono come ossidante e sottoponendo il fango ad un'ossidazione combinata (reagente alcalino (NaOH) e ozono) (Oh *et al.*, 2007).

Wang e i suoi collaboratori hanno testato, a scala di laboratorio, l'efficacia di un trattamento basato sul riscaldamento del fango con microonde e ossidazione con H_2O_2 (Wang *et al.*, 2009).

Anoxic Gas Flotation (AGF). Questo processo utilizza i gas anossici (ovvero senza ossigeno) per flottare, concentrare e reimmettere i batteri, gli enzimi, gli acidi organici, le proteine, ed il substrato non digerito nel reattore anaerobico. Ciò viene fatto al fine di accelerare e rendere completa la conversione dei fanghi in biogas. Tale trattamento permette di conseguire una diminuzione di solidi pari a circa il 37 % (Burke, 1997).

Un brevetto che sfrutta un processo AGF modificato è il *ClearCycle*™.

Altre tecniche. Altre tecniche riportate in letteratura (per lo più ancora in fase di studio) sono: congelamento-scongelamento del fango come trattamento di disidratazione finale (Chu *et al.*, 2001; Montusiewicz *et al.*, 2009); irraggiamento con radiazioni gamma (Etzel *et al.*, 1969; Mustapha e Forster, 1985; Müller, 2000).

1.5.2.2 Interventi di tipo biologico

*Stabilizzazione anaerobica***.** La digestione anaerobica può essere mesofila, se avviene in un intervallo di temperatura compreso tra 30 e 38 °C, oppure termofila se l'intervallo di temperatura varia da 49 a 57 °C. Valutazioni effettuate sul bilancio energetico, tra l'energia prodotta dal processo e quella impiegata per il riscaldamento dei fanghi, hanno identificato nella digestione mesofila il processo più vantaggioso per impianti civili di media-alta potenzialità. Una variante migliorativa del processo di digestione anaerobica mesofila consiste nell'adozione di un pre-trattamento in condizioni termofile (eventualmente in microaerofilia) o nell'introduzione di pretrattamenti volti a

favorire l'idrolizzazione del substrato (distrazione meccanica, ozonizzazione, ecc.).

Recentemente è stata testata anche una nuova configurazione che consiste nell'operare contemporaneamente il processo termofilo e quello mesofilo. Tale soluzione risulta applicata alla sola scala di laboratorio (Young-Chae Song *et al.,* 2004).

La riduzione di solidi sospesi volatili, sia nel digestori operanti in condizioni termofile che in condizioni mesofile, si attesta intorno al 30% (Foladori *et al.,* 2010).

*Stabilizzazione aerobica***.** Il processo di digestione aerobica convenzionale ha un rendimento di rimozione degli SSV inferiore a quello ottenibile con un processo anaerobico. I parametri rilevanti per il controllo della digestione aerobica sono essenzialmente tre: l'età del fango, il contenuto di solidi sospesi totali (SST) e volatili (SSV).

Il processo di stabilizzazione aerobica è condotto normalmente a temperatura ambiente e la riduzione in termini di solidi volatili ottenibile è nell'ordine del 30%, anche con tempi di digestione di 50 giorni (Foladori *et al.,* 2010).

Il processo di digestione aerobica è realizzato in vasche aperte dotate di sistemi di miscelazione e di fornitura dell'ossigeno. I tempi di permanenza del fango sono compresi tra i 10 e i 25 giorni.

Il processo di digestione aerobico presenta sostanzialmente i seguenti svantaggi: fornisce un fango che si presenta poco alla disidratazione meccanica, il rendimento di abbattimento dei SV è condizionato, in modo significativo, dalla temperatura dell'ambiente e consumi energetici elevati per la fornitura di aria (che non vengono compensati in quanto non viene prodotto biogas).

Un processo interessante, proposto anche nel passato, ma che di fatto non ha mai trovato significativa applicazione, è la stabilizzazione aerobica termofila (nota con l'acronimo *ATAD*), in cui la temperatura di reazione si mantiene spontaneamente grazie all'esotermicità delle reazioni e la copertura (non necessariamente a tenuta) della vasca.

Questo processo, nella sua configurazione tipica, consiste in due reattori posti in serie in cui il secondo lavora a temperature maggiori rispetto al primo (di solito il primo reattore opera in condizione mesofile ed il secondo in condizioni termofile) (Sanin F.D. *et al.*, 2008; Foladori *et al.*, 2010).

I rendimenti di rimozione dei solidi volatili più elevati si ottengono se i reattori operano in condizioni termofile, con l'ulteriore vantaggio di ottenere un fango igienizzato.

Stabilizzazione anaerobica/aerobica. Il trattamento sequenziale di digestione anaerobica/aerobica del fango sta suscitando sempre più interesse ed i primi studi stanno evidenziando le maggiori performance ottenibili con tale soluzione rispetto al trattamento di digestione convenzionale (Kumar et al., 2006a, 2006b; Parravicini et al., 2008; Zupancic and Ros, 2008; Tomei *et al.*, 2011). Kumar ed i suoi collaboratori (Kumar *et al.*, 2006a) hanno osservato che la digestione aerobica a valle di un processo di digestione anaerobica migliora le prestazioni del sistema di digestione sia in termini di rimozione dei solidi volatili sia in termini di disidratabilità dei fanghi finali. Parravicini *et al.* (2008) hanno testato alla scala reale il post-trattamento aerobico (SRT~6 giorni) del fango in uscita da un digestore ottenendo un ulteriore abbattimento dei solidi volatili del 16%, constatando, inoltre, che i costi operativi aggiuntivi dovuti al trattamentio aerobico sono del tutto trascurabili.

Un altro vantaggio di questo sistema è la minor quantità di azoto ammoniacale da ricircolare in testa all'impianto di depurazione (Zupancic and Ros, 2008).

Ad oggi tale processo non trova ancora applicazione alla scala reale.

Processi a cicli alternati. Il consumo considerevole di energia elettrica legato all'utilizzo di sistemi di stabilizzazione aerobica può essere ridotto alternando fasi aerobiche con fasi anossiche (o anaerobiche). I *processi a cicli alternati* sono costituiti da un reattore che può funzionare secondo cicli differenti, in funzione dell'obiettivo che ci si prefigge: eliminazione dei nutrienti contenuti nel ricircolo in testa all'impianto, selezionare tipologie di biomassa a supporto dei processi biologici della linea acque e minimizzare la

produzione dei fanghi di depurazione. In quest'ultimo caso il reattore viene alimentato con fango di supero biologico e reflui fognari

Teoricamente, la riduzione della quantità di fanghi è ottenibile in quanto il tasso di crescita eterotrofo assume valori bassi in condizioni anossiche (0,30÷0,36 gSSV/gCOD), se confrontato con quello in condizioni aerobiche (0,45 gSSV/gCOD). La riduzione di fango ottenibile non sembra essere molto elevata in quanto la biomassa batterica rappresenta solo il 15÷30% dei solidi sospesi totali del fango.

La riduzione di SSV nel fango ottenibile è nell'ordine di quella del processo di digestione aerobico tradizionale col vantaggio che, l'alternanza di fasi aerobiche e anossiche (o anaerobiche) consente di ridurre i consumi energetici.

Esistono differenti configurazioni di tali soluzioni che prevedono (Araki *et al.*, 1990; Henze *et al.*, 1996) o meno la realizzazione di vasche supplementari (Battistoni *et al.*, 2003a*;* Battistoni *et al.*, 2003b).

Esistono applicazioni già alla scale reale in impianti di medio-piccola dimensione.

*Dosaggio di enzimi***.** E' in fase di studio la possibilità di migliorare l'efficienza di digestione mediante aggiunte di enzimi a monte del processo.

1.6 Il recupero di materia ed energia dai fanghi

"*Historically, it was common to see schematics that showed the water treatment scheme in detail […] and an arrow at the end that simply said 'sludge to disposal' "* (Neyens *et al.*, 2004).

Storicamente, infatti, il fango in uscita dagli impianti doveva essere "smaltito" e le soluzioni che venivano maggiormente adottate erano la discarica e/o lo spandimento in agricoltura. Rarissimo, soprattutto in Italia, era il conferimento dei fanghi ad impianti di termodistruzione (ancora più raro il caso di smaltimento in impianti dedicati).

Oggigiorno, grazie anche al quadro legislativo in vigore (D.Lgs 152/2006), si è sempre più soliti parlare di "riutilizzo", "recupero" nonché di "riduzione" dei rifiuti.

In merito si ricorda la gerarchia che la normativa (D.Lgs. 152/2006) individua nella gestione dei rifiuti:

a) prevenzione;
b) preparazione per il riutilizzo;
c) riciclaggio;
d) recupero di altro tipo, per esempio il recupero di energia;
e) smaltimento.

Pertanto, la soluzione che un tempo veniva utilizzata con estrema facilità e disinvoltura, ossia la discarica (a causa dei vantaggiosi costi di smaltimento che offriva ai gestori), oggigiorno viene orami vista come la soluzione finale di un più complesso ciclo di trattamento dei rifiuti, non per niente, anche se con alcune deroghe, la Direttiva 1999/31/CE (recepita in Italia col D.Lgs. 36/2003 e s.m.i.), sostanzialmente vieta il conferimento dei fanghi di depurazione tal quali in discarica.

Le normative in vigore, pertanto, ci obbligano a cambiare ed ampliare il punto di vista sul problema, di conseguenza, i fanghi non devono più essere visti solo ed esclusivamente quali rifiuti (fanghi = rifiuti = problema) ma come una nuova possibilità (fanghi = risorsa = nuove opportunità).

Di seguito vengono esposte le diverse soluzioni adottabili sia nell'ottica della riduzione dei fanghi (vedendoli pertanto quale rifiuto da smaltire) e altre per il loro recupero quale materia prima in processi produttivi o quale fonte energetica (vedendoli di conseguenza come una risorsa).

Bisogna tener presente che, in alcune soluzioni, non sempre è facile poter tracciare una linea netta di demarcazione tra il recupero dei fanghi quale materia o quale fonte energetica, infatti, in molti casi i due aspetti coesistono.

1.6.1 Recupero in agricoltura

I benefici dello spandimento dei fanghi sul suolo agricolo sono noti ed in letteratura sono riportati numerosi studi che evidenziano come l'applicazione dei fanghi sui suoli possa portare ad un miglioramento delle loro caratteristiche chimico-fisiche.

Nonostante ciò, l'opinione pubblica si rivela particolarmente restia ad accettare tale soluzione. Nel 1993 la *Water Environmental Federation* creò un'apposita commissione con lo scopo di studiare il motivo per cui la popolazione recepisse in modo così problematico lo spandimento dei fanghi sui suoli agricoli. Ciò che emerse dallo studio è che lo spandimento dei fanghi sui terreni è visto in modo negativo in quanto, i fanghi, sono chiamati "fanghi", parola che per i non addetti ai lavori ha, evidentemente, un connotato negativo. A conclusione dello studio la commissione consigliò l'adozione di un nuovo termine che desse un connotato meno negativo ai fanghi di depurazione. Venne così coniata la parola *"biosolidi"* (Sanin *et al.*, 2008).

In alcuni casi, lo spandimento dei fanghi in agricoltura viene recepito dalla popolazione come problematico anche a causa dei cattivi odori che possono derivarne anche se ciò non dovrebbe verificarsi se il fango utilizzato ha raggiunto un sufficiente grado di stabilizzazione.

È noto, peraltro, che, per quanto concerne gli aspetti ambientali e della salute, la sensibilità e l'attenzione dell'opinione pubblica sono in continua crescita e ciò aumenta la frequenza dei casi in cui si debbono gestire situazioni conflittuali di diversa entità.

In Europa il dibattito sul riutilizzo dei fanghi che si è registrato in questi anni ha evidenziato una notevole varietà di atteggiamenti che ha dato luogo a livello comunitario, ad una stretta regolamentazione delle modalità di riutilizzo affinché le scelte risultino ambientalmente corrette.
Va peraltro ricordata, tra le iniziative significative, la creazione di EFAR (*European Federation for Agricoltural Recycling*), una organizzazione europea che raggruppa gli operatori del riutilizzo agronomico dei fanghi, fondata nel 2006, con sede a Parigi, e finalizzata a promuovere la conoscenza scientifica nel settore.
Il dibattito in Italia sul riuso dei fanghi è attualmente ancora abbastanza limitato e territorialmente circoscritto alle regioni del nord in cui tale riuso è particolarmente diffuso. Va evidenziato come, però, negli ultimi anni vi sia stata una fervida legiferazione regionale in materia volta a regolamentare lo spandimento dei fanghi sui suoli agricoli, sinonimo del crescente interesse verso la problematica.
Bisogna tenere presente, però, che la quantità di fanghi conferibili in agricoltura è funzione anche della disponibilità di area. Infatti, il quadro normativo vigente, oltre a definire le caratteristiche chimico-fisiche che un fango deve rispettare per poter essere utilizzato come ammendante in agricoltura, definisce, non solo il carico applicabile per ettaro di terreno (espresso come tSS/ha), ma anche il carico in termini di azoto (kgN/ha) al fine di prevenire la contaminazione da nitrati in falda.
Di seguito vengono esposte le diverse tecnologie impiantistiche e trattamenti che permettono di ottenere un fango idoneo allo spandimento in agricoltura o che consentono il suo riutilizzo come compost.
Il D.Lgs. n. 99 del 27 gennaio 1992 non specifica o delimita la tipologia dei trattamenti depurativi di provenienza, in tale senso si esprimono però i regolamenti di alcune regioni che restringono la possibilità di utilizzo ai fanghi “biologici” con estensione ai fanghi primari sottoposti a stabilizzazione biologica.
In sostanza si può dire che il fango di supero di partenza può essere costituito da fango biologico secondario, miscelato eventualmente a fango primario e a fango

terziario, incluso relativi additivi chimici purché le caratteristiche finali siano compatibili e conformi alle prescrizioni autorizzative.
La normativa richiede che i fanghi, per essere utilizzati in agricoltura, debbano essere sempre trattati, ovvero sottoposti a trattamento biologico, termico o chimico, a deposito a lungo termine o ad altro opportuno procedimento in modo da ridurre in maniera rilevante il loro potere fermentescibile e gli inconvenienti sanitari derivanti dalla loro utilizzazione.
I fanghi, notoriamente, subiscono già all'interno degli impianti di depurazione specifici trattamenti essenzialmente finalizzati alla riduzione della frazione di solidi volatili (stabilizzazione), nonché dell'umidità e quindi del volume finale (ispessimento e disidratazione).
Questi trattamenti possono avere effetti sulle caratteristiche dei fanghi anche in relazione ai parametri qualitativi importanti ai fini dell'impiego in agricoltura.
Più mirati sono invece i trattamenti effettuati nelle "piattaforme specializzate", ovvero impianti di trattamento autorizzati a ricevere, trattare ed utilizzare i fanghi per conto terzi. Le tipologie di fanghi che possono ricevere sono stabilite dalla autorizzazione regionale; il fango in uscita deve ovviamente rispondere a tutti i requisiti di legge.
I trattamenti convenzionalmente adottati presso gli impianti di depurazione possono consistere in:

- ispessimento statico o addensamento dinamico;
- stabilizzazione anaerobica o, meno frequentemente, aerobica;
- disidratazione meccanica più o meno spinta.

Tali trattamenti, che possono essere definiti "base", risultano sempre presenti e sono finalizzati alla riduzione della quantità di fango prodotto, sia come secco totale che come volume. La percentuale di secco nel fango, infatti, incide sulla superficie di terreno necessaria al suo spandimento mentre il volume sui costi di trasporto e smaltimento, soprattutto nel caso di conferimento a terzi.

L'*ispessimento* è un trattamento meccanico deputato esclusivamente alla separazione dell'acqua dal fango; pertanto non opera alcuna trasformazione

qualitativa. Il contenuto di secco mediamente raggiunto in tale trattamento è compreso tra il 3÷6%.

I trattamenti successivi di stabilizzazione e disidratazione sono di solito adottati in funzione delle dimensioni dell'impianto, della produzione di fango e della modalità di smaltimento (conto terzi o conferimento a terzi). Va sottolineato, infatti, che a differenza della disidratazione, la stabilizzazione non è sempre presente all'interno degli impianti di depurazione.

La *stabilizzazione biologica* (digestione) dei fanghi (§1.5.2.2) può avvenire attraverso processi anaerobici e aerobici. In questi casi, le modificazioni indotte sulla matrice organica del fango hanno conseguenze apprezzabili ai fini del riutilizzo, come per altro è negli obiettivi della normativa vigente. La sostanza organica viene parzialmente degradata: si passa infatti da un contenuto di solidi volatili (SV) pari al 70 – 75% dei solidi totali (ST) ad un rapporto SV/ST pari al 50 – 60%. L'eliminazione di sostanza organica non è in genere tale da compromettere la disponibilità minima di carbonio organico richiesta dalla norma (pari al 20% espresso come carbonio organico totale), tuttavia per taluni fanghi una buona stabilizzazione combinata con una successiva disidratazione spinta mediante l'utilizzo di reagenti chimici (es. calce e cloruro ferrico) può comportare problemi in tal senso.

I metalli pesanti sono soggetti a fenomeni che si possono manifestare in modo diverso a seconda del tipo di trattamento (aerobico o anaerobico) e più in generale delle condizioni al contorno (caratteristiche qualitative dei fanghi, pH, temperatura, potenziale *redox*, speciazione iniziale dei metalli). In generale si può parlare di risolubilizzazione (a pH acido), complessazione (ad opera di NH_4^+, organici derivanti dalla trasformazione della sostanza volatile, ecc.), precipitazione (es. come solfuri o come idrossidi e carbonati), adsorbimento (sulle particelle di fango), ecc.

Nel fango fresco l'azoto è presente essenzialmente in forma organica: in seguito ad un lungo processo di mineralizzazione, il fango rilascia composti assimilabili da parte delle piante. Nel fango digerito anaerobicamente, invece, l'azoto è in forma ammoniacale (70%) e quindi molto velocemente assorbibile dalle piante. Tuttavia il processo di digestione dei fanghi comporta

ammonificazione quindi la perdita (insieme all'acqua nella successiva eventuale disidratazione) dell'azoto contenuto. Si osserva, tuttavia che l'azoto organico presente nei fanghi è meno mobile rispetto a quello contenuto nei fertilizzanti in commercio e comporta di conseguenza meno rischi in termini di inquinamento dell'acqua di falda.

Il fosforo risulta presente nella quasi totalità in forma insolubile poiché legato a composti del ferro, alluminio, calcio e magnesio, già abbondanti nei liquami, cui si aggiungono i reattivi a base di Fe e Al utilizzati sia per la rimozione chimica del fosforo dai liquami sia per il condizionamento dei fanghi.

Nei fanghi sono presenti microorganismi di vario tipo. I trattamenti di stabilizzazione biologica sono in grado di ridurre significativamente il grado di contaminazione microbiologica di un fango; per il rispetto dei limiti di legge sono però in genere ulteriormente richiesti trattamenti di igienizzazione o l'essiccamento termico.

La *disidratazione meccanica* ha come obiettivo la drastica riduzione di umidità (che passa dal 92÷95% del fango ispessito-digerito, al 60÷80% del fango disidratato). Nondimeno, oltre a questo effetto primario, si possono verificare altre conseguenze dovute al fatto che la disidratazione avviene previo condizionamento con calce (o altri reattivi flocculanti). Qualora si utilizzino dosaggi significativi di calce (es. nei trattamenti di filtropressatura) si potrebbero verificare le seguenti condizioni (con grado differente a seconda delle condizioni specifiche):

- effetto di "diluizione" dei metalli pesanti per incremento della sostanza secca;
- effetto di "concentrazione" dei metalli pesanti per precipitazione.

Inoltre, va considerato il già citato possibile effetto di riduzione del contenuto organico.

Si deve, infine, osservare che elevate presenze di Fe e Al, unitamente a fanghi ricchi di calce intorno a pH=10, agiscono da sequestranti del fosforo, riducendone la disponibilità per il terreno.

L'*essiccamento termico* dei fanghi, trattamento non comune presso gli impianti di depurazione e utilizzato solo ove ne sussista la convenienza tecnico-economica, consente, ai fini del riutilizzo in agricoltura, vantaggi connessi alla igienizzazione del fango e al miglioramento della sua manipolabilità (il prodotto si presenta con un contenuto di secco di circa il 90%) in vista soprattutto dello stoccaggio.

Non sempre, con i trattamenti base precedentemente descritti, si raggiungono i requisiti di legge. I trattamenti convenzionali possono essere seguiti da ulteriori trattamenti specifici (presso le piattaforme specializzate).

Il trattamento specifico attualmente più diffuso presso le *piattaforme specializzate* nella raccolta e riutilizzo di fanghi in agricoltura è il condizionamento, che consiste nella miscelazione dei fanghi in entrata seguita dalla igienizzazione con calce idrata o con ossido di calcio. La alcalinizzazione esplica infatti una azione di stabilizzazione ed igienizzazione, con inibizione della attività metabolica batterica e abbattimento della carica microbica fecale potenzialmente patogena a livelli rientranti nei limiti di legge. Tale trattamento viene solitamente effettuato miscelando la polvere con il fango disidratato. I dosaggi di riferimento possono variare fino a non più del 10% SS di calce rispetto alla sostanza secca del fango al fine di salvaguardare il titolo di carbonio che non deve scendere sotto il 20%.

Riguardo il trattamento con calce, va evidenziato che il pH sensibilmente alcalino che si raggiunge in fase di dosaggio (maggiore di 12) comporta lo sviluppo in fase gassosa di parte dei composti ammoniacali presenti nell'acqua del fango, con conseguente sviluppo di cattivi odori che in taluni casi comportano serie problematiche gestionali e di sicurezza sia nella fase di dosaggio che nelle successive fasi di stoccaggio e movimentazione.

In alcuni casi si adotta anche l'aggiunta di soluzione ammoniacale nel fango la cui quantità è calcolata sperimentalmente e regolata anche in funzione del tempo previsto per la permanenza del fango nelle vasche di stoccaggio e delle prove sulla variabilità del pH nel tempo. Alla fine può essere aggiunto acido fosforico come neutralizzante e/o correttore del tenore di fosforo.

Lo stoccaggio del fango prima dell'utilizzo in agricoltura è necessario principalmente come polmone per far fronte alle possibilità temporali di smaltimento. Il volume dello stoccaggio può dipendere o da prescrizioni contenute nell'autorizzazione o, in sua mancanza, da scelte progettuali/gestionali. Le problematiche di tale comparto sono principalmente dovute all'emanazione di cattivi odori, che possono comportare la realizzazione di opportune sezioni di trattamento delle arie.

Il fango in uscita deve ovviamente rispondere a tutti i requisiti di legge, mentre sui fanghi in entrata (la cui tipologia è definita dalla specifica autorizzazione regionale) tali requisiti possono anche non essere soddisfatti in quanto, appunto, è previsto che il fango venga successivamente trattato.

Anche il compostaggio (vedi § 1.6.2) può essere visto come trattamento finalizzato al riuso dei fanghi in agricoltura in quanto tali, ovvero non come "compost" (inteso come materia prima) fatto salvo comunque il rispetto dei vincoli di cui al D.Lgs. 99/92.

1.6.2 Il compostaggio dei fanghi

Il processo di compostaggio (processo di tipo biologico aerobico) viene comunemente suddiviso in due fasi: la prima, detta "fase attiva" o "fermentazione accelerata", caratterizzata da una degradazione molto intensa, e la seconda, detta "fase di maturazione" o "fase di cura", caratterizzata da un processo più lento e dalla formazione di sostanze umiche.

Il processo di compostaggio modifica, quindi, la sostanza organica presente nel fango sia in termini quantitativi che qualitativi (modificazione della struttura molecolare delle frazioni organiche).

I parametri più critici per il processo di compostaggio sono il rapporto C/N (il cui valore ottimale è compreso tra 20/1 e 25/1) e l'umidità. I fanghi di depurazione sono ben utilizzabili nel processo di compostaggio pur presentando un rapporto C/N basso (nell'ordine di 6,3/1 per i fanghi di supero e 15,7/1 per i fanghi misti digeriti) e un'umidità alta (generalmente superiore al 80%) in quanto sono complementari agli scarti vegetali – che presentano un rapporto

C/N alto e bassa umidità (*Sanin* et al., 2008). Va comunque sottolineato che la percentuale in peso che può essere utilizzata è pari a circa 1/3 della massa totale avviata al compostaggio.

Le caratteristiche e la qualità del compost finale, notoriamente, sono strettamente legate alle caratteristiche della materia prima impiegata. Per questo motivo è necessario prestare la massima cura nel selezionare la matrice destinata al compostaggio (in relazione, in particolare, alla presenza di metalli pesanti e inerti che possano svalutare il prodotto finale). In Italia (come in altri Paesi) è stato inserito un programma di certificazione volontaria che consente ai compostatori l'ottenimento del riconoscimento del marchio di "*compost di qualità*".

L'ottenimento di tale riconoscimento risulta particolarmente importante in quanto (dopo un serie di adeguamenti normativi, Decreto Ministeriale n.1601 e s.m.i. e D.Lgs. 75/2010) consente al compost di essere classificato esso stesso come fertilizzante e di potersi configurare come componente base di altri fertilizzanti organici, con gli evidenti benefici economici che ne derivano.

L'interesse verso questa soluzione è in continuo aumento; basti pensare che negli ultimi 16 anni sono stati autorizzati ben 226 impianti con potenzialità di trattamento maggiore alle 1.000 t/anno; alla fine del 2009 su un totale di 236 impianti autorizzati, 179 risultano attivi (Rapporto annuale 2011 – biogas e compost).

Secondo quanto riportato nel "*Rapporto rifiuti urbani 2011*" redatto da ISPRA, la quantità totale di rifiuti trattati negli impianti di compostaggio nel 2009 è risultata essere pari a 3.715.302 t di cui 461.931 t (ossia il 12,4%) erano costituiti da fanghi.

Va infine segnalato che, sempre con riferimento all'anno 2009, la quantità di compost prodotta è risultata essere pari a circa 1.000.000 t, che, per il 70% è stato impiegato in agricoltura di pieno campo, e per il restante 30% venduto per trasformazione in prodotti per il giardinaggio e per la paesaggistica (Rapporto annuale 2011 – biogas e compost su dati C.I.C.).

1.6.3 La co-digestione di fanghi e altri substrati organici

Una prima forma di recupero energetico che vale la pena citare consiste nella co-digestione anaerobica dei fanghi insieme ad altri substrati organici (es. frazione organica dei rifiuti urbani, residui dell'industria agro-alimentare, scarti zootecnici ecc.) per produrre biogas da sfruttare a fini energetici.

L'integrazione dei cicli di trattamento delle acque reflue e della frazione organica dei rifiuti (sia urbani che agro-industriali) consente di sfruttare sinergie in merito a (Pavan *et al*., 2007; Cecchi, 2007; Piccinini e Centemero, 2007):

- aumento delle rese di produzione di biogas, rispetto ad una digestione anaerobica effettuata unicamente con fanghi di supero biologico;
- utilizzazione del COD presente nella frazione liquida del digestato come possibile fonte di carbonio per la denitrificazione biologica;
- produzione di un digestato che, dopo disidratazione, può essere inviato a compostaggio per la produzione di ammendante compostato di qualità con significativa riduzione dei costi di smaltimento dei fanghi.

Le prime applicazioni della co-digestione risalgono agli anni '20 anche se è a partire dagli anni '80 che il processo ha avuto un nuovo impulso, con l'avviamento in Danimarca di impianti per il trattamento di reflui zootecnici e dell'industria alimentare.

I principali vantaggi associati alla co-digetione sono legati alla maggiore stabilità del processo, alla creazione di condizioni ambientali più favorevoli per i microrganismi, alla diluizione di eventuali composti tossici. Un corretto bilanciamento del rapporto tra carbonio e azoto è essenziale per l'ottimizzazione della co-digestione; valori troppo alti causano deficienze di ossigeno, mentre valori troppo bassi possono provocare inibizione di ammoniaca (Rada *et al*, 2006).

Un elemento peculiare del nostro Paese e che caratterizza la quasi totalità degli impianti oggi operativi è l'integrazione al trattamento anaerobico del trattamento aerobico. Tale soluzione appare estremamente interessante in quanto consente il duplice recupero: quello di energia (sia sotto forma di energia elettrica che termica) e quello di materia (compost).

1.6.4 Il co-incenerimento dei fanghi

Il co-incenerimento, così come definito ai sensi dell'art. 2 comma 1, lettera e) del D.Lgs. 133/2005, ha come obiettivo principale la produzione di energia o di materiali, utilizzando i rifiuti (quindi i fanghi) come combustibile.

Le tecniche attualmente disponibili per il trattamento mediante termoconversione dei fanghi di risulta da trattamento delle acque di rifiuto prevedono l'uso dei seguenti tipi di forno (utilizzabili in genere sia per la combustione sia per la pirolisi):

- forni rotanti;
- forni a letto fluido;
- forni a piani.

Le varie tecniche si distinguono fra loro a seconda dei campi di temperatura di esercizio, dei tempi di permanenza e in base ai sistemi di alimentazione.

Poiché i rendimenti di processo e la scelta delle tecnologie sono fortemente influenzati dallo stato fisico del fango, dalla sua composizione chimica e dalle sue proprietà termodinamiche, è necessario identificare e classificare i diversi tipi di fango sulla base di appropriati criteri. Le caratteristiche del fango condizionano, oltre che la scelta del reattore, anche quella del sistema di controllo delle emissioni gassose. Alcuni fra i più importanti fattori da considerare per determinare l'idoneità o meno di un determinato tipo di reattore per la termoconversione sono:

- il contenuto d'acqua (può risultare interessante, dal punto di vista del rendimento energetico, l'accoppiamento essiccamento termico-combustione);
- i potenziali inquinanti presenti negli effluenti;
- il contenuto di inerti;
- il potere calorifico e le richieste di combustibili ausiliari;
- la forma fisica;
- la corrosività.

Un interessante studio recentemente pubblicato (Valeri e Caregnato, 2008) ha messo a confronto alcune alternative di trattamento termico dei fanghi (con o senza preventivo essiccamento, con o senza preriscaldamento dell'aria di combustione). Valutando aspetti quali la semplicità gestionale, l'affidabilità funzionale, la qualità delle emissioni e l'economia dell'installazione e dell'esercizio, gli Autori hanno individuato quale soluzione ottimale, per un sistema di capacità annua pari a 9 400 tSS/anno, la combustione diretta del fango disidratato (contenuto di secco pari al 25%) in forno a letto fluido, con preriscaldamento dell'aria di combustione (per rendere la combustione autotermica), mediante sfruttamento di parte del calore associato ai fumi.

Oggi cominciano ad essere proposte anche soluzioni commerciali di taglia relativamente modesta (forni a letto fluido, addirittura senza refrattario).

Infine, si deve tenere conto della destinazione cui saranno indirizzate le ceneri e le scorie prodotte dalla reazione di combustione (che possono presentarsi sotto forma di polveri o granulati e che possono essere formate semplicemente da prodotti degassificati, oppure da prodotti ceramizzati e/o vetrificati). Lo stato specifico in cui detti prodotti si presentano in uscita dal trattamento influisce sul livello di inertizzazione termica del prodotto, ma anche sulla qualità delle emissioni gassose prodotte e quindi sull'impostazione dei sistemi di trattamento e abbattimento dei gas di combustione.

Il fango essiccato rappresenta un materiale ad elevato potere calorifico e pertanto può essere considerato come un combustibile di recupero. Come tale, può essere utilizzato in forni per la produzione di cemento e laterizi, per la produzione di asfalto o nelle centrali termoelettriche a carbone. Per il co-incenerimento con i rifiuti urbani non è invece necessariamente richiesto che il fango sia preventivamente essiccato.

1.6.4.1 Co-incenerimento con i rifiuti urbani

Il processo di co-incenerimento può generare un'energia termica sufficiente per essiccare il fango, sostenendo il processo senza l'ausilio di altri combustibili.

I vantaggi legati al co-incenerimento dei fanghi insieme ai rifiuti solidi urbani sono sostanzialmente riassumili in quattro punti (Werther e Ogada, 1999):

1. recupero di calore dalla combustione degli RSU per pre-essiccamento del fango;
2. sfruttamento di impianti esistenti per incenerimento RSU;
3. utilizzo di impianti dotati di sistemi sicuri per il controllo delle emissioni gassose;
4. nessun peggioramento delle caratteristiche delle emissioni sia gassose che solide rispetto a quelle prodotte con RSU.

La statistica mostra però che la percentuale di rifiuti inceneriti è ancora bassa in molti Paesi; solo in Danimarca, Giappone, Svezia e Svizzera più del 50% dei rifiuti viene incenerito.

In Svizzera, Austria e Germania sono attivi impianti di co-incenerimento RSU e fanghi; in alcuni casi i fanghi alimentati sono solo disidratati (SS = 20-30%), mentre altri impianti ricevono fanghi essiccati (SS > 70%) (Vollmeier e Macchi, 2008).

1.6.4.2 Produzione di cemento

In questo paragrafo si fa riferimento al possibile utilizzo dei fanghi essiccati come combustibile nei forni di produzione del cemento.

Tra i molti fattori che devono essere valutati in sede di un possibile smaltimento dei fanghi nei cementifici, se ne possono evidenziare quattro (Ragazzi *et al.*, 2006):

- contenuto di P_2O_5 nel fango: per la produzione di clinker, il contenuto di P_2O_5 non deve superare lo 0,5% poiché ad elevate concentrazioni di tale composto si riduce il contenuto di silicato tricalcico nel clinker;
- contenuto di cloro: il contenuto di cloro nella miscela grezza dovrebbe essere inferiore allo 0,015%; per valori più elevati il ciclo del cloro

all'interno del tamburo nella produzione di cemento, può causare pesanti problemi per la stabilità delle operazioni;

- quantitativo di azoto: il contenuto totale di azoto nel fango essiccato può raggiungere livelli pari all'8% (in riferimento al peso secco); questo quantitativo potrebbe dare un contributo significativo alle emissioni di NO_x;
- dimensioni delle particelle di fango essiccato: per la produzione di clinker è determinante non solo la dimensione della particella di fango (2-10 mm), ma anche la forma delle stesse. Sostanzialmente risulta essere migliore il fango costituito da particelle allungate e piatte; particelle "cubiche" e "sferiche" presentano una combustione più difficile.

Nel caso di co-incenerimento di fanghi di depurazione in un forno da cemento il tenore di secco deve essere molto alto (almeno l'80%), per l'ottimale sfruttamento del contenuto energetico dei fanghi stessi.

1.6.4.3 Produzione di asfalto

Per questo scopo il fango essiccato granulato dovrà essere ridotto a polvere tramite l'impiego di mulini. In base ad esperienze pratiche sono necessari circa 22,5 kg di fango granulato (con un tenore di secco del 95%) per tonnellata di asfalto caldo per riscaldare il tamburo di essiccamento, oltre a 0,6 kg di combustibile convenzionale al bruciatore di supporto. Usando gasolio si ha un consumo di 6,4 kg/t di asfalto per il riscaldamento del tamburo; considerando pertanto una produzione di 1.000 t/anno di asfalto si ottiene:

- consumo di fango granulato: circa 2.250 t (corrispondenti a 83.000 m^3 di fango tal quale);
- risparmio in gasolio: circa 580 t.

L'accensione e l'innesco della reazione di combustione si effettua con combustibile ausiliario (gasolio, olio combustibile o metano) in ragione del 10%

della copertura calorica totale erogata. Questa fiamma di supporto (modulata indirettamente) evita lo spegnimento della fiamma principale in caso di irregolare alimentazione, sia dal punto di vista quantitativo che qualitativo. I residui della combustione ammontano a circa il 50% del fango essiccato. Parte di questo materiale viene direttamente recuperato nell'asfalto. La maggior parte viene invece separata nell'ambito del sistema di depolverazione e quindi stoccata in silo con la parte fine delle polveri minerali (quindi reimmessa nella miscela per l'asfalto).

Una caratteristica qualificante per la combustione di fanghi nell'ambito di impianti di produzione di asfalto è rappresentata dal fatto che non vi sono residui della combustione (cenere e scorie) che debbano essere inviati in discarica o comunque che debbano essere sottoposti ad ulteriori fasi di trattamento.

1.6.4.4 Produzione di laterizi

In letteratura sono riportate diverse esperienze (Werther e Ogada, 1999) di utilizzo dei fanghi di depurazione per la produzione di laterizi.

Il processo si svolge secondo le seguenti fasi principali:

- miscelazione del fango con argilla (in percentuale variabile tra il 5 e il 30%);
- essiccazione in forno;
- cottura in forno a 800 °C (con recupero di calore dovuto alla combustione della frazione organica del fango);
- cottura in forni a 960 °C (con l'utilizzo di un combustibile ausiliario).

I mattoni ottenuti utilizzando argilla miscelata a fango presenterebbero, secondo quanto riportato in letteratura, caratteristiche fisico-meccaniche conformi ai laterizi tradizionali.

1.6.5 Inertizzazione termica/ceramizzazione

Il processo si basa sulla proprietà che ha l'argilla, miscelata con calcari e/o caoliti particolari, di creare, ad alta temperatura, una struttura reticolare, capace di bloccare la migrazione di metalli pesanti eventualmente presenti. Questo ha consentito di condurre una sperimentazione su fanghi di risulta contenenti metalli pesanti. L'alto contenuto organico di questi fanghi è favorevole per la produzione di materiali espansi granulati artificiali da utilizzare quali inerti da costruzione. Il processo si svolge secondo le seguenti fasi principali:

- miscelazione del fango con argilla e calcare e/o caolino in rapporto 1-1/1-3 sulla sostanza secca presente nel fango stesso;
- essiccazione dell'impasto e successiva macinazione;
- granulazione;
- cottura dei granuli in forno rotate a 1.000-1.200 °C.

Per quanto riguarda gli aspetti impiantistici, il fango viene miscelato con argilla in uno speciale vaglio miscelatore. La miscela prodotta sotto forma di agglomerato pastoso viene dapprima essiccata, onde ottenere un'umidità residua del 15%; segue una fase di macinazione con un mulino a dischi piani; il materiale è quindi inviato ad un silo di stoccaggio e alimentazione. Da questo viene ripreso ed alimentato ad un granulatore dove è pellettizzato fino a raggiungere le dimensioni volute.

1.6.6 Pirolisi/gassificazione

Se, superata la fase di essiccamento, le sostanze organiche vengono sottoposte ad ulteriore e progressivo riscaldamento, in assenza o carenza di ossigeno, queste perdono la loro stabilità e si scindono in prodotti volatili e *carbon coke*.

Le reazioni chimiche indotte dipendono dal materiale trattato, in particolare i parametri più significativi risultano essere:

- composizione chimica;
- percentuale di inerti;
- contenuto di acqua.

Dipendono, inoltre, dal tipo di reattore impiegato, a seconda che questo sia un:

- reattore statico verticale o orizzontale;
- reattore a tamburo rotante;
- reattore a letto fluido.

E dipendono, infine, dalle condizioni in cui si svolge la reazione, ovvero:

- temperatura;
- tempo di permanenza nel reattore;
- carenza o assenza di ossigeno.

Con l'aumentare del tempo di reazione e della temperatura la stabilità dei prodotti diventa sempre maggiore.

Le reazioni di pirolisi/gassificazione possono essere svolte in totale assenza di ossigeno (impiegando reattori riscaldati indirettamente) oppure in carenza di ossigeno (inducendo cioè una reazione di combustione parziale del materiale organico presente allo scopo di raggiungere le temperature di reazione sfruttando il contenuto energetico del materiale stesso).

L'impiego di questo tipo di reazione ha due motivazioni principali:

- la possibilità di svolgere un trattamento termico a media o alta temperatura in ambiente riducente, quando si ha la presenza di sostanze (per esempio sali e metalli) che diventano problematiche allorquando se ne modifica il livello di ossidazione (per esempio cromo trivalente).
- la possibilità di ridurre la produzione di gas di combustione in tutti quei casi in cui (data la presenza di certe sostanze) il trattamento dei fumi diventa particolarmente difficile e costoso.

I prodotti finali della pirolisi/gassificazione sono di tre tipi: gassosi, liquidi e solidi, in rapporto tra di loro variabile, in funzione delle condizioni operative.

La fase gassosa, generalmente chiamata *syngas*, è prevalentemente costituita da composti, quali: idrogeno, metano e monossido di carbonio. Il potere calorifico del *syngas* è variabile e risente, nel processo di gassificazione, dell'agente gassificante utilizzato. Infatti, l'utilizzo di aria ha un effetto di diluizione del gas, pertanto, il PCI del *syngas* sarà più basso rispetto a quello ottenuto da un processo in cui viene utilizzato vapore acqueo (in quest'ultimo caso, si avrà un PCI molto più in quanto si verifica un processo di *reforming* che porta ad avere un gas più ricco di H_2). Comunque, mediamente, il PCI del *syngas* ottenuto dalla gassificazione di fanghi di depurazione delle acque reflue urbane è nettamente peggiore (è di circa 4 o 5 volte inferiore) rispetto a quello ottenuto dal processo di digestione anaerobica o di pirolisi (4 MJ/Nm^3) (Sanin *et al.*, 2008).

Va tenuto presente che, soprattutto nel caso della pirolisi, il *syngas* prodotto viene quasi esclusivamente utilizzato per soddisfare le elevate richieste energetiche dell'impianto, così come la frazione solida carboniosa (generalmente chiamata *char*).

Nel processo di pirolisi è possibile ottenere una frazione liquida (chiamata anche *olio pirolittico* o *bio-olio*) che presenta un interessante potere calorifico.

Esiste un processo che mira a recuperare la frazione liquida ottenuta dalla pirolisi dei fanghi di depurazione chiamato OFS – *Oil From Sludge*. Esso è un processo di pirolisi che opera a pressione atmosferica e a temperature compre tra i 350÷450 °C e consente di ottenere 160-330 L di olio per ogni tonnellata di fango trattato, i rendimenti maggiori si ottengono con fanghi misti e fanghi in uscita dai digestori anaerobici. L'*OFS* è una sostanza prevalentemente composta da carbonio (76%) e idrogeno (6,5%) e presenta un PCI equivalente a quello del petrolio greggio pesante (29÷38 MJ/kg) (Sanin *et al.*, 2008)

Infine, si sottolinea che, la pirolisi e la gassificazione, sebbene siano processi noti da molto tempo, ancora oggi faticano a diffondersi a causa della loro complessità e degli elevati costi (sia di investimento che gestionali).

1.6.7 Altri processi termo catalitici

Il processo termocatalitico (sviluppato dall'Università di Giessen, Germania, e per ora ancora in fase di studio), condotto in assenza di ossigeno ad una temperatura di 400 °C e a pressione atmosferica, permette la conversione della frazione organica del fango principalmente in un residuo liquido-pecioso (ricco di idrocarburi), un residuo solido carbonioso, gas non condensabili e acqua di reazione.
Altro processo termocatalitico è lo *STORSTM* (*Sludge To Oil Reactor System*) nel quale il fango viene trattato ad alta pressione (135 atm) e riscaldato a 300 °C in presenza di carbonato di sodio idrato. Il prodotto finale risulta denso, scuro e maleodorante, pertanto, necessita di essere ulteriormente trattato. Il grosso vantaggio è che tale processo è in grado di ridurre 500 t di fango (al 20% di secco) in sole 30 t di ceneri, pertanto, oltre al recupero energetico legato alla produzione di olio pirolittico, consente di ridurre drasticamente i conferimenti in discarica (Sanin *et al.*, 2008)
Recentemente è stato messo a punto, a Brescia, un processo di ristrutturazione molecolare catalitica, che punta ad ottenere, partendo da substrati organici (tra cui i fanghi di depurazione), liquidi combustibili sintetici, attraverso una successione di reazioni di cracking seguite da reforming. La fase principale del processo avviene, in assenza di ossigeno, a 350 °C e in presenza di catalizzatore.

1.6.8 Ossidazione a umido (*Wet Oxidation*)

Nel processo di ossidazione ad umido, il fango liquido, solitamente alimentato con un contenuto di secco variabile a seconda del tipo di processo utilizzato ma, comunque, compreso tra il 1% e il 10% (IRER , 2009) è messo in contatto con un gas ossidante (ossigeno o aria), ad una temperatura di circa 230÷250 °C e ad alta pressione (circa 60 bar), in condizioni di processo continue (tempo di residenza 15÷120 min).

Il fango si trasforma in tre prodotti principali: una parte liquida (con presenza di sostanza organica facilmente biodegradabile e azoto ammoniacale, che può essere inviata per il trattamento in testa all'impianto di depurazione), gas di combustione, residui minerali inerti in fase solida (che possono essere trattati e smaltiti in discarica, potendosene anche valutare alternative di recupero quali inerti).

L'abbattimento della sostanza organica presente in soluzione o in forma particellata può raggiungere valori anche molto elevati (fino all'80÷90%) tale da fare assimilare l'ossidazione ad umido all'incenerimento. I vantaggi del processo consistono nella maggior garanzia relativamente alle emissioni gassose rispetto all'incenerimento e nelle ottime caratteristiche di disidratabilità dei fanghi derivanti dal processo.

Di questa tecnologia esistono più brevetti sul mercato; in particolare, va segnalata, in Lombardia (Bergamo), una piattaforma che opera già da molti anni, dove è interessante la sinergia tra *Wet Oxidation* e trattamento biologico sia in linea acque che in linea fanghi (Mazzoleni, 2006).

Tra i sistemi commerciali proposti per questo processo si citano Athos™ (SIBA-Veolia), Zimpro® (Siemens Water Technologies Corp.) e TOP-fanghi/Dual TOP (3V Green Eagle).

1.6.9 Ossidazione con acqua supercritica (SCWO – SuperCritical Water Oxidation) (Foladori *et al.*, 2010)

Questo processo è simile a quello di *Wet Oxidation*, ma mentre nella wet oxidation le fasi liquide e gassose rimangono separate e distinte, in questo processo avvengono in un'unica fase.

Lo stato di fluido supercritico – che è uno stato di transizione tra il liquido e la fase gassosa – è raggiunto dall'acqua ad una temperatura di 374,2 °C e ad una pressione di 22MPa.

L'acqua in condizioni supercritiche presenta i vantaggi di idrolizzare e ossidare i composti organici complessi contenuti nei reflui, è un eccellente solvente per le molecole organiche che trasforma in molecole più semplici. In

presenza di ossidanti quali aria o ossigeno, le reazioni di ossidazione si verificano rapidamente, senza limitazioni di diffusione.

Applicando il processo di *SCWO* ai fanghi si verificano una serie di trasformazioni chimiche che portano alla formazione di acqua, anidride carbonica e azoto gas dai composti organici, e acidi, sali ed ossidi dai composti inorganici.

La *SCWO* può ossidare efficacemente i composti organici a temperature di 400÷650 °C operando con pressioni di 25÷27MPa.

Questo processo presenta costi di investimento elevati ma consente la rimozione fino all'80% dei fanghi alimentati ed un abbattimento del COD che può arrivare fino al 99%.

Anche questo processo, come quello di *Wet Oxidation*, non necessita un trattamento spinto degli effluenti gassosi.

Tra i sistemi commerciali proposti per questo processo si cita Acqua Critox® di SIAD.

Capitolo 2

CRITERI DI IMPOSTAZIONE DEL LAVORO DI RICERCA

La tematica dei fanghi richiede un approccio di tipo globale, in quanto analizzare il problema da un unico punto di vista, non solo potrebbe risultare riduttivo ma anche strategicamente sbagliato ed economicamente svantaggioso.

Al fine di evitare inutili investimenti economici, è evidente che il primo passo da compiere è quello di cercare di ottenere la massima resa dalle strutture esistenti. A tale scopo è necessario, per prima cosa, sottoporre l'impianto ad un costante monitoraggio (monitoraggio *routinario*) in modo da poter controllare in tempo reale cosa sta succedendo e poter adottare eventuali piccole misure correttive. Nel caso si ravvisino delle incoerenze con i *trend* abituali è possibile intensificare il monitoraggio (monitoraggio *intensivo*) analizzando, se lo si ritiene opportuno, anche parametri aggiuntivi che possono risultare utili ad

approfondire il problema (Collivignarelli *et al.*, 2000; Bertanza e Collivignarelli, 2006).

È ovvio che al monitoraggio deve sempre seguire un'attività di elaborazione dei dati che deve comprendere il calcolo di indici di funzionalità (ISPRA, 2009), ossia quell'insieme di indicatori che consentono di fotografare lo stato di salute dell'impianto.

Nel caso in cui tali indici rivelino carenze dell'impianto (ossia evidenzino prestazioni inferiori alle aspettative) è necessario, sulla base degli indici deficitari, procedere a maggiori accertanti del comparto attraverso le verifiche di funzionalità.

Il confronto quotidiano con gli operatori del settore ha portato alla luce come, seppur le verifiche di funzionalità siano un semplice ed utilissimo strumento di ottimizzazione, esse non vengano quasi mai applicate ed utilizzate, in particolar modo sulla linea fanghi. Questo non solo per un atavico disinteresse da parte dei gestori verso tale comparto, ma anche per la mancanza di adeguate procedure di verifica (Collivignarelli e Bertanza, 2005 e ISPRA, 2009).

Fino ad oggi la funzionalità di un comparto si può dire che veniva valutata in modo *boolenano*; si sceglieva un parametro rappresentativo del processo (per esempio il contenuto di secco in uscita dal comparto di disidratazione) e lo si confrontava con i rispettivi valori di letteratura o obiettivo ed il giudizio finale era basato sul criterio di "*valore raggiunto o non raggiunto*". Questo tipo di approccio, figlio della totale mancanza di attenzione da parte dei gestori degli impianti per l'aspetto economico, ha portato a far sostenere alla collettività costi di gestione o, peggio ancora, pesanti investimenti economici talvolta non del tutto giustificati.

Pertanto, una procedura di verifica deve consentire di evidenziare tutti quegli aspetti che consentano il raggiungimento del giusto compromesso tra ottimo tecnico ed ottimo economico. Per fare ciò, è necessario tenere conto di una serie di aspetti che tradizionalmente sono stati spesso trascurati, quali ad esempio, i costi associati ad eventuali ricircoli in testa all'impianto. Una maggiore quantità di centrato ricircolato in testa all'impianto, ad esempio, non solo comporta un

aumento dei costi legati al pompaggio, alla fornitura di ossigeno in vasca di ossidazione, al maggior consumo di eventuali reagenti (per esempio, cloruro ferrico per la defosfatazione) e ad un maggior costo di conferimento (a causa della maggior produzione di fanghi) ma, in alcuni casi, potrebbe rilevarsi addirittura non sostenibile dall'impianto (che risulterebbe sovraccaricato) (Bertanza e Papa, 2011).

Da tale convinzione sono nate le procedure per la verifica della funzionalità del comparto di ispessimento e di disidratazione messe a punto grazie all'attività sperimentale svoltasi presso il depuratore gestito da *ASMortara S.p.A.* (impianto ubicato nell'omonima città in provincia di Pavia).

Lo stesso criterio è stato utilizzato anche nel momento in cui è stato necessario predisporre uno strumento per valutare la sostenibilità tecnica ed economica tra differenti soluzioni per la gestione dei fanghi.

Tale valutazione si è svolta nell'ambito di un progetto di ricerca finanziato dalla Comunità Europea chiamato ROUTES - *Novel processing routes for effective sewage sludge management* (http://cordis.europa.eu/fp7/home_it.html) che, come dice il nome stesso, ha lo scopo di tracciare per gli Stati membri nuove strade per la gestione dei fanghi di depurazione dando così loro un utile strumento per le future scelte strategiche in materia.

In ROUTES sono proposte 15 nuove soluzioni per la gestione dei fanghi e la loro applicazione è differente con riferimento a:

- potenzialità dell'impianto (le taglie considerate sono comprese tra i 15.000 ed i 500.000 abitanti equivalenti);
- possibili forme di recupero o smaltimento finale del fango (discarica, agricoltura e co-incenerimento/incenerimento);
- tipologia di soluzione tecnica proposta (per esempio, *upgrading* strutturale nel caso venga proposto un sistema MBR rispetto ai fanghi attivi tradizionali, o di tipo gestionale, nel caso di applicazione dei *cicli alternati*);
- comparto dell'impianto soggetto a modifica (linea acque o linea fanghi).

Seppure siano state analizzate tutte 15 le soluzioni, in questo lavoro verrà riportato il solo caso dell'ossidazione ad umido dei fanghi primari e secondari. Tale scelta è giustificata dal fatto che, proprio su questa tipologia di tecnica, è stato possibile condurre dell'attività di ricerca. La sperimentazione, in questo caso, è stata svolta presso la piattaforma *3V Green Eagle S.p.A.* (Grassobbio – BG) ed ha previsto la valutazione non solo della trattabilità dei fanghi di depurazione tramite *Wet Oxidation* (prove condotte sia alla scala di laboratorio sia a quella reale), ma anche affrontare l'ultimo aspetto della problematica dei fanghi, ossia il recupero di materia ed energia. A tale scopo, sono iniziate una serie di prove volte a valutare il possibile recupero e riutilizzo del residuo in uscita dal processo di ossidazione ad umido; sulla componente liquida, studiando l'eventuale recupero energetico derivante dalla sua digestione anaerobica mentre, su quello solido, il potenziale riutilizzo come inerte.

A tali scopi sono stati realizzati due impianti pilota: il primo volto a riprodurre un digestore anaerobico ed il secondo per simulare il lavaggio del residuo solido (il cui scopo è quello di valutare la rimozione degli inquinanti, organici ed inorganici, presenti nel residuo).

Come si evince da questa breve esposizione, l'attività di ricerca ha cercato di affrontare la problematica della gestione dei fanghi di depurazione nella sua totalità, rispettando l'approccio integrato più volte richiamato in precedenza e che si ritiene essere lo strumento più efficace per la risoluzione del problema.

Capitolo 3

METODOLOGIE DI ESECUZIONE DELLE PROVE SPERIMENTALI

Nel presente capitolo verranno esposte, insieme alla descrizione degli impianti utilizzati per eseguire le prove sperimentali, le metodiche seguite o messe a punto per svolgere i test.

Si sottolinea che la determinazione di tutti i parametri analitici è stata effettuata nei laboratori delle diverse aziende in cui sono state svolte le sperimentazioni.

Come del resto tutta la tesi, anche questo capitolo è strutturato in modo tale da rispettare la visione integrata delle differenti prove, che toccano i vari aspetti della problematica fanghi.

Le prime metodiche riguardano la verifica di funzionalità della linea fanghi svoltesi presso il depuratore gestito da *ASMortara S.p.A.* (verifica del comparto di ispessimento del comparto di disidratazione meccanica).

Successivamente, vengono descritte le prove effettuate per studiare l'applicabilità dell'ossidazione ad umido quale tecnica di minimizzazione della quantità di fango da smaltire (prove di *Wet Oxidation* alla scala pilota e reale) ed il possibile riutilizzo e valorizzazione dei residui da essa derivanti (recupero energetico, mediante prove di digestione anaerobica del residuo liquido e recupero di materia mediante le prove di lavaggio).

3.1 Prove di ispessimento

Le prove di ispessimento sono state condotte presso il depuratore di Mortara gestito da *ASMortara S.p.A.*.

L'impianto è di tipo biologico a fanghi attivi con pre-denitrificazione, articolato su due linee principali operanti in parallelo. La potenzialità dell'impianto è pari a 43.000 AE ed opera con basso carico del fango e una concentrazione di solidi in vasca di ossidazione pari a 8 kgSST/m^3. La linea fanghi è costituita dal solo ispessitore e dal comparto di disidratazione meccanica. Il depuratore tratta sia acque reflue civili che rifiuti liquidi, i quali rappresentano circa il 90% del carico di COD in ingresso all'impianto.

Di seguito, si riporta la descrizione dell'attrezzatura necessaria per eseguire la prova di ispessimento e la metodica messa a punto.

3.1.1 Descrizione degli apparati sperimentali

Per eseguire le prove di ispessimento, oltre alla normale attrezzatura da laboratorio, sono stati utilizzati due cilindri graduati (il loro numero è, comunque, variabile in funzione del numero delle condizioni che si vogliono verificare) e un'asta di plastica sufficientemente lunga da permettere la

miscelazione del fango al loro interno che ha lo scopo di simulare l'ispessimento meccanizzato.

I cilindri utilizzati in laboratorio (Figura 3.1) erano in plexiglass, dell'altezza di 1 m e diametro di circa 15 cm (è molto importante utilizzare cilindri con un diametro sufficientemente grande in modo da limitare il più possibile indesiderati effetti di parete) aventi sull'asse una scala graduata in centimetri, così facendo è stato possibile effettuare istantaneamente la lettura della posizione dell'interfaccia acqua-fango.

Figura 3.1. Cilindri graduati utilizzati nelle prove di ispessimento.

3.1.2 Modalità di effettuazione delle prove

Di seguito viene descritta, inizialmente in modo generale, la procedura messa a punto per eseguire le prove di ispessimento e, successivamente, si espone in modo dettagliato ciò che è stato fatto in laboratorio.

Per ogni cilindro utilizzato, si procede secondo il seguente schema operativo generale (Bertanza e Canato, 2012).

- Prelevare (dalla linea di ricircolo o supero dell'impianto) il fango da testare avendo cura di non sottoporlo a condizioni di anaerobiosi.
- Effettuare una breve miscelazione del campione (agitando il recipiente nel quale esso è contenuto o tramite una bacchetta).
- Determinare il contenuto di solidi totali iniziali nel fango (in accordo col metodo n. 2090 da "*Metodi analitici per le acque"*, ARPA-ISPRA-CNR).
- Versare il reagente da testare nel fango e miscelare, nel caso si volessero condurre prove con condizionanti chimici. In questo caso, si consiglia di dosare il reagente, in parte all'interno del recipiente nel quale è contenuto il fango e in parte nel cilindro nel quale si intende condurre la prova, possibilmente in tempi diversi (ad esempio, prima sul fondo e poi a metà riempimento) in modo da garantire la massima miscelazione tra condizionante e fango.
- Riempire il cilindro. Al termine di tale operazione si dà inizio alla prova.
- Se lo scopo della prova è riprodurre il funzionamento di un ispessitore meccanizzato si potrebbe pensare di inserire nel cilindro, mentre la prova è in corso, una bacchetta, ed effettuare, a cadenza regolare e con un numero prefissato di giri, la miscelazione (ad esempio, quattro giri in senso orario ogni due ore). Essa dovrà essere condotta dolcemente, avendo cura di perturbare il meno possibile il fango sedimentato-ispessito.
- Monitorare e determinare il livello dell'interfaccia fango-surnatante e il contenuto di solidi totali (nel fango, nel surnatante e nell'eventuale materiale flottato), con cadenza oraria. Nel caso in cui la prova sia condotta per simulare un ispessitore meccanizzato, sia il campionamento che l'annotazione del livello dell'interfaccia devono essere effettuati prima della miscelazione, al fine di avere il dato indisturbato.
- Determinare nel surnatante, se lo si ritiene utile, anche altri parametri, in particolare COD e forme azotate.

- Avendo la prova una durata molto lunga (almeno 24 ore), è plausibile che non sarà possibile mantenere la cadenza di campionamento prefissata per tutta la sua durata. Ciò che importa, però, è che si abbiano a disposizione un buon numero di punti nelle prime ore della prova, periodo nel quale hanno luogo i fenomeni di ispessimento più significativi.
- Effettuare i prelievi del fango e del surnatante sempre alla stessa profondità (ad esempio, per il surnatante a -1 ÷ - 2 cm dal pelo libero e per il fango ispessito il più possibile in prossimità del fondo del cilindro).
- Controllare, nel corso della prova, che non si abbia la formazione di materiale flottato. Nell'eventualità che ciò accada, annotare l'ora in cui tale fenomeno si è verificato e determinare il contenuto di solidi totali nel materiale affiorato.
- Annotare, prima di svuotare i cilindri a fine prova, il livello del fango e prelevare un campione di fango, surnatante e dell'eventuale materiale flottato.
- Elaborare i dati.

Per quanto riguarda il fango ispessito, i parametri di interesse sono l'altezza dell'interfaccia fango-acqua (quindi la velocità di ispessimento), il volume e la quantità di solidi nel fango ispessito.

In Figura 3.2 è riportato il tipico andamento del livello dell'interfaccia fango-surnatante e dei solidi totali nel fango (prelevato dal fondo del cilindro) durante una prova di ispessimento. Si noti che al diminuire del valore dell'interfaccia fango-surnatante corrisponde un aumento del contenuto di solidi totali nel fango (conseguenza dell'ispessimento del fango).

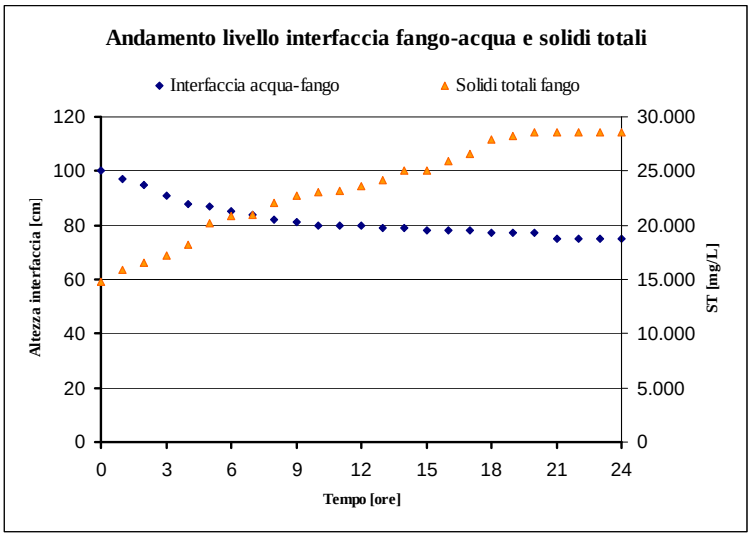


Figura 3.2. Andamento tipico del livello dell'interfaccia fango-surnatante e solidi totali durante una prova di ispessimento.

In questo modo è possibile conoscere in quanto tempo vengono raggiunte le condizioni desiderate e confrontarle con i tempi effettivi in impianto.

Al fine di confrontare l'efficienza di ispessimento in diverse condizioni può anche essere utile calcolare la velocità di ispessimento (v_{isp}).

Per calcolare tale velocità si deve realizzare un grafico in cui si dispongono i valori dell'interfaccia fango-surnatante in funzione del tempo (Figura 3.3). È necessario, però, escludere dall'analisi quei valori dell'interfaccia che non presentano un andamento lineare, ovvero i punti iniziali (il numero di punti da escludere è funzione, ovviamente, della frequenza scelta per la lettura del dato).

Considerando due valori di interfaccia A_1 (registrato al tempo t_1) e A_2 ($A_2<A_1$, registrato al tempo t_2) la velocità di ispessimento (v_{isp}) sarà così calcolata (*3.3.1*):

$$v_{isp} = \frac{(A_1 - A_2)}{(t_2 - t_1)} [cm/h] \qquad (3.1.1)$$

È tuttavia più corretto calcolare la velocità media per approssimazione lineare di un certo numero di dati sperimentali come in Figura 3.3.

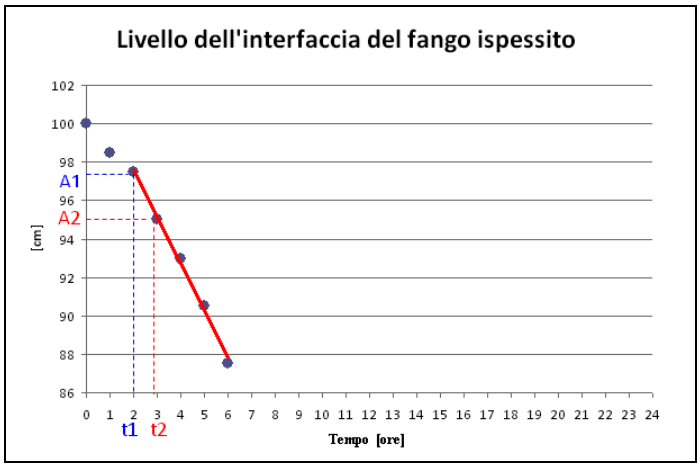


Figura 3.3. Esempio di retta approssimante dei dati sperimentali per il calcolo della velocità di ispessimento.

Le caratteristiche del surnatante sono molto importanti in relazione al carico inquinante che viene ricircolato all'impianto di depurazione.

Analogamente a quanto visto per il fango ispessito, dal monitoraggio del surnatante si può stimare come varia nel tempo il carico inquinante ad esso associato moltiplicando il volume del surnatante per la concentrazione dei diversi parametri (solidi sospesi, COD, N_{tot}, ecc…).

Questi dati sono molto utili se confrontati con il carico inquinante influente all'impianto di depurazione.

L'entità dell'eventuale flottazione di fango, che come detto può essere valutata attraverso il monitoraggio del volume e delle caratteristiche qualitative del corpo in superficie, consente di stimare il carico di ritorno in linea acque (così come già visto in precedenza) e permette di determinare i tempi di

ritenzione tali da minimizzare il fenomeno.

Le prove condotte in impianto hanno avuto la durata di 24 ore per due giorni consecutivi (31 maggio e 1 giugno 2010) ed avevano come scopo quello:

- PRIMO GIORNO (31 maggio 2010): ispessimento statico e dinamico senza aggiunta di condizionante;
- SECONDO GIORNO (1 giugno 2010): ispessimento statico e dinamico con aggiunta di polielettrolita anionico.

I test sono stati eseguiti utilizzando due cilindri (del tipo descritto nel § 3.1.1) che sono stati riempiti col fango proveniente dal ricircolo.

Con cadenza oraria è stato annotato il livello dell'interfaccia di separazione fango – surnatante, mentre, con cadenza bioraria, sono stati analizzati i solidi totali nel fango e nel surnatante e sono stati effettuati 4 giri in senso orario nel cilindro in cui si simulava l'ispessimento meccanizzato.

Nella prova condotta il secondo giorno (ispessimento con aggiunta di polielettrolita anionico, 3 mL/L_{fango}), al fine di garantire il contatto tra fango e condizionante, è stato versato il polielettrolita in tre momenti diversi: a cilindro vuoto, a cilindro riempito per circa un terzo e, infine, a cilindro quasi pieno (due terzi).

I prelievi dei campioni di surnatante sono stati effettuati inserendo una pipetta nel cilindro, sempre alla stessa profondità (-1 cm rispetto il pelo libero). Durante alcuni campionamenti (in particolare quelli delle prime ore) non è stato possibile prelevare il surnatante in quanto non si è verificata una sufficiente separazione tra le due fasi. Infine, va sottolineato che non sono stati effettuati prelievi di fango dal fondo del cilindro in quanto il parametro non era giudicato di interesse per la specifica applicazione.

I parametri monitorati ed analizzati sono stati: livello dell'interfaccia e contenuto di solidi totali nel surnatante.

Nella Tabella 3.1 sono riassunte le condizioni testate ed il contenuto di solidi totali nel fango ad inizio prova.

Tabella 3.1. Condizioni testate nelle prove di ispessimento e contenuto di solidi totali nel fango ad inizio prova.

	1 giorno	**2 giorno**
Fango utilizzato	Secondario, prelevato dal ricircolo	
Condizione operative testata	Ispessimento statico e dinamico senza aggiunta di polielettrolita anionico	Ispessimento statico e dinamico con aggiunta di polielettrolita anionico
Condizionante utilizzato	-	Polielettrolita anionico
Contenuto di solidi totali iniziale [mg/L]	13.229	14.765
Durata prova	24 h	

3.2 Prove di disidratazione meccanica

Nei successivi paragrafi (§ 3.2.1 e § 3.2.2) sono riportate la descrizione delle macchine utilizzate durante le prove di disidratazione e la metodica messa a punto per eseguire questi test.

Le prove sono state condotte presso il depuratore di Mortara, per la cui descrizione si rimanda al § 3.1.

La condizione di riferimento scelta per queste prove è stata, per la centrifuga, quella in cui il conducente della centrifuga ha settato in maniera ottimale la macchina (in termini di qualità e dosaggio di polielettrolita), mentre per la filtropressa quella di normale funzionamento.

Lo scopo di tali prove è stato il confronto tecnico-economico tra due differenti tipologie di macchine utilizzabili per la disidratazione del fango: la centrifuga e la filtropressa (in servizio da 16 anni).

3.2.1 Macchine utilizzate nella sperimentazione

Nei paragrafi seguenti si riporta la descrizione della centrifuga e della filtropressa utilizzate nelle prove.

3.2.1.1 Descrizione della centrifuga

Il decanter centrifugo utilizzato è prodotto da *Alfa Laval* ed è installato su di un cassone (Figura 3.). Tale tipologia di centrifuga rientra nella categoria delle centrifughe a coclea ossia quelle macchine aventi un tamburo conico-cilindrico all'interno del quale ruota, a velocità leggermente diversa rispetto a quella del tamburo, una coclea. La separazione solido-liquido avviene analogamente alla sedimentazione, ma a valori di accelerazione di gravità fino a 3.000 (Spinosa, 1990).

Le principali variabili operative dalle quali dipendono le prestazioni della macchina sono la velocità di rotazione, l'altezza dell'anello liquido, la velocità differenziale e la portata di alimentazione.

Le caratteristiche tecniche essenziali della centrifuga utilizzata in impianto sono riassunte nella Tabella 3.2.

L'immissione del polielettrolita in centrifuga avviene in linea mediante un'apposita unità dotata di serbatoio di accumulo. Tale sistema si è rilevato particolarmente utile nell'effettuazione delle prove in quanto ha consentito di recuperare la quantità di condizionante residua al termine della prova, quindi, di determinarne l'esatta quantità utilizzata (il recupero avviene per gravità aprendo un rubinetto in prossimità del fondo del serbatoio).

La centrifuga necessita, normalmente, di un ciclo di avviamento per raggiungere il funzionamento ottimale la cui durata è, indicativamente, pari ad un'ora (transitorio di funzionamento).

Tabella 3.2. Caratteristiche tecniche della centrifuga *Alfa Laval*.

Marca	*Alfa Laval*
Modello	Aldec G2-80
Classe (diametro)	480 mm
Peso massimo	5.000 kg
Materiale del tamburo	Acciaio inossidabile
Portata idraulica massima	70 m^3/h
Portata massima di solidi	1.800 kgSST/h
Velocità massima di rotazione del tamburo	3.650 rpm
Accelerazione di gravità massima	3,6·g [m/s^2]

Figura 3.4. Centrifuga utilizzata presso l'impianto di depurazione di Mortara

3.2.1.2 Descrizione della filtropressa

La filtropressa presente in impianto (Figura 3.5) è di tipo a camere ed è stata prodotta dalla *Diefenbach*. La filtropressa, a differenza della centrifuga, ha un funzionamento di tipo discontinuo e non necessita di un ciclo di avviamento.

Tale macchina basa il suo funzionamento sulla capacità di filtrazione di apposite tele attraverso le quali viene spinto il fango da filtrare (nel caso in esame le pressioni sono comprese tra i 5 – 12 bar).

Le variabili operative che influenzano il processo di filtrazione sono: la pressione di esercizio, la durata di filtrazione, lo spessore delle camere ed il tipo di tela.

Ciascun ciclo di funzionamento può essere suddiviso in quattro fasi: riempimento; filtrazione; apertura dei pannelli e distacco del fango dalle tele.

La filtropressa è essenzialmente costituita da due travi che fungono da binari sui quali sono appoggiati e scorrono i tabelloni di forma quadrata (1.200x1.200 mm) rivestiti in *rilsan;* questi ultimi vengono spinti da una testata mobile, mediante un pistone idraulico, fino ad essere compattati rigidamente sul fondo della macchina. Tale spinta, omogenea sull'intero pacco di tabelloni, garantisce il mantenimento della giusta pressione per tutto il ciclo di filtraggio. Al termine del ciclo di lavorazione (che ha una durata indicativa di due ore) il pacco dei tabelloni viene aperto in modo semiautomatico ed il personale dell'impianto provvede, mediante un'apposita spatola, al distacco dei pannelli di fango formatisi tra i tabelloni.

Il fango pressato, per mezzo di una coclea, viene scaricato automaticamente all'interno di cassoni scarrabili posti esternamente alla struttura in cui è collocata la macchina.

Le tele della filtropressa devono essere lavate periodicamente; in impianto tale operazione viene eseguita (salvo eventi eccezionali) una volta ogni venti cicli di funzionamento.

Nella Tabella 3.3 sono riportate le principali caratteristiche della filtropressa in uso all'impianto (dati forniti dal gestore).

Figura 3.5. Filtropressa a camere *Diefenbach* presente in impianto.

Tabella 3.3. Caratteristiche principali della filtropressa *Diefenbach* presente in impianto.

Marca	*Diefenbach*
Modello	1200
Tipo	Filtropressa a camere a trave laterale in spinta
Numero di pannelli	140
Forma pannello	Quadrata
Dimensione pannello	1.200x1.200 mm
Pressione di esercizio	5 – 12 bar
Anno di entrata in servizio	1996

3.2.2 Modalità di effettuazione delle prove di disidratazione meccanica

Di seguito si riporta la procedura generale che è stata studiata per eseguire le prove di disidratazione meccanica e, successivamente, si descrive in modo dettagliato ciò che è stato fatto in impianto.

- Effettuare, per prima cosa, la lettura dei totalizzatori delle portate (al fine di poter conoscere la quantità di fango trattata e i consumi di reagenti e materie prime).
- Pesare il condizionante (ad esempio, polielettrolita) che si intende caricare in macchina. La massa può essere determinata mediante una bilancia pesapersone.
- Procedere all'accensione della macchina e alla sua messa a punto.
- Raggiunto il punto di funzionamento ottimale dare inizio alla prova, annotando i valori dei totalizzatori e si effettua il primo campionamento (sulle diverse frazioni).
- Ad intervalli di tempo prestabiliti effettuare i campionamenti sulle diverse frazioni (fango in ingresso alla macchina, fango disidratato e frazioni liquide); nel contempo, annotare i valori dei totalizzatori. Al fine di facilitare la scrittura dei dati si consiglia di predisporre un'opportuna tabella.
- Trascorso il tempo prestabilito (la cui durata è funzione della capacità dell'ispessitore, del numero di centrifughe che si vuole testare, soprattutto se operano in parallelo e del numero di condizioni che si vuole verificare, per esempio, funzionamento con differenti tipologie di polielettrolita) si pone fine alla prova. Appena terminato il ciclo di lavoro, annotare i valori finali dei totalizzatori e procedere alla pesatura degli eventuali reagenti ancora presenti nei serbatoi della macchina.
- Pesare il fango disidratato.
- Eseguire le analisi sui campioni ed elaborare i dati.

Le prove effettuate presso il depuratore di Mortara si sono svolte in 4 giorni, di cui 3 consecutivi (prove di centrifugazione); lo scopo era quello di confrontare le prestazioni delle due macchine al fine di valutare l'eventuale sostituzione della filtropressa con la centrifuga. I test eseguiti con la centrifuga mobile (collocata vicino all'ispessitore e ad esso collegata mediante un tubo corrugato) hanno avuto la durata di 4 ore mentre, nel caso della filtropressa, sono stati seguiti due cicli di funzionamento (della durata di 2 ore ciascuno). La prova di filtropressatura è stata condotta a distanza di alcuni giorni rispetto a quelli di centrifugazione, ma solo per motivi organizzativi e non tecnici.

Nella Tabella 3.4 si riassumono le principali caratteristiche delle prove effettuate sia con la centrifuga che con la filtropressa. Conformemente a quanto previsto dalla procedura appena descritta, è stata scelta, per ciascuna macchina, una condizione di riferimento: per la centrifuga, quelle prove in cui il funzionamento è stato ritenuto maggiormente performante (in termini di quantità e qualità di polielettrolita dosato in funzione delle caratteristiche del fango) e per la filtropressa coincidente con il funzionamento abituale.

Tabella 3.4. Modalità di funzionamento delle macchine durante le prove di disidratazione.

Macchina	**Condizione test**	**Giorno e numero di prova**	**Impostazioni**
Centrifuga	Ottimali	1	Dosaggio di polielettrolita (concentrazione pari allo 0,85%) ritenuto maggiormente performante*; no attivazione del ricircolo^.
		2	Stesso polielettrolita del caso di *Riferimento;* sì attivazione del ricircolo
	Riferimento	3	Dosaggio di una tipologia differente di polielettrolita°; no attivazione del ricircolo.
Filtropressa	Riferimento	4	Normale funzionamento (concentrazione di polielettrolita pari a 0,15%)

* risultato ottenuto sulla base di test di laboratorio effettuati dai conducenti della centrifuga.

^ il sistema di ricircolo consente di ricircolare una certa quantità di centrato in centrifuga al fine di ridurre il consumo di acqua e polielettrolita.

° polielettrolita consigliato dal fornitore di reagenti dell'impianto di depurazione.

La messa a punto della centrifuga ha richiesto circa un'ora e mezza ed il regime ottimale è stato ottenuto (mediante una serie di test rapidi) trovando il giusto rapporto tra numero di giri della centrifuga (che è costante), il contenuto di solidi del fango in ingresso e la sua portata nonché la portata del

polielettrolita. Il polielettrolita alimentato in macchina ha una concentrazione costante pari allo 0,85%.

In questa fase sono stati eseguiti (da parte degli operatori della centrifuga) una serie di campioni sul fango in ingresso alla macchina al fine di determinarne il contenuto di solidi, valore in funzione del quale viene variata la portata di alimentazione del polielettrolita in macchina.

In questo caso il valore dei solidi totali è stato ottenuto mediante l'uso di una termobilancia (Figura 3.6), la quale consente di stimare il contenuto di secco di un campione a seguito di un processo di asciugamento dello stesso con energia infrarossa. Il tempo necessario ad effettuare tale lettura è di circa 30 minuti e, mediamente, ne sono necessarie due o tre prima di poter trovare il giusto punto di funzionamento della centrifuga.

La quantità di polielettrolita da dosare, invece, è stata determinata mediante dei *jar test* che possono essere definiti di tipo *speditivo,* in quanto per la prova non è stata seguita la metodica standardizzata in modo rigoroso, ma bensì la sua "filosofia". Per eseguirli, è stato prelevato un campione di fango ispessito al quale è stata progressivamente aggiunta una quantità nota di polielettrolita (con una pipetta tipo "Pasteur"), intercalando, tra un dosaggio e l'altro, una fase di miscelazione (nel caso specifico ottenuta travasando tra due *beaker* il fango condizionato) al termine della quale è stato lasciato decantare per qualche secondo la miscela al fine di verificare l'avvenuta separazione tra l'acqua ed il fango; tale procedura è stata seguita modo fino a trovare la giusta quantità di reagente (ossia quella che ha consentito la separazione liquido-solido).

Figura 3.6. Esempio di termobilancia.

Durante le prove sono stati utilizzati due differenti tipi di polielettrolita: il primo, scelto dall'operatore della centrifuga, il secondo, dal forniture abituale di reagenti dell'impianto. Tra i numerosi polielettrolita a loro disposizione, i conducenti della centrifuga hanno scelto, sulla base di specifiche prove di laboratorio "interne", quello che ha consentito di ottenere la maggior separazione tra la fase liquida e quella solida. Ovviamente, per effettuare tali test, è stata prelevate, nei giorni precedenti la prova di disidratazione, una certa quantità di fango ispessito.

Le analisi qualitative state determinate sul:

- fango in ingresso alla macchina e su quello disidratato. Il fango in ingresso è stato prelevato da un apposito rubinetto presente sul circuito di alimentazione della centrifuga, mentre, quello centrifugato è stato prelevato alla fine della coclea, prima dello scarico nel cassone scarrabile (Figura 3.7).
- centrato (frazione liquida in uscita dalla centrifuga che viene rinviata in testa all'impianto).

Figura 3.7. Centrifuga con cassone scarrabile per la raccolta del fango centrifugato.

La prova condotta con la filtropressa ha previsto qualche piccola variazione rispetto a quanto appena esposto a causa del differente principio di funzionamento della macchina e della diversa impiantistica. Infatti, in questo caso, non è stato possibile eseguire campionamenti (se non sul fango in ingresso) durante la fase di disidratazione ma solo all'inizio ed al termine della prova.

Per la lettura dei consumi energetici è stato necessario, inoltre, applicare una pinza amperometrica (Figura 3.8) all'interno del PLC che gestisce la filtropressa. Tale strumento consente di misurare l'intensità di corrente attraverso il campo magnetico indotto dal passaggio della corrente in un cavo elettrico.

Figura 3.8. Esempio di pinza amperometrica.

Durante la prova i campioni sono stati eseguiti nei seguenti punti:

- prima dell'ingresso del fango in filtropressa (tramite un rubinetto posto sul circuito di alimentazione della macchina), durante la fase di caricamento;
- circa a metà ed alla fine dei pannelli filtranti al termine del ciclo di pressatura, in modo da ottenere un valore "medio" per il fango disidratato;
- allo scarico della filtropressa, in cui è stato prelevato, oltre al fango, anche il surnatante prima del suo ricircolo in testa all'impianto di depurazione.

Nella Tabella 3.5 si riportano i parametri analitici misurati durante ciascuna delle 4 prove.

Tabella 3.5. Prospetto dei parametri analitici misurati durante ogni prova di disidratazione meccanica.

Matrice	Parametri analitici	Punto di prelievo	n.° campioni
FANGO	Solidi Totali	Ingresso macchina	3
		Uscita macchina	
	Solidi Volatili	Ingresso macchina	
RESIDUO LIQUIDO	Solidi Totali	Uscita macchina	
	Solidi sedimentabili		
	COD (sul t.q.)		
	COD (sul filtrato)		
	N_{TOT} (sul t.q.)		
	N_{TOT} (sul filtrato)		
	P_{TOT} (sul t.q.)		
	P_{TOT} (sul filtrato)		

La quantità di fango disidratato prodotto a fine prova è stata determinata pesando, sulla bilancia presente in impianto, il cassone scarrabile posto in prossimità delle macchine.

I parametri tecnico-operativi ed economici considerati sono coerenti a quanto esposto nel paragrafo 1.4.3 e al quale si rimanda come riferimento per i simboli adottati.

Di seguito, per una maggiore chiarezza espositiva, si riporta, comunque, una tabella riassuntiva (Tabella 3.6) dei parametri considerati con la relativa descrizione.

Tabella 3.6. Parametri tecnico-operativi monitorati e/o calcolati nel corso della sperimentazione.

Parametro tecnico	**Sigla**	**Descrizione**
Consumo di energia elettrica	E.E.	Rappresenta l'energia elettrica consumata dalla macchina per metro cubo di fango trattato [kWh/m^3]
Consumo di polielettrolita	Poli	Rappresenta il dosaggio del polielettrolita in emulsione per metro cubo di fango trattato [kg/m^3]
Consumo di acqua	Q_{H20}	Rappresenta la portata di acqua consumata dalla macchina in rapporto alla portata di fango trattato [%]
Fango trattato	Q_{fango}	Rappresenta la portata di fango in ingresso alla macchina [m^3/h]
Indice di cattura dei solidi	η	Rappresenta il rendimento di disidratazione inteso come rapporto tra la massa di sostanza secca nel fango disidratato rispetto a quella in ingresso [-]
Parametro economico	**Sigla**	**Descrizione**
Energia elettrica	$€_{E.E.}$	Rappresenta il costo per ogni kWh utilizzato [€/kwh], calcolato moltiplicando $c.u._{E.E}$ per la quantità di energia elettrica consumata.
Polielettrolita	$€_{poli.}$	Rappresenta il costo per ogni kg di condizionante utilizzato [€/kg], ottenuto moltiplicando $c.u._{poli.}$ per la quantità di polielettrolita utilizzata.
Acqua	$€_{H2O}$	Rappresenta il costo per ogni m^3 di acqua utilizzata [€/m^3], ottenuto moltiplicando la quantità di acqua utilizzata per $c.u._{H2O}$

Parametro economico	Sigla	Descrizione
Ammortamento	*A*	Rappresenta il costo di ammortamento della macchina, nell'ipotesi di vita utile *n* pari a 10 anni, tasso 8% e funzionamento di 2.500 h/y, ottenuto dividendo *I* per il volume di fango trattato negli *n* anni.
Manutenzione	*M*	Rappresenta il costo della manutenzione ordinaria della macchina, calcolato sulla base del "*service*" fornito dall'azienda [€/y]
Personale	*P*	Rappresenta il costo annuale del personale, ottenuto dividendo $c.u._{pers}$ per metro cubo di fango trattato in un anno[€/y]
Smaltimento del fango	*S.F.*	Rappresenta il costo per smaltire una tonnellata di fango disidratato prodotto per metro cubo di fango in ingresso alla macchina [€/m^3], ottenuto moltiplicando *D* per $c.u._{fango}$
Fabbisogno di ossigeno	O_2	Rappresenta il costo per l'ossigeno consumato per la depurazione biologica della frazione idrolizzata ricircolata nella linea acque [€/m^3]. Si ottiene da: $\alpha 0{,}5BOD_5 + \gamma\ (N\text{-}N_{ass})\ c.u._{O2}$
Trattamento/smaltimento fanghi centrato	*T.S.F.C.*	Rappresenta il costo per il trattamento e lo smaltimento dell'ulteriore fango prodotto dalla depurazione della frazione sia idrolizzata che non idrolizzata del centrato/surnatante [€/m^3]*

* $$T.S.F.C. = 0.5 \cdot \left(\frac{BOD_5 \cdot Y_{obs}}{ST_{out}} + \frac{[ST]_{centr.} \cdot C}{ST_{out}} \right) \cdot c.u._{fango} + 0.5 \cdot \left(\frac{BOD_5 \cdot Y_{obs}}{ST_{in}} + \frac{[ST]_{centr.} \cdot C}{ST_{in}} \right) \cdot \left(€_{E.E.} + €_{poli} + €_{H2O} \right)$$

3.3 Prove sul processo di ossidazione ad umido

Nei prossimi paragrafi (da 3.3.1 a 3.4.1) è riportata la descrizione degli impianti (sia alla scala pilota che alla scala reale) utilizzati nel corso della sperimentazione inerente il processo di ossidazione ad umido nonché le modalità di effettuazione delle diverse prove. Tali test avevano come obiettivo quello di studiare la possibile minimizzazione dei fanghi mediante trattamento di ossidazione ad umido e l'eventuale riutilizzo dei residui prodotti con questo processo: quello solido come inerte (recupero di materia) mentre quello liquido come substrato destinabile alla digestione anaerobica (recupero energetico mediante produzione di biogas).

3.3.1 Descrizione dell'impianto pilota di ossidazione ad umido

L'impianto pilota di ossidazione ad umido è costituito da un'autoclave funzionante in modalità *batch* (Figura 3.9).

Le principali caratteristiche del reattore sono le seguenti:

1. materiale: ASME SB 564 N 10 276 (*Hastelloy* C276);
2. volume: 1,75 L;
3. temperatura massima di lavoro: 350 °C;
4. pressione massima di lavoro: 200 bar.

Figura 3.9. Impianto pilota utilizzato per le prove di ossidazione ad umido

L'*Hastelloy* è una lega al nichel-cromo-molibdeno formata da vari elementi (*cfr*. Tabella 3.7) che presenta un'elevata resistenza alla corrosione da parte degli agenti chimici a temperature elevate.

Tabella 3.7. Composizione chimica dell'*Hastelloy* C276

ELEMENTO	**Minimo [%]**	**Massimo [%]**
Molibdeno (Mo)	15,0	17,0
Cromo (Cr)	14,5	16,5
Ferro (Fe)	4,0	7,00
Tungsteno (W)	3,0	4,50
Cobalto (Co)	-	2,50
Carbonio (C)	-	0,02
Silicio (Si)	-	0,08
Manganese (Mn)	-	1,00
Vanadio (V)	-	0,35
Fosforo (P)	-	0,03
Zolfo (S)	-	0,03
Nichel (Ni)	Bilanciamento	

Nella Figura 3.10 è riportata la sezione verticale dell'autoclave nella quale sono evidenziati i sistemi di regolazione e monitoraggio della pressione all'interno dell'autoclave. Per la misura di questo parametro l'impianto pilota è dotato di un manometro metallico.

Il reattore è inoltre dotato di un sistema di raffreddamento ad acqua che permette di regolare la temperatura del forno e del sistema di miscelazione (agitatore meccanico) nel corso della reazione.

Durante la reazione è possibile monitorare la temperatura grazie alla presenza di una sonda interna al reattore collegata direttamente ad un quadro di controllo (Figura 3.11).

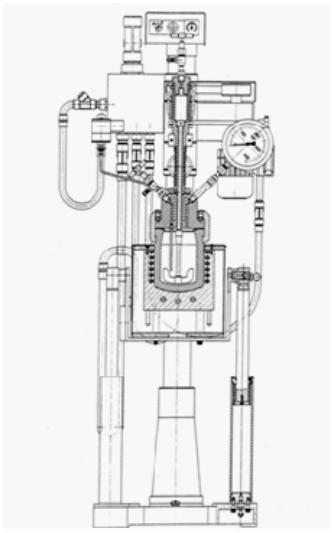


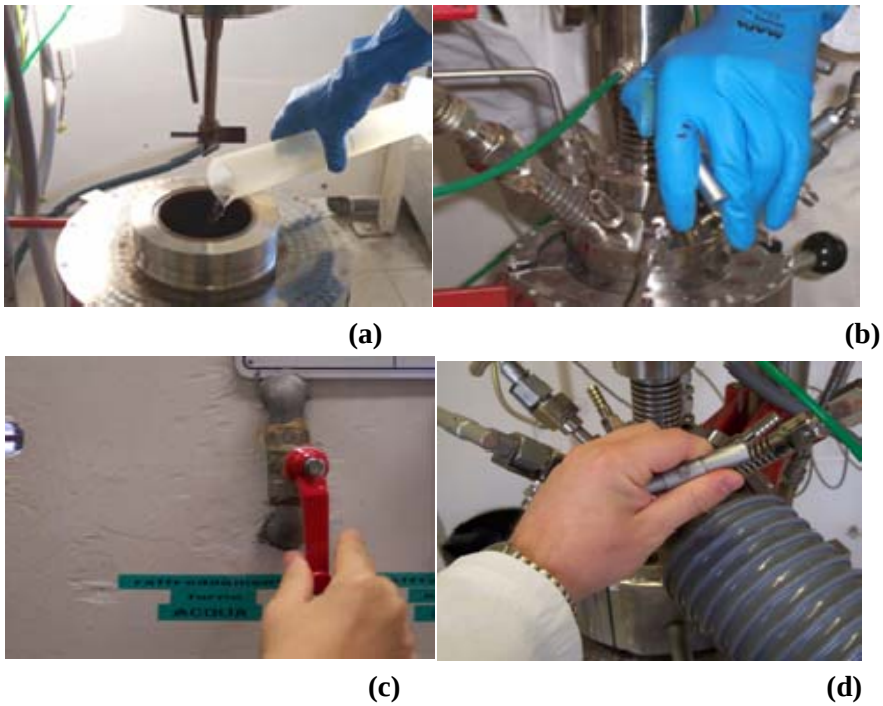
Figura 3.10. Sezione verticale dell'autoclave utilizzata durante la sperimentazione

Figura 3.11. Quadro di controllo dell'autoclave.

3.3.1.1 Modalità di esecuzione delle prove

La procedura seguita per l'esecuzione delle prove di ossidazione ad umido è stata la seguente:

1. caricamento dell'autoclave con il campione da ossidare (500 mL) (Figura 3.12 a), e con ossigeno puro fino al raggiungimento della pressione voluta, calcolata in base alla pressione di reazione desiderata (Figura 3.12 b): vedi formula *3.3.1.1.1*;
2. azionamento del sistema di riscaldamento per portare il campione ad una determinata temperatura (temperatura di reazione);
3. definizione dell'istante di inizio e lettura del valore di pressione corrispondente al raggiungimento della temperatura di reazione;
4. raffreddamento del campione a termine prova (Figura 3.12 c);
5. estrazione della fase gassosa (Figura 3.12 d);
6. effettuazione delle analisi chimico e chimico-fisiche sul campione trattato ed elaborazione dei dati.



(a) **(b)**

(c) **(d)**

Figura 3.12. Procedura per l'esecuzione delle prove di ossidazione. a) fase di caricamento; b) fornitura di ossigeno puro al reattore; c) raffreddamento del campione; e) estrazione fase gassosa.

Le prove di ossidazione ad umido sono state condotte modificando le principali variabili di processo (temperatura, quantità di ossigeno iniziale e tempo di reazione), su fanghi biologici provenienti da differenti tipologie di impianto, al fine di poter valutare gli effetti del trattamento su di essi. Nella Tabella 3.8 si riportano le principali caratteristiche dei fanghi testati ed i parametri analizzati, mentre, nella Tabella 3.9 è riportato il programma sperimentale seguito per le prove di ossidazione ad umido.

Tabella 3.8. Principali caratteristiche dei fanghi testati e parametri analitici analizzati nelle prove di ossidazione ad umido alla scala pilota.

Tipologia fango	**Caratteristiche iniziali**		**Parametri analizzati**
	Parametro	**Valore**	
Fango attivo di supero generato dal trattamento di rifiuti industriali (*3V Green Eagle S.p.A.*)	COD [mg/kg]	190.000	COD (sul surnatante t.q. e filtrato) pH TKN (sul surnatante) BOD_5 BOD_{20} SST SSNV SSV
	TKN [mg/kg]	14.350	
	Residuo a 105 °C [%]	20,7	
	Residuo a 550 °C [%]	4,7	

La quantità di ossigeno stechiometrico necessario a ossidare la sostanza organica, viene determinata sulla base del COD del campione mediante la legge di Dalton (*3.3.1.1.1*).

$$P = \frac{nRT}{V} \text{ [atm] } (3.3.1.1.1)$$

dove:

- R= costante del gas, per l'ossigeno vale 0,082 [L·atm/K·mol];
- n= numero di moli (rapporto tra massa di O_2 nel campione e massa molare dell'O_2) [mol];
- T= temperatura [K];
- V= volume disponibile (differenza tra volume del reattore e quello del campione) [L].

Tabella 3.9. Programma sperimentale delle prove di ossidazione ad umido alla scala pilota.

Tipo di fango	**n.° test**	**Temperatura [°C]**	**pO_2 iniziale [atm]**	**Tempo di reazione [min]**	**SST [%]**
Fango attivo di supero generato dal trattamento di rifiuti industriali (*3V Green Eagle S.p.A.*)	1	180	22	60	8
	2	200			
	3	225			
	4	250			
	5	280			
	6	300			
	7	250	22	0	8
	8			15	
	9			30	
	10			45	
	11			60	
	12			120	
	13	250	15	60	8
	14		18		
	15		20		
	16		22		
	17		25		
	18		33		
	19		44		
	20	250	22	60	4
	21				6
	22				8
	23				10

3.3.2 Descrizione dell'impianto di ossidazione ad umido alla scala reale

Il processo di ossidazione ad umido utilizzato nell'impianto della *3V Green Eagle S.p.A.* è una soluzione brevettata dall'azienda stessa che prende il nome di TOP, acronimo di *Temperature*, *Oxygen* e *Pressure*. Esistono due tipologie di processo e sono entrambi presenti nell'impianto di Grassobbio (BG), paese nel quale ha sede la piattaforma: il TOP-Fanghi e il DUAL-Top.

La descrizione delle due tipologie impiantistiche è tratta da "*Tecnologia Combinata di ossidazione ad Umido dei Fanghi Biologici e delle Acque di Rifiuto*" (Slavick, 2009).

Nel processo TOP-Fanghi (il cui residuo finale prende il nome di NEW TOP), 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, …), 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 e gli ioni metallici possono trasformarsi nei corrispondenti ossidi.

Le condizioni di reazione (temperatura, pH...) non permettono la formazione di sostanze pericolose (ad esempio diossine). Il COD della miscela in alimentazione si riduce del 65-75%. L'effluente, dopo sedimentazione e filtrazione, consiste in un residuo inorganico e in un refluo acquoso totalmente biodegradabile riciclato all'impianto a fanghi attivi presente in impianto.

I gas scaricati dall'impianto sono esclusivamente anidride carbonica e ossigeno (in quanto alimentato in eccesso).

L'impianto DUAL-Top (processo dal quale deriva il TOP DUAL) 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 circa 20-25% di sostanza 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÷120.000 mg/L).

3.3.2.1 Modalità di esecuzione delle prove

Le prove di ossidazione ad umido (il cui scopo è stato quello di valutare l'applicabilità del processo di *wet oxidation* a diverse tipologie di fango ed individuarne le condizioni operative ottimali) sono state condotte su fanghi biologici provenienti da differenti tipologie di impianti. Al fine di individuare le condizioni di processo ottimali, *in primis*, è stato testato il fango di supero prodotto dall'impianto a fanghi attivi a servizio dell'azienda modificando le principali variabili di processo (temperatura, quantità di ossigeno e tempo di reazione). Sulla base dei risultati ottenuti sono stati condotti i successivi test, in cui si è stata variata, comunque, la temperatura di reazione (mantenendo inalterati gli altri parametri). Va evidenziato che in impianto, a differenza di quanto avviene nelle prove di laboratorio, viene normalmente fornito un quantitativo di ossigeno inferiore allo stechiometrico, motivo per cui nella Tabella 3.14 la quantità di ossigeno realmente fornito viene indicata sempre in rapporto con quello stechiometrico.

Durante il processo di ossidazione ad umido viene prodotta una certa quantità di condensato (ottenuto dal raffreddamento dei vapori generati durante l'ossidazione); esso, a seconda della tipologia di impianto, può essere raccolto separatamente dal TOP OUT e trattato a parte (inviandolo ad un impianto a fanghi attivi, come nel caso dell'azienda) oppure essere fatto precipitare al suo interno. Le caratteristiche chimico-fisiche finali del residuo, a seconda della scelta attuata, variano e, per tale motivo, nel Capitolo 7 sono stati ipotizzati entrambi gli scenari.

Per ciascuna prova, i campionamenti e le analisi sono stati effettuati in triplo sia sulle diverse frazioni (fango e condensato) in ingresso che in uscita dal reattore.

I parametri analitici esaminati sui vari campioni sono stati i seguenti:

- COD;
- TKN;
- BOD_5;
- Solidi (SST; SSNV; SSV).

Nella Tabella 3.14 sono riassunte le condizioni testate e le caratteristiche iniziali dei diversi fanghi.

Tabella 3.14. Caratteristiche dei fanghi sottoposti a *wet oxidation* e condizioni testate nelle prove di ossidazione ad umido alla scala reale. Tra parentesi tonda il valore inizialmente ipotizzato per quel parametro, l'altro, il valore realmente raggiunto.

Tipologia fango	**Prova**	**COD**	**TKN**	**SST**	**SSV**	**Temperatura**	**Tempo di reazione**	**O_2 fornito rispetto allo stechiometrico reale**
		[mg/L]	[mg/L]	[mg/L]	[mg/L]	[°C]	[min]	[%]
Fango attivo generato dal trattamento di rifiuti industriali (*3V Green Eagle S.p.A.*)	1	73.795	4.877	49.983	31.950	250 (250)	59 (60)	69 (75)
	2	68.817	4.732	52.550	35.983	231 (225)	60 (60)	83 (75)
	3	68.684	4.755	51.000	34.400	248 (250)	46 (40)	92 (75)
	4	68.950	4.737	54.733	39.117	250 (250)	71 (70)	85 (75)
	5	71.683	4.816	49.867	34.450	250 (250)	98 (100)	106 (75)
	6	73.663	4.816	47.633	30.933	250 (250)	60 (60)	61 (65)
	7	77.228	4.942	51.237	32.598	249 (250)	60 (60)	66 (85)

Nella Tabella 3.15 è riportato il programma sperimentale seguito per le prove di ossidazione ad umido.

Tabella 3.15. Programma sperimentale delle prove di ossidazione ad umido alla scala reale. Tra parentesi tonda il valore inizialmente ipotizzato per quel parametro, l'altro, il valore realmente raggiunto.

Temperatura [°C]	**Tempo di reazione [min]**	**O_2 VS STECH REALE [%]**
250 (250)	59 (60)	69 (75)
231 (225)	60 (60)	83 (75)
248 (250)	46 (40)	92 (75)
250 (250)	71 (70)	85 (75)
250 (250)	98 (100)	106 (75)
250 (250)	60 (60)	61 (65)
249 (250)	60 (60)	66 (85)

3.4 Descrizione dell'impianto pilota di digestione anaerobica

L'impianto pilota di digestione anaerobica (Figura 3.13) è costituito da un reattore di vetro di volume pari a 5 L; dotato di un camicia esterna nella quale viene fatta circolare acqua ad una temperatura costante di 36 °C. La temperatura dell'acqua viene mantenuta costante mediante un bagnetto termostato (Figura 3.14). Il contenuto del digestore è mantenuto in costante miscelazione da un agitatore meccanico a doppia pala (Figura 3.15).

Figura 3.13. Impianto pilota di digestione anaerobica.

Figura 3.14. Bagnetto termostato.

Figura 3.15. Agitatore meccanico.

Il digestore è chiuso ermeticamente mediante un coperchio in vetro sul quale sono presenti quattro fori (Figura 3.16) che hanno lo scopo di consentire l'inserimento dell'agitatore meccanico, della sonda per la misura in continuo del pH e dell'imbuto (utilizzato per l'alimentazione del liquame da trattare). Nel quarto foro è inserita la sonda per l'analisi qualitativa del biogas, che avviene mediante un misuratore portatile.

Figura 3.16. Copertura del reattore.

La produzione di biogas viene monitorata, quantitativamente mediante un manometro ad acqua realizzato con un cilindro graduato collegato ad un polmone della capacità di circa 2 L (Figura 3.17) e, qualitativamente, mediante un analizzatore elettronico (Figura 3.18), il quale consente di conoscere la composizione del biogas in termini di percentuale di metano (CH_4), di anidride carbonica (CO_2), di ossigeno (O_2) e concentrazione di idrogeno solforato (H_2S, espressa in ppm).

Figura 3.17. Sistema di misura del biogas prodotto.

Figura 3.18. Strumento per l'analisi della composizione del biogas.

Il volume di biogas prodotto viene determinato attraverso la lettura del livello dell'acqua nella colonna graduata, rispetto all'istante iniziale di equilibrio (stesso livello di acqua nel polmone e nella colonna, pari a h_0). La produzione di biogas genera una pressione all'interno del polmone, la quale provoca un innalzamento del livello dell'acqua nel cilindro fino alla quota h_1; la differenza tra i due peli liberi (h_1-h_0 = Δ) consente di determinare, noto il volume di gas presente per ogni centimetro di colonna (12,5 cm^3/cm), il volume del biogas prodotto (*3.4.1*) .

$$V_{biogas}=12{,}5 \times \Delta \quad [cm^3] \text{ (3.4.1)}$$

Dopo ciascuna lettura il sistema viene riportato nella condizione iniziale e, seguendo la medesima procedura sopra illustrata, si determinano i rispettivi volumi corrispondenti (V_i). La somma dei volumi V_i determinati nell'arco delle 24 ore, fornisce la produzione giornaliera di biogas.

Nella Figura 3.19 si riporta uno schema di funzionamento del sistema per la misura del biogas prodotto.

Se si volesse esprimere il volume del biogas in condizioni normali (temperatura di 0 °C e pressione di 1 atm), si deve fare riferimento alla seguente espressione (*3.4.2*):

$$V_{biogas,N} = V_{biogas} \cdot \frac{273}{273+T} \cdot \frac{1035+\Delta'}{1035} \text{ [NmL] (3.4.2)}$$

dove:

- $V_{biogas.N}$ = volume del biogas in condizioni normali [NmL];
- V_{biogas} = volume di biogas [mL];
- Δ' = differenza di livello tra i peli liberi al generico tempo *t* [cm];
- 273/(273+T) = fattore di conversione per la temperatura, dove T rappresenta la temperatura misurata in °C, alla quale si trova il gas;
- (1035+Δ')/1035 = fattore di conversione per la pressione.

Volendo, inoltre, conoscere il quantitativo di metano prodotto basta moltiplicarne la relativa percentuale media (misurata con lo strumento) per il volume di biogas.

Infine, allo scopo di verificare l'attendibilità delle misure eseguite, è possibile effettuare il confronto tra il quantitativo di biogas misurato e quello teoricamente producibile sulla base del COD abbattuto, assunto, sulla base della letteratura, pari a 0,35 NL di metano per ogni grammo di COD abbattuto.

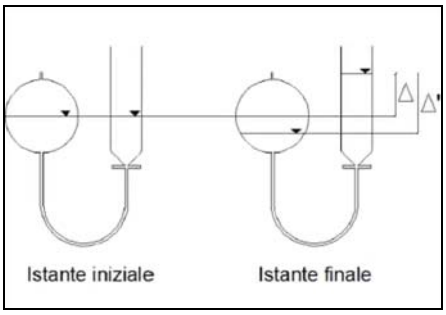


Figura 3.19. Schema di funzionamento del sistema utilizzato per la misura del biogas prodotto nel digestore anaerobico pilota

3.4.1 Modalità di esecuzione delle prove

L'impianto è stato avviato in data 24 novembre 2009 con 5 L di fango il fango proveniente dal digestore anaerobico a servizio del depuratore di Verziano (BS). Dal 24/11/2009 al 03/07/2011 l'impianto è stato quotidianamente alimentato con il fango di supero generato dal trattamento a fanghi attivi presente a *3V Green Eagle S.p.A.*, azienda dove si è svolta la sperimentazione. Allo scopo di mantenere costante la concentrazione di biomassa nel reattore, in corrispondenza di ogni alimentazione, è stata estratta un'eguale quantità di fango dal digestore.

Dopo un breve periodo (01/07/2011 ÷ 18/07/2011) in cui si è interrotta l'alimentazione del digestore (al fine di verificare l'efficienza di ripresa dell'attività di degradazione batterica e conseguente produzione di biogas) si è sostituito il substrato di alimentazione.

A tale scopo sono stati utilizzati (in periodi differenti) i residui liquidi ottenuti dall'ossidazione ad umido dell'impianto alla scala reale. In un primo momento (fase "A") è stato alimentato il NEW TOP (ossia il surnatante proveniente dal TOP Fanghi); mentre nella fase successiva (fase "B") il TOP DUAL (ovvero il surnatante proveniente dal processo DUAL top). Nella Figura 3.20 viene riportato un esempio del surnatante alimentato al digestore pilota.

Figura 3.20. Esempio di surnatante alimentato all'impianto di digestione anaerobica.

Nella Tabella 3.10 è riportato un riassunto delle diverse fasi della sperimentazione e i relativi substrati alimentati al digestore.

Tabella 3.10. Fasi delle sperimentazione di digestione anaerobica dei residui provenienti dall'ossidazione ad umido dei fanghi (NEW TOP) e dei fanghi miscelati con rifiuti liquidi (DUAL top).

Periodo	Alimentazione
01/07/2011 ÷ 18/07/2011	0 mL
19/07/2011 ÷ 04/09/2011	50mL NEW TOP
05/09/2011 ÷ 13/09/2011	100 mL NEW TOP
14/09/2011 ÷ 02/10/2011	100 mL DUAL top
03/10/2011 ÷ 21/11/2011	200 mL DUAL top
22/11/2011÷20/12/2011	400 mL DUAL top
21/12/2011÷03/02/2012	400 mL DUAL top

Di seguito, invece, si riportano le caratteristiche chimico-fisiche dei substrati utilizzati come alimentazione (Tabella 3.11).
I parametri monitorati durante la sperimentazione sono stati i seguenti:

- COD;
- TKN;
- ammoniaca;
- cloruri;
- BOD_5 e BOD_{20};
- conducibilità;
- composizione e volume del biogas prodotto;
- solidi (ST; SST; SSNV; SSV).

Tabella 3.11. Caratteristiche chimico-fisiche dei substrati alimentati all'impianto di digestione anaerobica pilota

NEW TOP	
COD [mg/L]	12.655
TKN [mg/L]	3.490
$N\text{-}NH_4^+$ [mg/L]	2.600
Cloruri [mg/L]	1.470
Conducibilità [μS/cm]	18.800
pH	6,7
DUAL top	
COD [mg/L]	12.057
TKN [mg/L]	2.348
$N\text{-}NH_4^+$ [mg/L]	1.941
Cloruri [mg/L]	3.378
Conducibilità [μS/cm]	24.400
pH	8,4

3.5 Descrizione dell'impianto di lavaggio del residuo solido

Le prove di lavaggio sono state condotte sul residuo solido (TOP-FILLER) proveniente dall'impianto di ossidazione ad umido a scala reale, chiamato TOP-OUT.

L'impianto pilota realizzato per effettuare le prove di lavaggio sul residuo solido (operante in modalità *batch*) consta di un sedimentatore in acciaio inossidabile, avente un volume di circa 60 L, il cui corpo principale è sostenuto da tre piedi (disposti radialmente ad intervalli di 120°). Nella parte inferiore il cilindro è unito ad un convergente mediante saldatura (Figura 3.21).

Figura 3.21. Sedimentatore in acciaio inossidabile dotato di sifone per lo scarico dell'acqua di lavaggio e il carico dell'acqua di rete

Il convergente troncoconico termina a sua volta, nella parte inferiore, con una piastra forata alla quale sono applicate tre valvole, azionabili manualmente. Esse controllano: l'uscita del TOP-FILLER sedimentato, l'ingresso dell'acqua di rete e dell'aria in pressione. All'interno del corpo cilindrico è presente un sifone, anch'esso realizzato in acciaio inox, che consente sia lo scarico del surnatante (costituito dall'acqua di lavaggio del TOP-FILLER) che la ricarica (mediante acqua di rete) del sedimentatore durante i diversi cicli di lavaggio.

Lo scopo di queste prove (tutt'oggi in corso) è quello di valutare il possibile recupero o smaltimento come inerte del residuo solido generato dall'ossidazione ad umido dei fanghi (TOP-FILLER).

3.5.1 Modalità di esecuzione delle prove

Di seguito, la procedura seguita per l'esecuzione delle prove di lavaggio.

1. Introdurre all'interno del sedimentatore 58 litri di TOP-OUT avendo cura di conservare una certa quantità di campione (per

esempio, 4 litri) per eseguire eventuali test analitici. Nel caso venga previsto, dosare la quantità prestabilita di additivo (di cui va mantenuta costante la concentrazione nel corso dell'intero lavaggio);

2. aprire la valvola di erogazione dell'aria compressa presente sul fondo del sedimentatore al fine di omogeneizzare il campione; tale operazione è necessaria anche per riportare in soluzione la sostanza organica presente nel TOP-FILLER. Il tempo di agitazione è fissato in 40 minuti;
3. trascorso tale tempo, chiudere la valvola dell'aria compressa mettendo così termine alla fase di agitazione. A partire da questo istante è necessario aspettare che avvenga la chiarificazione (fase di sedimentazione) di un volume superiore a 47 litri. Sulla base di precedenti prove di sedimentazione è stato stimato che occorre attendere almeno 4 ore e 30 minuti;
4. trascorso tale tempo estrarre (fase di estrazione) mediante il sifone 46,4 litri di liquido chiarificato lasciando nel sedimentatore i rimanenti 11,6 litri (contenenti la quasi totalità dei solidi che compongono il TOP-FILLER) e prelevare un campione (1 litro) del liquido così estratto;
5. riportare a livello, utilizzando acqua di rete, il liquido nel sedimentatore (volume pari a 58 litri);
6. ripetere le operazioni dal punto 2) per un totale di cinque cicli di lavaggio;
7. alla sesta estrazione prelevare il TOP-FILLER rimasto nel fondo del sedimentatore e sottoporlo ad essiccamento;
8. macinare grossolanamente il TOP-FILLER lavato ed essiccato e prepararne un campione da sottoporre a test di cessione;
9. eseguire le analisi di caratterizzazione ed elaborare i dati.

In azienda (la sperimentazione è stata svolta, anche in questo caso, presso *3V Green Eagle S.p.A.*) sono state condotte 3 prove di lavaggio (svoltesi secondo la modalità appena esposta) e le condizioni testate sono le seguenti:

- PROVA 1: lavaggio con sola acqua (rapporto Liquido/Solido (L/S)=108,1 L/kg);
- PROVA 2: lavaggio con tensioattivo non ionico (*Neopal*, dosaggio 1 g/L) con stesso rapporto L/S della PROVA 1;
- PROVA 3: lavaggio con sola acqua (rapporto L/S=579 L/kg)

Le analisi chimico-fisiche sono state condotte, oltre che sul campione iniziale, sull'acqua di lavaggio, sul residuo solido lavato e sul lisciviato. I parametri analizzati sono: COD (sul t.q. e sul filtrato); pH; ST;residuo a 105 °C; residuo a 550 °C; cloruri; contenuto di metalli pesanti.

Inoltre, per i test di cessione sono stati determinati anche altri parametri, conformemente con quanto previsto dalla normativa vigente (DM 27/09/2010, limiti per il conferimento in discarica e D.M. 05/02/98 per il recupero), ossia:

- DOC (*Dissolved Organic Carbon*);
- TDS (*Total Dissolved Solids*);
- floruri;
- indice di fenolo.

Le prove sono state svolte utilizzando il residuo solido (TOP FILLER) derivante dall'impianto di ossidazione ad umido attivo nell'azienda *3V Green Eagle S.p.A.* di Grassobbio(BG); attualmente quest'ultimo viene smaltito con il C.E.R. 190814, "*..fanghi prodotti da altri trattamenti delle acque reflue industriali diversi da quelli di cui alla voce 190813*.." (D.Lgs. 152/06, Allegato D). Nelle Tabelle 3.12 e 3.13 sono riportate, rispettivamente, le caratteristiche del TOP-OUT e del TOP-FILLER utilizzato per le prove di lavaggio.

Tabella 3.12. Caratteristiche chimico-fisiche del TOP-OUT utilizzato nelle prove di lavaggio.

TOP-OUT	
pH	6,3
COD [mg/L]	30.860
COD sul filtrato [mg/L]	27.224
SST [mg/L]	8.610
SSNV [mg/L]	6.870
SSV [mg/L]	1.740
Cloruri [mg/L]	2.304

Metalli [mg/L]			
Alluminio	170	Mercurio	< 1
Antimonio	< 1	Molibdeno	0,9
Argento	8,0	Nichel	8,8
Arsenico	1,1	Piombo	3,1
Bario	23,5	Potassio	806
Berillio	< 1	Rame	19,6
Bismuto	< 1	Selenio	< 2
Boro	31,0	Silicio	250
Cadmio	< 0,2	Sodio	6.500
Calcio	1.500	Stagno	5,4
Cobalto	2,2	Stronzio	11,8
Cromo tot	17,3	Tallio	< 2
Ferro	415	Titanio	10,2
Fosforo tot	1.058	Vanadio	7,3
Magnesio	370	Zinco	61,6
Manganese	26,8	-	-

Tabella 3.13. Caratteristiche chimico-fisiche del TOP-FILLER essiccato utilizzato nelle prove di lavaggio.

TOP-FILLER	
COD [mg/kg]	330.456
TOC [mg/kg]	114.904
BTEX [mg/kg]	< 4
Oli minerali [mg/kg]	17.067
SST [%]	98,3
SSNV [%]	72,7
SSNV [%ss]	73,9

Metalli [mg/kgss]			
Alluminio	11.467	Mercurio	< 10
Antimonio	39	Molibdeno	16
Argento	454	Nichel	641
Arsenico	39	Piombo	253
Bario	1.621	Potassio	9.346
Berillio	< 10	Rame	1.277
Bismuto	< 10	Selenio	< 20
Boro	195	Silicio	7.349
Cadmio	16	Sodio	29.009
Calcio	94.778	Stagno	385
Cobalto	165	Stronzio	925
Cromo	1.255	Tallio	< 20
Ferro	28.267	Titanio	620
Fosforo tot	70.321	Vanadio	380
Magnesio	23.914	Zinco	4.048
Manganese	1.866	-	-

Capitolo 4

DESCRIZIONE DELLA PROCEDURA PER IL CONFRONTO TECNICO-ECONOMICO DI DIFFERENTI SOLUZIONI PER LA GESTIONE DEI FANGHI

Nel presente capitolo verrà esposta la procedura messa a punto per la valutazione tecnico-economica di differenti soluzioni per la gestione dei fanghi.

Tale procedura è stata concepita ed utilizzata nell'ambito del progetto europeo denominato ROUTES, nel quale sono state confrontare ben 15 differenti soluzioni per la gestione dei fanghi di depurazione.

La metodologia messa a punto è basata sul confronto tra l'impianto convenzionale a fanghi attivi (nel seguito soluzione *convenzionale*) e l'impianto nel quale è stata inserita una tecnologia innovativa (nel seguito soluzione *innovativa*).

Al fine di evidenziare gli aspetti economici che risultano essere maggiormente influenti sul tipo di soluzione utilizzata, al termine della procedura è stata eseguita un'analisi di sensitività anche se, ovviamente, ogni impianto risente di specifiche peculiarità delle quali va tenuto conto modificando opportunamente i diversi parametri.

Di seguito, vengono descritti i passaggi per giungere alla valutazione tecnico-economica ed il caso di studio affrontato. Si sottolinea che la procedura messa a punto non prende in considerazione, volutamente, gli aspetti ambientali, in quanto essi devono essere valutati con opportune procedure, quali, per esempio, la LCA (*Life Cycle Assessment).*

4.1 Dimensionamento degli impianti e calcolo dei bilanci di massa

Per prima cosa devono essere definite le condizioni nelle quali l'impianto deve operare, ossia le *condizioni al contorno*. Esse consistono in una serie di assunzioni tecnico-normative, quali, ad esempio, la portata dell'influente da trattare in impianto, i parametri chimico-fisici che l'effluente deve rispettare allo scarico, i rendimenti dei differenti processi, ecc.

Sulla base delle *condizioni al contorno* viene effettuato il dimensionamento dell'impianto e il calcolo del bilancio di massa, sia per la soluzione *convenzionale* che per quella *innovativa*.

Il dimensionamento deve essere effettuato sui vari comparti ipotizzati, quali, ad esempio, la sedimentazione primaria, la vasca di ossidazione biologica e la sedimentazione secondaria.

Per il calcolo delle diverse produzioni di fango (primario, ove presente, e secondario) e per il dimensionamento del processo di ossidazione biologica è possibile fare riferimento a diverse procedure riportate in letteratura (per esempio, si veda Metcalf & Eddy, 1991). Il dimensionamento deve essere effettuato in maniera completa, ossia, calcolando tutti i parametri di processo

quali, ad esempio, l'età del fango, il consumo di reagenti, la quantità di ossigeno da fornire alla biomassa..., oltre a quelli utili a conoscere la produzione di fango dell'impianto.

Per le soluzioni *innovative* alcuni dati devono essere stimati o ipotizzati sulla base di informazioni desunte da impianti esistenti operanti con la medesima tecnologia, di esperienze riportate in letteratura, di risultati sperimentali oppure, in mancanza d'altro, con calcoli teorici.

Effettuato il dimensionamento delle soluzioni (*convenzionale* e *innovativa*) è possibile procedere al calcolo dei bilanci di massa. Tale strumento consente di conoscere l'andamento dei principali parametri di processo, quali, per esempio, COD, portate, contenuto di ST e SV e azoto totale, nei diversi comparti presenti in impianto.

Il bilancio di massa può essere implementato in un foglio di calcolo del tipo di quello riportato in Figura 4.1.

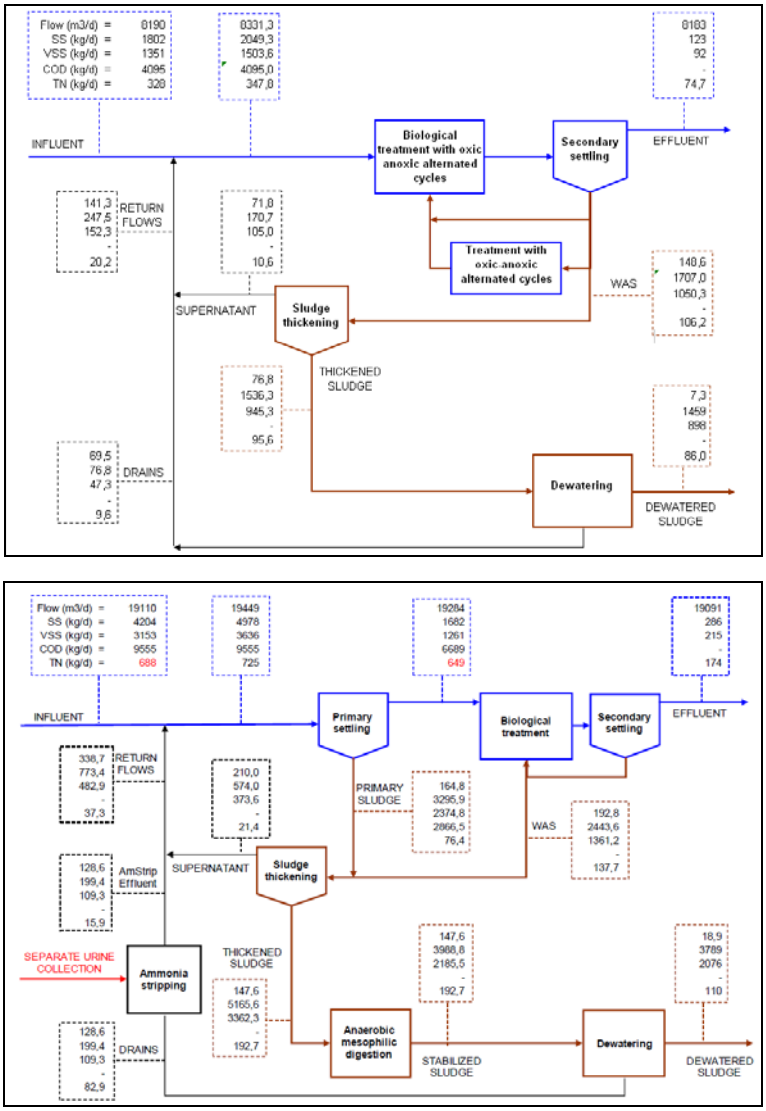


Figura 4.1. Esempio di risultati del bilancio di massa: confronto tra soluzione *convenzionale* (sopra) ed *innovativa* (sotto).

Si evidenzia che, nel caso in cui si stia applicando la procedura ad un impianto esistente, tutti i calcoli sopraesposti non sono necessari in quanto i

valori dei parametri sono noti (sono desumibili dal monitoraggio dell'impianto o dalle relazioni di progetto).

4.2 Calcolo dei consumi energetici

Una stima dei consumi energetici di un impianto a fanghi attivi tradizionale (soluzione *convenzionale*), può essere effettuata, in prima istanza, sulla base di valori di letteratura. Il Manale dell'ingegnere, ad esempio, riporta un consumo energetico pro-capite, di 35÷50 kWh/(AE·y) per impianti di potenzialità inferiore ai 30.000 AE e di 25÷40 kWh/(AE·y) per quelli di potenzialità maggiore ai 30.000 AE (Colombo, 2003-84° edizione). In Metcalf & Eddy, (1991) è riportato un grafico in cui viene rappresentata la distribuzione dell'utilizzo di energia in un impianto a fanghi attivi "convenzionale", che viene di seguito riportato (Figura 4.2).

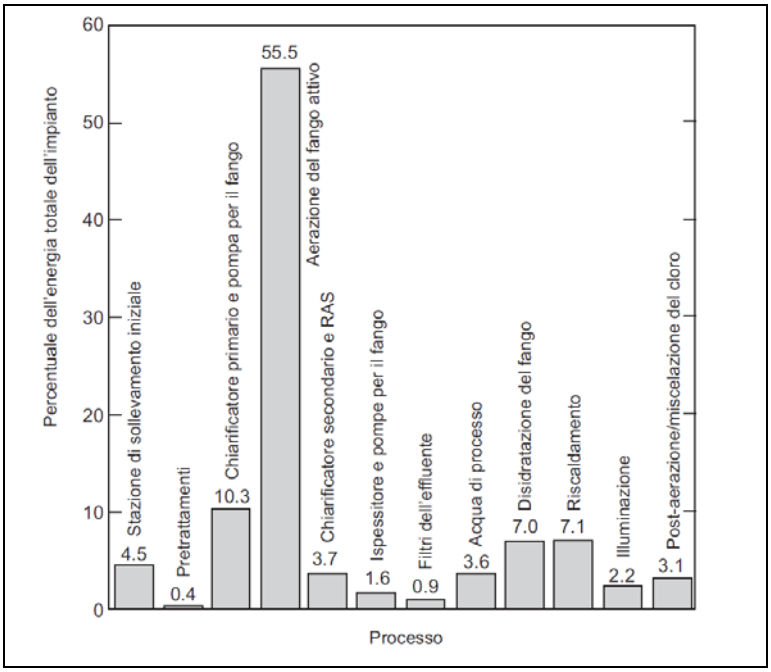


Figura 4.2. Distribuzione dell'utilizzo di energia in un impianto a fanghi attivi "convenzionale" (Metcalf & Eddy, 1991)

Sulla base di esperienze pratiche e sulle indicazioni riportate nel grafico di Figura 4.2 possono essere assunti i seguenti valori *pro-capite*:

- linea acque (esclusa l'aerazione della vasca di ossidazione): 0,04 kWh/(AE·d);
- linea fanghi (con stabilizzazione anaerobica): 0,01 kWh/(AE·d);
- linea fanghi (con stabilizzazione aerobica): 0,02 kWh/(AE·d).

Per ulteriori approfondimenti ed integrazioni si rimanda alla bibliografia citata.

Un approccio più rigoroso, ed è quello che è stato utilizzato nel presente lavoro, si basa sul calcolo dei consumi energetici dei singoli comparti presenti in impianto (grigliatura, sedimentazione, ossidazione, ispessimento…).

Per esempio, per stimare l'energia richiesta in vasca di ossidazione si può fare riferimento alle formule presenti in letteratura, le quali consentono, sulla base del quantitativo di ossigeno richiesto per ossidare il carico di sostanza organica in ingresso all'impianto, di conoscere il consumo elettrico dei compressori utilizzati per la fornitura d'aria (Metcalf & Eddy, 1991).

Le formule utilizzate sono tratte da diversi fonti di letteratura: Canziani (1990); Metcalf & Eddy (1991), Colombo (2003-84° edizione).

Anche in questo caso, può essere implementato un foglio di calcolo al fine di agevolare il computo.

Nel caso della soluzione *innovativa* i consumi energetici possono essere stimati basandosi sui consumi di impianti esistenti analoghi, da esperienze riportate in letteratura, da risultati sperimentali oppure, in mancanza d'altro, su calcoli teorici.

4.3 Definizione dei parametri tecnico-economici

I parametri tecnico-economici proposti all'interno della procedura sono i seguenti:

- affidabilità della tecnologia;
- complessità ed integrabilità con le strutture esistenti;
- flessibilità e modularità della soluzione *innovativa* rispetto alla *convenzionale;*
- residui solidi, liquidi, gassosi prodotti che devono essere conferiti all'esterno dell'impianto;
- materiali recuperati;
- consumo di materie prime e reagenti;
- consumo e produzione di energia (elettrica e termica) al netto delle perdite e degli autoconsumi;
- aspetti sociali ed autorizzativi;
- costi.

Ciascuna delle summenzionate categorie è costituita, a sua volta, da numerose voci, come mostrato nella Tabella 4.1 mentre le voci di costo/ricavo prese in considerazione sono riportate nella Tabella 4.2.

Va sottolineato che alcuni valori di questi parametri sono disponibili in letteratura o possono essere direttamente misurati in impianto (nel caso in cui esso esista), altri, invece, possono essere stimati (indicati nelle Tabelle 4.1 e 4.2 con la lettera "R"). Peraltro, alcuni dati sono sito-specifici, così che essi sono influenzati dalle condizioni locali specifiche (indicati nelle Tabelle 4.1 e 4.2 con la lettera "L").

Tabella 4.1. Aspetti tecnici considerati nella valutazione tecnico-economica.

Aspetti tecnici		**Fonte del dato**
Affidabilità	Affidabilità della tecnologia (ad esempio, in relazione alla variabilità delle caratteristiche dell'influente/fango)	L/R
	Numero di applicazioni esistenti in Europa	L
Complessità ed integrabilità con le strutture esistenti	Interventi richiesti per integrare la nuova soluzione con le strutture (per esempio le connessioni elettriche ed idrauliche)	L
	Area aggiuntiva necessaria (rispetto alla soluzione *convenzionale*), al completo delle strutture	L
	Ore uomo giornaliere necessarie per: *Tecnici con elevato grado di istruzione (per esempio laureati); Operai specializzati; Operai*	L/R
	Norme di sicurezza da osservare	L
Flessibilità/Modularità	Possibilità di implementazione modulare (per esempio, nel caso di un progressivo aumento dell'impianto)	L/R
Residui/Materiali recuperati	Solidi/fangosi	R
	Liquidi	R
	Gassosi	R
Consumo di materie prime e reagenti	Acqua di rete	R
	Polielettrolita	R
	Coagulanti	R
	Substrato per la denitrificazione	R
	Ossigeno puro	R
	Metano	R
	Altro	R
Consumo di energia elettrica	Quantità	R
Produzione netta di energia termica	Tipo di vettore di calore (acqua, vapore, olio…)	R
	Quantità	R
	Temperatura del vettore di calore	R
Produzione netta di energia elettrica	Quantità	R
Aspetti autorizzativi & sociali	Pubblica accettazione	L
	Complessità dell'*iter* autorizzativo	L

Tabella 4.2. Voci di costo/ricavo considerate nella valutazione tecnico/economica.

Aspetti economici	**Fonte del dato**
Consumo di energia elettrica nei differenti comparti dell'impianto	L
Costo annuo del personale	-
Tecnici con elevato grado di istruzione	L
Operai specializzati	L
Operai	L
Costo unitario dell'energia elettrica	L
Ricavo unitario per la vendita dell'energia elettrica	L
Ricavo unitario per la vendita dell'energia termica	L
Costo unitario dell'acqua	L
Costo unitario del polielettrolita (secco)	L
Costo unitario del coagulanti	L
Costo unitario dell'ossigeno puro	L
Costo unitario del metano	L
Costo unitario per il conferimento del fango in agricoltura	L
Costo unitario per il conferimento del fango in discarica	L
Costo unitario per il conferimento del fango ad incenerimento o co-incenerimento	L
Costo chilometrico per il trasporto del fango	L

4.4 Valutazione tecnico-economica

La valutazione è basata sul confronto tra i giudizi tecnici ed i parametri economici della soluzione *convenzionale* ed *innovativa.*

Per ciascuna delle voci tecniche sopraesposte deve essere attribuito un *voto parziale* (scegliendo a piacimento l'ampiezza dell'intervallo di valutazione, per esempio 1÷3), calcolato sulla base dei valori attribuiti a ciascuna voce (*dati grezzi*).

Il giudizio finale (*voto finale*) è rappresentato, per ciascuna categoria (per esempio, affidabilità, complessità ed integrabilità con le strutture esistenti, modularità/flessibilità…), da un numero, che è calcolato come media aritmetica dei vari *voti parziali.*

Infine, per ciascuna categoria, può essere calcolata la differenza tra i vari *voti finali,* sottraendo dal valore della soluzione *innovativa* quello della soluzione *convenzionale,* ottenendo quello che è stato chiamato *gap*.

Analogamente agli aspetti tecnici, anche per il confronto economico possono essere calcolati i vari *gap* tra le diverse voci di costo.

I risultati finali di questa procedura possono essere raccolti in tabelle o rappresentati mediante dei grafici, in cui possono essere evidenziati gli andamenti dei vari *gap.*

4.5 Analisi di sensitività

Il risultato della procedura di valutazione tecnico-economica è fortemente affetto dalle assunzioni numeriche effettuate per i parametri. Per questa ragione si rende opportuna l'analisi di sensitività, effettuata sui principali parametri economici, che ha lo scopo di evidenziare i fattori maggiormente influenti.

Essa viene condotta variando (sia in positivo che in negativo, per esempio ± 10%) il valore di un parametro economico (costo o ricavo) e mantenendo inalterati gli altri. Così facendo, per ciascun parametro, si ottengono due valori, uno maggiore ed uno minore rispetto a quello di partenza; l'ampiezza tra di essi

è funzione del "peso" del parametro sul costo totale della soluzione. Pertanto, un intervallo molto ampio indicherà che il costo totale della soluzione sarà fortemente influenzato dalla variazione del valore di quella voce di costo/ricavo, viceversa, un intervallo poco ampio indicherà la scarsa influenza di quel parametro.

Generalmente, i risultati dell'analisi di sensitività sono riportati in grafici del tipo di quelli di Figura 4.3.

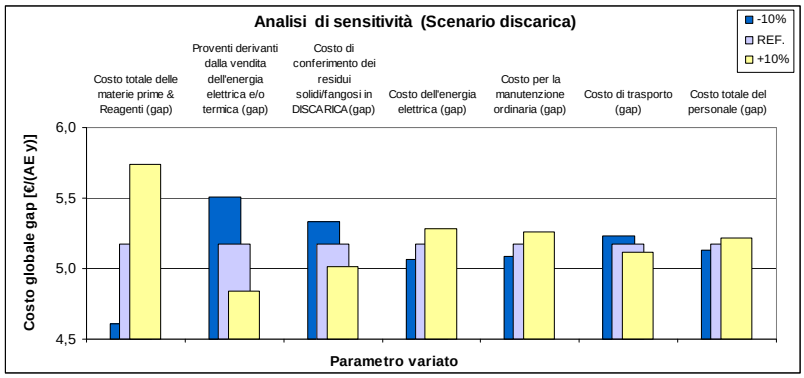


Figura 4.3. Esempio di risultato dell'analisi di sensitività.

4.6 Caso di studio

La procedura sopra esposta è stata concepita nell'ambito del progetto europeo denominato ROUTES, nel quale sono state confrontare 15 differenti soluzioni per la gestione dei fanghi di depurazione.

Tra le diverse soluzioni studiate si riporta quella in cui è stato ipotizzato di utilizzare la *wet oxidation* come tecnica per la riduzione della quantità dei fanghi da smaltire e la digestione anaerobica del suo effluente liquido. Tale scelta trova giustificazione nel fatto che tale tecnologia è stata oggetto di attività sperimentale, come descritto nel paragrafo 3.3.

L'impianto *convenzionale* è stato ipotizzato di capacità pari a 500.000 AE (F/M: 0,3 kgBOD_5/(kgSST d)), dotato di sedimentazione primaria, che scarica in area non sensibile e caratterizzato da una produzione di un'elevata quantità di fango, di qualità non idonea per lo smaltimento in agricoltura.

Come già accennato, la soluzione studiata (*innovativa*) è l'ossidazione ad umido dei fanghi e la digestione anaerobica dell'effluente liquido da essa prodotto.

Il liquame influente è stato ipotizzato avere le caratteristiche chimico-fisiche riportate nella Tabella 4.3 ed è stata assunta una dotazione idrica *pro-capite* pari a 273 L/AE d.

Tabella 4.3. Caratteristiche del liquame influente ipotizzato nel caso di studio.

Parametro	**Concentrazioni medie (mg/L)**
COD	500
BOD_5	220
N_{tot}	40
P_{tot}	5
Solidi Sospesi Totali	220

Le caratteristiche dell'effluente sono state ipotizzate sulla base dei limiti previsti dalla Direttiva 91/271/CEE e sono riportate nella Tabella 4.4.

Tabella 4.4. Limiti di Tabella 1 *Direttiva 91/271/CEE*

Scarico in area non sensibile	
Parametro	**Limite (mg/L)**
COD	125
BOD5	25
Solidi Sospesi	35

La linea acque è stata ipotizzata essere costituita da:

- pre-trattamenti (sollevamento, grigliatura e dissabbiatura disoleatura);
- sedimentatore primario;

- vasca di ossidazione biologica;
- sedimentatore secondario.

La linea fanghi della soluzione *convenzionale* da:

- ispessitore;
- digestore anaerobico mesofilo;
- disidratazione meccanica (mediante centrifuga).

Nella linea fanghi della soluzione *innovativa*, oltre a quanto già esposto, a valle del sedimentatore primario, è stato introdotto il comparto di *wet oxidation.* Per la digestione anaerobica del residuo liquido derivante dall'ossidazione ad umido è stato ipotizzato di adattare il digestore già presente in impianto. Inoltre, in questa soluzione, è stato ipotizzato di modificare sia il sedimentatore primario (prevedendo il dosaggio di cloruro ferrico, cloruro di alluminio e poliacrilammide – PAM, al fine di migliorare la sedimentazione del fango) che l'ispessitore (da ispessitore a gravità ad ispessitore dinamico), in modo da poter raggiungere la concentrazione ideale di solidi totali nel fango per il trattamento di *wet oxidation* (8÷10%).
Per lo smaltimento finale del fango sono stati previsti due scenari: conferimento in discarica e conferimento presso un impianto di incenerimento o co-incenerimento. In entrambi i casi è stato ipotizzato che l'impianto di smaltimento (discarica o inceneritore) distasse 50 km dall'impianto di depurazione.
L'ingombro dell'impianto *convenzionale* è stato stimato sulla base di un ingombro medio *pro-capite*, assunto pari a 0,3 m^2/AE (Bonomo, 2008) mentre, per quella *innovativa*, l'ingombro è inteso come area aggiuntiva necessaria all'installazione della nuova tecnologia.

4.6.1 Dimensionamento degli impianti e calcolo dei bilanci di massa

Sulla base delle *condizioni al contorno* sopraesposte, sono stati dimensionati gli impianti ed è stato calcolato il bilancio di massa delle soluzioni.

L'algoritmo utilizzato per il calcolo della produzione di fango primario e delle relative caratteristiche è stato implementato sulla base di quanto riportato in Metcalf & Eddy (1991) e sulla base di esperienze pratiche; le assunzioni adottate sono riportate nelle Tabelle 4.5 e 4.6.

Tabella 4.5. Assunzioni adottate per il calcolo della produzione di fango primario nella soluzione *convenzionale.*

Concentrazione del fango	20 kgSST/m^3
Rendimento di rimozione dei SS	60%
Rendimento di rimozione del COD	30%
Rendimento di rimozione del BOD_5	35%
Rendimento di rimozione dell'azoto	10%
Rendimento di rimozione del fosforo	10%

Tabella 4.6. Assunzioni adottate per il calcolo della produzione di fango primario nella soluzione *innovativa.*

Concentrazione del fango	19,6 kgSST/m^3
Rendimento di rimozione dei SS e SSV	88%
Rendimento di rimozione del COD	70%
Rendimento di rimozione dell'azoto	28%
Rendimento di rimozione del fosforo	90%
Dosaggio di ferro	11 mgFe/L
Dosaggio di PAM	3 mg/L

Nella Tabella 4.7 si riporta la quantità di fango primario calcolato e le relative caratteristiche.

Tabella 4.7. Quantità di fango primario calcolato e relative caratteristiche

Carico influente all'impianto	**Portata**	[m^3/d]	136.500
	SS	[kg/d]	30.030
	COD	[kg/d]	68.250
	BOD5	[kg/d]	30.030
	TN	[kg/d]	5.460
	TP	[kg/d]	751
Fango primario	**Portata**	[m^3/d]	901
	SS	[kg/d]	18.018
	COD	[kg/d]	20.475
	BOD5	[kg/d]	10.511
	TN	[kg/d]	546
	TP	[kg/d]	75

Di seguito, invece, sono riportate le diverse ipotesi utilizzate per il dimensionamento ed il calcolo dei bilanci di massa dei vari comparti previsti (Tabella 4.8). Le ipotesi sono state formulate sulla base di quanto riportato in Metcalf & Eddy (1991) e sull'esperienza gestionale acquisita da *3V Green Eagle S.p.A.*, nonché in base ai risultati dell'attività sperimentale in corso presso l'azienda.

Tabella 4.8. Ipotesi assunte per il dimensionamento ed il calcolo dei bilanci di massa della soluzione *convenzionale* e *innovativa*.

Ispessitore a gravità (soluzione *convenzionale*)	
Concentrazione del fango ispessito	35 kgSS/m^3
Rendimento di rimozione dei solidi sospesi totali	90%
Rendimento di rimozione dei solidi sospesi volatili	90%
Rendimento di rimozione del COD	90%
Rendimento di rimozione dell'azoto	90%
Ispessitore dinamico (soluzione *innovativa*)	
Concentrazione del fango ispessito	80
Rendimento di rimozione dei solidi sospesi totali	95%
Rendimento di rimozione dei solidi sospesi volatili	95%
Rendimento di rimozione del COD	90%
Rendimento di rimozione dell'azoto	95%
Ossidazione ad umido	
Rendimento di rimozione dei SSV	98%
Concentrazione di COD nell'effluente	>20.000 mg/L
Rendimento di rimozione dell'azoto	10%
Digestione anaerobica mesofila (*convenzionale*)	
Rendimento di rimozione dei SSV	40%
Digestione anaerobica mesofila (*innovativa*)	
Rendimento di rimozione del COD	45%
SSV/SS	0,85
Produzione di SSV	0,08 kgSSV/kgCOD*rimosso*
Disidratazione meccanica (centrifuga)	
Concentrazione del fango disidratato	
Convenzionale	200 kgSS/m^3
Innovativa	400 kgSS/m^3
Rendimento di rimozione dei SST	95%
Rendimento di rimozione dei SSV	95%
Azoto allontanato col centrato	95%

Il dimensionamento del processo biologico (ed i relativi parametri), compreso il calcolo del fango di supero (WAS), è stato effettuato utilizzando ASCAM (Tomei *et al.*, 2002), un software implementato dall'IRSA-CNR, di cui di seguito si riporta la scheda di output (Tabella 4.9.).

Tabella 4.9. Output ottenuti da ASCAM per il dimensionamento del processo biologico.

V_1	5.129,5	[m³]	**Q**	6,4823	[d]
V_2	21.548	[m³]	**f**	0,90819	
M_1	19,018	[mgN-NH_4/L]	**M_X**	9,8393	[mgN/L]
M_2	2	[mgN-NH_4/L]	**DO**	35.820	[kgO_2/d]
N_1	0,2	[mgN-NO_3/L]	**Da**	21.109	[kg$CaCO_3$/d]
S_1	112,87	[mgCOD/L]	**R_a**	0,34063	
X_{E1}	3.164,3	[mgSSV/L]	**U_N**	2,4	[mgN-NH_4/(mgSSV d)]
X_{N1}	73,177	[mgSSV/L]	**U_D**	0,13333	[mgN-NO_3/(mgSSV d)]
X_{T1}	3.237,5	[mgSSV/L]	**P_X**	13.431	[kgSSV/d]
X_{E2}	3.195,3	[mgSSV/L]	**A**	26.728	[m^2]
X_{N2}	74,327	[mgSSV/L]	**V_r**	0,21279	[m/h]
X_{T2}	3.269,6	[mgSSV/L]	**F_{calc}**	36,317	[kg/(m^2 d)]
X_{ER}	7.622,7	[mgSSV/L]	**F_{max}**	130,8	[kg/(m^2 d)]
X_{NR}	177,31	[mgSSV/L]	**Produzione di fango secondario (WAS)**		
P_{X1}	4.466,3	[kgSSV/d]	**$P_{X\,SV}$**	11.851,73	[kgSSV/d]
P_{X2}	8.964,4	[kgSSV/d]	**$P_{X\,ST}$**	15.194,52	[kgSST/d]
Q_W	1.519,4	[m^3/d]	**Q_W**	1.519,4	[m^3/d]
t_1	0,90189	[h]	**Azoto nei fanghi**	1.185,173	[kgN/d]
t_2	3,7887	[h]	-	-	-

LISTA DEI SIMBOLI

A= superficie del sedimentatore secondario
F= flusso solido del sedimentatore secondario
f= frazione di biomassa attiva
M= concentrazione di N-NH_4
M_x= frazione di azoto nel fango (riferita alla portata alimentata)
N= concentrazione di N-NO_3
N_{sludge}= azoto nel fango (su base giornaliera)
P_x= produzione di fango
Q = portata
R_a= quantità di ricircolo del *mixed liquor*
S= concentrazione del substrato carbonioso
t= tempo di ritenzione idraulica
U= velocità di consumo del substrato
V= volume del reattore
V_r= eccedenza
X= concentrazione di biomassa
Da= produzione di alcalinità
DO= domanda di ossigeno
t= tempo di ritenzione del fango

Pedici

1= reattore anossico e flusso effluente dal reattore anossico
2= reattore aerobico e flusso effluente dal reattore aerobico
D= denitrificazione
E= eterotrofo
N= biomassa nitrificante e nitrificazione
R= flusso di fango ricircolato
SV= solidi volatili
ST= solidi totali
T= totale
W= Fango di supero

Nel caso della soluzione *innovativa*, le prestazioni del processo di ossidazione ad umido sono state assunte sulla base dell'esperienza maturata dall'azienda *3V Green Eagle S.p.A.*.

Terminata la fase di dimensionamento è stato possibile effettuare il calcolo dei bilanci di massa di cui si riporta un esempio nella Figure 4.4.

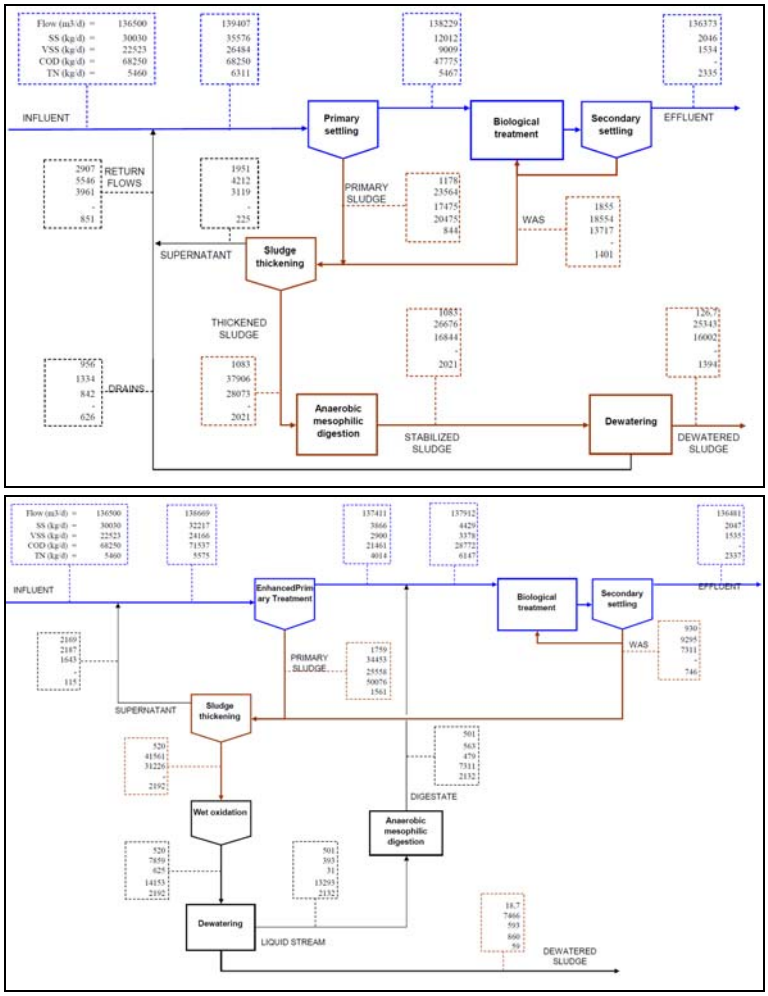


Figura 4.4. Schemi a blocchi degli impianti adottati come caso studio. Sopra viene riportato lo schema a blocchi della soluzione *convenzionale* mentre sotto quello della *innovativa*.

4.6.2 Calcolo dei consumi energetici

Le formule utilizzate per il calcolo dei consumi energetici sono tratte da diversi fonti di letteratura: Canziani (1990), Metcalf & Eddy (1991) e Colombo (2003-84° edizione).

Anche in questo caso, sono stati implementati dei fogli di calcolo: uno per il computo dei consumi energetici in linea acque (Figura 4.5) ed uno per la linea fanghi (Figura 4.6).

WATER LINE HANDLING UNITS

PUMPING	24*Q24*H/(367*np*nm)
*np*nm*	0,65
H [m]	10
[kWh/d]	**5.722**
BAR RACK & SCREEN	435*Q24^(0,2)
[kWh/y]	2452
[kWh/d]	**6,7**
GRIT & OIL REMOVAL	ALFA*V^0.23
Existing in the plant? (Y/N)	y
ALFA	380
Tp [min]	4
V [m3]	1041,7
[kWh/y]	1879
[kWh/d]	**5,1**
PRIMARY SEDIMENTATION TANK	ALFA*f*(S)^0,5
Existing in the plant? (Y/N)	y
vp [m/s]	0,02
Ci [m/h]	1,5
S [m2]	4558,4
ALFA	48,44*vp
	0,969
f	64+57,6*SS
	65,15
[kWh/y]	4262
[kWh/d]	**11,7**
AERATION OF OXIDATION TANK	24*(Qa*R*Tinlet/29.7*n*e)*(Poutlet/Pintlet)^0.283 - 1)
k	1,395
n	0,283154122
e (efficiency)	0,84
R [kJ/kmol K]	8,314
P inlet [atm]	1
P aoutlet [atm]	Htank + head loss in air piping [m] = 5
	1,5
Inlet Temperature	20
	293,2
***Qa** [m3/d]*	(O2)sc/(0.280*E)
E	0,25
***(O2)sc** [kg/d]*	(O2 req.conv.)t*Cs/(alfa*F*1,024^(t-20)*(beta*C's-OD)
alfa (0,6-0,8)	0,7
beta	0,95
F	0,9
D.O. in oxidation tank [mg/L]	2
Cs o C's	14,652-0,41022t+0,0079910t^2-0,000077774t^3
T Cs	20
T C's	20
Cs [mg/L]	9,02
C's [mg/L]	9,02
(O2)sc [kg/d]	79.679,47
Qa [m3/d]	1.138.278,09
Qa [m3/h]	47.428,25
Density of air @ 20 °C [kg/m3]	1,20
Qa [kg/s]	15,86
Pa [kWh/d]	**15.527,14**
SETTELING TANK (WAS)	ALFA*f*(S)^0,5
vp [m/s]	0,02
S [m2]	10.375,4
ALFA	48,44*vp
	0,969
f	64+57,6*SSwas
	64,75
[kWh/y]	6.389,2
[kWh/d]	**17,5**

WATER LINE HANDLING UNITS

Figura 4.5. Foglio di calcolo implementato per il calcolo dei consumi energetici della linea acque.

SLUDGE LINE HANDLING UNITS

THICKENING	12200*S^0.9	
CSS [kgSS/(m2d)]	50	
S [m2]	711,56	
[kWh/y]	4.501.423	
[kWh/d]	**12.332,7**	
AERATION OF AEROBIC DIGESTIOR	24*(Qa*R*Tinlet/29.7*n*e)*(Poutlet/Pintlet)^0.283 - 1)	
Existing in the plant? (Y/N)	n	
Specific requirement of O2 [kgO2/kgSVd]	2,30	
SV removed [kgSV/d]	8023,9	
Density of air @ 20 °C [kg/m3]	1,204	
Q(O2) needed	Spec. Requirement *SVrem.	
***Q(O2)** [kgO2/d]*	18455,03896	
E (SOTE of digestor)	0,2	
k	1,395	
n	0,283154122	
R [kJ/kmol K]	8,314	
P inlet [atm]	1	
P outlet [atm]	Hvasca + perdite di carico distribuite [m] =	5
	1,5	
Inlet Temperature	20	
	293,2	
***(O2)sc** [kg/d]*	Q(O2)*Cs/(alfa*F*1,024^(t-20)*(beta*C's-OD)	
alfa (0,6-0,8)	0,6	
beta	0,95	
F	0,9	
D.O. in oxidation tank [mg/L]	1,5	
Cs o C's	14,652-0,41022t+0,0079910t^2-0,000077774t^3	
T Cs	20	
T C's	20	
Cs [mg/L]	9,02	
C's [mg/L]	9,02	
(O2)sc [kg/d]	43607	
Qa [m3/d]	778688	
Qa [m3/h]	32445	
Qa [kg/s]	10,851	
Pa [kWh/d]	**0,0**	
ANAEROBIC DIGESTION		
Existing in the plant? (Y/N)	y	
Mixing	69.20*10^4*(SS/ro)*V	
ro [kg/m3]	1000	
SRT [d]	20	
V [m3]	20.330,27	
[kWh/y]	280.198,40	
Totale [kWh/d]	**767,7**	
DEWATERING	36,5*8760*SS^0,374	
SS	1,15	
[kWh/y]	336.687,70	
[kWh/d]	**922**	

SLUDGE LINE HANDLING UNITS

Figura 4.6. Foglio di calcolo implementato per il calcolo dei consumi energetici della linea fanghi.

4.6.3 Definizione dei costi/ricavi specifici

I parametri economici utilizzati nella valutazione tecnico-economica sono gli stessi di quelli riportati nel paragrafo 4.3 ed i valori assunti sono riportati nella Tabella 4.10.

A differenza della soluzione *convenzionale*, per la soluzione *innovativa* si è tenuto conto dell'ammortamento; questo perché si è ipotizzato che gli impianti esistenti abbiamo già ammortizzato l'investimento iniziale.

Tabella 4.10. Valori assunti per i costi/ricavi specifici.

Aspetti economici	**Valore numerico**
Costo annuo del personale [€/y per lavoratore]	-
Tecnici con elevato grado di istruzione	60.000
Operai specializzati	40.000
Operai	30.000
Costo unitario dell'energia elettrica [€/kWh$_e$]	0,12
Ricavo unitario per la vendita dell'energia elettrica [€/kWh$_e$]	0,18
Ricavo unitario per la vendita dell'energia termica [€/kWh$_t$]	0,05
Costo unitario dell'acqua [€/m^3]	1,00
Costo unitario del polielettrolita (secco) [€/kg]	3,00
Costo unitario del coagulante [€/kg]	0,20
Costo unitario dell'ossigeno puro [€/kg]	0,07
Costo unitario del metano [€/Nm^3]	0,50
Costo unitario per il conferimento del fango in agricoltura [€/t]	70,00
Costo unitario per il conferimento del fango in discarica** [€/t]	20,00 100,00
Costo unitario per il conferimento del fango ad incenerimento o co-incenerimento [€/t]	100,00
Costo chilometrico per il trasporto del fango [€/km]	4,50

**: le due tariffe si riferiscono, rispettivamente, al conferimento del residuo in discarica per inerti e per rifiuti non pericolosi.

4.6.4 Valutazione tecnico-economica e analisi di sensitività

Per la valutazione tecnico-economica è stato implementato un foglio di calcolo (Figura 4.7 e 4.8) così strutturato. Nella prima parte sono state riportate le differenti categorie elencate nella Tabella 4.1; nella seconda parte i parametri per la valutazione economica, conformi a quanto riportato nella Tabella 4.2 e, infine, le tabelle per l'analisi di sensitività.

La procedura di valutazione consente di giungere a due valori finali: il voto tecnico ed il costo della soluzione.

Valutazione tecnica. Per ciascuna voce tecnica sono stati inseriti i relativi valori numerici, sia per la soluzione *convenzionale* che per quella *innovativa*; tali numeri costituiscono quelli che sono stati chiamati i *dati grezzi*, i quali possono essere o valori numerici di "processo" (per esempio, le portate ricircolate in testa all'impianto, la quantità di fango disidratato prodotta…) oppure dei giudizi preliminari attribuiti a diversi aspetti (ad esempio, l'affidabilità della soluzione impiantistica, l'accettabilità sociale della soluzione...). Mentre per la soluzione *convenzionale* tali aspetti sono stati valuti per l'impianto nella sua totalità, per la soluzione *innovativa* è stato attribuito un giudizio al comparto di ossidazione ad umido, al digestore anaerobico mesofilo e al trattamento primario migliorato. Pertanto, in questo caso, i *dati grezzi*, sono stati inseriti come unico valore, ottenuto dalla media aritmetica dei singoli voti.

Anche per i giudizi preliminari sono stati utilizzati dei punteggi compresi tra 1 e 3 (in cui 1 è stato utilizzato per esprimere il concetto di "*poco*" e 3 quello di "*molto*").

A questo punto, ciascuna voce dei *dati grezzi* è stata convertita in un primo giudizio, chiamato *voto parziale.*

I *voti parziali* sono stati ottenuti:

- riportando semplicemente il *dato grezzo* nella colonna dei *voti parziali*, questo nel caso in cui il valore del *dato grezzo* coincida con quello del *voto parziale* (è questo il caso, per esempio, dell'affidabilità della soluzione);

- invertendo il valore del giudizio iniziale, questo nel caso in cui il giudizio iniziale esprima un concetto opposto rispetto alla scala dei *voti parziali*. L'inversione è stata ottenuta per semplice differenza tra 4 ed il giudizio iniziale (è il caso, per esempio, degli interventi richiesti per integrare la soluzione *innovativa* con le strutture già esistenti; in cui al punteggio 1, che rappresenta la necessità di pochi interventi, deve corrispondere un giudizio positivo, ossia 3);
- attribuendo automaticamente i *voti parziali,* secondo il seguente criterio:
  - 1 quando una delle due soluzioni è palesemente sfavorita rispetto all'altra (per esempio, il recupero di materia, aspetto presente nell'*innovativa* (3) ma assente nella *convenzionale* (1));
  - 2 quando una soluzione è stata ritenuta rappresentare un buon compromesso di funzionamento o come base di valutazione (per esempio, nella soluzione *convenzionale* le portate ricircolate in testa all'impianto, non avendo altri riferimenti);
  - 3 quando una soluzione è palesemente avvantaggiata rispetto all'altra (per esempio, non utilizza un reagente che, invece, si rende necessario nella nuova soluzione);
- mediante calcolo. Questo è stato applicato alla sola soluzione *innovativa*, seguendo il seguente principio:
  - 1 se la soluzione causa un raddoppiamento del valore del parametro considerato rispetto alla soluzione *convenzionale;*
  - 3 se la soluzione consente un dimezzamento del valore del parametro considerato rispetto alla soluzione *convenzionale*;
  - un valore compreso tra 1 e 3 negli altri casi. Il *voto parziale* viene calcolato per mezzo della formula (*4.6.4.1*) nella quale X rappresenta il valore del parametro in esame.

$$voto_parziale = 2 - \frac{(X_{innovativo} - X_{convenzionale})}{X_{innovativo}} \quad (4.6.4.1)$$

Infine, il *giudizio finale* viene espresso, per ciascuna categoria (affidabilità, complessità, consumo di energia elettrica…), come un unico valore numerico calcolato come media aritmetica dei *giudizi parziali*.

Aspetti Tecnici		U.M.	Dati grzzi		Punteggio paziale			Punteggio finale	
			Convenzionale	Innovativa	Convenzionale	Innovativa		Convenzionale	Innovativa
Affidabilità	Affidabilità della tecnologia o della soluzione	-	3	3,0	3,0	3,0	*Affidabilità*	3,0	2,3
	Apllicazioni esistenti alla scala reale	-	3	1,7	3,0	1,7			
Complessità ed integrabilità con le strutture esistenti	Interventi richiesti per esser integrata con le strutture esistenti	-	1	1,7	3,0	2,3	*Complessità ed integrabilità con le strutture esistenti*	2,2	1,7
	Area occupata	m^2	150.000	2.000	2,0	3,0			
	Ore uomo/giorno per la conduzione ordinaria								
	Personale laureato	h/d	16	24	2,0	1,0			
	Personale specializzato		24	48	2,0	1,0			
	Operai		32	40	2,0	1,8			
	Misure di sicurezza da rispettare	-	2	3,0	2,0	1,0			
Flessibilità/Modularità	Possibilità di implementazione modulare	-	3	2,3	3,0	2,3	*Flessibilità/Modularità*	3,0	2,3
Flussi generati		U.M.	**Dati grzzi**		**Punteggio paziale**			**Punteggio finale**	
			Convenzionale	Innovativa	Convenzionale	Innovativa		Convenzionale	Innovativa
Residui	Residui solidi/fangosi da conferire in DISCARICA						*SOLID residues*	2,0	3,0
	Tipo di residuo	-	*Fango disidratato*	*Residuo della W.O.*	2,0	3,0			
	Portata	m^3/d	126,7	18,7					
	Quantità di residui prodotti (t.q.)	kg/d	126.713	18.665					
	Carico di ST	kg/d	25.343	7.466					
	Carico di SV	kg/d	16.002	593					
	Resdiui liquidi (ricircolati): **FLUX #1**						*LIQUID residues*	2,0	1,5
	Tipo di residuo	-	*Return flow*	*Return flow*	2,0	2,1			
	Portata	m^3/d	2.907	2.670					
	Carico di ST	kg/d	5.546	2.750					
	Carico di SV	kg/d	3.961	2.122	2,0	1,0			
	Carico di azoto	kg/d	851	2.248					
Materiali recuperati	Materiale recuperato: **MATERIAL #1**						*Recovered Materials*		
	Tipo di materiale	-							
	Quantità	kg/d							
Consumo di materie prime e reagenti		U.M.	**Dati grzzi**		**Punteggio paziale**			**Punteggio finale**	
			Convenzionale	Innovativa	Convenzionale	Innovativa		Convenzionale	Innovativa
Materie prime	Acqua	m^3/d	253,4	174,7	2,0	2,3	*Consumo di materie prime e reagenti*	2,7	1,5
	Ossigeno per la W.O.	kg/d	0	40.000	3,0	1,0			
	Polielettrolita per la linea fanghi	kg/d	253,4	134,7	2,0	2,5			
	Cloruro ferrico ($FeCl_3$)	kg/d	0	4.400	3,0	1,0			
	Metano	Nm^3/d	0	9.000	3,0	1,0			
	Cloruro di alluminio ($AlCl_3$)	kg/d	0	180	3,0	1,0			
Consumo di Energia Elettrica		U.M.	**Dati grzzi**		**Punteggio paziale**			**Punteggio finale**	
			Convenzionale	Innovativa	Convenzionale	Innovativa		Convenzionale	Innovativa
Energia Elettrica	Linea acque (esclusa l'areazione)	kWh/d	5.886	5.886	2,0	2,0	*Consumo di Energia Elettrica*	2,3	1,7
	Aerazione della vasca d'ossidazione (inclusi i residui liquidi ed i recircoli)	kWh/d	15.213	16.433	2,0	1,9			
	Linea fanghi	kWh/d	15.267	17.093	2,0	1,9			
	Consumo specifico della W.O.	kWh/d	0	9.500	3,0	1,0			
Energia generata (al netto degli autoconsumi)		U.M.	**Dati grzzi**		**Punteggio paziale**			**Punteggio finale**	
			Convenzionale	Innovativa	Convenzionale	Innovativa		Convenzionale	Innovativa
Energia Termica	Tipo di flusso (es. acqua, vapore, olio…)	-	-	Water&Steam	2,0	3,0	*Energia generata (al netto degli autoconsumi)*	1,5	3,0
	Quantità	kWh/d	21.009	87.000					
	Temperatura	°C	-	>100					
Energia Elettrica	Quantità	kWh/d	0,0	6.961,3	1,0	3,0			
Aspetti Sociali & Autorizzativi		U.M.	**Dati grzzi**		**Punteggio paziale**			**Punteggio finale**	
			Convenzionale	Innovativa	Convenzionale	Innovativa		Convenzionale	Innovativa
Social & authorization aspects	Accettazione da parte della popolazione	-	3	3,0	3,0	3,0	*Social & authorization aspects*	2,5	2,5
	Complessità dell'*iter* autorizzativo	-	2	2,0	2,0	2,0			

Figura 4.7. Esempio di foglio di calcolo utilizzato per la valutazione tecnica.

Costi		U.M.	Convenzionale	Innovativa
Costo di upgrading/costruzione e manutenzione	**Costo di upgrading o costruzione**	€	**0**	**16.000.000**
	Interesse	%	5%	5%
	Tempo di ammortamento (reale)	y	15	20
	Tempo di ammortamento (calcolato)	y	10,4	12
	Ammortamento annuale	€/y	-	**€ 1.283.881,40**
	Costo per la manutenzione ordinaria	€/y		450.000,00
	Costo per la manutenzione ordinaria (gap)	€/y	-	**450.000,00**
Costo del personale	Costo complessivo del personale per la conduzione ordinaria			
	Personale lureato	€/y	60.000	
	Personale specializzato		40.000	
	Operai		30.000	
	Costo attuale del personale per la conduzione ordinaria			
	Personale lureato	€/y	120.000	180.000
	Personale specializzato		120.000	240.000
	Operai		120.000	150.000
	Costo totale del personale	€/y	360.000	570.000
	Costo totale del personale (gap)	€/y	-	**210.000**
Costo dell'energia elettrica	Costo unitario dell'energia elettrica	€/kWh	0,12	0,12
	Costo dell'energia per la **linea acque** (esclusa l'areazione)	€/y	257.794	257.794
	Costo dell'energia per l'aerazione della **vasca d'ossidazione**	€/y	666.323	719.755
	Costo dell'energia per la **linea fanghi**	€/y	668.673	748.679
	Costo dell'energia per la W.O.	€/y	0	416.100
	Costo dell'energia elettrica	€/y	1.592.791	2.142.327
	Costo dell'energia elettrica (gap)	€/y	-	**549.537**
Proventi derivanti dalla vendita dell'energia elettrica e/o Termica	Ricavo unitario per la vendita dell'energia elettrica	€/kWh	0,18	0,18
	Ricavo derivante dalla vendita dell'**energia elettrica**	€/y	0,00	-457.354,66
	Ricavo derivante dalla vendita dell'energia elettrica (gap)	€/y	-	**-457.354,66**
	Ricavo unitario per la vendita dell'energia termica	€/kWh	0,05	0,05
	Ricavo derivante dalla vendita dell'**energia termica**	€/y	-383.423,13	-1.587.750,00
	Ricavo derivante dalla vendita dell'energia termica (gap)	€/y	-	**-1.204.326,87**
	Proventi derivanti dalla vendita dell'energia elettrica e/o termica (gap)	€/y	-	**-1.661.681,53**
Costo delle materie prime e dei reagenti	Costo unitario dell'acqua	€/m^3	1	1
	Costo dell'acqua	€/y	92.500	63.750
	Costo dell'acqua (gap)	€/y	-	**-28.750**
	Costo unitario dell'ossigeno per la W.O.	€/kg	0,07	0,07
	Costo dell'ossigeno per la W.O.	€/y	0,00	1.022.000
	Costo dell'ossigeno per la W.O. (gap)	€/y	-	**1.022.000**
	Costo unitario del polielettrolita per la linea fanghi	€/kg	3	3
	Costo del polielettrolita per la linea fanghi	€/y	277.501	147.451
	Costo del polielettrolita per la linea fanghi (gap)	€/y	-	**-130.049**
	Costo unitario del cloruro ferrico ($FeCl_3$)	€/kg	0,2	0,2
	Costo del cloruro ferrico ($FeCl_3$)	€/y	0,0	321.200
	Costo del cloruro ferrico ($FeCl_3$) (gap)	€/y	-	**321.200**
	Costo unitario del metano	€/Nm^3	0,5	0,5
	Costo del metano	€/y	0,0	1.642.500,0
	Costo del metano (gap)	€/y	-	**1.642.500**
	Costo unitario del cloruro d'alluminio (Al_2Cl_3)	€/kg	0,2	0,2
	Costo del cloruro di alluminio (Al_2Cl_3)	€/y	0,0	13.140,0
	Costo del cloruro di alluminio (Al_2Cl_3) (gap)	€/y	-	**13.140**
	Costo totale delle materie prime & Reagenti (gap)	€/y		**2.840.041**
Costo di conferimento	Costo unitario per il conferimento dei residui solidi/fangosi in DISCARICA	€/t	20	20
	Costo di conferimento dei residui solidi/fangosi in DISCARICA	€/y	925.002	136.252
	Costo di conferimento dei residui solidi fangosi in DISCARICA(gap)	€/y	-	**-788.750**
Costo di trasporto	Trasporto verso la DISCARICA			
	Quantità da trasportare	kg/d	126.713	18.665
	Quantità trasportabile per viaggio	kg/trip	30.000	30.000
	Distanza coperta per ogni viaggio	km	50	50
	Numero di viaggi annui	#	1.541,7	227,1
	distanza percorsa all'anno	**km/y**	**77.083,5**	**11354,3**
	Costo di trasporto chilometrico	€/km	4,5	4,5
	Costo di trasporto	€/y	346.876	51.094
	Costo di trasporto (gap)	€/y	-	**-295.781**
Costo totale per il conferimento esterno dei residui liquidi e/o trattamento delle emissioni gassose	Costo unitario per il conferimento esterno dei residui liquidi (FLUX #2)	€/m^3	0	0
	Costo per il conferimento esterno dei residui liquidi (FLUX #2)	€/y	0	0
	Costo per il conferimento esterno dei residui liquidi (FLUX #2) (gap)	€/y	-	**0**
guadagni derivanti dalla vendita dei materiali recuperati	Costo unitario di vendita del materiale recuperato (MATERIAL #1)	€/kg	0	0
	Provente derivante dalla vendita del MATERIAL #1	€/y	0	0
	Provente derivante dalla vendita del MATERIAL #1 (gap)	€/y	-	**0**
	Provente totale derivante dalla vendita dei MATERIALI RECUPERATI (gap)	€/y	-	**0**
Totali	**Costo Totale (gap)**	€/y	-	**2.587.246,18**
	Total cost (gap)	€/(AE.y)	-	**5,17**

Figura 4.8. Esempio di foglio di calcolo utilizzato per la valutazione economica

Valutazione economica. Il confronto economico, è stato effettuato calcolando, per ciascuna voce, il *costo totale annuo* o il *ricavo totale annuo,* a seconda dei casi. Tali valori sono stati ottenuti moltiplicando il costo/ricavo unitario per la quantità consumata/prodotta (i ricavi sono contraddistinti da un valore negativo).

Per ciascuna categoria tecnica e voce di costo, è stato calcolato il *gap,* come differenza tra i voti o costi finali (*innovativa – convenzionale*).

I significati dei *gap* sono di seguito riportati:

- nel caso del giudizio tecnico:
  - *gap*>0 indica che la soluzione *innovativa* è migliore della *convenzionale;*
  - *gap*<0 indica che la soluzione *innovativa* è peggiore rispetto alla *convenzionale*;
- nel caso del giudizio economico:
  - *gap*>0 indica che la soluzione *innovativa è* più costosa rispetto alla *convenzionale;*
  - *gap*<0 indica che la soluzione *innovativa* è meno costosa rispetto alla *convenzionale.*

I giudizi finali sono espressi, pertanto, mediante due numeri:

- nel caso di giudizio tecnico, dal valore medio dei *gap* dei *giudizi finali;*
- nel caso di giudizio economico, dalla somma algebrica dei *gap* dei costi (nel caso specifico espresso in €/(AE y)).

I risultati finali della procedura sono stati riportati in tabelle (Figura 4.9) e rappresentati in grafici (Figura 4.10 e 4.11).

Analisi di sensitività. L'analisi di sensitività è stata condotta variando di ± 10% ciascuno dei parametri economici maggiormente influenti, conformemente con quanto esposto in precedenza (*cfr.* § 4.5).

Aspetti tecnici		
Voce della categoria	*Abbr.*	**Gap**
Affidabilità	R	-0,67
Complessità ed integrabilità con le strutture esistenti	C&I	-0,49
Flessibilità/Modularità	F/M	-0,67
Residui solidi	$S_{res.}$	1,00
Residui liquidi	$L_{res.}$	-0,46
Consumo di materie prime e reagenti	C_{raw}	-1,20
Consumo di energia elettrica	C_{EE}	-0,55
Energia generata (al netto degli autoconsumi)	Net En.	1,50
Aspetti Sociali & autorizzativi	S&A	0,00
GAP (medio)	**Av.**	**-0,17**
Aspetti economici		**Gap**
Voce della categoria	*Abbr.*	**[€/(AE y)]**
Ammortamento annuo	A	2,57
Costo per la manutenzione ordinaria	M	0,90
Costo del personale	CP	0,42
Costo dell'energia elettrica	$E.E.	1,10
Costo delle materie prime e reagenti	P&R	5,68
Costo per lo smaltimento del fango in discarica	C-L	-1,58
Costo del trasporto	T	-0,59
Costo totale per il conferimento esterno dei residui liquidi (gap)	TLF	-
Costo totale per il trattamento delle emissioni gassose (gap)	TGF	-
Proventi dalla vendita dell'Energia Elettrica e/o Termica (gap)	INC	-3,32
Proventi dalla vendita dei materiali recuperati (gap)	TRM	0,00
Costo totale (gap)	**TOT**	**5,17**

Figura 4.9. Esempio dei risultati ottenuti dalla procedura di valutazione tecnico-economica.

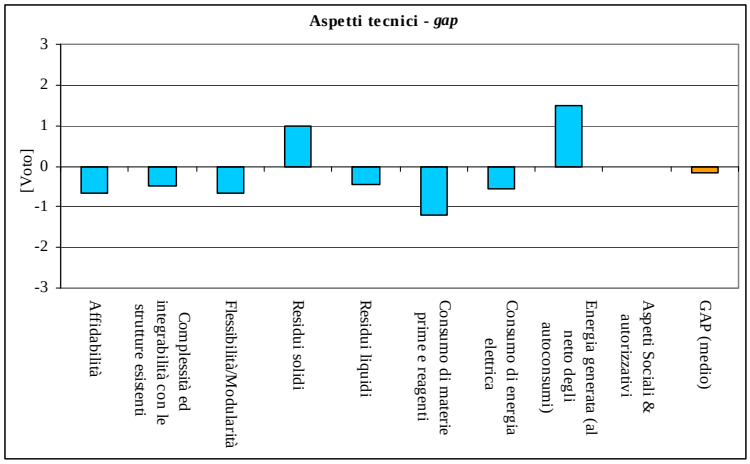


Figura 4.10. Esempio di rappresentazione grafica dei voti tecnici.

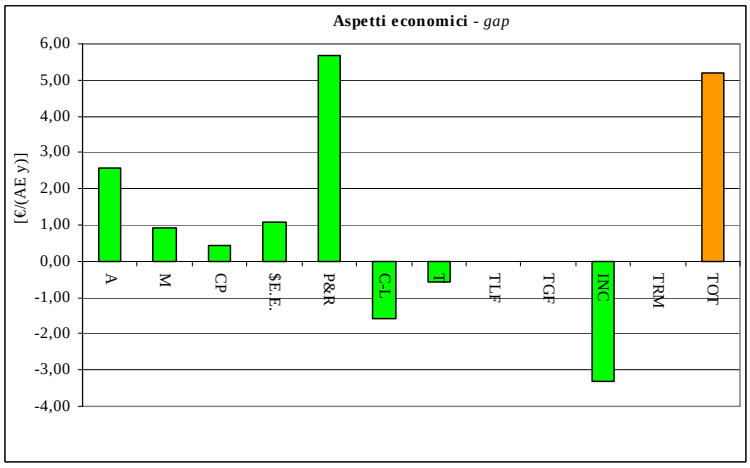


Figura 4.11. Esempio di rappresentazione grafica dei parametri economici.

Capitolo 5

METODICHE PER L'ESECUZIONE DELLE ANALISI CHIMICHE E CHIMICO-FISICHE

Nelle diverse sperimentazioni è stato necessario determinare una serie di parametri chimici e chimico-fisici attraverso i quali è stato possibile il calcolo di una serie di indici quali, per esempio, i rendimenti di rimozione, i rapporti SSV/SST e gli indici di biodegradabilità (Ib Ivb).

Nel presente capitolo si riportano, pertanto, le metodiche analitiche utilizzate nei diversi laboratori.

5.1 Misura della conducibilità specifica

Questo parametro rappresenta una misura approssimata dei solidi disciolti in un'acqua. si basa sulla capacità dell'acqua di condurre elettricità; capacità che è funzione della forza ionica del mezzo acquoso.

La conducibilità elettrica specifica è influenzata dalla temperatura, dalla maggiore o minore ionizzazione dei sali disciolti e dalla mobilità degli stessi ioni.

La misura, standardizzata di regola a 20 °C, è stata effettuata mediante conduttimetro.

5.2 Misura del pH

In tutte le sperimentazioni la misura del pH è stata effettuata utilizzando i pH-metri, ossia strumenti che, mediante un elettrodo a vetro collegato ad un dispositivo elettrico che raccoglie il segnale della sonda, consentono di determinare il valore del pH. In figura si riporta, a titolo di esempio, uno degli strumenti utilizzati (Figura 5.1).

Figura 5.1. pH-metro (WTW, pH 3210).

5.3 Misura del COD

Il COD (*Chemical Oxigen Demand*) rappresenta la misura dell'ossigeno necessario ad ossidare chimicamente le sostanze presenti in un campione, per mezzo di un ossidante forte in ambiente acido a caldo.

Tale parametro viene, di norma, preferito al BOD, per il minor tempo richiesto dall'analisi (alcune ore al cospetto di alcuni giorni), nel controllo di routine di liquami grezzi e depurati, soprattutto industriali, una volta che sia stato quantificato su base statistica il rapporto COD/BOD.

Il metodo di misura (qualsiasi sia la metodica utilizzata) prevede l'ossidazione delle sostanze organiche ed inorganiche, presenti in un campione d'acqua, mediante una soluzione di bicromato di potassio in presenza di acido solforico concentrato e di solfato di argento, come catalizzatore dell'ossidazione.

La misura del COD può essere effettuata mediante due differenti metodiche: quella standard e quella che prevede l'utilizzo di kit colorimetrici. Nei diversi test sono state utilizzate entrambe, pertanto, di seguito vengono esposte ambedue.

Le due metodiche si differenziano, sostanzialmente, sul modo in cui si determina il valore finale del COD, infatti, coi test colorimetrici viene utilizzato uno spettrofotometro mentre nel caso della metodica standard il valore del COD è ottenuto mediante titolazione.

In alcune prove sono state altresì determinate diverse forme di COD (particolato e solubile); in quel caso sono state utilizzate le seguenti diciture:

- COD: rappresenta il COD totale del campione tal quale (solido+liquido);
- COD surnatante: rappresenta il COD totale della parte liquida del campione;
- COD filtrato (0,45 μm): rappresenta il COD presente in forma solubile nel campione .

Per la determinazione del COD solubile (indipendentemente dalla metodica utilizzata) il campione da analizzare deve essere sottoposto ad una preventiva filtrazione a 0,45 μm.

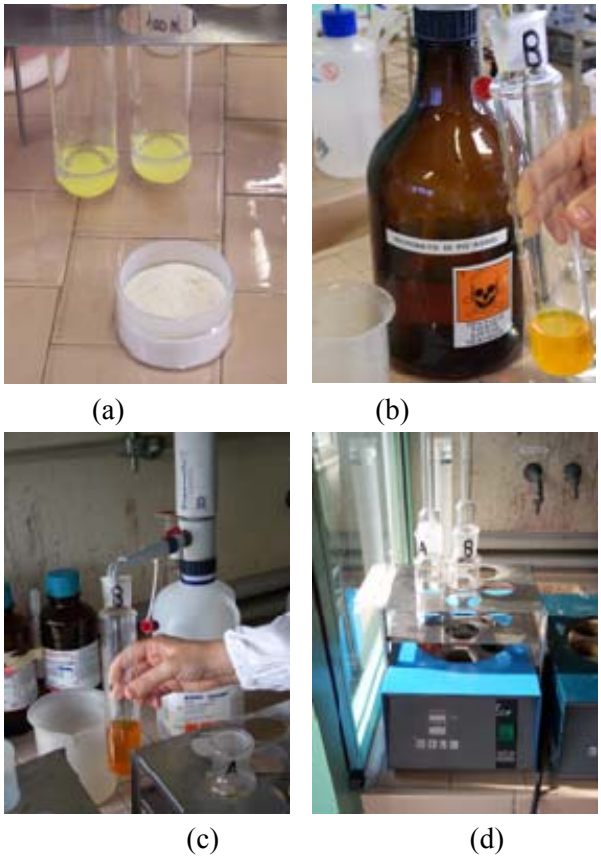
5.3.1 Misura del COD (metodica standard)

La metodica standard è riportata in *Metodi analitici delle acque* (metodo n. 5130, ARPA-IRSA-CNR).

La concentrazione delle sostanze organiche ed inorganiche ossidabili, nelle condizioni del metodo, è proporzionale alla quantità di bicromato di potassio consumato; in tal caso l'eccesso di bicromato viene titolato con una soluzione di solfato di ammonio e ferro (II).

Per eseguire le analisi il campione viene opportunamente diluito con acqua deionizzata e, dopo averne prelevato un'aliquota, vengono aggiunti: solfato di mercurio (II) (Figura 5.2 a), in quantità sufficiente a bloccare i cloruri presenti, 10 mL di bicromato di potassio 0,25 N (Figura 5.2 b) e 30 mL di acido solforico (Figura 5.2 c). Si procede poi al riscaldamento del campione nel termoreattore Eco 6 della Velp Scientifica per 2 ore a 150 °C, avendo cura di inserire un refrigerante per prevenire la perdita di sostanze volatili (Figura 5.2 d).

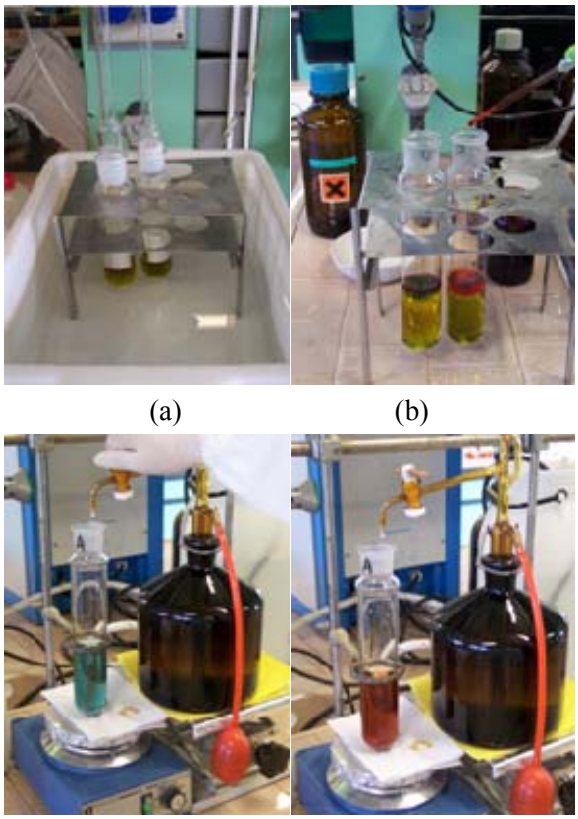
Terminato il riscaldamento si lascia raffreddare il campione in acqua (Figura 5.3 (a)) e, dopo aver aggiunto alcune gocce di ferroina (Figura 5.3 (b)) si titola l'eccesso di bicromato con una soluzione di solfato di ammonio e ferro (II) (sale di Mohr) 0,25 N fino a viraggio (si passa da colore blu-verde a bruno-rosso (Figura 5.3 (c) e (d)).



(a) (b)

(c) (d)

Figura 5.2. Fasi per la preparazione e l'ossidazione del campione.



(a) (b)

(c) (d)

Figura 5.3. Titolazione del campione con il sale di Mohr.

Una volta eseguita la titolazione del campione il valore del COD viene ricavato attraverso l'espressione (*5.3.1.1*):

$$COD = \frac{(b-a)\cdot N}{v}\cdot 8.000\cdot f \quad \text{[mg/L]} \quad (5.3.1.1)$$

dove:

- *a*= volume del sale di Mohr usato per la titolazione del campione [mL];

- *b*= volume del sale di Mohr usato per la titolazione del bianco [mL];
- *N*= normalità del sale di Mohr;
- *f*= fattore di diluizione del campione;
- *v*= volume di campione utilizzato per l'analisi [mL];
- 8.000= peso equivalente dell'ossigeno moltiplicato per 1.000, per riferire il dato al volume di 1 L.

5.3.2 Misure di COD con test colorimetrici

I test colorimetrici, in generale, sono prove nelle quali al campione viene aggiunto uno o più reagenti che, a contatto con la sostanza da analizzare, determinano la formazione di un composto colorato, la cui intensità è funzione della quantità di sostanza all'interno del campione. Il contenuto della sostanza analizzata può essere effettuato per confronto visivo (paragonando il colore del campione con quello di una scala cromatica di riferimento) o, come nel caso specifico, mediante uno strumento analitico (spettrofotometro).

Il kit colorimetrico utilizzato per misurare la concentrazione di COD è costituito da cuvette contenenti una soluzione di dicromato di potassio, solfato di mercurio e acido solforico. La Figura 5.4 mostra, a titolo di esempio, i kit utilizzati in laboratorio.

Tale metodica, pur ottenendo un risultato finale meno preciso rispetto a quella standard, viene largamente utilizzata in quanto presenta l'indiscusso vantaggio di essere più rapida da eseguire e meno soggetta ad errori da parte dell'analista (basta infatti pipettare la giusta quantità di campione all'interno della cuvetta).

Figura 5.4. Esempio di kit colorimetrico utilizzato per la misura del COD nel range 100÷2.000 mg/L.

La procedura da seguire per l'esecuzione di questa analisi consiste nelle seguenti fasi:

- agitazione della cuvetta (presente nel kit) contenente i reattivi;
- aggiunta di 2 mL di campione da analizzare;
- chiusura ed agitazione della cuvetta;
- inserimento della cuvetta in forno *HT 2005* (Figura 5.5) per 15 minuti a 170 °C;

Figura 5.5. Forno per la cottura della cuvetta.

- estrazione della cuvetta dal forno, agitazione della stessa e lettura con spettrofotometro (Figura 5.6) dopo il raffreddamento.

Figura 5.6. Spettrofotometro per la lettura della cuvetta.

A titolo di esempio, nella Figura 5.7 è riportata una serie di cuvette che consente di osservare come cambi il colore della soluzione all'aumentare del contenuto di sostanza organica (a destra le cuvette con un valore di COD maggiore); infatti, ad esclusione della prima che rappresenta il colore della soluzione iniziale, procedendo da sinistra a destra, si nota un progressivo ottenebramento delle cuvette (si passa dall'arancione al verde).

Figura 5.7. Gradazione di colore della soluzione finale all'aumentare della concentrazione di COD (da sinistra a destra).

5.4 Misura del BOD

Il saggio del BOD (*Biological Oxygen Demand*) esprime la quantità di ossigeno necessaria per l'ossidazione biochimica delle sostanze contenute in un'acqua, nelle condizioni in cui avviene il saggio stesso.

La richiesta di ossigeno è dovuta generalmente a tre classi di sostanze: composti organici, i cui atomi di carbonio vengono utilizzati dai microrganismi come alimento per le varie attività vitali; composti ossidabili dell'azoto, utilizzato come fonte energetica dai batteri specifici (ad esempio *Nitrosomonas* e *Nitrobacter*); sostanze inorganiche (ad esempio ferro(II), solfuri e solfiti) che vengono facilmente ossidate dall'ossigeno presente nelle acque.

La misura del BOD, effettuata al buio a 20 °C costanti, si basa quindi su un processo biochimico aerobico espletato da batteri già presenti nel campione o inoculati appositamente qualora fossero assenti.

Le misure di BOD sono effettuate utilizzando bottiglie dotate di speciale tappo con microprocessore *Oxitop WTW* (Figura 5.8) che consente di correlare il consumo di ossigeno con la diminuzione di pressione all'interno della bottiglia.

La prova può essere condotta per una durata temporale variabile; normalmente, la lettura del BOD viene effettuata o a 5 o a 20 giorni, ed il risultato ottenuto consente di conoscere il valore del BOD_5 o del BOD_{20}, rispettivamente.

Figura 5.8. Bottiglie *Oxitop WTW* per la misura del BOD.

La metodica seguita per la misurazione di questo parametro è la seguente:

- immissione del campione e dell'ancoretta magnetica nell'apposita bottiglia;
- inserimento delle pastiglie di idrossido di sodio (NaOH) nell'apposito porta-potassa in gomma e sistemazione dello stesso nel collo della bottiglia;
- chiusura della bottiglia con tappo *Oxitop WTW* ed avviamento del microprocessore presente nel tappo;
- inserimento della bottiglia all'interno del frigorifero termostatato alla temperatura di 20 °C.

5.5 Misure di azoto totale e solubile

L'azoto totale comprende l'azoto organico, l'azoto ammoniacale, l'azoto nitroso e quello nitrico; l'azoto organico è costituito, in particolare, da una miscela complessa di composti quali gli amminoacidi, gli zuccheri azotati e le proteine (che sono costituite da amminoacidi polimerici).

Anche per la determinazione della concentrazione di azoto totale sono stati utilizzati i kit colorimetrici.

Nella Figura 5.9 è riportato il kit colorimetrico utilizzato per la misura dell'azoto totale.

Figura 5.9. Kit colorimetrico utilizzato per la misura dell'azoto totale; quello riportato in figura consente di determinare le concentrazioni di azoto comprese tra 20÷100 mgN/L.

La procedura da seguire per l'esecuzione di questa analisi è la seguente:

- inserimento in una cuvetta vuota di 0,2 mL di campione da analizzare, con 2,3 mL di idrato sodico e una pastiglia di reattivo ossidante, nel caso specifico perossidisolfato di dipotassio (cuvette vuote, reagente e pastiglie, presenti all'interno di ogni kit);
- inserimento della cuvetta in forno *HT 2005* per 15 minuti a 170 °C;
- estrazione della cuvetta dal forno e aggiunta, all'interno della stessa cuvetta, di una microcapsula di reagente (sodio azide);
- chiusura della cuvetta e agitazione fino al completo scioglimento della polvere contenuta nella microcapsula;
- prelievo dalla cuvetta di 0,5 mL di soluzione e inserimento in una nuova cuvetta contenente una soluzione di acido solforico (60%) e acido fosforico (33%);
- aggiunta di 0,2 mL di 2-propanolo;

- chiusura e agitazione della cuvetta;
- lettura con spettrofotometro dopo 15 minuti.

Analogamente al caso del COD, anche per l'azoto la determinazione della componente solubile è stata effettuata sottoponendo il campione a preventiva filtrazione su membrana da 0,45 μm.

5.6 Misura del TKN

L'azoto Kjeldahl (TKN) deve il suo nome al chimico che mise a punto il metodo per la sua determinazione. Il TKN rappresenta la somma dell'azoto ammoniacale e di quello organico.

Con questo metodo si determina l'azoto allo stato trivalente negativo; tuttavia, non si individua l'azoto presente nelle azidi, azine, azocomposti, idrazoni, nitrati, nitriti, nitrili, nitro e nitroso composti, ossime e semicarbazoni.

La procedura per la determinazione dell'azoto Kjelddahl richiede dapprima la digestione del campione per la rimozione dell'ammoniaca libera. In seguito, avviene la distillazione dell'ammoniaca formatasi durante il processo di digestione e successivamente la titolazione per mezzo di un acido minerale forte (acido solforico).

Inizialmente, si introduce un volume noto del campione da esaminare all'interno di un pallone Kjeldhal con l'aggiunta di 50 mL di potassio solfato in acido. Si effettua quindi la digestione facendo bollire la soluzione fino a che non diventa incolore e poi per altri 20÷30minuti. Si lascia raffreddare la soluzione e, dopo aver aggiunto 50 mL di acqua deionizzata, si aggiunge qualche goccia di fenolftaleina. Quindi si prendono 50 mL di soluzione composta da acido borico, blu di metilene e rosso metile (indicatore misto) e si effettua la distillazione mediante l'uso dell'unità di distillazione automatica UDK 132 della *Velp Scientifica*. Infine, si procede alla titolazione della soluzione ottenuta con acido solforico 0,1 N fino a viraggio da colore verde a blu-viola.

Per il calcolo della concentrazione di TKN si utilizza la formula (*5.6.1*):

$$TKN = 1.000 \cdot \frac{V_{acido} \cdot N \cdot 14}{V} \text{ [mg/L]} \quad (5.6.1)$$

dove:

- V_{acido}= volume dell'acido solforico usato per la titolazione del campione [mL];
- N= normalità dell'acido solforico usato per la titolazione;
- V= volume di campione analizzato [mL].

5.7 Misura dell'ammoniaca

La misura dell'ammoniaca segue lo stesso principio della misura dell'azoto con la differenza che il campione viene sottoposto direttamente a distillazione saltando la fase della digestione. La procedura prevede di introdurre in un pallone Kjeldahl un volume noto del campione da esaminare, al quale si aggiungono 50 mL circa di acqua deionizzata e qualche goccia di fenolftaleina. Si versano poi 50 mL di soluzione composta da acido borico, blu di metilene e rosso metile (indicatore misto) in una beuta da 250 mL e si effettua la distillazione mediante l'uso dell'unità di distillazione semiautomatica UDK 132 della *Velp Scientifica*.

Infine si procede alla titolazione della soluzione ottenuta con acido solforico 0,1 N fino a viraggio da colore verde a blu-viola.

Per il calcolo della concentrazione di ammoniaca si utilizza la seguente formula (*5.7.1*):

$$N - NH_4^+ = \frac{V_{acido} \cdot N \cdot 14}{v} \cdot 1.000 \text{ [mg/L]} \quad (5.7.1)$$

dove:

- V_{acido} = volume dell'acido solforico usato per la titolazione del campione [mL];
- N = normalità dell'acido solforico usato per la titolazione;
- v = volume di campione analizzato [mL].

5.8 Misure di fosforo totale e solubile

Il fosforo, come l'azoto, è un elemento indispensabile per la crescita di alghe e microrganismi.

La concentrazione di fosforo presente nei campioni analizzati è stata determinata utilizzando l'apposito kit colorimetrico (Figura 5.10).

Figura 5.10. Kit colorimetrico utilizzato per la misura del fosforo totale.

La procedura da seguire per l'esecuzione di questa analisi consiste nelle seguenti fasi:

- inserimento nella cuvetta, contenente perossidisolfato di sodio e metaborato di sodio, di 0,5 mL di campione;
- chiusura della cuvetta in modo che la soluzione venga a contatto con il reagente in polvere contenuto nel tappo;
- agitazione della cuvetta;
- inserimento della cuvetta in forno *HT 2005* per 15 minuti a 170 °C;
- estrazione della cuvetta dal forno e aggiunta, all'interno della stessa cuvetta, di 0,2 mL di acido solforico (16 %);
- chiusura della cuvetta con uno speciale tappo, contenente del reattivo in polvere, contenuto sempre all'interno del kit;
- agitazione della cuvetta con il nuovo tappo fino al completo scioglimento della polvere;
- lettura con spettrofotometro dopo 10 minuti.
- Nel caso in cui si voglia determinare il fosforo totale solubile, prima di procedere all'analisi, il campione deve essere filtrato su membrana da 0,45 μm.

5.9 Misura dei cloruri

Per la determinazione della concentrazione di cloruri si utilizza un campione di 100 mL di acqua e 3 mL di fango. Prima di procedere con la titolazione si verifica che il pH sia compreso nell'intervallo tra 7,5 e 8,5 e si dosa qualche goccia di cromato di potassio. Successivamente si titola con nitrato d'argento andando a rilevare il viraggio dal colore giallo al colore rosso mattone (Figura 5.15).

Figura 5.11. Titolazione del campione con nitrato d'argento.

5.10 Contenuto di solidi

Il materiale disciolto o in sospensione in un liquido rappresenta il contenuto di solidi totali. Questi sono caratterizzati da un'estrema eterogeneità: vanno infatti da materiale grossolano fino a particelle colloidali.

Il residuo secco ottenuto attraverso l'evaporazione di un volume noto di campione alla temperatura di 105±5 °C rappresenta la concentrazione di solidi totali.

Volendo distinguere il contenuto di organico da quello inorganico, è sufficiente elevare la temperatura del residuo secco a 600 °C: esso rappresenta i solidi totali non volatili, mentre la differenza tra i due residui (105 °C e 600 °C) sono i solidi totali volatili.

La determinazione dei residui sospesi è basata sugli stessi principi, salvo far precedere la determinazione dei residui da un'operazione di filtrazione del campione, generalmente attraverso un filtro da 0,45 μm.

Per la determinazione dei solidi disciolti viene analizzato il campione filtrato.

Nelle varie sperimentazioni si è fatto riferimento, comunque, alle metodiche riportate in *Metodi analitici delle acque* di ARPA-IRSA-CNR. Di seguito le metodiche utilizzate nelle diverse prove.

5.10.1 Solidi totali (ST)

Con il termine di solidi totali s'intende il residuo che permane in una capsula, dopo evaporazione di un campione e conseguente essiccamento in stufa a temperatura definita. Le temperature di essiccamento di norma utilizzate sono: 105°C; 180±2 °C.

I residui essiccati a 105 °C possono contenere non solo acqua di cristallizzazione, ma anche di occlusione meccanica. Le perdite di materiale organico per volatilizzazione sono molto esigue se la temperatura viene mantenuta costante. Poiché l'espulsione dell'acqua di occlusione è solo parziale a 105 °C, il raggiungimento del peso costante, condizione determinante per una buona misura, non è sempre ottenibile rapidamente. Il residuo essiccato a 180±2 °C perde quasi tutta l'acqua di occlusione, ma parte dell'acqua di cristallizzazione può rimanere, specialmente se sono presenti solfati. A loro volta le sostanze organiche sono rimosse per volatilizzazione, ma non completamente distrutte.

La procedura (prevista dal metodo n. 2090A) prevede che il campione venga essiccato fino a peso costante in stufa alla temperatura di 105 °C o a quella di 180±2°C (residuo a 105 °C o 180 °C, rispettivamente). L'aumento in peso della capsula di essiccamento, rispetto al peso della stessa vuota, rappresenta il valore dei solidi totali disciolti.

Il valore dei ST viene, pertanto, determinato secondo la seguente espressione (*4.10.1.1*):

ST= residuo (105 o 180°C) – tara [mg/L] (*4.10.1.1*)

5.10.2 -Solidi sospesi totali (SST)

I solidi sospesi totali presenti in un'aliquota di campione vengono raccolti per filtrazione su un apposito filtro a membrana e determinati per via gravimetrica dopo essiccamento del filtro ad una temperatura di 103-105 °C fino a peso costante.

Se il tempo richiesto per la filtrazione risulta troppo lungo (superiore a un'ora) è opportuno operare una pre-filtrazione del campione su filtro avente porosità superiore a 0,45 μm e filtrare il liquido risultante su filtro da 0,45 μm. Il contenuto di solidi sospesi si determina dalla somma dei due residui. Una stima dei solidi sospesi totali può essere ottenuta calcolando la differenza tra il valore dei solidi totali e quello dei solidi totali disciolti.

La misura di questo parametro è stata eseguita congruentemente con quanto previsto dal metodo 2090B dei *Metodi analitici delle acque* (ARPA-IRSA-CNR) seguendo questa procedura:

- pesatura del filtro determinando la tara del filtro (M_0) attraverso una bilancia analitica con risoluzione dell'ordine del decimo di mg;
- versare il campione in un cilindro graduato per misurare la quantità da filtrare (100 mL);
- filtrazione del campione sottovuoto (Figura 5.12);
- terminata la fase di filtrazione collocare il campione filtrato nell'apposita stufa, tarata alla temperatura di 105 °C fino a peso costante;
- estrarre il campione essiccato dalla stufa e collocarlo all'interno della campana di vetro (Figura 5.13), necessaria per far asciugare in ambiente anidro il campione. Una volta raffreddatosi, pesare il campione (M_1).

Figura 5.12. Strumentazione necessaria per la filtrazione del campione di fango.

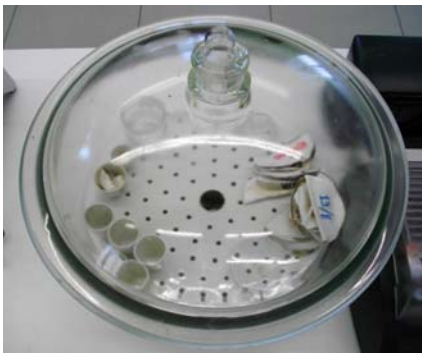


Figura 5.13. Campana sottovuoto

Il calcolo della concentrazione di SST avviene infine per semplice differenza dei pesi dei filtri, utilizzando la seguente espressione (*5.10.2.1*):

$$SST = \frac{1.000 \cdot (M_1 - M_0)}{V} \text{ (g/L)} \quad (5.10.2.1)$$

dove:

- M_1: peso del filtro e del residuo dopo la fase di essiccamento [g];
- M_0: peso iniziale del filtro [g];
- V: volume di campione sottoposto a filtrazione [mL].

5.10.3 Solidi fissi e volatili a 600 °C (SSNV e SSV)

La determinazione dei solidi fissi e volatili fornisce una stima molto grossolana della sostanza organica contenuta nella frazione solida di un campione; per questo motivo viene spesso utilizzata per controllare il funzionamento degli impianti di trattamento delle acque.

I residui ottenuti eseguendo i metodi 2090A (Solidi totali disciolti) e 2090B (Solidi sospesi totali) vengono inceneriti in muffola alla temperatura di 600 °C per un'ora. I solidi rimanenti dopo il trattamento di incenerimento rappresentano i solidi fissi mentre la frazione perduta nel riscaldamento rappresenta i solidi volatili.

La misura viene condotta nel seguente modo, come previsto dal metodo n. 2090D:

- porre il campione preventivamente ottenuto eseguendo il metodo 2090A e 2090B, in funzione del parametro che si vuole determinare, in un crogiolo (adatto a resistere a temperature molto elevate) e determinarne il peso (M_1) attraverso un'opportuna bilancia analitica e lo si pone in muffola alla temperatura di 600 °C per 1 ora;
- una volta estratto il crogiolo dalla stufa, collocarlo all'interno della campana di vetro per almeno 30 minuti; trascorso tale tempo pesare nuovamente il crogiolo (M_0).

Per il calcolo dei SSV si utilizza la seguente espressione (*5.10.3.1*):

$$SV = \frac{1.000 \cdot (M_1 - M_0)}{V} \text{ [mg/L] } (5.10.3.1)$$

dove:

- M_1: peso (mg) del residuo + peso (mg) del filtro prima dell'incenerimento;
- M_0: peso (mg) del residuo + peso (mg) del filtro dopo l'incenerimento;
- V: volume (mL) di campione sottoposto ad analisi.

Il contenuto di solidi fissi è dato dalla differenza tra il residuo a 105 °C e quello a 600 °C.

5.11 Determinazione del contenuto di metalli pesanti

Il metodo analitico seguito per la determinazione dei metalli pesanti è il n.3020 riportato in *Metodi analitici delle acque* (ARPA-IRSA-CNR). I campioni, prima di essere analizzati, devono subire un'acidificazione al fine di solubilizzare i metalli associati al particolato o presenti in forma colloidale e/o organica. In questo caso si è fatto riferimento al metodo n.3010 (ARPA-IRSA-CNR).

La base del metodo n.3020 consiste nella misura delle intensità delle radiazioni elettromagnetiche emesse dagli atomi/ioni eccitati delle specie presenti nel campione, mediante tecniche spettrometriche con sorgente al plasma (ICP-OES). Il plasma è un gas altamente ionizzato, prodotto, in strumenti ICP, per induzione elettromagnetica generata da un campo di radiofrequenze.

Le più comuni radiofrequenze usate sono dell'ordine di 27 o 40 Mhz. Il campione e le soluzioni di taratura vengono opportunamente nebulizzate e l'aerosol viene trasportato nel plasma, dove, in seguito a fenomeni di

eccitazione, avviene la produzione dello spettro di emissione composto dalle righe caratteristiche degli elementi presenti. Tali righe, dopo essere state separate mediante un sistema di dispersione vengono inviate su un rivelatore (fotomoltiplicatore o a stato solido) che produce un segnale elettrico di intensità proporzionale all'intensità delle righe di emissione. Le intensità di emissione vengono rilevate, simultaneamente o in sequenza, e la concentrazione di analita presente nel campione viene determinata per confronto con una soluzione di riferimento a concentrazione nota.

5.12 Test di cessione per materiali granulari

La normativa di riferimento (UNI EN 12457-2) prevede che il campione sottoposto a prova presenti, già in origine oppure dopo trattamento, particelle di dimensioni inferiori ai 4 mm.

La norma si basa sull'assunto che l'equilibrio, o il quasi equilibrio, sia raggiunto tra le fasi liquida e solida nel corso della durata della prova. Il residuo solido è separato mediante filtrazione da quello liquido, l'eluato, che viene analizzato. Dopo la prova vengono inoltre registrate le condizioni di lisciviazione in termini di pH e conduttività.

La metodologia di esecuzione del test di cessione è descritta in seguito.

- Da un campione di prova di almeno 2 kg viene stacciato il materiale sul setaccio di 4 mm; se la parte eccedente i 4 mm è maggiore del 5% del totale in massa, questa frazione viene frantumata fino a passare anch'essa allo staccio di 4 mm. I provini monolitici ricavati dai manufatti sono stati frantumati per rendere il materiale granulare e sottoposti a stacciatura con uno staccio di maglia 4 mm.
- Dopo la determinazione del rapporto del contenuto di sostanza secca e del rapporto del contenuto di umidità secondo quanto riportato nella normativa, si colloca 0,090 ± 0,005 kg di campione (valore riferito alla massa secca) in una bottiglia di HDPE (polietilene ad alta densità)

e si aggiunge un quantitativo di acqua distillata (agente lisciviante) tale da ottenere un rapporto liquido/solido di 10 L/kg.

- La bottiglia viene tappata e collocata nell'apposito dispositivo di miscelazione denominato "*rotax*" (Figura 5.14) dove rimane in agitazione per 24 ore.
- Terminata la fase di agitazione si lascia decantare la sospensione per 15 minuti e si procede a filtrazione su membrana da 0,45 μm in un apparato di filtrazione sottovuoto.
- Sull'eluato ottenuto vengono misurati i parametri di interesse (anioni, metalli, COD, pH e conducibilità).

Figura 5.14. Dispositivo di agitazione "*rotax*" per l'esecuzione dei test di cessione.

Capitolo 6

L'OTTIMIZZAZIONE DELLE STRUTTURE ESISTENTI ATTRAVERSO LE VERIFICHE DI FUNZIONALITA'

Nel presente capitolo sono riportati e commentati i risultati delle prove di ispessimento e di disidratazione meccanica.

6.1 Prove di ispessimento

Di seguito (Tabella 6.1 e Figure 6.1 e 6.2) sono riportati i risultati ottenuti nella prova di ispessimento condotta presso il depuratore di Mortara. I parametri

monitorati sono stati: altezza dell'interfaccia fango ispessito-surnatante e soliti totali mentre non sono state determinate le caratteristiche chimico-fisiche né del fango né del surnatante (quali, ad esempio, COD, Ntot, Ptot). Infine, è stata calcolata la velocità media di ispessimento.

Il calcolo della velocità media di ispessimento è stato effettuato mediante determinazione della retta interpolante i valori dei livelli dell'interfaccia fango-surnatante nella fase iniziale della prova (tratto rettilineo); i risultati sono riportati nelle Tabella 6.1 e 6.2 e nelle Figure 6.1 e 6.2.

Tabella 6.1. Contenuto di solidi totali (surnatante e materiale flottato) e livello dell'interfaccia fango ispessito-surnatante ottenuti nella prova condotta senza condizionante.

Fango non condizionato								
Ora	**ISPESSIMENTO MECCANIZZATO**				**ISPESSIMENTO STATICO**			
	Livello [cm]	**v_{isp} [cm/h]**	**ST surnatante [mg/L]**	**ST flottato [mg/L]**	**Livello [cm]**	**v_{isp} [cm/h]**	**ST surnatante [mg/L]**	**ST flottato [mg/L]**
0	100			ASSENTE	100			ASSENTE
1	98,5				99			
2	97,5		\		98		\	
3	95	2,1			94	1,8		
4	93		49		92		0	
5	90,5				87			
6	87,5		41		87		30	
8	85				85			
20	55				58			
22	50				56			
24	**49**		**0**		**55**		**260**	

Tabella 6.2. Contenuto di solidi totali (surnatante e materiale flottato) e livello dell'interfaccia fango ispessito-surnatante ottenuti nella prova condotta utilizzando polielettrolita.

Fango condizionato								
Ora	**ISPESSIMENTO MECCANIZZATO**				**ISPESSIMENTO STATICO**			
	Livello [cm]	**v_{isp} [cm/h]**	**ST surnatante [mg/L]**	**ST flottato [mg/L]**	**Livello [cm]**	**v_{isp} [cm/h]**	**ST surnatante [mg/L]**	**ST flottato [mg/L]**
0	100			ASSENTE	100			ASSENTE
1	100				100			
2	99		\		98,5		\	
3	98	1,7			98	1,2		
4	97		2.812		97		544	
5	96,5				94			
6	93		824		94		172	
8	90				92			
20	79				69			
22	76				63			
24	**77**		**22**		**60**		**0**	

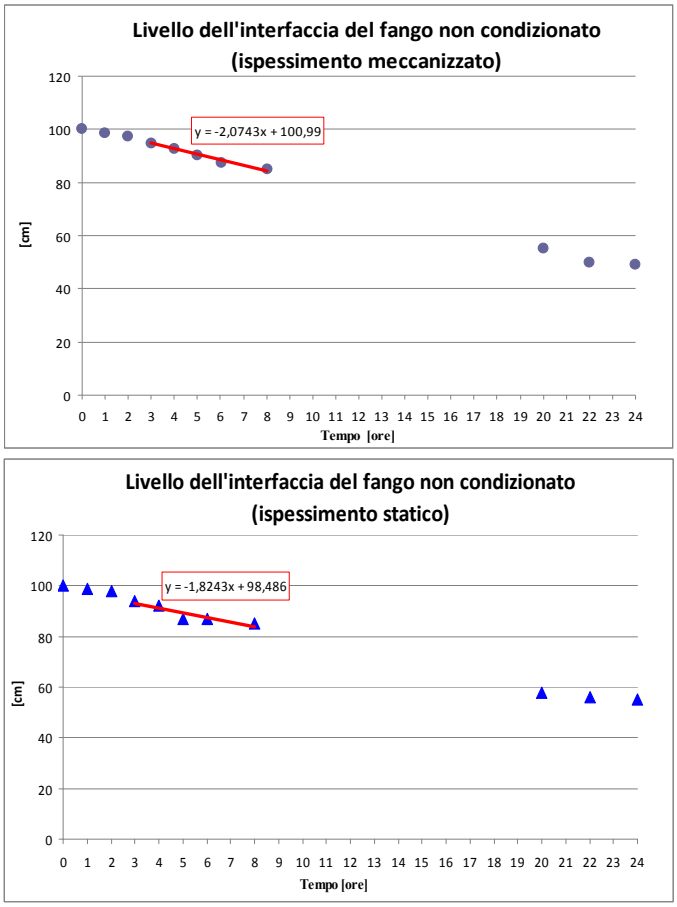


Figura 6.1. Andamento del livello dell'interfaccia fango-surnatante nel caso di fango non condizionato.

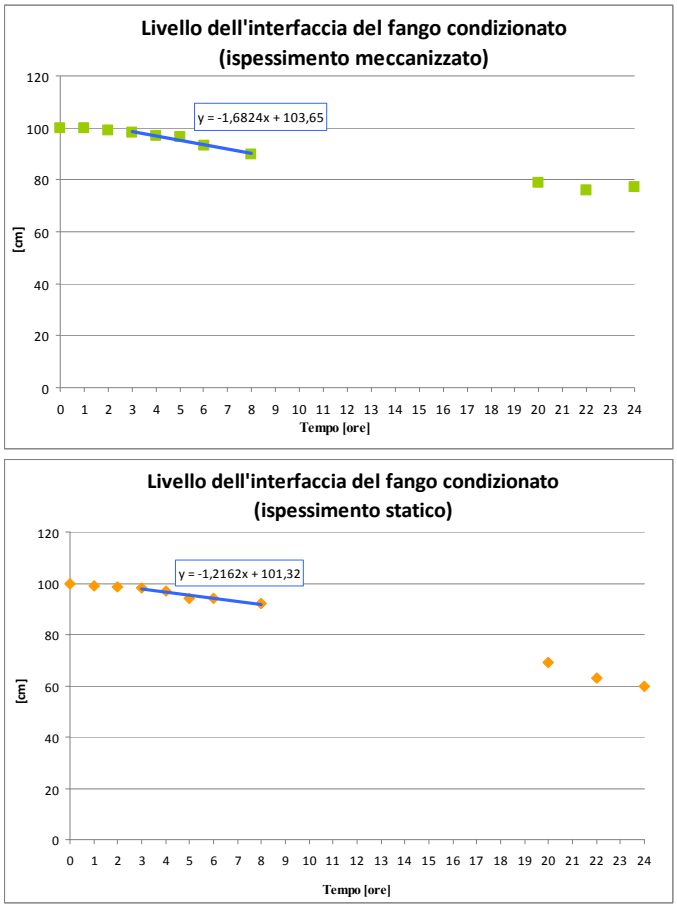


Figura 6.2. Andamento del livello dell'interfaccia fango-surnatante nel caso di fango condizionato.

Per quanto riguarda le prove svolte su fango non condizionato, la movimentazione lenta del fango (volta a simulare un ispessitore meccanizzato) ha portato ad un maggior grado d'ispessimento. Ciò è evidenziato da un minore livello dell'interfaccia fango ispessito-surnatante, infatti, dopo 24 ore il livello dell'interfaccia del fango mantenuto in agitazione ha raggiunto quota 49 cm contro i 55 cm del fango mantenuto in condizioni statiche.

Anche la velocità media di ispessimento evidenzia il beneficio della lenta agitazione, infatti, nel caso in cui è stato riprodotto il funzionamento di un ispessitore meccanizzato è stata ottenuta una velocità maggiore (2,1 cm/h) rispetto al caso in cui è stato mantenuto il fango in condizioni statiche (1,8 cm/h).

Le prove con fango condizionato, evidenziano, invece, che l'aggiunta di polielettrolita non favorisce l'ispessimento del fango; infatti, le velocità di ispessimento risultano sempre inferiori rispetto al caso in cui non è stato dosato polielettrolita. Anche il grado di ispessimento raggiunto sembrerebbe evidenziare una maggiore difficoltà del fango condizionato ad ispessirsi; infatti, i valori delle interfacce risultano sempre più elevati rispetto al caso del fango in cui non è stato aggiunto polielettrolita (si vedano Tabella 6.1 e 6.2).

Va altresì evidenziato che, in entrambi i casi, il fango sottoposto a lenta agitazione presenta una maggiore stabilità e regolarità (nel tempo) della velocità di ispessimento; ciò si evince dall'esame qualitativo dell'andamento dell'interfaccia fango-surnatante (*cfr*. Figure 6.1 e 6.2).

6.1.1 Considerazioni finali

Le prove eseguite erano volte a verificare la capacità di ispessimento dei fanghi di supero derivanti dal sedimentatore secondario dell'impianto di depurazione di Mortara.

Il fango è stato testato sia tal quale sia con preventiva aggiunta di polielettrolita (fango condizionato). In entrambi i casi, il fango è stato sottoposto ad ispessimento, oltre che in condizioni statiche, anche con una lenta agitazione, così da simulare, in quest'ultimo caso, il risultato conseguibile con un ispessitore meccanizzato.

Le prove sono state eseguite in due giorni differenti (31 maggio e 1 giugno 2010), ma consecutivi, in modo da ridurre al minimo le variazioni nelle caratteristiche chimico-fisiche del fango utilizzato. Il fango utilizzato il primo giorno presentava un contenuto di solidi pari a circa 13,2 g/L, mentre quello del

secondo, in cui è stato aggiunto polielettrolita in quantità pari a 3 mL/L, circa 14,8 g/L.

Per quanto riguarda le prove svolte su **fango non condizionato**, la movimentazione lenta del fango (a simulare un ispessitore meccanizzato) ha portato benefici che si sono evidenziati in termini di:

- maggior grado di ispessimento (al termine della prova, dopo 24 ore, il livello dell'interfaccia fango ispessito-surnatante ha raggiunto quota 49 cm, contro 55 cm per il fango mantenuto in condizioni statiche; inoltre la concentrazione di solidi a –30 cm dal pelo libero è risultata molto minore, in presenza di agitazione lenta (3,4 g/L contro 10,5 g/L), ad indicare un maggior trasferimento dei solidi sul fondo del cilindro);
- una maggiore regolarità e stabilità (nel tempo) della velocità di sedimentazione-ispessimento.

In entrambi i casi sono stati misurati valori molto bassi di solidi totali nel surnatante, almeno durante le prime ore di prova.

Le prove effettuate con **fango condizionato** hanno evidenziato come l'aggiunta del polielettrolita non determini un miglioramento nelle prestazioni dell'ispessimento, infatti:

- la velocità di sedimentazione è risultata più bassa (circa del 50%) rispetto al caso di fango non condizionato;
- la concentrazione di solidi a – 30 cm dal pelo libero si è mantenuta elevata (25-28 g/L) denotando una difficoltà di addensamento del fango sul fondo del cilindro.

Anche le prove svolte con fango condizionato hanno evidenziato benefici derivanti dalla lenta movimentazione del fango, in particolare una velocità di sedimentazione più regolare e costante nel tempo e una minore concentrazione di solidi sospesi nel surnatante a fine prova.

In definitiva, nel caso specifico, si può concludere che l'aggiunta di un polielettrolita (condizionamento) non sembra portare benefici, mentre

l'adozione di un sistema di movimentazione lenta (ispessimento meccanizzato) potrebbe migliorare l'efficienza complessiva del trattamento.

6.2 Prove di disidratazione meccanica

Nei seguenti paragrafi sono riportati, dapprima i risultati relativi all'efficienza del trattamento e, successivamente, quelli relativi agli aspetti economici.

6.2.1 Efficienza del trattamento e parametri tecnico-operativi

Al fine di ricordare le differenti condizioni testate, di seguito è riportata una tabella (Tabella 6.3) riassuntiva delle prove svolte presso il depuratore di Mortara.

Nelle Figura 6.3 e Figura 6.4 sono riportati, rispettivamente, i valori medi di secco del fango disidratato e le concentrazioni medie di COD del centrato, ottenuti dalla centrifuga *Alfa Laval*. Le barre di errore indicano i valori massimi e minimi raggiunti in ogni prova.

Dalle prove è emerso che, operando con la centrifuga nelle condizioni "ottimali" (Prova 1 e 2) è stato raggiunto un contenuto di secco nel fango compreso tra 21,4% e 21,7%; che, invece, si abbassa, di più di un punto percentuale, adottando le condizioni di "Riferimento" (20,0%).

Il centrato ottenuto è di buona qualità, ad esclusione di quello ottenuto nella Prova 1, che risulta avere una concentrazione di COD doppia rispetto alle altre Prove (3.144 mg/L), infatti, a partire dalla Prova 2 il COD, sostanzialmente, si attesta a concentrazioni nell'ordine dei 1.500 mg/L.

Tabella 6.3. Modalità di funzionamento delle macchine durante le prove di disidratazione.

Macchina	**Condizione test**	**Giorno e numero di prova**	**Impostazioni**
Centrifuga	Ottimali	1	Dosaggio di polielettrolita (concentrazione pari allo 0,85%) ritenuto maggiormente performante*; no attivazione del ricircolo^.
		2	Stesso polielettrolita del caso di *Riferimento;* sì attivazione del by-pass
	Riferimento	3	Dosaggio di una tipologia differente di polielettrolita°; no attivazione del ricircolo.
Filtropressa	Riferimento	4	Normale funzionamento (concentrazione di polielettrolita pari a 0,15%)

* risultato ottenuto sulla base di test di laboratorio effettuati dai conducenti della centrifuga.

^ il sistema di ricircolo consente di ricircolare una certa quantità di centrato in centrifuga al fine di ridurre il consumo di acqua e polielettrolita.

° polielettrolita consigliato dal fornitore di reagenti dell'impianto di depurazione.

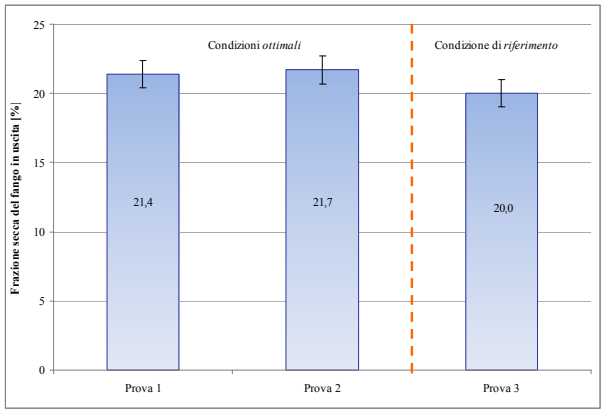


Figura 6.3. Valori di secco nel fango disidratato ottenuti nelle prove condotte con centrifuga *Alfa Laval*.

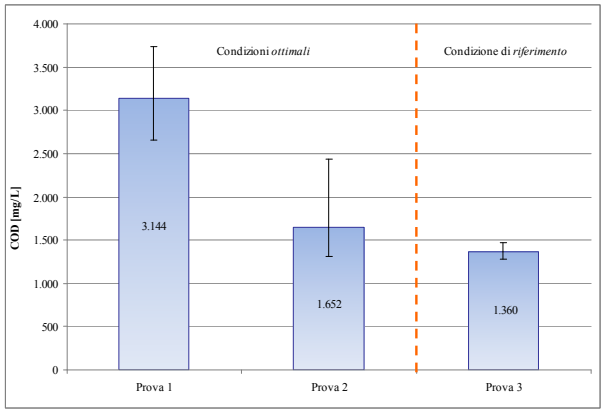


Figura 6.4. Valori di COD nel surnatante ottenuti nelle prove condotte con centrifuga *Alfa Laval*.

La filtropressa *Diefenbach* (unità fissa installata presso l'impianto) ha fornito valori di frazione secca attorno al 18%, con un surnatante di ottima qualità (concentrazioni di COD attorno a 600 mg/L).

Il valore di secco nel fango in uscita, seppur decisamente più basso rispetto ai normali rendimenti delle filtropresse, è in linea con i valori ottenuti nel corso dell'anno 2010 (media del 2010 = 19,8%), che ha registrato una diminuzione del rendimento di disidratazione rispetto al precedente anno (media del 2009 = 23,3%). Tale confronto, riportato nella Figura 6.5, denota un progressivo deterioramento delle prestazioni della macchina (motivo per cui sono state eseguite tali prove).

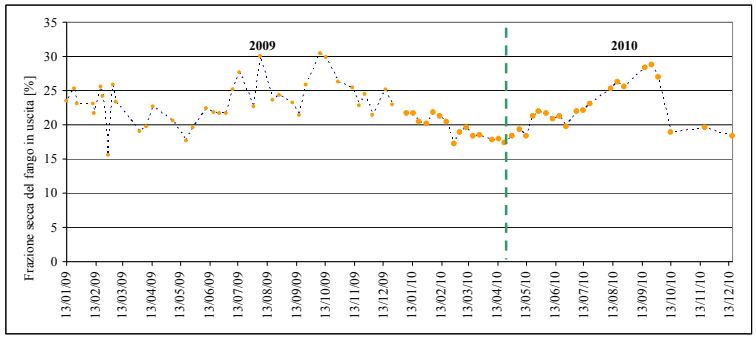


Figura 6.5. Valori di secco nel fango in uscita dalla filtropressa, relativi agli anni 2009 e 2010.

Confrontando i risultati ottenuti dalle due macchine, sia in termini di secco nel fango disidratato (Figura 6.6) che di COD nella frazione liquida (Figura 6.7), si può notare come la centrifuga ottenga sempre un riscontro nettamente migliore in termini di secco, mentre la filtropressa, in termini di contaminazione del residuo liquido.

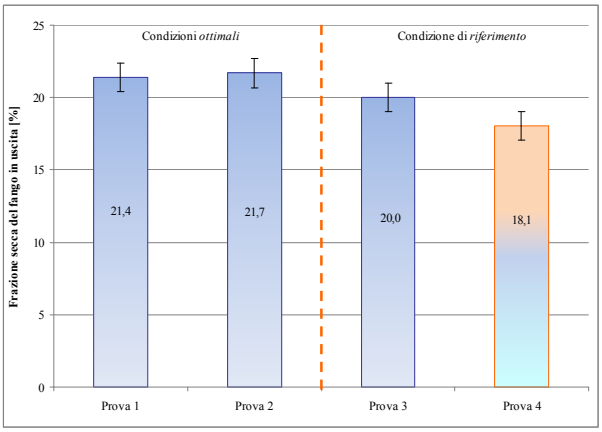


Figura 6.6. Valori di secco nel fango disidratato per ogni macchina, in ciascuna prova.

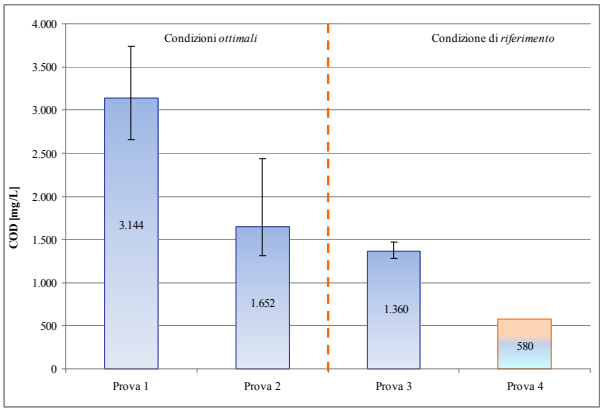


Figura 6.7. Valori di COD nel surnatante per ogni macchina, in ciascuna prova.

I parametri tecnici relativi alla centrifuga *Alfa Laval*, riportati nella Figura 6.8, risultano coerenti fra loro. Infatti, nella prova in cui è stato attivato il ricircolo, ad esempio, (prova nella quale è stata ottenuta la massima frazione di

secco, pari al 21,7%) è stato registrato il minimo dosaggio specifico di polielettrolita, ma il massimo consumo specifico di energia elettrica a fronte della minore portata oraria alimentata. In questo caso il consumo più elevato di energia elettrica è dovuto al maggior assorbimento per il ricircolo.

Per tutte le prove di centrifugazione, l'indice di cattura dei solidi è risultato molto elevato ($\eta > 90\%$).

I dati relativi alla filtropressa *Diefenbach* (Tabella 6.4), relativi ad una singola prova, evidenziano come, rispetto alla centrifuga, i consumi energetici specifici siano molto più ridotti e, al contrario, la portata specifica di acqua consumata nel processo sia molto maggiore; il tutto conseguito con una prestazione inferiore in termini di secco del fango disidratato ed un indice di cattura prossimo al 100%.

Tabella 6.4. Parametri tecnico operativi per la filtropressa *Diefenbach*.

PROVA	**Secco uscita [%]**	**Q_{fango} [m^3/h]**	**Q_{H2O} [%]**	**Poly [kg/m^3]**	**EE [kWh/m^3]**	**η [-]**
4	18,1%	14,6	36,7	1,50	0,99	~1

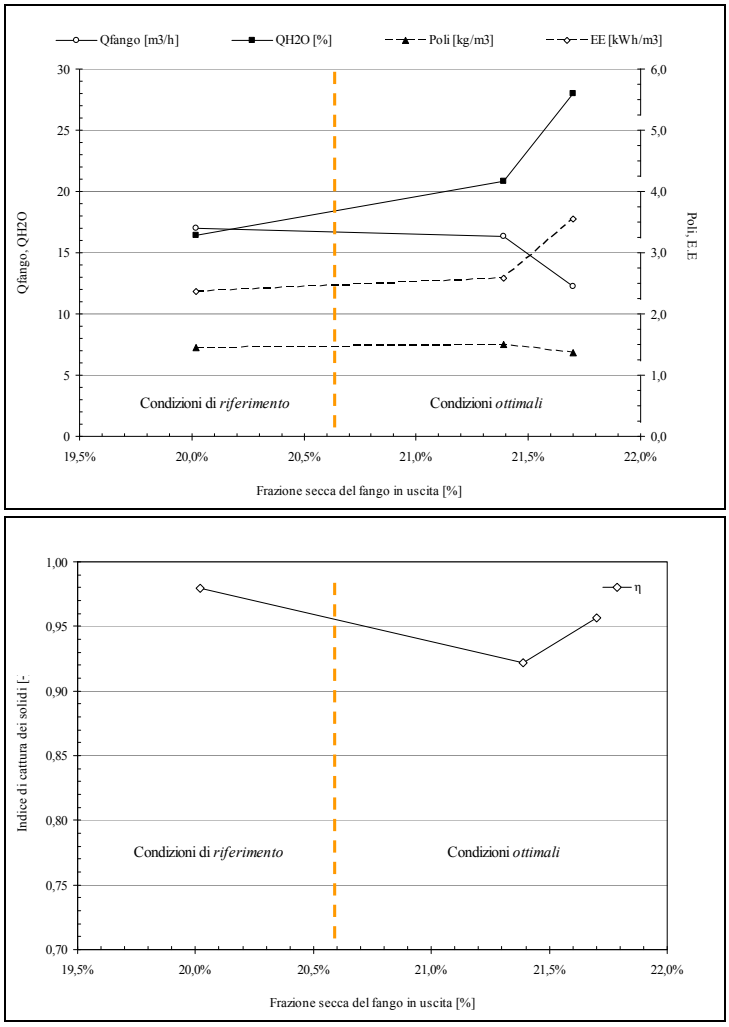


Figura 6.8. Andamento dei parametri tecnico-operativi per la centrifuga *Alfa Laval*, nelle varie condizioni operative.

6.2.2 Aspetti economici

Un aspetto di fondamentale importanza per la valutazione delle prestazioni delle macchine è quello economico. Le principali voci che vanno a determinare il costo totale di trattamento sono stabilite dalla metodica esposta in precedenza (*cfr.* 1.4.3).

Riportando, in corrispondenza del valore percentuale di secco raggiunto nel fango disidratato, la somma di tutte le voci di costo, è possibile ottenere un diagramma di costo; per il calcolo, sono stati assunti i seguenti dati, forniti dal costruttore:

- investimento: 260.000 € (ottenuto sommando al costo della centrifuga – 105.000 € il costo per la realizzazione di tutte le opere accessorie necessarie a far funzionare la macchina disidratatrice), 240.000 € (per la filtropressa, dato poi però trascurato perché relativo al 1996);
- "*service*": 20.000 €/y (per entrambe le macchine).

Le voci di costo più importanti sono risultate essere:

- lo smaltimento dei fanghi (*S.F.*, circa 80%) per il quale è stato assunto, su indicazione del gestore dell'impianto di depurazione di Mortara, un valore pari a 80 €/tSS;
- il polielettrolita ($€_{poli}$, circa 10%), per i quali è stato assunto un costo indicativo di circa 1,6 €/kg di emulsione.

Appare altresì evidente lo scarso peso dell'ammortamento (che risulta incidere per meno del 3% sul costo totale e che è stato omesso nelle elaborazioni successive) e del consumo di energia elettrica.

I risultati relativi alle voci di costo delle due macchine sono riportati nella Figura 6.9. Al fine di evidenziare con maggiore chiarezza il peso delle diverse voci componenti il costo totale, nella Figura 6.10 è stato escluso il costo per lo smaltimento dei fanghi (*S.F.*), che rappresenta la voce principale.

Per la centrifuga, l'ottimo di costo è stato raggiunto nella Prova 2 (frazione secca del fango in uscita pari al 21,7%), pari a circa 15,2 €/m^3 (escluso l'ammortamento); in questo caso, le condizioni che minimizzano i costi di trattamento corrispondono con quelle che portano alla più elevata percentuale di frazione secca del fango disidratato.

Per la filtropressa, la prova effettuata ha evidenziato un costo totale del trattamento nettamente superiore a quello della centrifuga, pari a circa 19,5 €/m^3 (escluso l'ammortamento).

Al fine di ottenere un dato ancora più significativo per la comparazione, nella Figura 6.11 sono evidenziati i costi totali di trattamento raggiunti dalla filtropressa e dalla centrifuga, esprimendo le voci di costo in euro al chilogrammo di secco trattato (€/kgSS).

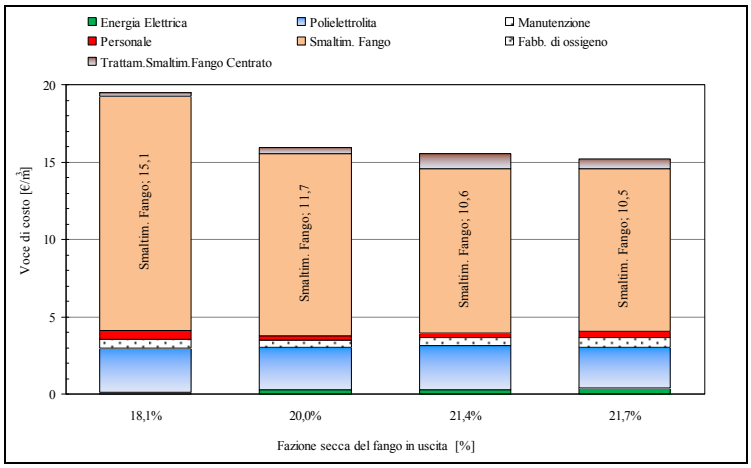


Figura 6.9. Incidenza delle diverse voci di costo (escluso l'ammortamento) per le due macchine (il primo istogramma si riferisce alla filtropressa, gli altri alla centrifuga), nelle diverse prove.

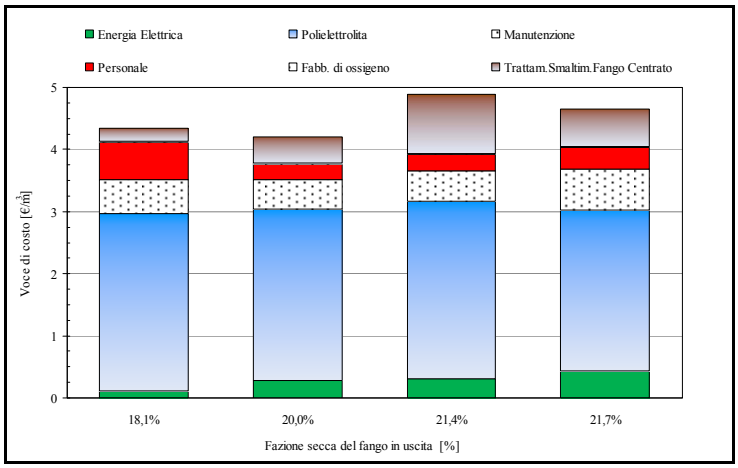


Figura 6.10. Incidenza delle diverse voci di costo (escluso l'ammortamento) per le due macchine (il primo istogramma si riferisce alla filtropressa, gli altri alla centrifuga), nelle diverse prove (escluso S.F.).

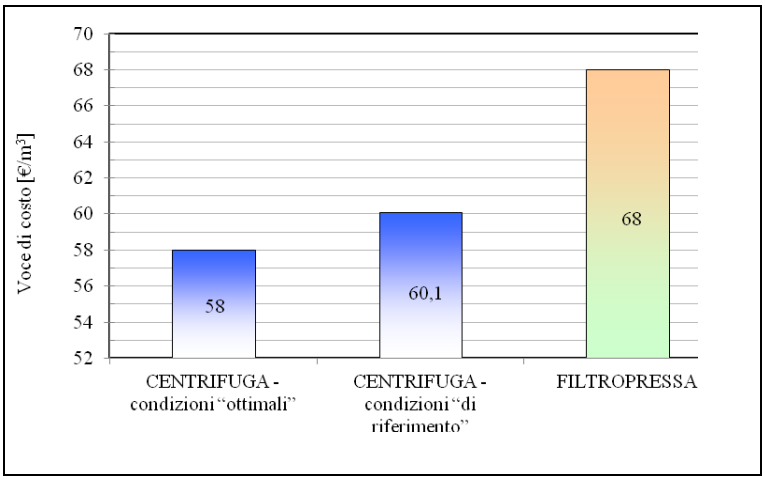


Figura 6.11. Costi totali di trattamento (escluso l'ammortamento) raggiunti dalle due macchine, espressi in €/kgSS.

Dal confronto, si evince come il costo totale di trattamento relativo alla filtropressa sia decisamente superiore a quello della centrifuga.

Analizzando nello specifico le due voci di costo più onerose (Tabella 6.5), si vede come la filtropressa registri il costo più elevato per lo smaltimento del fango (*S.F.*), avendo raggiunto basse percentuali di secco, e ciò la porta a raggiungere i costi totali più elevati.

La centrifuga condotta nelle condizioni "ottimali" ottiene il miglior risultato per quanto riguarda lo smaltimento del fango (*S.F.*), avendo raggiunto le più elevate percentuali di secco; per quanto riguarda il polielettrolita ($€_{poli}$), i valori sono pressoché identici.

Tabella 6.5. Valori delle due voci di costo principali e del costo totale di trattamento registrati dalle macchine.

Voce di costo [€/kgSS]	CENTRIFUGA condizioni "ottimali"	CENTRIFUGA condizioni "di riferimento"	FILTROPRESSA
S.F.	43,5	48,9	55,6
$€_{poli}$	7,4	7,6	7,1
Costo totale trattamento	**58,0**	**60,1**	**68,0**

6.2.3 Confronto economico tra il servizio di centrifugazione in *outsourcing* e la filtropressa installata presso l'impianto

Di seguito (Tabella 6.6) sono sintetizzati i valori dei parametri tecnico-operativi utili al calcolo dei costi di trattamento e riferiti, rispettivamente, alla centrifuga ed alla filtropressa.

Per quanto riguarda la centrifuga, i valori riportati sono quelli relativi alla *Prova 2,* ovvero la prova che ha fornito il massimo riscontro di frazione secca nel fango disidratato ed il minimo costo di trattamento.

Per quanto riguarda il significato dei termini ed il calcolo dei parametri riportati nelle seguenti tabelle (Tabella 6.6), si rimanda al §1.4.3 e a Tabella 3.6.

Tabella 6.6. Valori dei parametri tecnico-operativi monitorati e/o calcolati nel corso della sperimentazione.

Parametro	Sigla	Descrizione	Valore ottenuto	
			Centrifuga	Filtropressa
Consumo di energia elettrica	E.E	Rappresenta l'energia elettrica consumata dalla macchina per tonnellata di sostanza secca alimentata	120	30
Consumo di polielettrolita	Poli	rappresenta il dosaggio del polielettrolita in emulsione per tonnellata di sostanza secca alimentata [kg emulsione / $t_{SSalimentata}$]	46	44
Consumo di acqua	Q_{H2O}	rappresenta la portata di acqua consumata dalla centrifuga per tonnellata di sostanza secca alimentata [m^3_{acqua} / $t_{SSalimentata}$]	9,3	7,9
Fango trattato	Q_{fango}	rappresenta la portata di fango in ingresso alla centrifuga [$kg_{SSalimentata}$ /h]	370	500
Indice di cattura dei solidi	η	rappresenta il rendimento di disidratazione, inteso come rapporto tra la massa di sostanza secca nel fango disidratato rispetto a quella in ingresso [-]	95,7%	~100%

Per i costi da sostenere nel caso di esternalizzazione del servizio, sono stati analizzati due differenti casi, facendo riferimento:

- all'offerta della ditta che ha fornito la centrifuga per le prove in impianto in data 24/08/2009 e alla fattura del 21/08/2010, da riferire ad interventi effettuati occasionalmente per far fronte a situazioni provvisorie (caso 1);
- alle specifiche economiche della ditta che ha fornito la centrifuga per le prove (comunicate in data 10/11/2010), che si riferiscono ad un servizio da svolgersi continuamente almeno per un anno, quindi con condizioni economiche più vantaggiose per il gestore (caso 2).

6.2.3.1 Caso 1: interventi di tipo occasionale

I risultati dei calcoli sono riportati nella Tabella 6.7, in cui si vede come rimangono a carico del gestore dell'impianto di depurazione il trasporto e lo smaltimento dei fanghi (S.F.) e la gestione del centrato (O_2 e T.S.F.C.); l'azienda esterna coprirebbe, invece, i costi relativi a: energia elettrica, polielettrolita, ammortamento, manutenzione e personale.

Tabella 6.7. Costo di trattamento per servizio *outsourcing* (per interventi di tipo occasionale: caso 1), suddiviso per voci.

Voce di costo	Sigla	Valore ottenuto [€/tSS$_{alim}$]
Smaltimento fanghi	*S.F.*	351
Fabbisogno di ossigeno	O_2	0,4
Trattamento / smaltimento fanghi centrato	*T.S.F.C*	29,8
Energia elettrica Polielettrolita Ammortamento Manutenzione Personale (*)	-	252
TOTALE		≈ 630

(*)Voci di costo incluse nell'esternalizzazione del servizio: $\frac{\text{c.u.}_{\cdot interv\cdot}}{ST_{in}} + \frac{\text{c.u.}_{\cdot disidr.} \cdot \eta}{ST_{out}}$

In questo caso sono stati assunti i seguenti costi:

- costo unitario dell'energia elettrica: 0,12 €/kWh (valore medio rispetto alle tre fasce orarie);
- costo unitario per lo smaltimento del fango disidratato: 80 €/t fango disidratato (su indicazione del gestore);
- costo per la fornitura di 1 kg di O_2: 2,63 €cent/kgO_2 (ottenuto assumendo un fabbisogno di energia pari a 3,8 kgO_2/kWh);
- costo unitario per consegna, allestimento, smontaggio e ritiro impianto (c.u.$_{\cdot interv}$), pari a 1,75 €/m^3 fango alimentato (ovvero 700 € ogni 400 m^3 di fango);
- costo unitario per la disidratazione dei fanghi biologici (c.u.$_{\cdot disidr.}$): 44 €/t fango disidratato.

6.2.3.2 Caso 2: servizio regolare e continuativo

I risultati sono riportati nella Tabella 6.8. A differenza del caso precedente, rimane a carico del gestore dell'impianto di depurazione anche il costo dell'energia elettrica; l'azienda esterna fornirebbe, tuttavia, il servizio a condizioni sensibilmente più vantaggiose (350 anziché 700 €/intervento; 40 anziché 44 €/t fango disidratato).

Tabella 6.8. Costo di trattamento per servizio *outsourcing* (per un servizio regolare e continuativo: caso 2), suddiviso per voci.

Voce di costo	Sigla	Valore ottenuto [€/tSS_{alim}]
Smaltimento fanghi	*S.F.*	351
Fabbisogno di ossigeno	O_2	0,4
Trattamento / smaltimento fanghi centrato	*T.S.F.C*	29,8
Polielettrolita Ammortamento Manutenzione Personale	-	205
Energia elettrica	$\$_{E.E.}$	14,2
TOTALE		≈ 600

6.2.3.3 Costi per la filtropressa

Nella Tabella 6.9 sono riportati i risultati dei calcoli effettuati per la filtropressa installata presso l'impianto. Questi costi non comprendono

l'ammortamento in quanto la macchina è stata acquistata nel 1996, pertanto, si può ritenere esaurita la sua vita utile.

Tabella 6.9. Costo di trattamento per la filtropressa, suddiviso per voci (ammortamento escluso).

Voce di costo	Sigla	Valore ottenuto [€/tSS$_{alim}$]
Smaltimento fanghi	*S.F.*	445
Fabbisogno di ossigeno	O_2	0,4
Trattamento / smaltimento fanghi centrato	*T.S.F.C*	8,1
Personale	*P*	17,6
Energia elettrica	$\$_{E.E.}$	3,5
Polielettrolita	$€_{poli}$	83,8
Manutenzione	*M*	16,1
TOTALE		≈ 575

A differenza del caso precedente, sono stati assunti per le voci di costo i seguenti valori:

- costo unitario per consegna, allestimento, smontaggio e ritiro impianto (c.u.$_{interv.}$): 0,88 €/m^{3}fango alimentato (ovvero 350 € ogni 400 m^3 di fango);
- costo annuale del personale operante sulla centrifuga (c.a.$_{personale}$): 22.000 €/y;
- costo unitario del polielettrolita (c.u.$_{poli}$): 1,9 €/kg;
- costo unitario per la disidratazione dei fanghi biologici (c.u.$_{disidr.}$): pari a 40 €/t fango disidratato.

Nella Figura 6.12 sono riportati, in sintesi, i risultati della valutazione economica. Emerge chiaramente come il servizio in *outsourcing*, se effettuato con un contratto "conveniente", caratteristico cioè di una prestazione regolare e prolungata nel tempo (caso 2), possa risultare competitivo, oltre che sul piano operativo, anche sul piano economico.

La differenza rispetto alla filtropressa è, infatti, solo del 4% circa (si tenga presente che per quest'ultima non è stato considerato l'ammortamento).

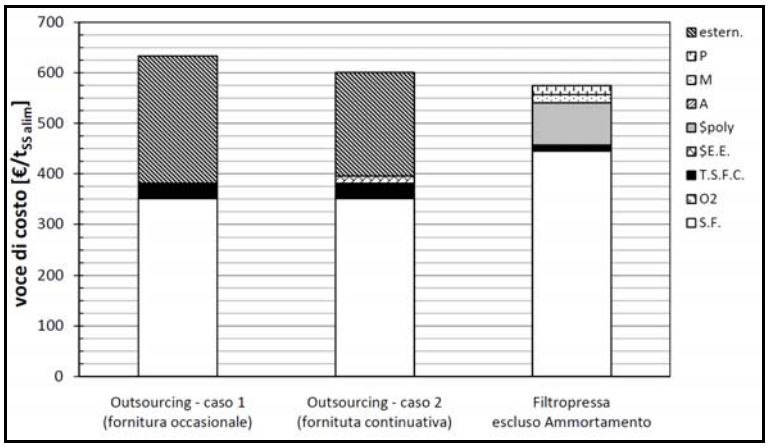


Figura 6.12. Costo totale del trattamento, suddiviso per voci, nell'ipotesi di unità mobile di centrifugazione e nel caso di utilizzo della filtropressa installata in impianto.

6.2.4 Disidratazione mediante centrifugazione: confronto economico tra unità mobile (servizio in *outsourcing*) e installazione fissa

I valori dei parametri tecnico-operativi misurati o calcolati per la centrifuga e corrispondenti alle migliori prestazioni ottenute durante le prove svolte sono riportati nella Tabella 6.6 del precedente paragrafo (§ 6.2.3). Gli stessi dati sono stati utilizzati, in prima approssimazione, anche per calcolare i costi di un'installazione fissa, anche se è difficile ipotizzare che, in quest'ultimo caso, si riesca a gestire la macchina in modo ottimale riuscendo ad ottenere prestazioni così elevate.

I costi relativi al servizio in outsourcing, precedentemente calcolati, sono riportati nel paragrafo 6.2.3.

Di seguito si riportano, invece, gli oneri stimati, con le riserve di cui sopra, nel caso in cui venisse installata una centrifuga presso l'impianto (Tabella 6.10).

Si ricorda che l'investimento è stato calcolato ipotizzando di prevedere tutte le *utilities* necessarie al funzionamento della macchina, nonché il locale per ospitare tutte le attrezzature e il costo per il montaggio e che i valori sono quelli relativi alle condizioni di funzionamento e alle prestazioni registrate nella Prova 2.

Tabella 6.10. Costo di trattamento per una centrifuga fissa, suddiviso per voci (nell'ipotesi di funzionamento in condizioni ottimali).

Voce di costo	Sigla	Valore ottenuto [€/tSS_{alim}]
Smaltimento fanghi	*S.F.*	351
Fabbisogno di ossigeno	O_2	0,4
Trattamento / smaltimento fanghi centrato	*T.S.F.C*	29,8
Personale	*P*	11,9
Energia elettrica	$\$_{E.E.}$	14,2
Polielettrolita	$€_{poli}$	86,8
Manutenzione	*M*	21,7
Ammortamento	*A*	41,4
TOTALE		≈ 560

I costi unitari assunti sono i seguenti:

- investimento (I): 260.000 €;
- costo annuale del personale operante sulla centrifuga (c.a.$_{personale}$): 11.000 €/y.

I dati di sintesi (Figura 6.13) evidenziano, a parità di macchina utilizzata, la convenienza dell'installazione fissa. Ciò, del resto, è un risultato atteso: l'onere aggiuntivo dell'esternalizzazione è infatti giustificato da una serie di vantaggi tecnico-gestionali offerti dall'*outsourcing* (discussi nel successivo paragrafo 6.2.5) difficilmente quantificabili, ma con un sicuro riflesso positivo in termini economici. Tra l'altro, come detto sopra, la stessa macchina, condotta da

personale non esperto, potrebbe non raggiungere le stesse prestazioni ottenute con il servizio in *outsourcing*, ciò che determinerebbe un incremento del costo nel caso di installazione fissa.

Per evidenziare l'effetto di tale aspetto, si è ipotizzato di diminuire le spese per la manutenzione della macchina (10.000 anziché 20.000 €/y), il tempo dedicato dall'operatore (1 anziché 2,5 h/d) e la qualità del polielettrolita (1,6 anziché 1,9 €/$kg_{emulsione}$); ci si può ragionevolmente attendere, in queste condizioni, un peggioramento delle prestazioni della macchina; il margine di peggioramento che porta all'equivalenza del costo totale di trattamento con l'opzione *outsourcing* più conveniente (corrispondente cioè ad un servizio regolare e continuativo, caso 2) consiste in una perdita di quasi 4 punti percentuali di secco nel fango disidratato (ovvero da 21,7% del caso di studio a 18,0% nell'ipotesi di gestione non ottimale).

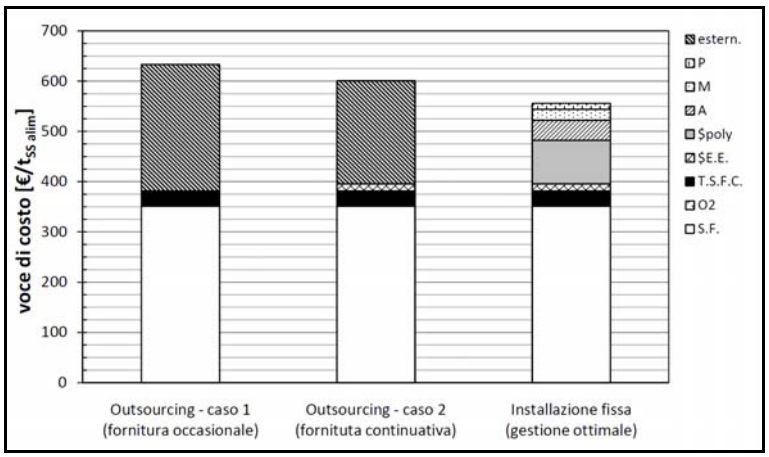


Figura 6.13. Costo del trattamento, suddiviso per voci, per le differenti opzioni di utilizzo/funzionamento della centrifuga.

6.2.5 Vantaggi tecnico-gestionali del servizio in *outsourcing*

La gestione dei fanghi in outsourcing comporta una serie di vantaggi tecnico-gestionali difficilmente monetizzabili, ma che hanno un sicuro risvolto a livello economico, e che possono risultare decisivi nella scelta di ricorrere a questa soluzione, soprattutto per impianti medio-piccoli, dotati di adeguato volume di accumulo e, comunque, ogni qual volta si presentino situazioni provvisorie cui è necessario far fronte in breve tempo:

- assenza di apparecchiature elettro-meccaniche di disidratazione e quindi mancata necessità di occuparsi del funzionamento e della manutenzione (con possibilità di impiego del personale in altre mansioni);
- possibilità di conversione d'uso degli spazi destinati all'alloggiamento dei sistemi fissi di disidratazione;
- possibilità di affidare in toto il servizio in *outsourcing*, compreso il trasporto e lo smaltimento del fango disidratato;
- presenza di un unico rapporto commerciale (con il titolare del servizio di *outsourcing*) anziché diversi (azienda costruttrice, manutentore, fornitore del polielettrolita, ecc.), nel caso di gestione di più impianti, soprattutto se viene affidato al medesimo anche il trasporto e lo smaltimento dei fanghi disidratati;
- assenza di problemi derivanti da possibili variazioni delle condizioni di disidratabilità dei fanghi;
- funzionamento delle macchine sempre nelle condizioni ottimali, grazie alla perizia del personale addetto;
- presenza continuativa del personale durante il funzionamento delle macchine;
- limitazione del tempo dedicato alla disidratazione dei fanghi (solo periodicamente) e massimo sfruttamento della macchina;
- possibilità di richiedere l'intervento in funzione del fabbisogno.

6.2.6 Considerazioni finali

Le prove di disidratazione meccanica dei fanghi, effettuate con la filtropressa installata presso il depuratore di Mortara e con la centrifuga mobile *Alfa Laval*, hanno consentito di valutare le prestazioni tecnico-economiche delle macchine.

Dal punto di vista delle prestazioni tecniche, la centrifuga ha ottenuto un riscontro migliore in termini di percentuale di secco nel fango disidratato (21,7% nella Prova 2 rispetto al 18,1% della filtropressa) mentre la filtropressa in termini di qualità del residuo liquido da ricircolare in testa all'impianto di depurazione (COD filtropressa = 600 mg/L contro un COD medio per la centrifuga di 1.500 mg/L).

In tutte le prove, l'indice di cattura dei solidi ha presentato valori molto elevati (> 90%) che, nel caso della filtropressa raggiunge il valore massimo e prossimo al 100%.

L'analisi delle voci economiche ha permesso di evidenziare le voci che sono risultate essere maggiormente incisive sul costo totale di smaltimento del fango disidratato, ossia: il costo di smaltimento del fango (*S.F.*) che incide per circa l'80% e il costo del polielettrolita ($€_{poli}$), che incide per circa il 15%. Il costo dell'ammortamento è stato omesso dai risultati delle prove in quanto, non solo si è visto in fase di elaborazione incidere in modo non significativo sul costo totale (circa 7,5%), ma anche per la difficoltà di operare un confronto con la filtropressa, vista la sua obsolescenza. Altrettanto poco significative sono risultate essere le seguenti voci di costo: trattamento/smaltimento dei fanghi prodotti dalla depurazione del centrato (T.S.F.C.) (5%), dalla manutenzione (*M*) (4%), del consumo di energia elettrica (*E.E.*) (2,5%), del personale (*P*) (2%) e del fabbisogno di ossigeno per la depurazione del centrato (O_2) (<1%). Inoltre, va sottolineato che il costo relativo all'acqua ($€_{H2O}$) è stato considerato nullo poiché l'acqua di rete è in gestione alla stessa società che gestisce l'impianto di depurazione (*ASMortara S.p.A.*).

In merito al confronto tra la installazione fissa ed *outsourcing* si è visto che il servizio in *outsourcing*, se effettuato con un contratto "conveniente", caratteristico cioè di una prestazione regolare e prolungata nel tempo (caso 2),

può risultare competitivo, oltre che sul piano operativo, anche sul piano economico; la differenza, rispetto alla filtropressa, è solo del 4% circa (600 vs 575 €/$t_{SS\ alim}$, rispettivamente). A parità di macchina utilizzata, l'installazione fissa risulta essere più conveniente rispetto all'esternalizzazione (560 vs 600 €/$t_{SS\ alim}$, rispettivamente); ciò, del resto, è un risultato atteso: l'onere aggiuntivo dell'esternalizzazione è infatti giustificato da una serie di vantaggi tecnico-gestionali offerti dall'*outsourcing* difficilmente quantificabili, ma con un sicuro riflesso positivo in termini economici.

Per quanto riguarda la gestione dei fanghi la soluzione in *outsourcing* comporta una serie di vantaggi tecnico-gestionali difficilmente monetizzabili, ma che hanno un sicuro risvolto a livello economico, e che possono risultare decisivi nella scelta di ricorrere a questa soluzione, soprattutto, per impianti medio-piccoli, dotati di adeguato volume di accumulo e, comunque, ogni qual volta si presentino situazioni provvisorie cui è necessario far fronte in breve tempo.

Capitolo 7

LA MINIMIZZAZIONE DEI FANGHI

Nel presente capitolo sono riportati e commentati i risultati delle prove di ossidazione ad umido, condotte sia alla scala pilota che a quella reale.

7.1 Prove di ossidazione ad umido alla scala pilota

In questi paragrafi sono riportati e discussi i risultati inerenti le prove di ossidazione ad umido condotte sui fanghi di supero provenienti dall'impianto di depurazione presente a *3V Green Eagle S.p.A.*, le cui caratteristiche sono riportate nella Tabella 7.1.

Tabella 7.1. Principali caratteristiche dei fanghi testati e parametri analitici analizzati nelle prove di ossidazione ad umido alla scala pilota.

Tipologia fango	Parametro	Valore
Fango attivo di supero generato dal trattamento di rifiuti industriali (*3V Green Eagle S.p.A.*)	COD [mg/kg]	190.000
	TKN [mg/kg]	14.350
	Residuo a 105 °C [%]	20,7
	Residuo a 550 °C [%]	4,7

7.1.1 Effetto della temperatura di reazione

Sono stati eseguiti 6 test al fine di studiare l'effetto della temperatura, che è stata fatta variare tra 180 e 300 °C, mantenendo costanti i restanti parametri di processo (tempo di reazione, quantità di ossigeno, concentrazione di secco iniziale nel fango).
Il progressivo aumento della temperatura di reazione porta ad un'elevata rimozione dei solidi sospesi volatili (SSV) e del COD come è mostrato in Figura 7.1, il quale viene rimosso per il 90% nella prova condotta a 300 °C.

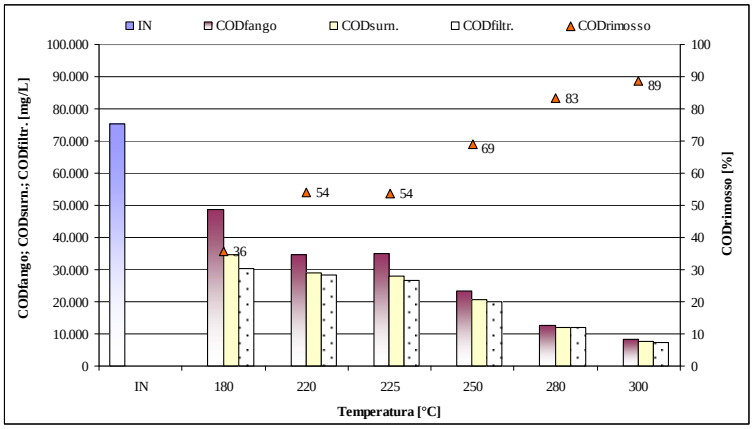


Figura 7.1. Andamento del CODfango; CODsurnatante; CODfiltrato dopo ossidazione ad umido del fango. Condizioni testate: $pO_{2iniziale}$=22 atm; tempo di reazione=60 min.; $SST_{iniziali}$=8%.

Nelle prove condotte ad alta temperatura ($\geq$ 250 °C) la differenza tra il valore del COD del fango tal quale e filtrato è trascurabile; questo significa che il COD residuo è in forma solubile mentre i solidi sospesi contengono solo sostanza inorganica. Questo risultato è confermato dal rapporto SSV/SST, che diminuisce da 0,76 a 0,06 (a 300 °C), come mostrato nella Figura 7.2.

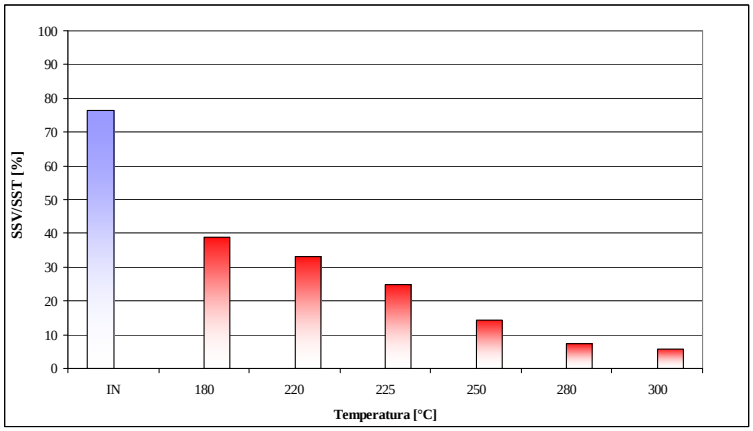


Figura 7.2. Effetto della temperatura sul rapporto SSV/SST. Condizioni testate: $pO_{2iniziale}$=22 atm; tempo di reazione=60 min.; $SST_{iniziali}$=8%.

La Figura 7.3 mostra gli indici di biodegradabilità calcolati sul surnatante del campione ossidato ottenuto dopo 2 ore di sedimentazione. È possibile osservare che l'aumento della temperatura porta ad un progressivo aumento del rapporto BOD_{20}/COD (da 0,54 a 0,94) e ad un aumento della frazione refrattaria del COD (calcolata come differenza tra COD e BOD_{20}). È possibile affermare che l'aumento del rapporto BOD/COD è in un qualche modo legato alla presenza di prodotti finali di ossidazione come acido acetico e propionico.

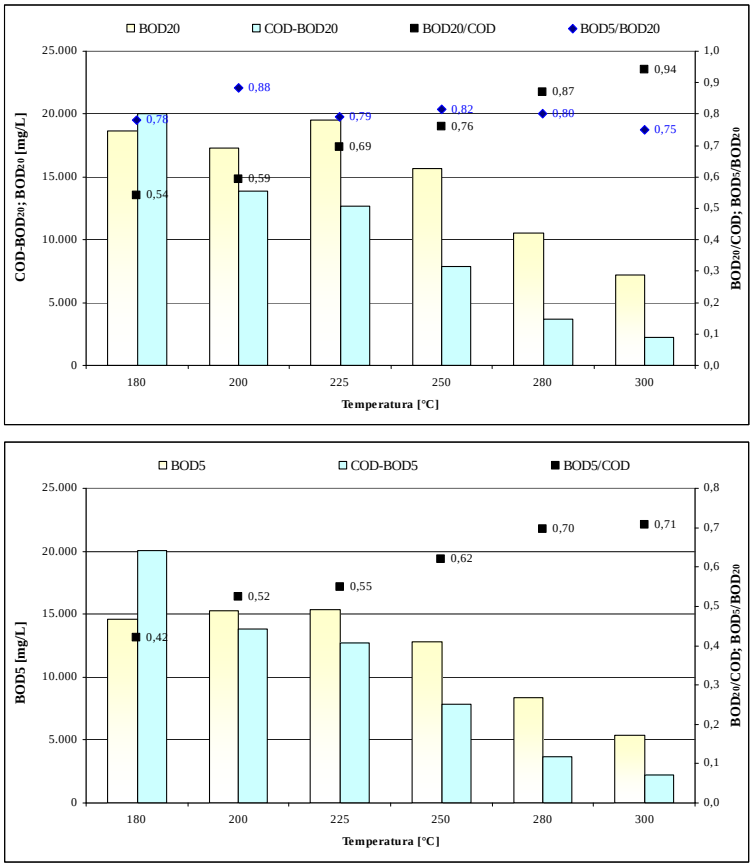


Figura 7.3. BOD_{20}, $COD\text{-}BOD_{20}$, BOD_{20}/COD, BOD_5 e BOD_5/BOD_{20} nel surnatante ottenuto dall'ossidazione ad umido del fango (dopo 2h di sedimentazione) variando la temperatura di reazione. Condizioni testate: tempo di reazione=60 min; $pO_{2iniziale}$=22 atm; $SST_{iniziali}$= 8%.

7.1.2 Effetto della pressione parziale iniziale di ossigeno

L'effetto della pressione parziale iniziale di ossigeno è stata testata nell'intervallo 15÷44 atm. I risultati mostrano che:

- la rimozione dei solidi sospesi volatili (SSV) è sempre molto elevata, il valore più basso è ottenuto in corrispondenza della prova condotta a 15 atm ed è pari al 94% (Figura 7.4);
- la rimozione del COD (dati non mostrati) aumenta da circa il 70% (15 atm) fino all'85% (44 atm); un significativo aumento dell'efficienza di rimozione è stato osservato passando da 15 a 22 atm (che corrisponde al quantitativo stechiometrico di ossigeno disciolto calcolato per la completa ossidazione della sostanza organica).

In merito alla rimozione del COD, il comportamento osservato è dovuto alla combinazione di due fattori:

- richiesta di ossigeno rispetto al quantitativo di sostanza organica (COD) che deve essere ossidato (rapporto stechiometrico);
- influenza della concentrazione dell'ossigeno disciolto sulla velocità di reazione (l'ordine di reazione è noto essere compreso nell'intervallo 0,4÷1, con riferimento alla concentrazione di ossigeno disciolto).

La quantità di ossigeno disciolto residuo è stato calcolato mediante un bilancio di massa dopo ciascun test: la concentrazione residua varia tra ~1 g/L (a 15 atm) e ~4 g/L (a 44 atm). Questo significa che la velocità di *wet oxidation* in condizioni di bassa pressione (< 22 atm, che rappresenta un dosaggio sub stechiometrico) potrebbe essere controllata dalla concentrazione di ossigeno.

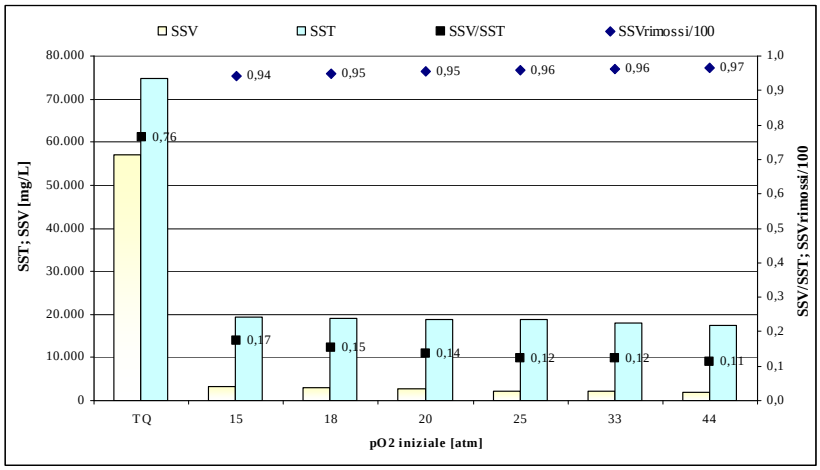


Figura 7.4. SST, SSV, SSV/SST e rimozione dei SSV rimossi con il processo ossidazione ad umido variando la pressione parziale di ossigeno iniziale. Condizioni testate: Temperatura=250 °C; tempo di reazione=60 min; $SST_{iniziali}$ = 8%.

7.1.3 Effetto del tempo di reazione

I risultati dei test condotti per valutare l'effetto del tempo di reazione mostrano che (Figura 7.5):

- l'idrolisi del fango è veloce; infatti dopo 15 minuti la riduzione dei solidi sospesi totali (SST) è di circa il 73%, mentre, aumentando il tempo di reazione (fino a 120 minuti), l'efficienza di rimozione dei SST è stata solo leggermente migliore (78%);
- la rimozione dei solidi sospesi volatili (SSV) aumenta marcatamente solo durante i primi 15 minuti;
- circa l'80% del COD è stato rimosso nei primi 60 minuti in modo costante; come atteso, la quantità rimossa diminuisce all'aumentare del tempo di contatto (dati non mostrati).

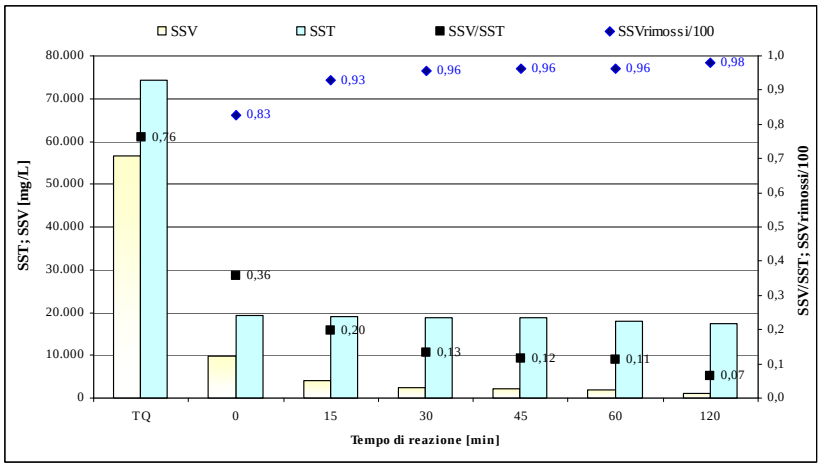


Figura 7.5. SST, SSV, SSV/SST e rimozione dei SSV rimossi con il processo ossidazione ad umido variando il tempo di reazione. Condizioni testate: Temperatura=250 °C; $pO_{2iniziale}$=22 atm; $SST_{iniziali}$ = 8%. Il tempo =0 minuti rappresenta la condizione raggiunta appena portato il reattore in temperatura.

7.1.4 Effetto della concentrazione dei solidi sospesi

Queste prove sono state condotte variando la concentrazione iniziale dei solidi sospesi.

I dati sperimentali mostrano che un'elevata percentuale di solidi sospesi (10%) potrebbe influire sull'efficienza del processo; la rimozione del COD diminuisce da circa il 70% con una concentrazione iniziale di solidi sospesi totali pari all'8%, fino al 60%, con una concentrazione pari al 10%.

Si evidenzia che, comunque, un'elevata concentrazione di solidi sospesi totali potrebbe avere effetti negativi anche sui sistemi di pompaggio e di miscelazione oltre alla diffusione dell'ossidante nell'impianto alla scala reale.

7.1.5 Considerazioni riassuntive

Sulla base dei risultati ottenuti con le prove di ossidazione ad umido alla scala pilota, possono essere fatte le seguenti considerazioni:

- il parametro che risulta influire maggiormente sul processo di ossidazione ad umido è la temperatura; un aumento da 180 a 300 °C porta ad un significativo aumento della quantità di COD rimosso (da 54% a 89%) e una riduzione del rapporto SSV/SST (da 0,76 a 0,06). I 250 °C possono essere considerati come “temperatura ottimale”;
- la fornitura di ossigeno (e conseguentemente la pressione parziale iniziale) potrebbe essere tale da garantire una concentrazione di ossigeno disciolto residuo di almeno 1,5 g/L, così come da non rappresentare un fattore limitante per la cinetica di reazione;
- l’idrolisi dei solidi sospesi è abbastanza rapida: la rimozione è raggiunta principalmente nei primi 15 minuti di reazione (250 °C); ciononostante, aumentando il tempo di reazione fino a 60 minuti, si ha una maggiore rimozione del COD (da 54% all’80%);
- l’efficienza del processo è negativamente influenzata da un’eccessiva concentrazione di solidi sospesi totali iniziali (10%).

Sulla base dei risultati sopra esposti, le condizioni di processo che consentono di ottenere un residuo solido caratterizzato da un minimo contenuto di sostanza organica e un residuo liquido che risulti idoneo alla biodegradazione sono le seguenti:

- temperatura: 250 °C;
- pressione parziale di ossigeno iniziale: 22 atm;
- tempo di reazione: 60 minuti;
- contenuto iniziale di SST: 8%.

7.2 Prove di ossidazione ad umido alla scala reale

Nei seguenti paragrafi sono riportati i risultati ottenuti dalle prove di ossidazione ad umido eseguite sul fango proveniente dal depuratore biologico a servizio dell'azienda e vengono analizzati gli effetti dei parametri di processo (temperatura; tempo di reazione e quantità di ossigeno fornita).

Preliminarmente a qualsiasi considerazione va evidenziato che i fanghi sottoposti a trattamento, seppur provenienti dallo stesso impianto, presentano alcune differenze, delle quali bisogna tenere opportunamente conto nelle varie valutazioni.

In Allegato si riporta una sintesi dei risultati ottenuti dai test ed i principali indici calcolati (rendimenti di rimozione e rapporti SSV/SST).

7.2.1 Effetto della temperatura di reazione

Nella tabella seguente (Tabella 7.2) sono riportati i risultati delle prove eseguite facendo variare la temperatura di reazione. Per le prove alla scala reale sono riportati due valori: uno che rappresenta la condizione realmente raggiunta in impianto l'altro quella ipotizzata ai fini della sperimentazione (numero tra parentesi).

Le prove sono state condotte facendo variare la temperatura di reazione da 225 a 250 °C fornendo l'ossigeno in quantità tale che non risultasse un fattore limitante. Il tempo di reazione è stato fissato pari a 60 minuti.

I campioni analizzati sono stati i fanghi *tal quali* in ingresso (IN) ed in uscita (OUT) dal reattore.

Come è possibile osservare dai dati riportati nella Tabella 7.2, col progressivo aumento della temperatura di reazione si raggiunge un maggiore rendimento di rimozione del COD e dei solidi sospesi volatili (SSV). È altrettanto evidente come i valori ottenuti con le prove alla scala reale confermino quelli alla scala di laboratorio. Infatti, il rendimento di abbattimento

del COD delle prove condotte sull'impianto reale presenta valori del tutto paragonabili a quelli ottenuti con l'impianto pilota. I rendimenti di abbattimento massimi (70 ed 80% per il fango trattato in impianto e quello trattato in laboratorio, rispettivamente) sono raggiunti, in entrambi i casi, ossidando il fango a 250 °C.

Nel caso in cui si considera anche il contributo del condensato nel campione finale (impianto reale) i valori del rendimento di abbattimento del COD diminuiscono leggermente, ma restano coerenti con quanto sopra esposto, infatti, il rendimento di abbattimento massimo si ottiene con la prova condotta a temperatura maggiore (250 °C) e risulta pari a 61%. Le stesse considerazioni valgono anche per il rapporto SSV/SST che diminuisce al crescere della temperatura e si attesta a 0,27 e 0,33 per le prove condotte a 250 e 225 °C, rispettivamente.

Tabella 7.2. Rendimento di rimozione del COD e rapporto SSV/SST dopo trattamento, ottenuti variando la temperatura di reazione (tra parentesi le temperature di prova impostate). Tempo di contatto 60 min.

Temperatura	Fango									
	Impianto reale		Prove di laboratorio			Impianto reale		Prove di laboratorio		
[°C]	COD rimosso [%]					SSV/SST (OUT)				
225	-	-	53,7	-	-	-	-	0,25	-	-
231 (225)	59,5	-	-	-	-	0,24	-	-	-	-
250 (250)	-	70,39	69,1	75,9	79,6	-	0,20	0,14	0,11	0,13
CODin [mg/L]	68.817	73.795	75.434		74.300	-	-	-		
SSV/SST in	-	-	-		-	0,68	0,64	0,76		

7.2.2 Effetto del tempo di reazione

Nella Tabella 7.3 sono riportati i risultati delle prove condotte facendo variare il tempo di reazione; le altre condizioni di processo sono state mantenute costanti (temperatura pari a 250 °C e ossigeno fornito in quantità non limitante).

Nelle prove sono stati testati i seguenti tempi:

- impianto reale: 46; 71 e 98 minuti;
- laboratorio: 15; 30; 45; 60; 120 minuti.

Tabella 7.3. Rendimenti di rimozione del SST; SSV; COD e rapporto SSV/SST ottenuti al variare del tempo di reazione. Tra parentesi le temperature di prova impostate. Temperatura 250°C e ossigeno in quantità non limitante.

$t_{reaz.}$	Tipo impianto	Fango										
		SST			SSV			SSV/SST		COD		
		IN	OUT	Abb..	IN	OUT	Abb.	IN	OUT	IN	OUT	Abb.
[min]	L=lab.; R=reale	[mg/L]		[%]	[mg/L]		[%]	-		[mg/L]		[%]
15	L	74.780	19.110	74,4	56.500	3.950	93,0	0,76	0,20	74.300	30.732	58,6
30	L	74.780	18.900	74,7	56.500	2.460	95,6	0,76	0,13	74.300	21.707	70,8
45	L	74.780	18.710	75,0	56.500	2.130	96,2	0,76	0,12	74.300	18.780	74,7
46 (40)	R	51.000	11.500	77,5	34.400	2.795	91,9	0,67	0,24	68.684	22.442	67,3
59 (60)	R	49.983	8.947	82,1	31.950	1.767	94,5	0,64	0,20	73.795	21.848	70,4
60	L	74.780	18.020	75,9	56.500	2.040	96,4	0,76	0,11	74.300	15.122	79,6
71 (70)	R	54.733	10.260	81,3	39.117	1.498	96,2	0,71	0,15	68.950	18.878	72,6
98 (100)	R	49.867	12.968	74,0	34.450	998	97,1	0,69	0,08	71.683	14.455	79,8
120	L	74.780	17.540	76,5	56.500	1.060	98,1	0,76	0,07	74.300	11.084	85,1

I dati riportati nella Tabella 7.3 evidenziano che il fango idrolizza velocemente; infatti, già dopo 15 minuti si ha una rimozione dei SST pari al 74% (prove di laboratorio). Aumentando il tempo di contatto fino a 120 minuti la rimozione dei solidi sospesi totali aumenta ma non in maniera significativa. I rendimenti di rimozione su questo parametro, comunque, sono in tutte le prove molto alti e maggiori del 70%, il massimo viene raggiunto nell'impianto alla scala reale a 60 minuti (82% circa).

Le stesse considerazioni valgono per i solidi sospesi volatili; essi vengono rimossi quasi totalmente già dopo 15 minuti ed il loro rendimento di rimozione aumenta all'aumentare del tempo di contatto, anche se di soli 5 punti percentuali. Il valore massimo (98% circa) è stato raggiunto in laboratorio trattando il fango per 120 minuti, prova nella quale si è raggiunto anche il miglior rendimento di rimozione del COD (85%).

Le prove a scala reale hanno fornito prestazioni leggermente inferiori rispetto alle prove di laboratorio, ma queste differenze, per altro non emerse nelle prove a temperatura variabile, potrebbero almeno in parte dipendere dal minore contenuto organico del fango usato nelle prove a scala reale (*cfr.* concentrazioni di COD e di SSV e rapporto SSV/SST).

7.2.3 Effetto dell'ossigeno

Nelle tabelle seguenti (Tabelle 7.4 e 7.5) sono riportati i risultati delle prove eseguite fornendo ossigeno in diverse concentrazioni.

Nella Tabella 7.4 sono riportati i risultati ottenuti in laboratorio; le condizioni testate prevedevano una temperatura di 250 °C ed un tempo di reazione di 60 minuti; la pressione iniziale (ossia la quantità di ossigeno necessaria alla reazione di ossidazione) è stata fatta variare tra 15 e 44 atm.

Tabella 7.4. Abbattimento del COD e rapporto SSV/SST per le prove condotte facendo variare il quantitativo d'ossigeno, mantenendo costante il tempo di reazione (60 minuti) e la temperatura (250 °C).

Prove Laboratorio						
Pressione O_2 iniziale	Fango					
	COD			SSV/SST		SSV abb.
	IN	OUT	COD Rimosso	IN	OUT	-
[atm]	[mg/L]		[%]	-		[%]
15	75.434	23.844	68,4	0,76	0,17	94,1
18		21.168	71,9		0,15	94,9
20		19.059	74,7		0,14	95,4
25		17.250	77,1		0,12	95,9
33		13.765	81,8		0,12	96,1
44		11.358	84,9		0,11	96,5

I risultati della prova di laboratorio mostrano che:

- il rendimento di rimozione del COD cresce all'aumentare dalla quantità di ossigeno fornito dal 68% (15 atm) all'85% circa (44 atm); un aumento significativo dell'efficienza di rimozione si ha passando da 15 atm a 20-25 atm (valori prossimi al quantitativo stechiometrico, pari a 22 atm);
- il rendimento di rimozione dei solidi sospesi volatili è molto alto, il valore più basso (comunque pari al 94%) si ottiene in corrispondenza della minore quantità di ossigeno (15 atm);

Nelle prove condotte nell'impianto alla scala reale è stato fatto variare il quantitativo di ossigeno in un intervallo abbastanza limitato (60÷70% circa rispetto al fabbisogno stechiometrico riferito al COD iniziale), rispetto alle prove di laboratorio. Il rendimento di rimozione del COD varia di poco ma evidenzia un lieve aumento al crescere della disponibilità di ossigeno.

I rendimenti di rimozione dei SSV sono molto elevati e tutti maggiori del 90%. Il rapporto SSV/SST si mantiene nell'ordine di 0,2 in tutte le prove.

Tabella 7.5. Abbattimento del COD e rapporto SSV/SST per le prove condotte facendo variare il quantitativo d'ossigeno

Impianto reale						
% O_2 fornito Vs stechiometrico	Fango					
	COD			SSV/SST		SSV abb.
	IN	OUT	Abb.	IN	OUT	-
[%]	[mg/L]		[%]	-		[%]
61 (65)	73.663	22.178	69,9	0,65	0,20	93,0
66 (85)	77.228	23.762	69,2	0,64	0,21	94,9
69 (75)	73.795	21.848	70,4	0,64	0,20	94,5

Considerando anche il contributo derivante dal condensato si ha una diminuzione dei rendimenti di abbattimento del COD; la resa maggiore (62%) si ha fornendo un quantitativo di ossigeno pari al 61% .

Anche in questo caso è possibile notare come le prove condotte alla scala reale abbiano confermato i risultati ottenuti in laboratorio.

7.2.4 Considerazioni riassuntive

Sulla base dei risultati ottenuti con le prove di ossidazione ad umido alla scala reale, possono essere fatte le seguenti considerazioni:

- il parametro che risulta influire maggiormente sul processo di ossidazione ad umido è la temperatura; un aumento da 231 a 250 °C porta ad un significativo aumento della quantità di COD rimosso (da circa il 60% a 70%) e una riduzione del rapporto SSV/SST (da 0,64 a 0,20);

- il tempo di reazione influenza sensibilmente il processo, infatti, all'aumentare del tempo di reazione si osserva un maggior abbattimento di COD e SSV. Di fatti, passando da 46 a 100 minuti il rendimento di rimozione del COD varia da 67% a 80% circa mentre quello di rimozione dei SSV da 92 a 97%;
- nonostante il quantitativo di ossigeno sia stato fatto variare in un intervallo abbastanza limitato (60÷70% circa rispetto al fabbisogno stechiometrico riferito al COD iniziale) è stato osservato che il rendimento di rimozione del COD aumenta al crescere della disponibilità di ossigeno (da 69,9% nella prova in cui è stato fornito il 61% di ossigeno rispetto allo stechiometrico a 70,4% nella prova in cui è stato fornito il 69% di ossigeno rispetto allo stechiometrico);
- il rendimento di rimozione dei SSV è molto elevato; infatti, indipendentemente dalla condizione testata, risulta essere maggiore del 90%.

Sulla base dei risultati sopra esposti, le condizioni di processo che consentono di ottenere un residuo solido caratterizzato da un minimo contenuto di sostanza organica e un residuo liquido che risulti idoneo alla biodegradazione sono le seguenti:

- temperatura: 250 °C;
- percentuale di ossigeno rispetto allo stechiometrico: 69%;
- tempo di reazione: 60 minuti.

Va precisato che i risultati sopra riportati fanno riferimento ad un fango che è stato alimentato all'impianto di ossidazione ad umido con una concentrazione media di SST pari al 5%.

7.3 Considerazioni integrate

In base alle prove effettuate possono essere tratte le seguenti considerazioni:

- il parametro che è risultato influenzare maggiormente il processo è la temperatura; passando da 225 a 250 °C il rendimento di rimozione del COD passa, rispettivamente, dal 54 all'80%, ed il rapporto tra SSV/SST si dimezza (da 0,25 a 225 °C e 0,11 a 250 °C);
- l'idrolisi dei solidi sospesi è molto rapida: la rimozione avviene già nei primi 15 minuti a 250 °C. L'aumento maggiore in termini di rendimento di rimozione del COD si ottiene aumentando il tempo di reazione da 15 a 60 minuti (si passa dal 59 all'80%). Per tempi di contatto maggiori, si ha un aumento di tale indice anche se non così significativo;
- la quantità di ossigeno fornita non risultata essere un parametro particolarmente limitante per la cinetica di rimozione. Infatti, seppur presentando valori del rendimento di rimozione del COD maggiori all'80% per le condizioni più estreme (33 e 44 atm), per tutte le altre prove (laboratorio e scala reale) tale parametro si attesta a valori prossimi al 70%.

Capitolo 8

VALORIZZAZIONE DEI RESIDUI DELL'OSSIDAZIONE AD UMIDO

Nel presente capitolo sono riportati e commentati i risultati del monitoraggio effettuato sull'impianto di digestione anaerobica alimentato con i residui liquidi (periodo compreso tra il 01/07/2011 e il 03/02/2012) ottenuti dall'ossidazione ad umido del fango e quelli delle prove di lavaggio del residuo solido (TOP FILLER).

8.1 Il recupero di energia

Nei prossimi paragrafi sono analizzati i dati ottenuti dal monitoraggio dell'impianto di digestione anaerobica alimentato con il NEW TOP e il TOP DUAL.

8.1.1 Volumi

Nella Figura 8.1 è riportato l'andamento dei volumi immessi ed estratti dal reattore nel periodo considerato; nella Tabella 8.1 sono riportate le varie fasi di alimentazione dell'impianto con i relativi interventi effettuati (variazioni del volume alimentato, correzioni del pH e sostituzione del fango).

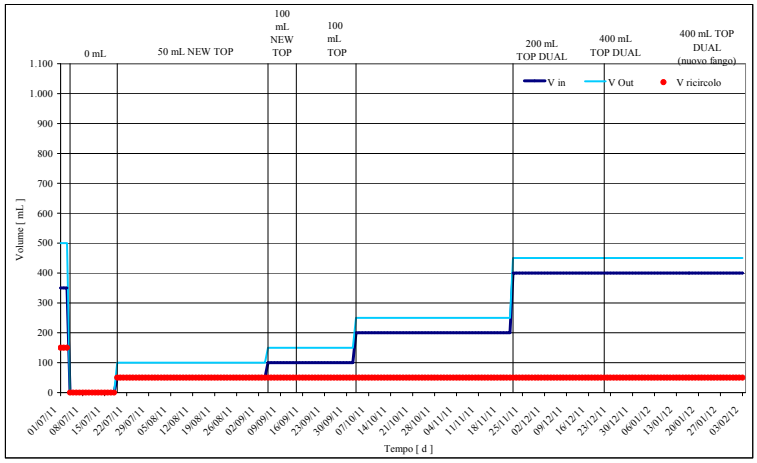


Figura 8.1. Andamento temporale dei volumi in ingresso, in uscita e di ricircolo nel digestore anaerobico pilota (dal 01/07/2011 al 03/02/2012).

Tabella 8.1. Fasi di alimentazione ed interventi effettuati sull'impianto pilota di digestione anaerobica.

Periodo	Alimentazione	Interventi
01/07/2011 – 18/07/2011	0 mL	-
19/07/2011 – 04/09/2011	50 mL NEW TOP	-
05/09/2011 – 13/09/2011	100 mL NEW TOP	-
14/09/2011 – 02/10/2011	100 mL TOP DUAL	-
03/10/2011 – 21/11/2011	200 mL TOP DUAL	Correzione pHin =8
22/11/2011 – 20/12/2011	400 mL TOP DUAL	Correzione pHin =7
21/12/2011 – 03/02/2012	400 mL TOP DUAL	1.750 mL di fango fresco Correzione pHin=6 (dal 11/01/2011)

8.1.2 COD

Di seguito è riportato l'andamento temporale della concentrazione di COD solubile in ingresso e in uscita al reattore (Figura 8.2).

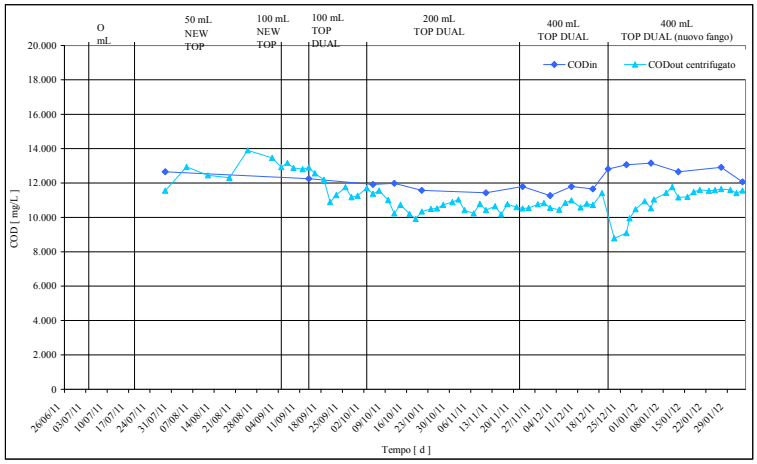


Figura 8.2. Andamento temporale della concentrazione di COD in ingresso tal quale e in uscita centrifugato (dal 01/07/2011 al 03/02/2012).

La concentrazione in ingresso è pari a 12.655 mg/L il 01/07/2011, ossia prima dell'interruzione dell'alimentazione all'impianto; questa si mantiene costante anche alla ripresa dell'alimentazione con il NEW TOP. In seguito alla sostituzione del NEW TOP con il TOP DUAL (dal 14/09/2011) si ha un abbassamento del valore, che si attesta in media attorno a 11.700 mg/L; dal 21/12/2011 la concentrazione in ingresso cresce, portandosi a valori circa pari a 13.000 mg/L.

Il COD in uscita, nella fase di alimentazione del NEW TOP, presenta valori prossimi a quelli in ingresso (in alcuni casi anche superiori); con l'utilizzo del TOP DUAL è stato osservata una leggera riduzione delle concentrazioni sul centrifugato in uscita, fino a valori in media intorno a 10.700 mg/L. Un brusco abbassamento si verifica con la sostituzione di una parte del fango del reattore con fango fresco (21/12/2011), dopodiché, i valori tendono nuovamente a crescere, anche in funzione dell'aumento di concentrazione del COD in ingresso, e ad attestarsi intono a 11.500 mg/L.

Sulla base delle concentrazioni di COD è stato ricavato l'andamento dei carichi in ingresso e in uscita, come prodotto tra la concentrazione e i volumi rispettivamente alimentati ed estratti (Figura 8.3).

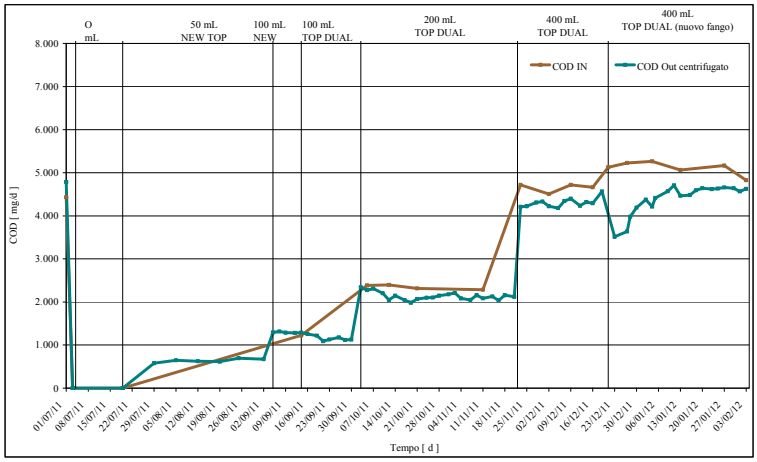


Figura 8.3. Andamento temporale del carico di COD in ingresso e in uscita (dal 01/07/2011 al 03/02/2012).

Il carico di COD cresce all'aumentare del volume alimentato. Nelle fasi di alimentazione con 50 e 100 mL di NEW TOP sono stati osservati valori in uscita prossimi a quelli in ingresso e l'efficienza di abbattimento della sostanza organica è pressoché nulla. La spiegazione probabile è che il NEW TOP ha avuto un'azione inibente sui batteri anaerobici e che i volumi alimentati sono stati insufficienti per i fabbisogni di questi ultimi. Con il passaggio al TOP DUAL e l'incremento dell'alimentazione a 200 mL al giorno, è stato notato un leggero abbassamento dei carichi in uscita, così come con l'incremento a 400 mL. Un'ulteriore leggera riduzione dei carichi in uscita rispetto a quelli in ingresso è stata osservata in seguito alla sostituzione di una frazione del fango vecchio con fango fresco, prelevato dal digestore anaerobico del depuratore di Verziano.

Sulla base dei carichi è stato quindi calcolato il COD abbattuto (espresso in mg) con la seguente espressione (*8.1.2.1*):

$$COD_{abbattuto} = \sum COD_{in} - \sum COD_{out} \quad (8.1.2.1)$$

Nella Tabella 8.2 sono riportati, per ciascuna fase di alimentazione, il carico totale di COD abbattuto e il rendimento medio di rimozione (*8.1.2.2*).

$$\eta = \frac{\sum COD_{in} - \sum COD_{out}}{\sum COD_{in}} \quad (8.1.2.2)$$

Tabella 8.2. COD abbattuto nelle varie fasi della sperimentazione e rendimenti di abbattimento ottenuti.

Periodo	$COD_{abbattuto}$ [mg]	η [%]
01/07/2011 – 18/07/2011	0	0
19/07/2011 – 04/09/2011	0	0
05/09/2011 – 13/09/2011	0	0
14/09/2011 – 02/10/2011	958	4
03/10/2011 – 21/11/2011	9.972	9
22/11/2011 – 20/12/2011	10.484	8
21/12/2011 – 03/02/2012	36.377	14

Alimentando il NEW TOP non è stata osservata rimozione della sostanza organica (dal 19/07/2011 al 13/09/2011) e con il TOP DUAL sono stati osservati rendimenti abbastanza ridotti (in media del 7%), probabilmente dovuti a fattori inibenti il processo, quali, la concentrazione di ammoniaca e il pH troppo elevati. Nell'ultimo periodo, a seguito della sostituzione di una frazione del fango e in seguito alla correzione del pH del substrato in alimentazione, sono stati registrati rendimenti di abbattimento leggermente superiori (in media

14%), ma, comunque, al di sotto dei valori ottenuti nelle condizioni di funzionamento ottimale dell'impianto (30-40%).

8.1.3 Forme azotate

Di seguito, è riportato l'andamento del TKN e dell'azoto ammoniacale in uscita all'impianto pilota di digestione anaerobica (Figura 8.4).

L'andamento delle concentrazioni di $N\text{-}NH_4^+$ e di TKN del campione estratto dal reattore sono simili, con il secondo che si mantiene su valori moderatamente superiori. Nella fase di alimentazione del NEW TOP le concentrazioni dei due parametri rimangono pressoché costanti (mediamente pari a 3.500 mg/L per il TKN e 3.100 mg/L per l'azoto ammoniacale), mentre, nel periodo compreso dal 02/10/2011 al 21/12/2011 è stata osservata una progressiva diminuzione per effetto del cambio di alimentazione (da NEW TOP a TOP DUAL); da qui le concentrazioni tornano a stabilizzarsi, su valori decisamente inferiori a quelli iniziali (mediamente pari a 2.000 mg/L per il TKN e 1.700 mg/L per l'azoto ammoniacale).

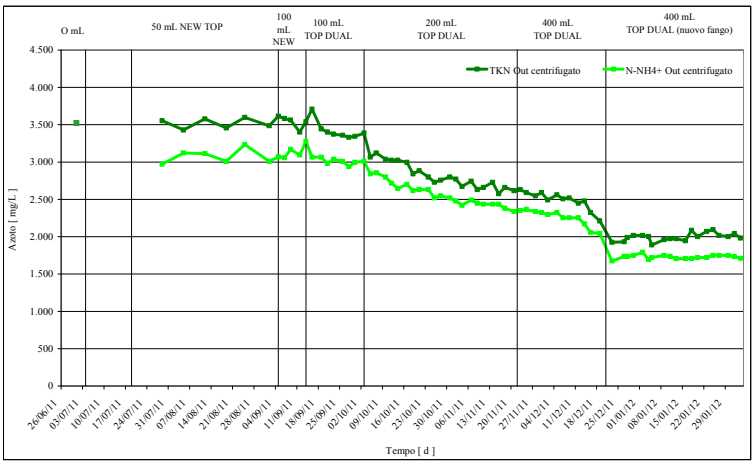


Figura 8.4. Andamento temporale delle concentrazioni di TKN e azoto ammoniacale in uscita dall'impianto (dal 01/07/2011 al 03/02/2012).

Nella Figura 8.5 è riportato l'andamento del TKN in ingresso e in uscita dall'impianto pilota. Nelle fasi di alimentazione con il NEW TOP, la concentrazione di TKN in uscita è leggermente superiore a quella in ingresso (in media pari a 3.400 mg/L); questo è dovuto al fatto che durante la digestione anaerobica l'azoto in forma sospesa viene idrolizzato passando in soluzione. Con il TOP DUAL, invece, si osserva una riduzione progressiva del TKN in uscita, legata alla diminuzione del TKN alimentato (in media pari a 2.500 mg/L). Dal 25/11/2011 si può notare che la concentrazione di TKN in ingresso e uscita presentano valori simili, in quanto, probabilmente, è stata raggiunta una condizione di equilibrio all'interno del sistema. Nell'ultima fase è possibile osservare un ulteriore diminuzione della concentrazione di TKN in ingresso e la conseguente diminuzione dei valori in uscita (un nuovo equilibrio).

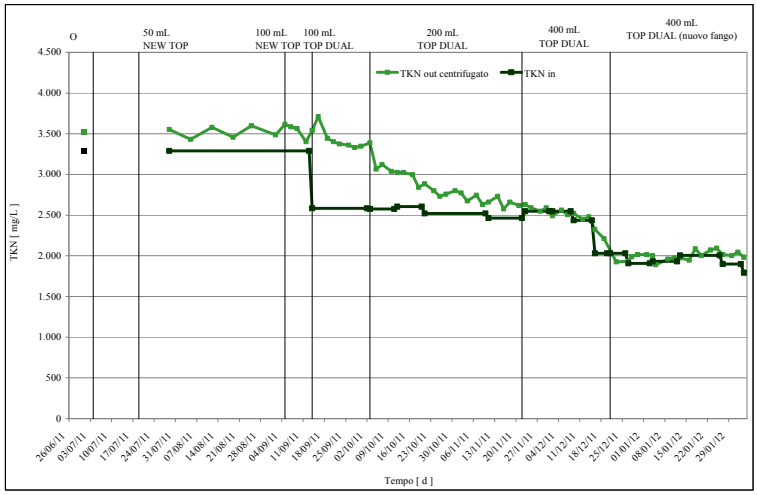


Figura 8.5. Andamento temporale delle concentrazioni di TKN in ingresso e in uscita dall'impianto (dal 01/07/2011 al 03/02/2012).

Nella Figura 8.6 è riportato l'andamento dell'azoto ammoniacale. Le concentrazioni dell'azoto ammoniacale in uscita dal digestore anaerobico sono

praticamente sempre maggiori di quelle in ingresso; ciò è dovuto al fatto che l'azoto organico viene ammonificato durante la digestione anaerobica. Una progressiva diminuzione dell'azoto ammoniacale in uscita si osserva con la riduzione dell'ammoniaca in ingresso. L'elevata concentrazione di ammoniaca nel reattore ha, probabilmente, contribuito all'inibizione dei batteri nelle fasi iniziali della sperimentazione.

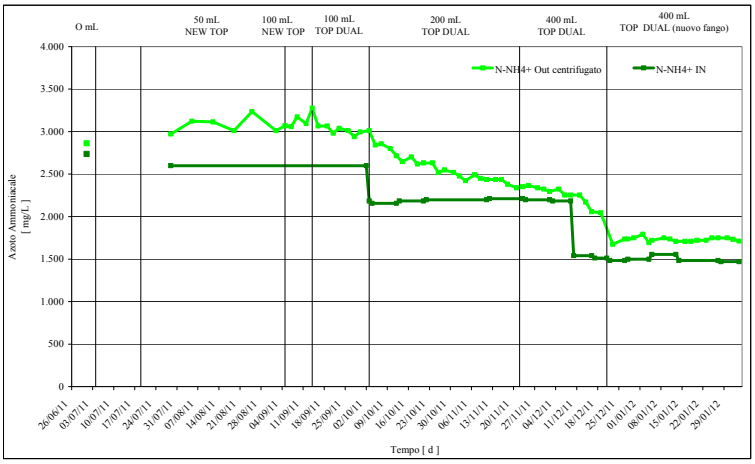


Figura 8.6. Andamento temporale delle concentrazioni di azoto ammoniacale in ingresso e in uscita dall'impianto (dal 01/07/2011 al 03/02/2012).

8.1.4 Solidi

La misura dei solidi non è stata effettuata nelle fasi iniziali della sperimentazione (tra il 02/07/2011 e il 24/11/2011), per evitare di estrarre fango dal reattore con conseguente perdita di biomassa; già in precedenza, durante tutto il periodo di alimentazione con il solo TOP, nonostante il ricircolo del fango estratto, i SST e i SSV hanno avuto una diminuzione costante dovuta all'inevitabile perdita di fango tra un'estrazione e l'altra.

Di seguito (Figura 8.7) è riportato l'andamento temporale della concentrazione di solidi totali (ST), solidi sospesi totali (SST) e solidi sospesi volatili (SSV) e il rapporto tra questi ultimi due parametri (SSV/SST).

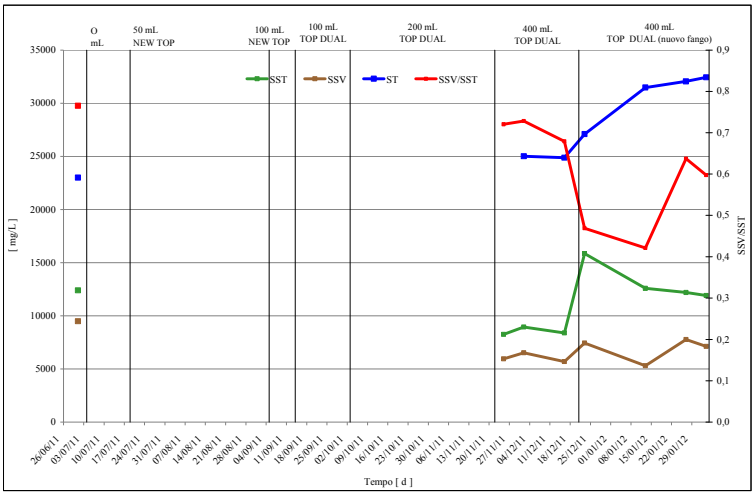


Figura 8.7. Andamento temporale del contenuto di solidi e del rapporto SSV/SST nel reattore (dal 07/07/2011 al 03/02/2012).

Rispetto ai valori misurati il giorno 01/07/2011 (ultima analisi prima dell'interruzione sopra citata), il 25/11/2011 è stato osservato che i solidi totali sono leggermente aumentati (da 23.000 a 25.000 mg/L) mentre quelli sospesi totali e volatili sono decisamente diminuiti (SST da 12.400 a 8.200 mg/L e SSV da 9.490 a 5.950 mg/L) mentre, nel mese successivo, tali parametri sono rimasti all'incirca costanti. Con la sostituzione di quota parte del fango vecchio con fango fresco, è stato registrato un aumento del contenuto di solidi. Infatti, a partire da quel momento, i ST presentano un andamento crescente nel tempo, viceversa, i SST diminuiscono; i SSV si mantengono, invece, pressoché costanti (in media assumono valori di circa 7.000 mg/L).

Il rapporto tra i solidi sospesi volatili e quelli sospesi totali, inizialmente costante con valori in media attorno a 0,7, ha subito, in seguito alla sostituzione

di parte del fango, un abbassamento (da 0,68 a 0,47) per poi tornare ad attestarsi su valori prossimi a 0,60.

8.1.5 BOD

Di seguito, è riportato l'andamento temporale della concentrazione del BOD (Figura 8.8).

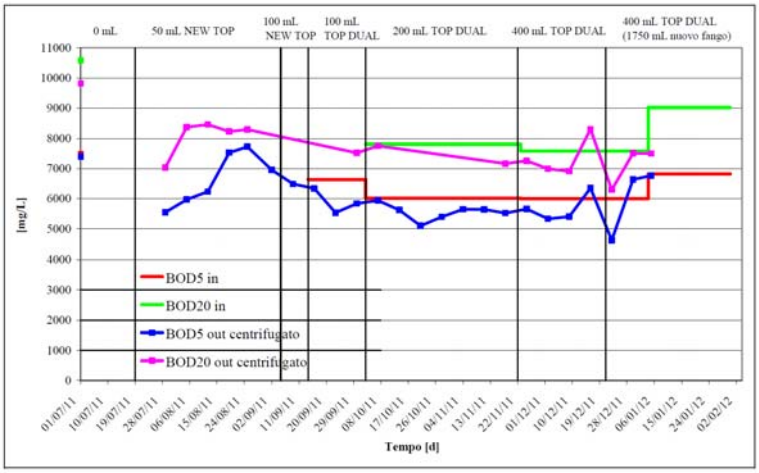


Figura 8.8. Andamento temporale del contenuto BOD_5 e BOD_{20} nel reattore (dal 07/07/2011 al 03/02/2012).

A seguito dell'interruzione dell'alimentazione si osserva una riduzione delle concentrazioni di BOD_5 e BOD_{20}, sia in ingresso che in uscita. Il BOD_5 in ingresso si mantiene, nell'arco dei vari periodi, abbastanza costante con valori in media tra 6.000÷6.700 mg/L, mentre il BOD_{20} in ingresso presenta anch'esso, inizialmente, concentrazioni mediamente costanti tra 7.500÷7.800 mg/L, che poi aumentano nell'ultima fase, raggiungendo valori pari a 9.000 mg/L.

Le concentrazioni di BOD_5 in uscita aumentano alla ripresa dell'alimentazione (da 5.500 a 7.700 mg/L), a controprova della scarsa efficienza di rimozione della sostanza organica da parte della biomassa; con l'aumento del volume alimentato e il passaggio al TOP DUAL, i valori tornano ad abbassarsi e si attestano in media attorno a 5.600 mg/L, valore di poco inferiore alla concentrazione in ingresso. In corrispondenza della parziale sostituzione del fango, si osserva un calo della concentrazione di BOD_5 in uscita, anche se cresce subito riportandosi a valori prossimi a quelli in ingresso.

Il BOD_{20} in uscita presenta un comportamento analogo a quello del BOD_5, con un'iniziale crescita della concentrazione e una successiva diminuzione, con valori sempre prossimi a quelli in ingresso.

8.1.6 Biogas

Nel corso della sperimentazione è stato monitorato giornalmente il volume di biogas generato e, sulla base dei dati raccolti, in ciascun periodo di funzionamento, è stato calcolato il volume prodotto (NmL, ossia riportato alle condizioni normali: temperatura di 0 °C e pressione di 1 atm). Nella Figura 8.9 sono riportati una serie di istogrammi che rappresentano il volume di biogas prodotto giornalmente nell'arco della sperimentazione.

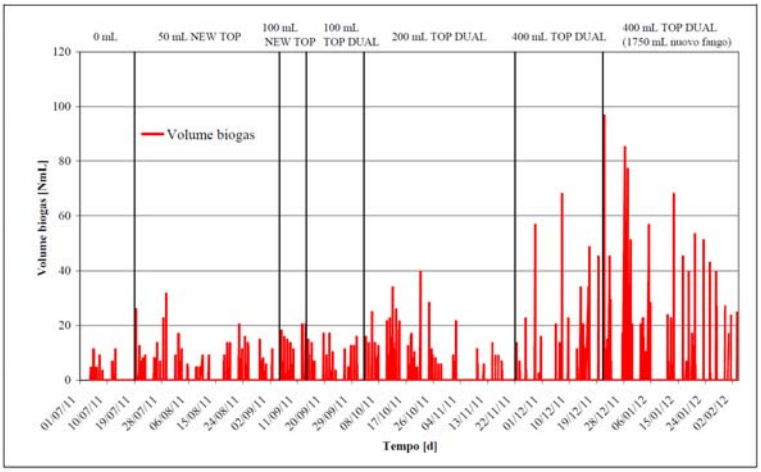


Figura 8.9. Volume di biogas prodotto, in condizioni normali, nell'arco della sperimentazione (dal 07/07/2011 al 03/02/2012).

Nella fase di non alimentazione la produzione di biogas è minima e, anche con la ripresa dell'alimentazione (periodo compreso tra il 19/07/2011 e l'11/11/2011) si osserva una produzione di biogas molto scarsa, con valori che oscillano tra 5 e 20 NmL al giorno. Con l'incremento dell'alimentazione a 400 mL si registra un leggero, ma non particolarmente significativo, incremento della produzione con picchi anche attorno a 50÷80 NmL al giorno.

Dalle letture effettuate sui volumi di biogas è stata osservata una produzione maggiore nelle ore immediatamente successive all'alimentazione, con una tendenza a diminuire nell'arco della giornata; infatti, i picchi più significati prima citati sono spesso legati all'alimentazione doppia del reattore, effettuata il venerdì e il lunedì per coprire la mancata alimentazione del weekend.

Nella Tabella 8.3 sono riportati i volumi complessivi di biogas, prodotti per ciascuna fase della sperimentazione.

Tabella 8.3. Volumi complessi di biogas prodotti nelle diverse fasi di alimentazione.

Periodo	Volume totale di biogas [NmL]
01/07/2011 – 18/07/2011	51
19/07/2011 – 04/09/2011	224
05/09/2011 – 13/09/2011	187
14/09/2011 – 02/10/2011	200
03/10/2011 – 21/11/2011	673
22/11/2011 – 20/12/2011	525
21/12/2011 – 03/02/2012	1.378

Di seguito (Figura 8.10) è mostrato l'andamento temporale della composizione qualitativa del biogas, in termini di percentuale di CH_4, CO_2 e O_2.

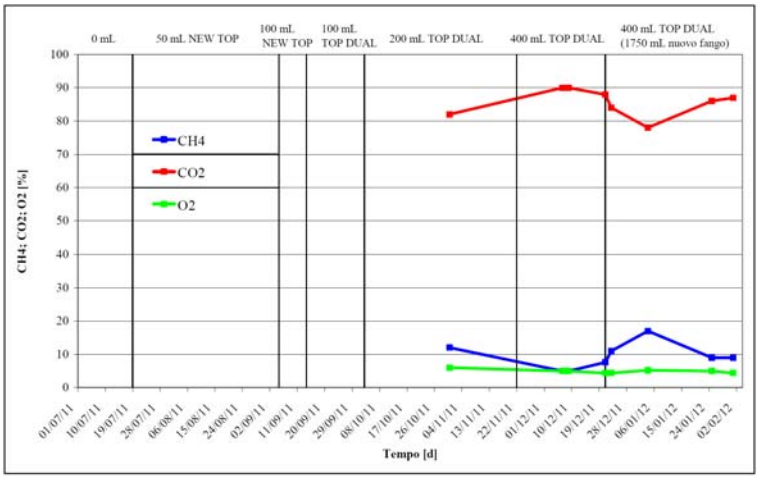


Figura 8.10. Andamento temporale della composizione percentuale del biogas (dal 07/07/2011 al 03/02/2012).

La misura della composizione del biogas non è stata effettuata nel primo periodo della sperimentazione a causa dell'indisponibilità dello strumento di

analisi; successivamente, a causa della scarsa produzione di biogas (la misura prevede il consumo di una frazione di biogas, pertanto, non sono state effettuate letture). La prima misurazione, fatta il 31/10/2011, mostra un biogas di scarsa qualità, prevalentemente costituito da anidride carbonica (82%) con basse percentuali di metano (12%) e ossigeno 6%. La percentuale di O_2 si mantiene pressoché costante (in media attorno al 5%) per il resto della sperimentazione. Il CH_4 diminuisce inizialmente (8%) per poi aumentare, anche se non significativamente dal 23/12/2011 (17%), probabilmente per effetto della nuova biomassa alimentata al reattore; anche se torna poi a diminuire, attestandosi al 9% nel tratto finale della sperimentazione. La CO_2 presenta un andamento opposto a quello del CH_4.

Nella Tabella 8.4 è riportata la composizione media del biogas per ciascun periodo della sperimentazione.

Tabella 8.4. Composizione media del biogas nelle diverse fasi di alimentazione.

Periodo	**CH_4 [%]**	**CO_2 [%]**	**O_2 [%]**
01/07/2011 – 18/07/2011	-	-	-
19/07/2011 – 04/09/2011	-	-	-
05/09/2011 – 13/09/2011	-	-	-
14/09/2011 – 02/10/2011	-	-	-
03/10/2011 – 21/11/2011	12	82	6
22/11/2011 – 20/12/2011	5	90	5
21/12/2011 – 03/02/2012	11	84	5

Complessivamente, comunque, il biogas generato è di scarsa qualità rispetto a quello prodotto nelle fasi precedenti della sperimentazione (dati non mostrati), infatti, le percentuali di metano sono ben al di sotto di quelle attese per un biogas derivante da degradazione anaerobica (50÷75%); questo risultato evidenzia e conferma nuovamente la scarsa attività dei batteri anaerobici.

È stato effettuato, inoltre, un confronto tra la produzione teorica e la produzione reale di biogas. La produzione teorica di metano (in NmL) è stata calcolata prendendo come elemento di riferimento il carico di COD abbattuto complessivamente in ciascun periodo (Tabella 8.5) e moltiplicandolo per un valore di produzione specifica riportato in letteratura (*8.1.6.1*).

$$CH_{4teorico\text{-}letteratura} = 0{,}35 \cdot COD_{abbattuto}\,(NmL)\ (8.1.6.1)$$

dove:

0,35 = produzione specifica di metano (CH_4 prodotto per ogni mg di COD abbattuto) [NmL/mg].

Dai dati sperimentali, invece, nota la composizione media del biogas in ogni periodo (Tabella 8.5) è possibile calcolare il volume di metano prodotto (espresso in NmL) usando la seguente equazione (*8.1.6.2*):

$$CH_{4teorico\text{-}sperimentazione} = (\%CH_4) \cdot biogas_{prodotto}\ (8.1.6.2)$$

Nella Tabella 8.5 è riportato il confronto tra la produzione misurata e quella teorica.

Tabella 8.5. Confronto tra produzione teorica e misurata di metano. I valori contrassegnati con * sono riferiti alla quantità di biogas prodotto, in quanto non sono disponibili i dati relativi alla percentuale di metano.

Periodo	$CH_{4teorico\text{-}letteraura}$ [NmL]	$CH_{4teorico\text{-}sperimentazione}$ [NmL]
01/07/2011 – 18/07/2011	-	51*
19/07/2011 – 04/09/2011	-	224*
05/09/2011 – 13/09/2011	-	187*
14/09/2011 – 02/10/2011	335	200*
03/10/2011 – 21/11/2011	3.490	81
22/11/2011 – 20/12/2011	3.669	26
21/12/2011 – 03/02/2012	12.732	148

Dall'osservazione dei dati riportati nella Tabella 8.5 si può notare come il metano misurato sia nettamente inferiore rispetto a quello teorico atteso. Le probabili cause di questo divario sono la fuga di biogas dal reattore (chiusura non ermetica del tubo che collega il reattore al polmone) e gli inevitabili errori di misura.

8.1.7 Cloruri

Di seguito è riportato l'andamento temporale della concentrazione di cloruri in uscita dal reattore (Figura 8.11).

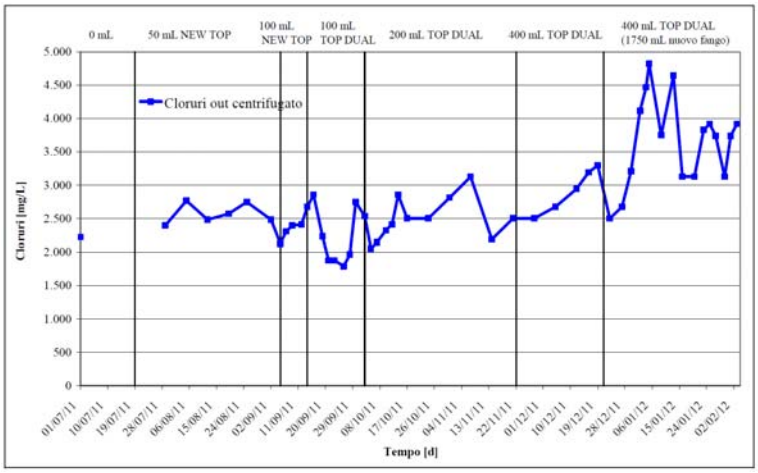


Figura 8.11. Andamento temporale della concentrazione di cloruri in uscita dal reattore (dal 07/07/2011 al 03/02/2012).

A seguito della ripresa dell'alimentazione, si osserva un netto aumento della concentrazione di cloruri in uscita dal reattore rispetto alle fasi sperimentali precedenti; la concentrazione ha un andamento oscillatorio, con valori compresi tra 2.000 e 3.000 mg/L. Un ulteriore incremento si nota a seguito dell'inoculo nel reattore di fango fresco (valori compresi tra 3.700 e 4.700 mg/L); la concentrazione poi si riduce raggiungendo valori compresi tra 3.100 e 3.900 mg/L.

8.1.8 pH

Nella Figura 8.12 è riportato l'andamento giornaliero del pH all'interno dell'impianto pilota, nel corso della sperimentazione.

Figura 8.12. Andamento temporale del pH nel reattore (dal 07/07/2011 al 03/02/2012).

Il pH in ingresso è pari a 6,7 per il NEW TOP e a 8,4 per il TOP DUAL.

Osservando la Figura 8.12 si può notare che, nella fase di non alimentazione e nei primi tre periodi di alimentazione (dal 01/07/2011 al 30/09/2011), il pH ha mantenuto un andamento crescente, passando da 7,9 a 8,6, valori troppo basici per il processo di digestione anaerobica e che ha, probabilmente, contribuito all'inibizione dell'attività batterica.

Al fine di ridurre il pH nel reattore è stato corretto il pH del refluo alimentato a 8, portato poi a 7 in corrispondenza dell'aumento dell'alimentazione a 400 mL, periodo nel quale si osserva un andamento decrescente del pH, fino a valori intorno a 7,9÷8.

Una diminuzione del pH nel reattore si osserva con l'innesto di fango fresco (con pH pari a 7,4) anche se, in breve tempo, è stato osservato un progressivo aumento fino a 8. Dall'11/01/2012 è stato quindi nuovamente corretto il pH in ingresso a 6 e, a seguito di questa ulteriore correzione, è stato riscontrato un abbassamento dei valori nel reattore al di sotto di 7,5 (soglia al di sopra della quale il pH potrebbe avere un effetto inibente sul processo).

8.1.9 Conducibilità

Di seguito è riportato l'andamento temporale della conducibilità (espressa in μ S/cm), misurata sul campione tal quale (Figura 8.13).

Figura 8.13. Andamento temporale della conducibilità (dal 07/07/2011 al 03/02/2012).

Prima della sospensione dell'alimentazione la conducibilità è pari a 24.100 µS/cm; nelle fasi iniziali della sperimentazione non sono state eseguite misure. La prima misura è stata effettuata il 21/10/2011 ed il valore riscontrato è stato 23.200 µS/cm, dopodiché è stato osservato un andamento crescente dei valori fino a 23.800 µS/cm. Con la sostituzione del fango è stato riscontrato un calo netto del valore di conducibilità (19.700 µS/cm) anche se tale parametro ha continuato a crescere fino a 24.500 µS/cm.

8.1.10 Considerazioni finali

Sulla base dei grafici dei diversi parametri sopra riportati, si può concludere che questa fase della sperimentazione sul processo di digestione anaerobica del residuo liquido della *Wet Oxidation* non ha mostrato risultati significativi; complessivamente si sono riscontrati un basso rendimento di rimozione della sostanza organica e una scarsa produzione di biogas, peraltro, di pessima qualità.

Interessante è cercare di individuare quali possono essere stati i parametri che hanno contribuito all'inibizione del processo anaerobico. A tale scopo sono stati analizzati gli andamenti, nell'arco dell'intera sperimentazione, di diversi parametri, in modo tale da poterli confrontare nella fase di cattivo funzionamento rispetto alla fase di buon funzionamento dell'impianto.

In funzione della principale evidenza sperimentale di funzionamento del processo, ossia l'abbattimento del COD, sono stati confrontati gli andamenti dei seguenti parametri: pH, ammoniaca libera, cloruri, carico di COD rispetto ai SSV contenuti nel reattore e carico volumetrico di COD. Inoltre, è stato evidenziato il possibile effetto della tipologia di liquame alimentato.

8.1.10.1 Tipo di liquame e carico di COD

Di seguito è riportato l'andamento nel tempo della concentrazione di COD in ingresso e in uscita, in relazione con il carico di COD/kgSSV (Figura 8.14) e il carico di COD/m^3 (Figura 8.15).

Analizzando nel tempo il rendimento di rimozione del COD è possibile osservare che, in funzione del substrato alimentato si hanno differenti rese del digestore, il che evidenzia l'effetto inibente dei diversi substrati alimentati al suo interno. Di seguito, brevemente, vengono esposti i risultati:

- alimentazione con TOP (27/09/2010 – 20/03/2011): buoni rendimenti di rimozione della sostanza organica;

- alimentazione con NEW TOP (21/03/2011 – 30/06/2011 e 19/07/2011 – 13/09/2011): crollo dell'abbattimento del COD, con valori di COD in uscita pari a quelli in ingresso;
- alimentazione con TOP DUAL (14/09/2011 – 03/02/2012): minima, ma, comunque, insignificante ripresa dell'attività degradativa dei batteri anaerobici.

Nel periodo di buon funzionamento dell'impianto il carico di COD in ingresso/kgSSV in media risulta pari a 1 kgCOD/(kgSSV·d). Nella fase successiva di alimentazione con il NEW TOP, e fino all'interruzione dell'alimentazione, il carico in ingresso è pressoché raddoppiato; questo fatto potrebbe aver contribuito all'inibizione del processo. Un probabile contributo all'inibizione per effetto dell'elevato carico di COD in ingresso/kgSSV si registra anche con l'alimentazione del TOP DUAL, con valori mediamente intorno a 2 kgCOD/(kgSSV·d).

Anche il carico volumetrico è aumentato con l'alimentazione del NEW TOP e anche il ritorno a carichi più bassi non ha sortito effetti positivi.

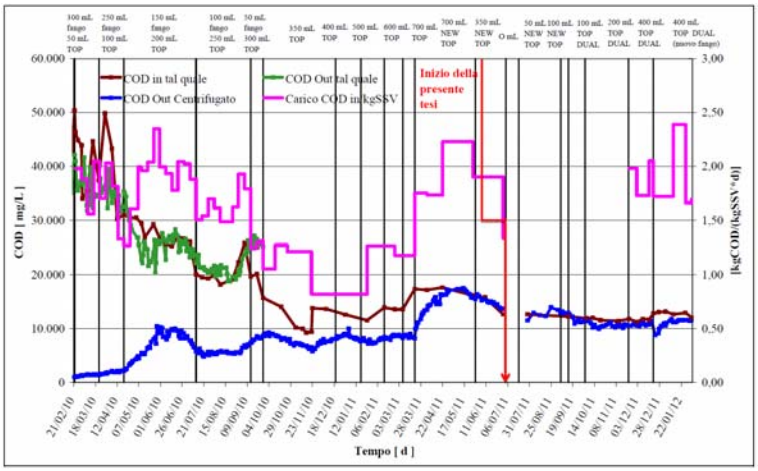


Figura 8.14. Andamento temporale della concentrazione di COD in ingresso e in uscita tal quale e centrifugato, in relazione all'andamento del carico di COD in ingresso/kgSSV.

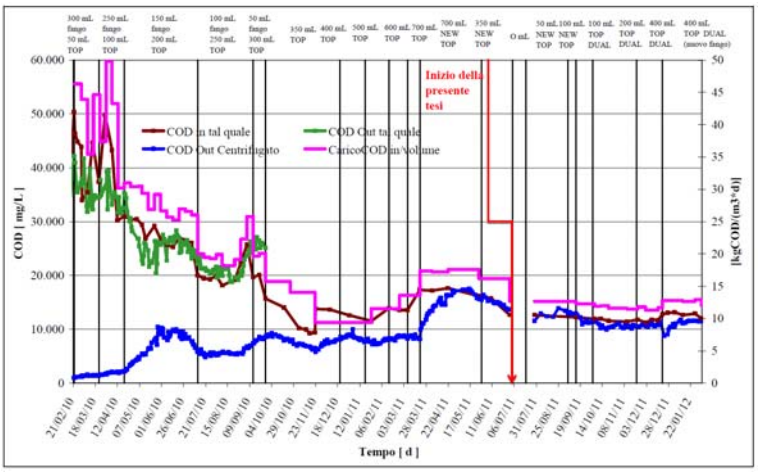


Figura 8.15. Andamento temporale della concentrazione di COD in ingresso e in uscita tal quale e centrifugato, in relazione all'andamento del carico di COD in ingresso/m^3.

8.1.10.2 pH

Nella Figura 8.16 sono riportati gli andamenti temporali del COD e del pH in ingresso e in uscita dall'impianto.

Si può osservare che il buon funzionamento del processo si ha quando, all'interno del reattore, il pH è prossimo a 8 ed un pH in ingresso pari a 6,5. A seguito dell'alimentazione del NEW TOP (pH pari a 6,7) si registra un iniziale abbassamento del pH nel reattore, probabilmente legato al fatto che la biomassa non produce metano e i batteri metanigeni non consumano acido acetico. Nonostante l'alimentazione con il NEW TOP è stata mantenuta costante, il pH ha continuato a crescere; questo, probabilmente, può essere dovuto a una inibizione dei batteri acidogeni che, di conseguenza, non producono più acidità.

Viceversa, nella fase di alimentazione con il TOP DUAL, il pH mostra un andamento decrescente (da 8,5 a 7,4) anche se questo non ha comportato nessun miglioramento significativo in termini di rimozione del COD. Questo progressivo abbassamento del pH è stato ottenuto con un progressivo abbassamento del pH in ingresso (pari a 8,4) prima a 8, poi a 7 e infine a 6.

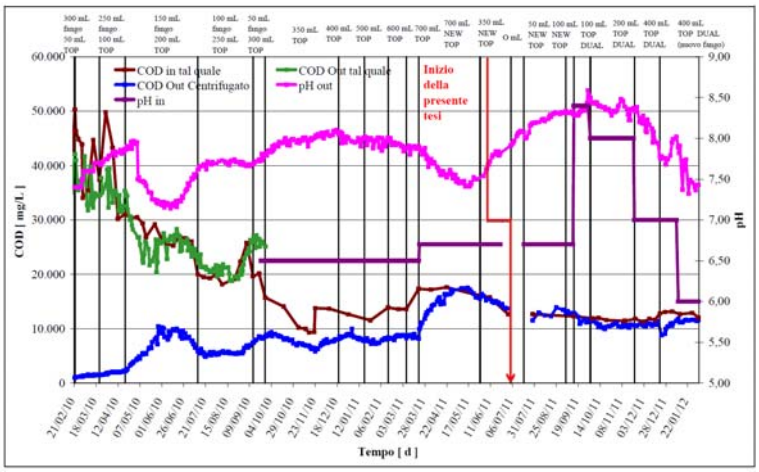


Figura 8.16. Andamento temporale della concentrazione di COD in ingresso e in uscita tal quale e centrifugato, in relazione all'andamento del pH in ingresso e in uscita.

8.1.10.3 Ammoniaca indissociata

L'ammoniaca misurata sul campione in uscita dal reattore è data dalla somma di due componenti: lo ione ammonio ($N\text{-}NH_4^+$) e l'ammoniaca indissociata ($N\text{-}NH_3$) (*8.1.10.3.1*).

$$N\text{-}NH_3 + N\text{-}NH_4^+ = (N\text{-}NH_4^+)_{misurata} \quad (8.1.10.3.1)$$

Partendo da questo presupposto, nota l'equazione di equilibrio tra ione ammonio e ammoniaca indissociata (*8.1.10.3.1*), in funzione del pH e della temperatura, sono state calcolate le due componenti (*8.1.10.3.2*).

$$\frac{[NH_3 - N]}{[NH^+_4 - N]} = \frac{10^{pH}}{e^{6.344/(273+T)}} \quad (8.1.10.3.2)$$

Nella Figura 8.17 è riportato l'andamento temporale della concentrazione di ammoniaca totale (ossia la somma dello ione ammonio e dell'ammoniaca indissociata) nel campione centrifugato in uscita, nell'arco dell'intera fase sperimentale.

Nella Figura 8.18, invece, è mostrato l'andamento nel tempo della concentrazione di COD in ingresso e in uscita dal reattore, in relazione all'andamento della concentrazione di ammoniaca indissociata nella quale si può notare come, nella fase di buon funzionamento dell'impianto, l'ammoniaca indossociata presenta concentrazioni inferiori a 350 mg/L. Tali concentrazioni si mantengono anche nella fase iniziale di alimentazione con il NEW TOP.

A seguito della sospensione dell'alimentazione (periodo compreso tra il 01/07/2011 e il 18/07/2011) e della successiva ripresa (dal 19/07/2011), si denota un forte incremento delle concentrazioni di ammoniaca indissociata, con valori mediamente intorno a 600 mg/L e picchi fino a 900 mg/L (sia con il NEW TOP che con il TOP DUAL); concentrazioni così elevate, rispetto a quelle evidenziate nella fase di buon funzionamento, possono aver contribuito

all'inibizione del processo anaerobico. Le concentrazioni dell'ammoniaca indissociata tendono poi a diminuire, per tornare, dal 09/12/2011, a valori inferiori a 350 mg/L, senza, però, nessun significativo miglioramento del rendimento di abbattimento del COD.

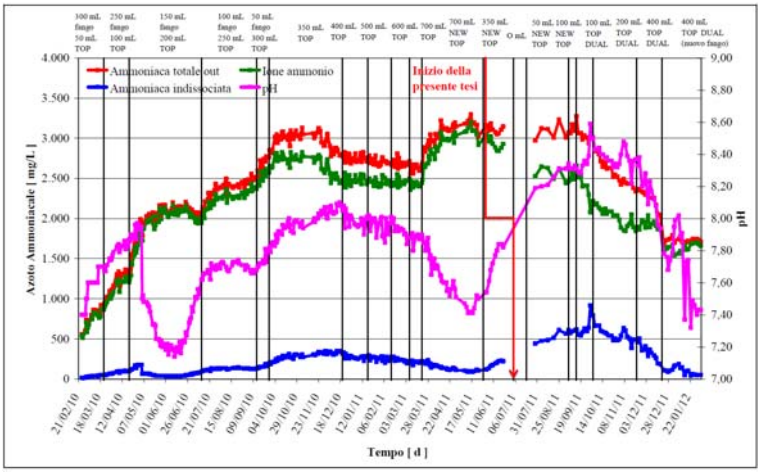


Figura 8.17. Andamento temporale della concentrazione di ammoniaca totale, ione ammonio e ammoniaca in dissociata in uscita dal reattore, in relazione all'andamento temporale del pH.

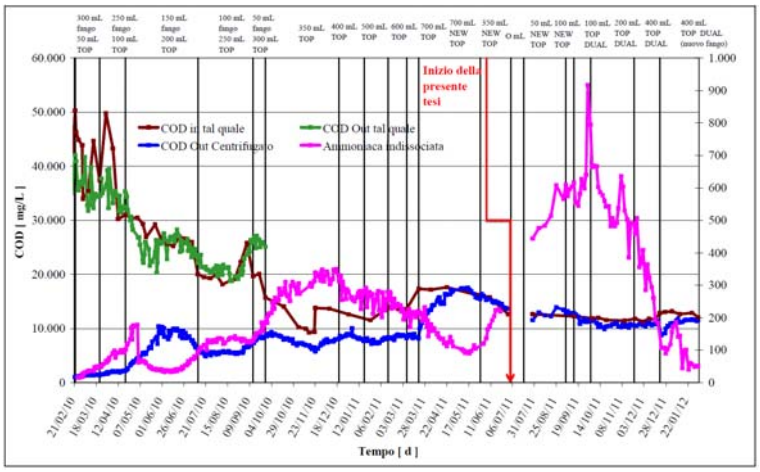


Figura 8.18. Andamento temporale della concentrazione di COD in ingresso tal quale e in uscita tal quale e centrifugato, in relazione all'andamento temporale della concentrazione di ammoniaca dissociata sul campione centrifugato in uscita.

8.1.10.4 Cloruri

Nella Figura 8.19 è riportato l'andamento nel tempo della concentrazione di COD in ingresso e in uscita, in relazione all'andamento della concentrazione di cloruri in uscita dal reattore.

Nel periodo di alimentazione con solo TOP è stata misurata una concentrazione di cloruri in uscita pari mediamente a 1.500 mg/L, la quale non produce effetti inibenti sul processo (fase di buon funzionamento). Tale concentrazione si mantiene anche nella fase di alimentazione con il NEW TOP fino all'interruzione dell'alimentazione.

A seguito della ripresa dell'alimentazione, si osservano concentrazioni di cloruri maggiori rispetto a quelle della fase di buon funzionamento, con valori mediamente intorno a 2.500 mg/L. Un ulteriore incremento dei cloruri si registra in seguito alla sostituzione di parte del fango nel reattore con fango fresco; ciò porta ad ottenere concentrazioni superiori a 3.000÷4.000 mg/L.

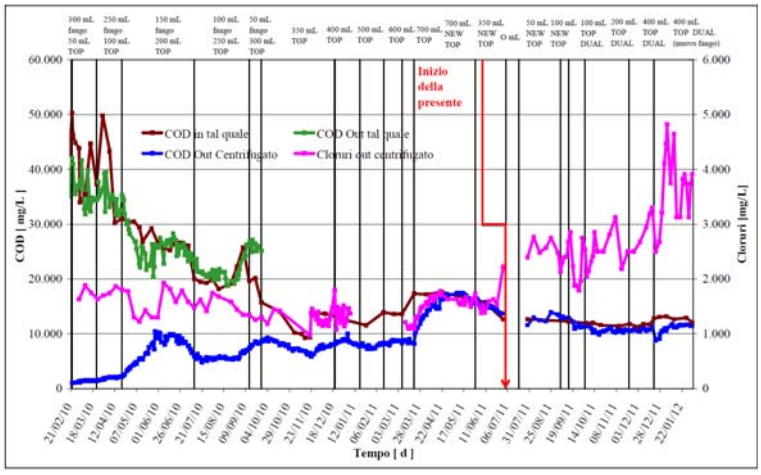


Figura 8.19. Andamento temporale della concentrazione di COD in ingresso tal quale e in uscita e centrifugato, in relazione all'andamento temporale della concentrazione di cloruri in uscita.

8.1.10.5 Tempo di residenza cellulare

Non essendo stato possibile quantificare la perdita di fango nel reattore non è stato possibile determinare il tempo di residenza cellulare (SRT).

Per un periodo delle sperimentazione (09/03/2010 – 08/02/2011), però, nota la concentrazione di acido acetico (mgCH_3COOH/L), è stato possibile calcolare l'età minima del fango θ_{cmin}.

Nota la velocità specifica di crescita netta della biomassa μ (*8.1.10.5.1*), è stato possibile il calcolo di θ_{cmin}, con la seguente espressione (*8.1.10.5.2*):

$$\mu = \mu_{\max} \cdot \frac{S}{K_s + S} \quad (8.1.10.5.1)$$

$$\vartheta_{c\min} = \frac{1}{\mu - K_d} \quad (8.1.10.5.2)$$

dove:

μ = velocità specifica di crescita netta della biomassa [d^{-1}];
μ_{max} = tasso massimo di crescita dei microorganismi [d^{-1}];
S = concentrazione di substrato organico [mgCOD/L];
K_s = costante di semi-saturazione [mgCOD/L];
K_d = coefficiente di decadimento dei microorganismi [d^{-1}];
θ_{cmin} = età minima del fango [d].

Nella Tabella 8.6 sono riportati i risultati del calcolo effettuato.

Tabella 8.6. Calcolo della velocità specifica di crescita netta della biomassa (μ) e dell'età minima del fango (θ_{cmin}).

Data	Acido acetico		μ_{max}	K_s	K_d	μ	θ_{cmin}
	[$mgCH_3COOH/L$]	[mgCOD/L]	[d^{-1}]	[mgCOD/L]	[d^{-1}]	[d^{-1}]	[d]
09/03/10	1.030	1.102,1				0,37	2,88
16/03/10	3.400	3.638				0,39	2,71
23/03/10	4.600	4.922				0,39	2,69
30/03/10	1.500	1.605				0,38	2,80
13/04/10	770	823,9				0,36	2,97
20/04/10	710	759,7				0,35	3,00
25/05/10	2.450	2.621,5				0,39	2,74
29/06/10	2.000	2.140				0,38	2,76
13/07/10	1.020	1.091,4	0,4	100	0,02	0,37	2,89
01/10/10	760	813,2				0,36	2,97
05/10/10	870	930,9				0,36	2,93
13/10/10	416	445,1				0,33	3,26
19/10/10	206	220,4				0,28	3,92
26/10/10	103	110,2				0,21	5,27
03/11/10	190	203,3				0,27	4,03
26/01/11	780	834,6				0,36	2,97
08/02/11	600	642				0,35	3,07

Dalla Tabella 8.6 si osserva che i valori di θ_{cmin} sono molto piccoli (compresi tra 2÷5 giorni), pertanto, il tempo di residenza cellulare (SRT) non dovrebbe costituire un fattore limitante per il processo.

8.1.10.6 Esame integrato dei dati

Nella Tabella 8.7, per ciascun periodo di alimentazione dell'impianto pilota, sono evidenziati con una "X" i probabili contributi all'inibizione del processo di degradazione anaerobica da parte dei diversi parametri sopra analizzati. In particolare, si evidenziano le situazioni in cui un determinato parametro è risultato significativamente diverso rispetto al primo periodo, ossia quello di buon funzionamento.

Tabella 8.7. Schema riassuntivo dei probabili contributi all'inibizione del processo da parte dei diversi parametri, nelle varie fasi di alimentazione. *=assenza di dati.

	TOP (27/09/2010 20/03/2011)	**NEW TOP** (21/03/2011 30/06/2011)	**NEW TOP** (19/07/2011 13/09/2011)	**TOP DUAL** (14/09/2011 03/02/2012)
Tipo di substrato	-	X	X	X
Carico $\left[\frac{kgCOD}{kgSSV \cdot d}\right]$	-	X	*	X
Carico $\left[\frac{kgCOD}{m^3 \cdot d}\right]$	-	X	-	-
pH	-	-	X (in parte)	X (in parte)
Ammoniaca indissociata	-	-	X	X
Cloruri	-	-	X	X

L'analisi integrata dei dati riportati nella Tabella 8.7 evidenzia che la tipologia di substrato e il carico di COD in ingresso (kgCOD/(kgSSV·d)) risultano essere, da subito, fattori limitanti per il processo di digestione mentre, negli ultimi due periodi della sperimentazione, il processo risulta essere inibito dalla quasi totalità dei parametri (fase di alimentazione con il NEW TOP).

In conclusione, analizzati i dati a disposizione, non è possibile imputare l'inibizione del processo ad un singolo fattore in quanto non vi è stata una fase in cui un solo parametro è risultato essere critico.

8.2 Il recupero di materia

Al fine di rendere più agevole la lettura dei successivi paragrafi si precisa il significato di alcune terminologie adottate:

- TOP OUT: è il prodotto finale ottenuto dall'ossidazione ad umido dei fanghi, composto da una parte solida ed una liquida;
- TOP FILLER: è il residuo solido ottenuto dopo 1 giorno di sedimentazione del TOP OUT ed essiccato in stufa;
- FILLER: è il residuo ottenuto al termine delle prove di lavaggio ed essiccato sottoposto ai test di cessione.

Ai fini dell'applicazione del D.M. 05/02/1998 il rifiuto deve essere classificato come "non pericoloso". La definizione di rifiuto "non pericoloso" è contenuta nell'introduzione all'elenco dei rifiuti di cui all'Allegato D alla Parte IV del D.Lgs. 152/2006 dove è precisato che:

- i rifiuti contrassegnati nell'elenco con un asterisco "*" sono rifiuti pericolosi ai sensi della direttiva 91/689/CEE relativa ai rifiuti pericolosi e ad essi si applicano le disposizioni della medesima direttiva (quindi quelle sui rifiuti pericolosi contenute nella Parte Quarta del D.Lgs. 152/2006), a condizione che non trovi applicazione l'articolo 1, paragrafo 5 (ossia a condizione che non siano rifiuti domestici), ma
- se un rifiuto è identificato come pericoloso mediante riferimento specifico o generico a sostanze pericolose e come non pericoloso in quanto diverso da quello pericoloso, esso è classificato come pericoloso solo se le sostanze raggiungono determinate concentrazioni, venendo a tal fine precisato che le caratteristiche da H3 a H8, H10 e H11 si applicano i valori limite di cui al punto 4, mentre le caratteristiche H1, H2, H9, H12, H13 e H14 non devono essere prese in considerazione, in quanto mancano i criteri di riferimento sia a livello comunitario che nazionale.

Nella Tabella 8.8 vengono riportati i valori soglia per la classificazione dei rifiuti identificati come pericolosi mediante specifico o generico a sostanze pericolose.

Valori soglia per la classificazione dei rifiuti identificati come pericolosi mediante riferimento specifico o generico a sostanze pericolose.

punto di infiammabilità	≤ 55 °C
una o più sostanze classificate come molto tossiche in concentrazione totale	≥ 0,1%
una o più sostanze classificate come tossiche in concentrazione totale	≥ 3%
una o più sostanze classificate come nocive in concentrazione totale	≥ 25%
una o più sostanze corrosive classificate come R35 in concentrazione totale	≥ 1%
una o più sostanze corrosive classificate come R34 in concentrazione totale	≥ 5%
una o più sostanze irritanti classificate come R41 in concentrazione totale	≥ 10%
una o più sostanze irritanti classificate come R36, R37, R38 in concentrazione totale	≥ 20%
una sostanza riconosciuta come cancerogena (categorie 1 o 2) in concentrazione	≥ 0,1%
una sostanza riconosciuta come cancerogena (categoria 3) in concentrazione	≥ 1%
una sostanza riconosciuta come tossica per il ciclo produttivo (categorie 1 o 2) classificata come R60 o R61 in concentrazione	≥ 0,5
una sostanza riconosciuta come tossica per il ciclo produttivo (categorie 3) classificata come R62 o R63 in concentrazione	≥ 5%
una sostanza mutagena della categoria 1 o 2 classificata come R46 in concentrazione	≥ 0,1%
una sostanza mutagena della categoria 3 classificata come R40 in concentrazione	≥ 1%

Essendo il residuo prodotto dall'ossidazione ad umido attualmente smaltito con il C.E.R. 190814, "*...fanghi prodotti da altri trattamenti delle acque reflue industriali diversi da quelli di cui alla voce 190813…*" (D.Lgs. 152/06, Allegato D), ed essendo tale codice previsto nel D.M. 05/02/98, il rifiuto può essere sottoposto a recupero in regime semplificato. Tale rifiuto, conformemente a quanto previsto nella Normativa, può essere recuperato:

- nell'industria dei laterizi in aggiunta all'impasto e nell' industria dell'argilla espansa";
- nei cementifici*;*
- nei recuperi ambientali (previo test di cessione);
- per la realizzazione di rilevati e sottofondi stradali (previo test di cessione);
- come matrice compostabile.

Tra le numerose operazioni di recupero possibili, quelle sulle quali si è focalizzata la maggior attenzione sono quelle relative alla possibilità di utilizzare il FILLER come "inerte", ossia come matrice utilizzabile nei recuperi ambientali e per la realizzazione di rilevati e sottofondi stradali.

Nelle seguenti Tabelle (Tabella 8.9 e 8.10) sono riportati i confronti tra i valori riscontrati nel TOP FILLER tal quale e quelli limite previsti dalla Normativa.

Si evidenzia, fin da ora, che l'elevata concentrazione di metalli nel TOP OUT è dovuta al fatto che il fango sottoposto ad ossidazione ad umido è un fango proveniente dal processo DUAL top, processo nel quale vengono trattati rifiuti liquidi (con alto contenuto di COD e metalli pesanti).

Tabella 8.9. Confronto tra le caratteristiche chimico-fisiche del residuo solido della *wet oxidation* e i limiti previsti per lo smaltimento in discarica per inerti.

TOP FILLER essiccato			
Caratteristiche chimico-fisiche			
Parametro	U.d.M	Valore	Valore limite sul tal quale (Tab. 3 D.M.27/09/2010)
COD	mg/kg	330.456	[—]
TOC	mg/kg	114.904	30.000
BTEX	mg/kg	< 4	6
Olio minerale	mg/kg	17.067	500
Residuo a 105 °C	%	98,3	[—]
Residuo a 550 °C	%	72,7	[—]
Residuo a 550 °C	% s.s.	73,9	[—]

Tabella 8.10. Confronto tra i risultati ottenuti dal test di cessione eseguito sul TOP-FILLER essiccato ed i valori normativi. In rosso sono evidenziati i parametri che superano il valore limite normativo.

Caratteristiche e valori limite dell'eluato del TOP FILLER					
Parametri		PROVA IN BIANCO	TEST CESSIONE	Valori limite Tab. 2 - DM 27/09/2010 (INERTI)	Valori limite DM 05/02/1998 (RECUPERO)
COD	mg/L	0	7.810	—	30
DOC	mg/L	1,2	2.440	50	—
TDS	mg/L	0	6.440	400	—
fluoruri	mg/L	< 0,5	< 0,5	1	1,5
indice fenolo	mg/L	< 0,1	< 0,1	0,1	—
Antimonio	mg/L	< 0,02	0,060	0,006	—
Arsenico	mg/L	< 0,02	0,17	0,05	0,05
Bario	mg/L	< 0,02	0,33	2	1
Cadmio	mg/L	< 0,004	0,004	0,004	0,005
Cromo tot.	mg/L	< 0,02	0,20	0,05	0,05
Mercurio	mg/L	< 0,02	0,006	0,001	0,001
Molibdeno	mg/L	< 0,02	0,46	0,05	—
Nichel	mg/L	< 0,02	0,83	0,04	0,01
Piombo	mg/L	< 0,02	0,01	0,05	0,05
Rame	mg/L	< 0,02	3,35	0,2	0,05
Selenio	mg/L	< 0,01	0,13	0,01	0,01
Zinco	mg/L	0,04	1,89	0,4	3

Considerando il campione di residuo solido analizzato, nel materiale non lavato la frazione prevalente è quella minerale, tuttavia, la frazione di organico risulta cospicua, attestandosi ad un valore percentuale che eccede il 25% del totale. Il residuo solido risultante da trattamento termico a 550 °C risulta, infatti, essere poco più del 75% di quello ottenuto per essiccamento a 105 °C.

Di assoluto rilievo sono i dati relativi al contenuto di carbonio organico totale (TOC) e al COD. La domanda chimica di ossigeno del TOP FILLER, con un valore di 330.000 mg/kg, attesta la rilevante presenza di organico refrattario all'ossidazione chimica, anche nel residuo solido: si suppone, infatti, che i metalli presenti nel TOP-FILLER siano allo stato di ossidi e che il COD sia ascrivibile per la sua interezza alla sostanza organica.

L'analisi del dato relativo al TOC conferma la presenza di sostanza organica, indicando, inoltre, un superamento di circa quattro volte il limite per il conferimento del rifiuto in discarica per inerti.

Il naturale contenuto di materia organica nel TOP FILLER, quale risulta dal processo di ossidazione chimica del rifiuto, ne impedisce, quindi, lo smaltimento tal quale in discarica per rifiuti inerti.

La valutazione della sostanza organica è avvenuta attraverso parametri aggregati (COD e TOC), ma da precedenti esperienze ed analisi condotte sul materiale in questione si evince che la materia organica è costituita prevalentemente da esteri di acidi grassi di diversa natura. Quantità e tipologie delle sostanze organiche rinvenute portano a caratterizzare il rifiuto come "non pericoloso".

Seppur di tutto rilievo, sia per la quantità complessiva sia per l'eterogeneità delle tipologie presenti, il contenuto di metalli pesanti non risulta essere tale da conferire al residuo solido alcuna caratteristica di pericolosità (così come previsto dal D.Lgs. 152/2006).

I metalli presenti in quote più significative sono: alluminio, cromo (come cromo totale), nichel, piombo, rame e zinco.

Il test di cessione, condotto sul TOP FILLER tal quale, evidenzia che il TOP-OUT non sottoposto ad alcun trattamento porta ad ottenere un FILLER

che ha un cospicuo rilascio di metalli, le cui concentrazioni nell'eluato risultano abbondantemente al di sopra dei limiti previsti dalla Normativa.

I risultati del test di cessione evidenziano che il TOP-FILLER derivante dal solo essiccamento, rilascia una quantità di metalli paragonabile a quella contenuta nel surnatante estratto prima dell'essiccamento stesso. Pertanto, al fine di ottenere un eluato conforme alla Normativa, è necessario applicare un trattamento in grado di rimuovere sia i metalli in soluzione, sia quelli presenti nella frazione solida del TOP-OUT.

In conclusione, si può affermare che il TOP FILLER tal quale non è direttamente riutilizzabile né come sottoprodotto né essere smaltito in discarica per inerti.

Di seguito, sono esposti i risultati ottenuti sottoponendo a processo di lavaggio il residuo solido derivante dall'ossidazione ad umido; dapprima, sono illustrati i risultati delle analisi effettuate sulle acque di lavaggio del TOP FILLER, successivamente, sono descritte le caratteristiche del materiale risultante dai lavaggi e gli esiti della prova di lisciviazione.

Va evidenziato fin da ora che, laddove le concentrazioni rilevate sono risultate al di sotto della sensibilità strumentale, è stato considerato un valore pari alla metà del limite inferiore della stessa sensibilità.

8.2.1 Acqua di lavaggio

La Figura 8.20 mostra, a titolo d'esempio, i campioni di surnatante ottenuti dalle diverse estrazioni (dalla prima alla quarta); si può notare la progressiva diminuzione dell'intensità del colore, all'aumentare del numero di estrazioni.

Figura 8.20. Da sinistra a destra i surnatanti ricavati dalla prima estrazione (L/S=21,46 L/kg) alla quarta (L/S=86,5 L/kg). I surnatanti della quinta e sesta estrazione non compaiono nell'immagine non essendo più apprezzabile la variazione cromatica.

Le Tabelle da 8.11 a 8.13 riportano i risultati delle tre prove effettuate: prova di lavaggio con sola acqua avente rapporto Liquido/Solido finale (L/S) pari a 108,1 L/kg, prova di lavaggio con medesimo rapporto L/S ma con dosaggio di tensioattivo non ionico *Neopal* (1g/L) e prova con sola acqua ma con un rapporto Liquido/Solido circa 5 volte superiore rispetto alla prima prova (L/S=575,89 L/kg).

Nella Figura 8.21 è mostrato l'andamento della concentrazione di rame misurato nel surnatante dei lavaggi effettuati con sola acqua, con tensioattivo *Neopal* e rapporto L/S=108,1 L/kg. Nello stesso grafico sono riportati, mediante linea tratteggiata, anche i limiti normativi (per i test di cessione) previsti per tale elemento (D.M. 05/02/98 e D.M. 27/09/2010).

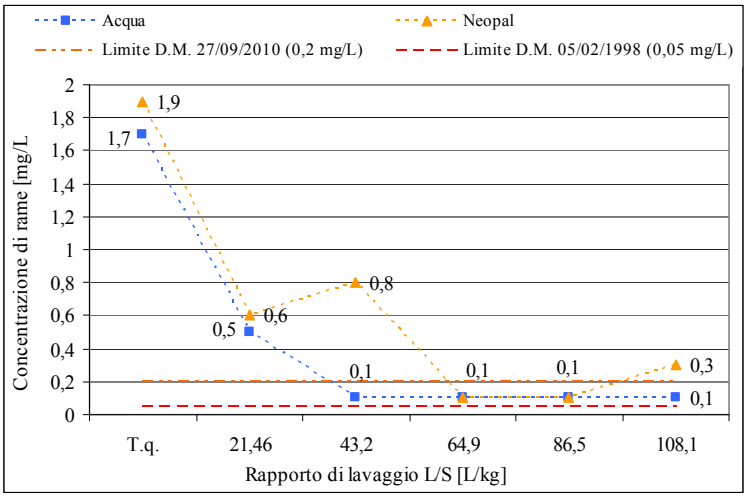


Figura 8.21. Andamento della concentrazione del rame nell'acqua di lavaggio delle prove effettuate con un rapporto L/S=108,1 L/kg e confronto coi limiti di concentrazione nell'eluato.

Tabella 8.11. Lavaggio con sola acqua: rapporto Liquido/Solido [L/kg]=108,1.

Lavaggio TOP-FILLER con ACQUA (L/S =108,1 [L/kg])								
		TOP-OUT t.q.	**Surnatante tal quale**	**L/S = 21,46**	**L/S = 43,2**	**L/S = 64,9**	**L/S = 86,5**	**L/S = 108,1**
pH	—	6,5	6,5	7,0	7,5	7,4	7,6	7,7
Densità	g/mL	1,018	-	-	-	-	-	-
COD	mg/L	30.074	27.420	5.602	1.176	273	95	78
COD sul filtrato	mg/L	26.339	26.192	5.577	1.117	244	90	71
Solidi Sospesi Totali	mg/L	8.680	78	68	64	61	26	12
Cloruri	mg/L	3.191	3.013	674	186	53	30	28
Residuo 105 °C	%	3,70	-	-	-	-	-	-
Residuo 550 °C	%	2,02	-	-	-	-	-	-
Residuo 550 °C % sul secco	%	54,6%	-	-	-	-	-	-
alluminio	mg/L	158	1,1	1,2	< 1	1,1	< 1	< 1
antimonio	mg/L	< 1	< 1	< 1	< 1	< 1	< 1	< 1
argento	mg/L	7,2	< 0,2	< 0,2	< 0,2	< 0,2	< 0,2	< 0,2
arsenico	mg/L	< 1	< 1	< 1	< 1	< 1	< 1	< 1
bario	mg/L	19,4	< 0,2	0,3	< 0,2	< 0,2	< 0,2	< 0,2
berillio	mg/L	< 1	< 1	< 1	< 1	< 1	< 1	< 1
bismuto	mg/L	< 1	< 1	< 1	< 1	< 1	< 1	< 1
boro	mg/L	28,5	28,0	6,1	1,7	< 1	< 1	< 1
cadmio	mg/L	< 0,2	< 0,2	< 0,2	< 0,2	< 0,2	< 0,2	< 0,2
calcio	mg/L	1.270	72,7	67,6	57,5	63,2	60,4	67,1
cobalto	mg/L	2,1	< 0,2	< 0,2	< 0,2	< 0,2	< 0,2	< 0,2
cromo tot.	mg/L	16,4	< 0,2	< 0,2	< 0,2	< 0,2	< 0,2	< 0,2
ferro	mg/L	358	3,2	3,5	1,7	2,5	< 1	2,0
fosforo totale	mg/L	1.119	166	38,6	10,2	6,9	2,4	4,6
magnesio	mg/L	346	38,7	18,7	13,4	13,7	12,5	13,9
manganese	mg/L	23,3	0,3	0,3	< 0,2	< 0,2	< 0,2	< 0,2

Lavaggio TOP-FILLER con ACQUA (L/S =108,1 [L/kg])								
		TOP-OUT t.q.	**Surnatante tal quale**	**L/S = 21,46**	**L/S = 43,2**	**L/S = 64,9**	**L/S = 86,5**	**L/S = 108,1**
mercurio	mg/L	< 1	< 1	< 1	< 1	< 1	< 1	< 1
molibdeno	mg/L	0,9	0,8	< 0,2	< 0,2	< 0,2	< 0,2	< 0,2
nichel	mg/L	8,7	0,9	0,3	< 0,2	< 0,2	< 0,2	< 0,2
piombo	mg/L	3,0	< 0,2	< 0,2	< 0,2	< 0,2	< 0,2	< 0,2
potassio	mg/L	1.477	1.384	194	37,5	9,7	3,7	2,4
rame	mg/L	18,2	1,7	0,5	< 0,2	< 0,2	< 0,2	< 0,2
selenio	mg/L	< 2	< 2	< 2	< 2	< 2	< 2	< 2
silicio (silice solubile)	mg/L	97,2	85,2	25,2	7,6	4,7	2,9	3,4
sodio	mg/L	5.851	5.542	1.139	221	54,4	25,2	19,7
stagno	mg/L	5,0	< 1	< 1	< 1	< 1	< 1	< 1
stronzio	mg/L	11,0	0,3	0,4	0,3	0,4	0,3	0,4
tallio	mg/L	< 2	< 2	< 2	< 2	< 2	< 2	< 2
titanio	mg/L	8,5	< 0,2	< 0,2	< 0,2	< 0,2	< 0,2	< 0,2
vanadio	mg/L	7,2	2,7	0,8	0,4	0,2	< 0,2	< 0,2
zinco	mg/L	54,0	2,1	1,4	2,0	0,9	1,6	1,0

Tabella 8.12. Lavaggio con acqua e tensioattivo non ionico *Neopal*: rapporto Liquido/Solido [L/kg]=108,1.

Lavaggio TOP FILLER con ACQUA e TENSIOATTIVO (L/S =108,1 [L/kg]; tensioattivo 1 g/L)								
		TOP-OUT t.q.	**Surnatante tal quale**	**L/S = 21,46**	**L/S = 43,2**	**L/S = 64,9**	**L/S = 86,5**	**L/S = 108,1**
pH	—	6,3	6,4	6,9	7,2	7,5	7,6	7,5
Densità	g/mL	1,018	-	-	-	-	-	-
COD	mg/L	30.860	29.287	10.516	4.539	3.240	2.880	2.670
COD sul filtrato	mg/L	27.224	27.322	10.270	4.515	3.180	2.840	2.633
Solidi Sospesi Totali	mg/L	8.610	88	84	240	< 20	< 20	68
Cloruri	mg/L	2.304	3.545	638	106	39	18	14
Residuo 105 °C	%	4,12	-	-	-	-	-	-
Residuo 550 °C	%	2,04	-	-	-	-	-	-
Residuo 550 °C % sul secco	%	49,5%	-	-	-	-	-	-
alluminio	mg/L	170	1,3	1,1	4,4	< 1	< 1	1,5
antimonio	mg/L	< 1	< 1	< 1	< 1	< 1	< 1	< 1
argento	mg/L	8,0	< 0,2	< 0,2	< 0,2	< 0,2	< 0,2	< 0,2
arsenico	mg/L	1,1	< 1	< 1	< 1	< 1	< 1	< 1
bario	mg/L	23,5	< 0,2	< 0,2	0,7	< 0,2	< 0,2	0,3
berillio	mg/L	< 1	< 1	< 1	< 1	< 1	< 1	< 1
bismuto	mg/L	< 1	< 1	< 1	< 1	< 1	< 1	<1
boro	mg/L	31,0	28,3	6,3	1,2	< 1	< 1	< 1
cadmio	mg/L	< 0,2	< 0,2	< 0,2	< 0,2	< 0,2	< 0,2	< 0,2
calcio	mg/L	1.500	67,1	66,9	90,2	59,6	63,9	74,0
cobalto	mg/L	2,2	< 0,2	< 0,2	< 0,2	< 0,2	< 0,2	< 0,2
cromo tot.	mg/L	17,3	0,2	< 0,2	0,6	< 0,2	< 0,2	< 0,2
ferro	mg/L	415	4,4	3,6	12,6	0,7	1,3	4,3
fosforo totale	mg/L	1.058	151	35,8	30,3	2,4	2,6	8,3
magnesio	mg/L	370	36,8	18,8	20,9	12,5	13,0	15,0
manganese	mg/L	26,8	0,3	0,2	0,8	< 0,2	< 0,2	0,3
mercurio	mg/L	< 1	< 1	< 1	< 1	< 1	< 1	< 1

Lavaggio TOP FILLER con ACQUA e TENSIOATTIVO (L/S =108,1 [L/kg]; tensioattivo 1 g/L)								
		TOP-OUT t.q.	**Surnatante tal quale**	**L/S = 21,46**	**L/S = 43,2**	**L/S = 64,9**	**L/S = 86,5**	**L/S = 108,1**
molibdeno	mg/L	0,9	0,8	< 0,2	< 0,2	< 0,2	< 0,2	< 0,2
nichel	mg/L	8,8	0,8	0,2	0,3	< 0,2	< 0,2	< 0,2
piombo	mg/L	3,1	< 0,2	< 0,2	< 0,2	< 0,2	< 0,2	< 0,2
potassio	mg/L	806	1.351	200	38,8	10,8	4,8	3,6
rame	mg/L	19,6	1,9	0,6	0,8	< 0,2	< 0,2	0,3
selenio	mg/L	< 2	< 2	< 2	< 2	< 2	< 2	< 2
silicio (silice solubile)	mg/L	250	107	28,2	14,6	4,1	3,6	5,4
sodio	mg/L	6.500	6.610	1.409	263	66,7	31,9	24,9
stagno	mg/L	5,4	< 1	< 1	< 1	< 1	< 1	< 1
stronzio	mg/L	11,8	0,3	0,4	0,7	0,3	0,4	0,5
tallio	mg/L	< 2	< 2	< 2	< 2	< 2	< 2	< 2
titanio	mg/L	10,2	< 0,2	< 0,2	0,4	< 0,2	< 0,2	< 0,2
vanadio	mg/L	7,3	2,7	0,8	0,4	0,2	< 0,2	< 0,2
zinco	mg/L	61,6	1,9	1,1	2,1	0,5	0,6	1,1

Tabella 8.13. Lavaggio con sola acqua: rapporto Liquido/Solido [L/kg]= 575,89.

Lavaggio TOP-FILLER con acqua (L/S =579 [L/kg])								
		TOP-OUT t.q.	**L/S = 93,56**	**L/S = 190,02**	**L/S = 286,49**	**L/S = 382,96**	**L/S = 479,42**	**L/S = 575,89**
pH	—	6,5	6,6	7,0	7,3	7,4	7,5	7,5
Densità	g/mL	1,018	-	-	-	-	-	-
COD	mg/L	30.074	5.630	1.101	163	47	31	17
COD sul filtrato	mg/L	26.339	5.580	1.077	148	44	20	15
Solidi Sospesi Totali	mg/L	8.680	212	53	35	8	< 5	< 5
Cloruri	mg/L	3,70	-	-	-	-	-	-
Residuo 105 °C	%	2,02	-	-	-	-	-	-
Residuo 550 °C	%	54,6%	-	-	-	-	-	-
Residuo 550 °C % sul secco	%	158	0,92	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1
alluminio	mg/L	< 1	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1
antimonio	mg/L	7,2	0,04	< 0,02	< 0,02	< 0,02	< 0,02	< 0,02
argento	mg/L	< 1	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1
arsenico	mg/L	19,4	0,13	0,02	0,02	0,07	0,02	0,03
bario	mg/L	< 1	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1
berillio	mg/L	< 1	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1
bismuto	mg/	28,5	5,95	1,39	0,42	0,21	0,19	0,15

Lavaggio TOP-FILLER con acqua (L/S =579 [L/kg])								
		TOP-OUT t.q.	**L/S = 93,56**	**L/S = 190,02**	**L/S = 286,49**	**L/S = 382,96**	**L/S = 479,42**	**L/S = 575,89**
	L							
boro	mg/L	< 0,2	< 0,004	< 0,004	< 0,004	< 0,004	< 0,004	< 0,004
cadmio	mg/L	1.270	72,7	59,0	61,3	61,4	63,9	62,8
calcio	mg/L	2,1	0,04	< 0,02	< 0,02	< 0,02	< 0,02	< 0,02
cobalto	mg/L	16,4	0,14	0,02	< 0,02	< 0,02	< 0,02	< 0,02
cromo tot.	mg/L	358	2,5	0,46	0,24	0,23	0,18	< 0,1
ferro	mg/L	1.119	52,1	9,0	2,0	0,8	0,4	0,4
fosforo totale	mg/L	346	18,7	12,4	12,1	11,9	12,3	12,1
magnesio	mg/L	23,3	0,19	0,03	0,02	0,02	< 0,02	< 0,02
manganese	mg/L	< 1	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1
mercurio	mg/L	0,9	0,15	0,03	< 0,02	< 0,02	< 0,02	< 0,02
molibdeno	mg/L	8,7	0,23	0,04	0,02	< 0,02	< 0,02	< 0,02
nichel	mg/L	3,0	0,02	< 0,02	< 0,02	< 0,02	< 0,02	< 0,02
piombo	mg/L	1.477	294	44,9	10,2	4,1	2,6	2,3
potassio	mg/L	18,2	0,54	0,09	0,05	0,03	0,03	0,03
rame	mg/L	< 2	< 0,2	< 0,2	< 0,2	< 0,2	< 0,2	< 0,2

Lavaggio TOP-FILLER con acqua (L/S =579 [L/kg])								
		TOP-OUT t.q.	**L/S = 93,56**	**L/S = 190,02**	**L/S = 286,49**	**L/S = 382,96**	**L/S = 479,42**	**L/S = 575,89**
selenio	mg/L	97,2	22,0	5,4	2,6	1,9	1,8	1,6
silicio (silice solubile)	mg/L	5.851	908	286	80,0	38,3	30,9	28,8
sodio	mg/L	5,0	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1
stagno	mg/L	11,0	0,42	0,35	0,37	0,38	0,41	0,41
stronzio	mg/L	< 2	< 0,2	< 0,2	< 0,2	< 0,2	< 0,2	< 0,2
tallio	mg/L	8,5	0,07	< 0,02	< 0,02	< 0,02	< 0,02	< 0,02
titanio	mg/L	7,2	0,79	0,15	0,07	0,04	0,02	0,02
vanadio	mg/L	54,0	0,89	0,11	0,20	0,11	0,07	0,08
zinco	mg/L							

Il grafico di Figura 8.22 riporta l'andamento della concentrazione del rame relativamente alla prova di lavaggio eseguita in condizioni più spinte (L/S=575,89 L/kg). Tale rapporto è stato ottenuto utilizzando sia una minore quantità di residuo che una maggiore quantità di acqua, infatti, sono stati utilizzati 277 litri rispetto ai 232 utilizzati nella prova precedente (L/S=108,1 L/kg).

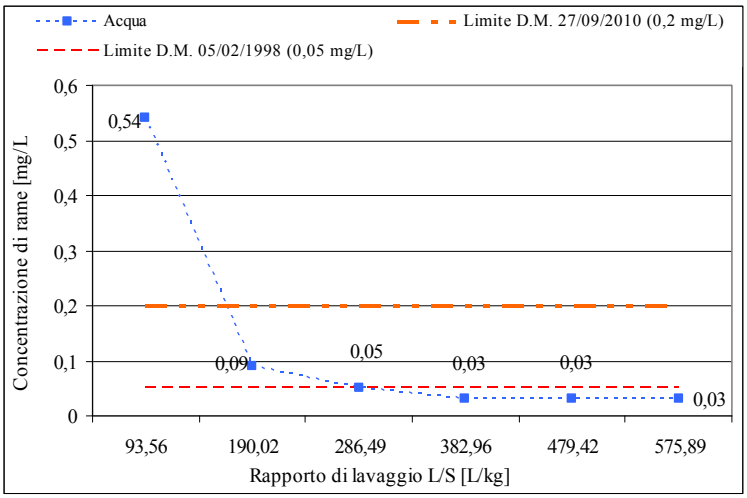


Figura 8.22. Andamento della concentrazione del rame nell'acqua di lavaggio delle prove effettuate con un rapporto L/S=575,89 L/kg.

I risultati delle due prove effettuate col medesimo rapporto L/S non evidenziano significative differenze nell'efficacia di rimozione del rame; l'unico dato che si discosta è quello relativo al surnatante estratto con rapporto L/S=43,2 L/kg. In questo caso la maggiore concentrazione di rame nel campione ottenuto utilizzando il *Neopal* è da imputare al maggior contenuto di solidi nel surnatante.

Grazie al maggior quantitativo di dati ottenuti dalla prova con rapporto L/S=575,89 L/kg è stato possibile costruire la curva cumulata del rame estratto

con la rimozione del surnatante ottenuto dalle singole operazioni di sifonamento. La cumulata è illustrata nella Figura 8.23.

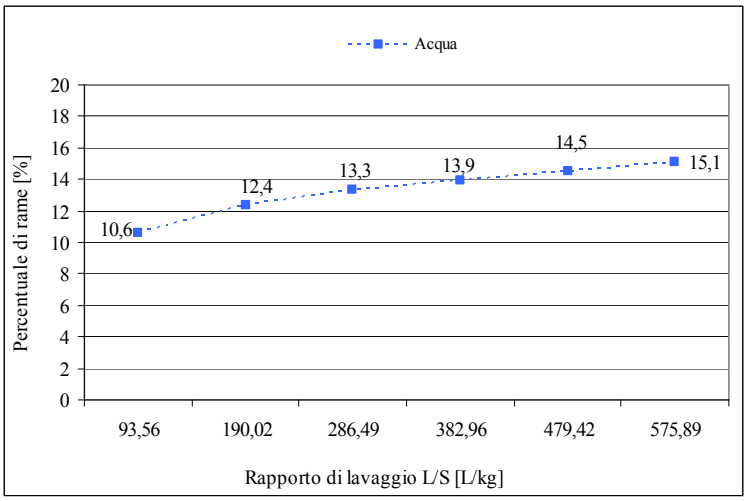


Figura 8.23. Percentuale di rame estratto nei vari lavaggi.

Di seguito (Figura 8.24 e 8.25) sono riportati i risultati ottenuti per il nichel, parametro anch'esso previsto dalla Normativa.

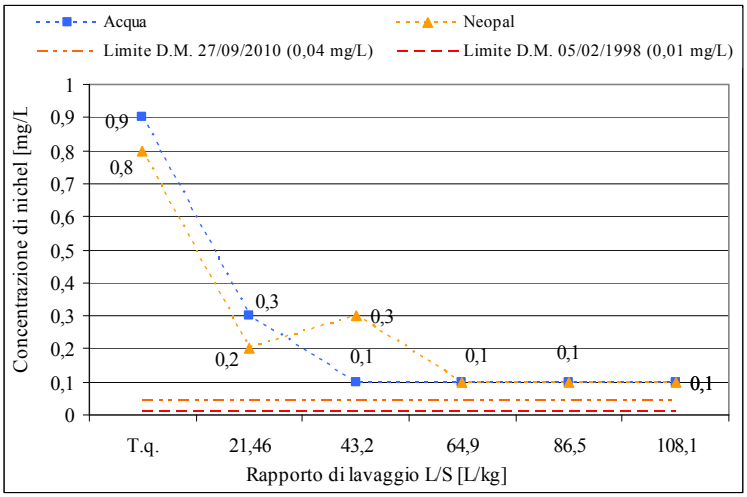


Figura 8.24. Andamento della concentrazione del nichel nell'acqua di lavaggio delle prove effettuate con un rapporto L/S=108,1 L/kg.

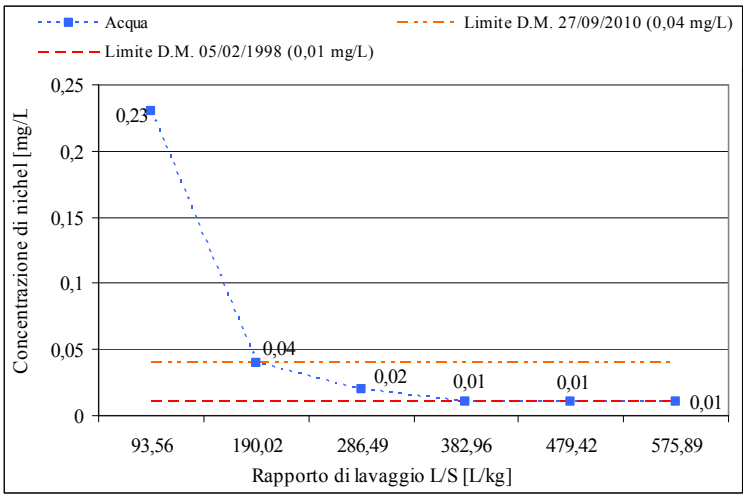


Figura 8.25. Andamento della concentrazione del nichel nell'acqua di lavaggio delle prove effettuate con un rapporto L/S=575,89 L/kg.

Dall'analisi delle Figure 8.24 e 8.25 è possibile osservare che la concentrazione di nichel si mantiene sostanzialmente costante nelle ultime tre estrazioni in entrambe le prove (L/S=108,1 L/kg e L/S=575,89 L/kg). Nella prova condotta con un rapporto L/S=108,1 L/kg sono state misurate concentrazioni di nichel sempre superiori ai limiti normativi mentre, con la prova condotta con un rapporto L/S=575,89 L/kg il contenuto del metallo nell'acqua di lavaggio è inferiore al rispettivo limite previsto per il test di cessione dal D.M. 27/09/2010 mentre, dalla quarta estrazione, è possibile rispettare il limite previsto dal D.M. 05/02/1998.

Nella Figura 8.26 è rappresentato l'andamento della concentrazione dello zinco nell'acqua di lavaggio della prova condotta con un rapporto L/S=108,1 L/kg. In entrambe le prove tale metallo presenta, sostanzialmente, le medesime concentrazioni e le differenze riscontrabili sono imputabili a piccoli errori analitici. Si può altresì osservare che il limite previsto dal D.M. 05/02/1998 è rispettato in tutte le prove, viceversa, per quanto riguarda quello previsto dal D.M. 27/09/2010.

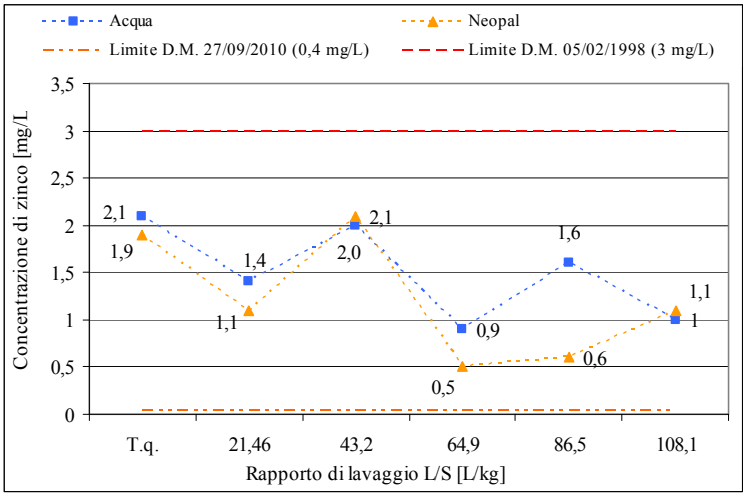


Figura 8.26. Andamento della concentrazione dello zinco nell'acqua di lavaggio delle prove effettuate con un rapporto L/S=108,1 L/kg.

Nelle Figure 8.27 è rappresentato l'andamento della concentrazione di zinco nell'acqua di lavaggio nella prova condotta con un rapporto L/S=575,89 L/kg. Si può osservare che il limite di 3 mg/L, limite previsto per il recupero viene sempre rispettato, mentre risulta sempre superato quello previsto per lo smaltimento quale inerte.

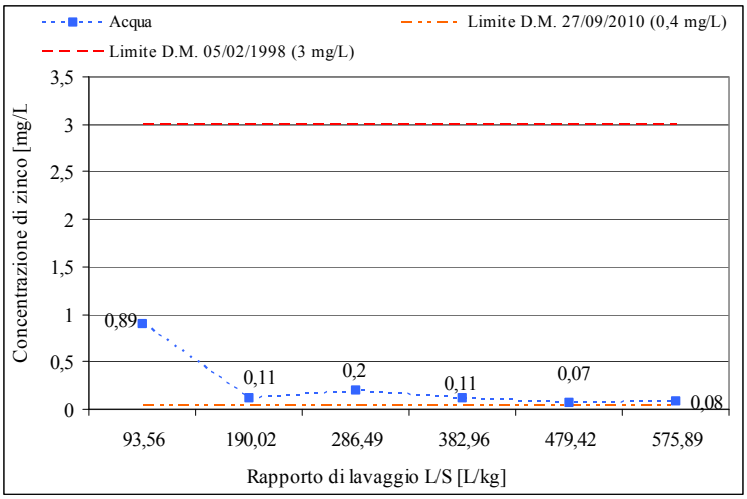


Figura 8.27. Andamento della concentrazione del zinco nell'acqua di lavaggio delle prove effettuate con un rapporto L/S=575,89 L/kg .

Nella Figura 8.28 è riportata la curva che rappresenta la quantità cumulata di zinco estratto rispetto al contenuto totale presente all'inizio del lavaggio.

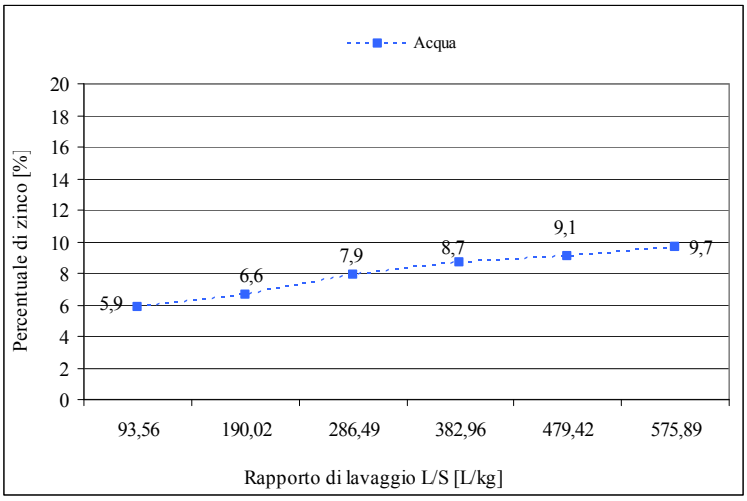


Figura 8.28. Cumulata dello zinco estratto con sifonamento dell'acqua di lavaggio.

Il parametro utilizzato come indice del contenuto di sostanza organica presente nell'acqua di lavaggio è il COD solubile (ossia quello ottenuto previa filtrazione a 0,45 μm), il cui andamento, per le prove in cui è stato utilizzato un rapporto L/S=108,1, è rappresentato nel grafico della Figura 8.29. Va evidenziato che, per la prova eseguita con *Neopal,* è stato sottratto il contributo del COD dato dal tensioattivo (2.250 mg/L). In tale grafico, la retta in verde (chiamata "estrazione nulla") rappresenta la concentrazione di COD che si avrebbe nell'acqua di lavaggio se non ci fosse solubilizzazione di sostanza organica dal residuo solido durante le operazioni di lavaggio.

Osservando l'andamento delle curve relative ai lavaggi si può notare che, nel caso in cui venga utilizzata la sola acqua, il COD del surnatante presenta un andamento del tutto simile a quello della curva di "estrazione nulla" mentre, nel caso della prova condotta utilizzando *Neopal,* si ha un netto distacco tra le due curve. Questo significa che, l'utilizzo della sola acqua non consente di estrarre una grande quantità di sostanza organica, che, di conseguenza, rimane adesa al FILLER.

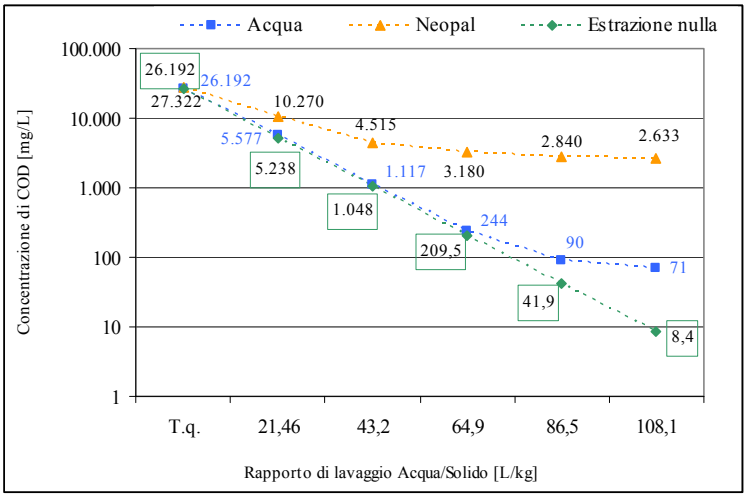


Figura 8.29. Andamento della concentrazione di COD nell'acqua di lavaggio in funzione del rapporto Liquido/Solido.

8.2.2 Caratteristiche del materiale lavato

La Tabella 8.14 riporta il contenuto delle principali sostanze inquinanti contenute nel FILLER non lavato; in seguito, nelle Tabelle da 8.15 a 8.17 sono riportate le caratteristiche dei FILLER ottenuti nei diversi lavaggi. Il contenuto di sostanza organica è stato valutato, sia attraverso il TOC e il COD, sia come differenza tra il residuo a 105 °C e quello a 550 °C.

Tabella 8.14. Caratteristiche chimico-fisiche del TOP FILLER (non lavato).

TOP-FILLER NON LAVATO		
COD	mg/kg	330.456
TOC	mg/kg	114.904
BTEX	mg/kg	< 4
olio minerale	mg/kg	17.067
Residuo a 105 °C	%	98,3
Residuo a 550 °C	%	72,7
SSNV/SST	% s.s.	73,9
alluminio	mg/kgSS.	11.467
antimonio	mg/kgSS	39
argento	mg/kgSS	454
arsenico	mg/kgSS	39
bario	mg/kgSS	1.621
berillio	mg/kgSS	< 10
bismuto	mg/kgSS	< 10
boro	mg/kgSS	195
cadmio	mg/kgSS	16
calcio	mg/kgSS	94.778
cobalto	mg/kgSS	165
cromo tot.	mg/kgSS	1.255
ferro	mg/kgSS	28.267
fosforo totale	mg/kgSS	70.321
magnesio	mg/kgSS	23.914
manganese	mg/kgSS	1.866
mercurio	mg/kgSS	< 10
molibdeno	mg/kgSS	16
nichel	mg/kgSS	641
piombo	mg/kgSS	253
potassio	mg/kgSS	9.346

TOP-FILLER NON LAVATO		
rame	mg/kgSS	1.277
selenio	mg/kgSS	< 20
silicio (silice solubile)	mg/kgSS	7.349
sodio	mg/kgSS	29.009
stagno	mg/kgSS	385
stronzio	mg/kgSS	925
tallio	mg/kgSS	< 20
titanio	mg/kgSS	620
vanadio	mg/kgSS	380
zinco	mg/kgSS	4.048

Tabella 8.15. Contenuto del residuo solido lavato con sola acqua (rapporto L/S=108,1 L/kg) ed essiccato.

TOP-FILLER LAVATO con acqua L/S=108,1 L/kg		
COD	mg/kg	364.907
TOC	mg/kg	78.991
BTEX	mg/kg	< 4
oli minerali	mg/kg	14.726
oli e grassi animali e vegetali	mg/kg	20.880
Residuo a 105 °C	%	99,1
Residuo a 550 °C	%	79,0
SSNV/SST	% s.s.	79,7
alluminio	mg/kgSS	16.938
antimonio	mg/kgSS	55
argento	mg/kgSS	797
arsenico	mg/kgSS	37
bario	mg/kgSS	2.291
berillio	mg/kgSS	< 10
bismuto	mg/kgSS	< 10
boro	mg/kgSS	33
cadmio	mg/kgSS	17
calcio	mg/kgSS	178.268
cobalto	mg/kgSS	212
cromo tot.	mg/kgSS	1.760
ferro	mg/kgSS	38.376
fosforo totale	mg/kgSS	89.912
magnesio	mg/kgSS	32.354
manganese	mg/kgSS	2.945
mercurio	mg/kgSS	< 10
molibdeno	mg/kgSS	14
nichel	mg/kgSS	832

TOP-FILLER LAVATO con acqua L/S=108,1 L/kg		
piombo	mg/kgSS	332
potassio	mg/kgSS	4.219
rame	mg/kgSS	1.773
selenio	mg/kgSS	< 20
silicio (silice solubile)	mg/kgSS	19.732
sodio	mg/kgSS	10.272
stagno	mg/kgSS	538
stronzio	mg/kgSS	1.251
tallio	mg/kgSS	< 20
titanio	mg/kgSS	903
vanadio	mg/kgSS	422
zinco	mg/kgSS	5.494

Tabella 8.16. Contenuto del residuo solido lavato con acqua e *Neopal* (rapporto L/S=108,1 L/kg) ed essiccato.

TOP-FILLER LAVATO con *Neopal* L/S=108,1 L/kg		
COD	mg/kg	212.831
TOC	mg/kg	53.280
BTEX	mg/kg	< 4
oli minerali	mg/kg	464
Residuo a 105 °C	%	99,4
Residuo a 550 °C	%	83,3
SSNV/SST	% s.s.	83,8
alluminio	mg/kgSS	20.177
antimonio	mg/kgSS	38
argento	mg/kgSS	957
arsenico	mg/kgSS	57
bario	mg/kgSS	3.000
berillio	mg/kgSS	< 20
bismuto	mg/kgSS	< 20
boro	mg/kgSS	72
cadmio	mg/kgSS	21
calcio	mg/kgSS	184.147
cobalto	mg/kgSS	254
cromo tot.	mg/kgSS	2.091
ferro	mg/kgSS	51.602
fosforo totale	mg/kgSS	111.361
magnesio	mg/kgSS	42.328
manganese	mg/kgSS	3.302
mercurio	mg/kgSS	< 20
molibdeno	mg/kgSS	15
nichel	mg/kgSS	999
piombo	mg/kgSS	404

TOP-FILLER LAVATO con *Neopal* L/S=108,1 L/kg		
potassio	mg/kgSS	5.775
rame	mg/kgSS	2.247
selenio	mg/kgSS	< 50
silicio (silice solubile)	mg/kgSS	14.990
sodio	mg/kgSS	12.383
stagno	mg/kgSS	602
stronzio	mg/kgSS	1.797
tallio	mg/kgSS	< 50
titanio	mg/kgSS	1.194
vanadio	mg/kgSS	470
zinco	mg/kgSS	8.909

Tabella 8.17. Contenuto del residuo solido lavato con sola acqua (rapporto L/S=579 L/kg) ed essiccato

TOP-FILLER LAVATO con acqua L/S=579 L/kg		
COD	mg/kg	338.738
TOC	mg/kg	71.158
BTEX	mg/kg	< 4
oli minerali	mg/kg	11.853
Residuo a 105 °C	%	99,1
Residuo a 550 °C	%	79,0
SSNV/SST	% s.s.	79,7
alluminio	mg/kgSS	18.111
antimonio	mg/kgSS	52
argento	mg/kgSS	922
arsenico	mg/kgSS	83
bario	mg/kgSS	2.773
berillio	mg/kgSS	< 10
bismuto	mg/kgSS	< 10
boro	mg/kgSS	125
cadmio	mg/kgSS	22
calcio	mg/kgSS	188.090
cobalto	mg/kgSS	238
cromo tot.	mg/kgSS	2.134
ferro	mg/kgSS	48.629
fosforo totale	mg/kgSS	102.460
magnesio	mg/kgSS	39.693
manganese	mg/kgSS	3.116
mercurio	mg/kgSS	< 10
molibdeno	mg/kgSS	14
nichel	mg/kgSS	1.045

TOP-FILLER LAVATO con acqua L/S=579 L/kg		
piombo	mg/kgSS	357
potassio	mg/kgSS	4.254
rame	mg/kgSS	2.111
selenio	mg/kgSS	< 20
silicio (silice solubile)	mg/kgSS	25.023
sodio	mg/kgSS	12.251
stagno	mg/kgSS	587
stronzio	mg/kgSS	1.467
tallio	mg/kgSS	< 20
titanio	mg/kgSS	899
vanadio	mg/kgSS	406
zinco	mg/kgSS	6.554

Come si può vedere dalla Figura 8.30 il contenuto di olio minerale del residuo solido essiccato non sottoposto a trattamento di lavaggio eccede ampiamente i limiti imposti dal D.M. 27/09/2010.

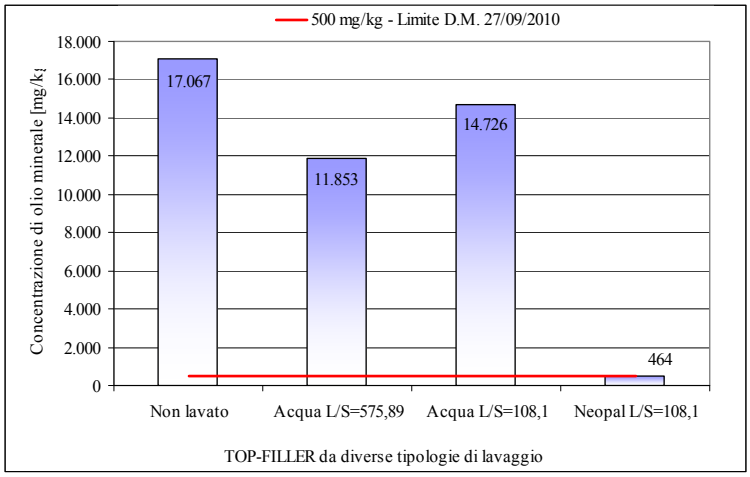


Figura 8.30. Contenuto di olio minerale nel FILLER sottoposto o meno a lavaggio e successivamente essiccato.

Dall'analisi della Figura 8.30 si evince, chiaramente, che il solo utilizzo di acqua (anche in quantità elevate) non consente il rispetto del limite Normativo previsto per il contenuto di olio minerale nel FILLER; infatti, solo nella prova in cui si è utilizzato il *Neopal* si raggiunge una riduzione elevata di tale parametro (97%) anche con un basso utilizzo di acqua di lavaggio.

Nella Figura 8.31 è riportata la concentrazione di TOC nel residuo solido essiccato.

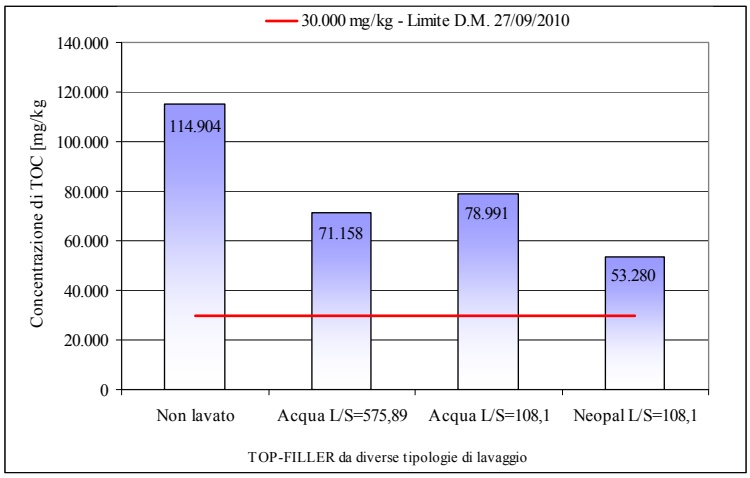


Figura 8.31. Contenuto di TOC nel filler sottoposto o meno a lavaggio e successivamente essiccato.

In questo caso nessun trattamento si è dimostrato efficace nel ridurre il contenuto di TOC entro i limiti imposti per il conferimento in discarica per rifiuti inerti. L'unica tipologia di lavaggio ad aver conseguito un risultato con un sensibile, anche se insufficiente, miglioramento è quella effettuata col tensioattivo anche se la concentrazione finale risulta quasi doppia rispetto al limite normativo. Va sottolineato che, successivamente al lavaggio con *Neopal* non è seguita una fase di risciacquo, di conseguenza l'acqua interstiziale del residuo solido ispessito ha portato con se un quantitativo di tensioattivo non trascurabile. Tuttavia, prevedere una fase di risciacquo avrebbe comportato un trattamento ancor più oneroso.

Per questo parametro, pertanto, sia l'utilizzo di acqua che di tensioattivo non consentono il rispetto del limite di legge.

8.2.3 Test di cessione

In questo paragrafo si presentano i risultati delle analisi effettuate sull'eluato ottenuto dai test di cessione, condotti sul residuo solido essiccato ottenuto dalle prove di lavaggio. Nella Tabella 8.18 sono riassunti e confrontati con i limiti previsti dalla Normativa (D.M. 27/09/2010 e D.M. 05/02/1998).

Tabella 8.18. Confronto tra i risultati ottenuti dal test di cessione effettuato con FILLER lavato con diversa modalità, non lavato e prova in bianco

Parametro	U.M.	Prova in bianco	Non Lavato	*Neopal* L/S=108,1 L/kg	Acqua lavaggio L/S=108,1 L/kg	Acqua lavaggio L/S=575,89 L/kg	Valori limite Tab. 2 DM 27/09/2010	Valori limite DM 05/02/1998
DOC	mg/L	1,1	2.440	128	82	68	50	—
COD	mg/L	—	7.810	913	318	273	—	30
TDS	mg/L	0	6.440	117	136	180	400	—
fluoruri	mg/L	< 0,5	< 0,5	< 0,5	< 0,5	< 0,5	1	1,5
indice fenolo	mg/L	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1	0,1	—
antimonio	mg/L	< 0,002	0,060	0,014	< 0,02	0,002	0,006	—
arsenico	mg/L	< 0,02	0,17	< 0,02	< 0,02	< 0,02	0,05	0,05
bario	mg/L	< 0,02	0,33	1,39	0,26	0,27	2	1,00
cadmio	mg/L	< 0,004	0,004	< 0,004	< 0,004	< 0,004	0,004	0,005
cromo tot.	mg/L	< 0,02	0,20	< 0,02	0,02	< 0,02	0,05	0,05
mercurio	mg/L	< 0,001	0,006	0,013	< 0,02	0,002	0,001	0,001
molibdeno	mg/L	< 0,02	0,46	0,02	0,04	0,03	0,05	—
nichel	mg/L	< 0,02	0,83	0,03	0,09	0,03	0,04	0,01
piombo	mg/L	< 0,02	0,01	< 0,02	< 0,02	< 0,02	0,05	0,05
rame	mg/L	< 0,02	3,35	0,14	0,20	0,17	0,2	0,05
selenio	mg/L	< 0,01	0,13	< 0,01	< 0,01	< 0,01	0,01	0,01
zinco	mg/L	0,04	1,89	0,45	0,41	0,35	0,4	3,00

In merito al recupero del FILLER come inerte, la Normativa (D.M. 05/02/98) prevede il rispetto di 12 parametri.

Dai test di cessione si evince che, indipendentemente dalla tipologia di lavaggio, 6 parametri rispettano sempre i limiti previsti (cadmio, cromo totale, piombo, zinco e floruri) mentre per 4 ciò non è mai possibile (mercurio, nichel, rame e COD).

Confrontando i risultati dell'eluato ottenuto dalle prove di lavaggio condotte utilizzando diverse quantità di acqua, si osserva che, mediamente, il contenuto di metalli nei due eluati è sostanzialmente il medesimo. Va evidenziato che, in molti casi, non è possibile stabilire in quale delle due prove è stato ottenuto il risultato migliore in quanto il metallo è risultato essere presente in concentrazioni inferiori alla sensibilità strumentale; questo si è verificato per: cromo totale, mercurio, piombo e selenio.

Un utilizzo maggiore di acqua ha consentito di ottenere una minore concentrazione di COD, molibdeno, nichel rame e zinco; negli altri casi, invece, le concentrazioni si equivalgono.

Per alcuni parametri, invece, l'utilizzo di tensioattivo è risultato essere addirittura penalizzante; infatti, la concentrazione di COD, bario e zinco è rilasciata è maggiore nell'eluato del FILLER lavato con *Neopal* rispetto alle prove in cui sono stati utilizzati differenti quantitativi di acqua. Negli altri casi il tensioattivo ha permesso di ottenere un leggero, ma non significativo, miglioramento.

Per alcuni parametri (bario, cadmio, piombo, zinco e floruri) i limiti di legge sono rispettati anche senza sottoporre il FILLER a lavaggio anche se, analizzando i risultati, si osserva come, nella maggior parte degli altri casi, sottoponendo a lavaggio il materiale si ha una significativa riduzione dell'inquinante.

Il discorso è un po' più articolato se si prendono, invece, in considerazione i limiti previsti per il conferimento del FILLER in discarica per inerti; infatti, il numero di parametri da rispettare aumenta (da 12 si passa a 16) e viene imposto un limite molto restrittivo sul contenuto di carbonio organico disciolto (limite DOC=50 mg/L), che, difatti, non viene mai rispettato.

L'effetto benefico del lavaggio per il rispetto del limite normativo per questo parametro è palese, infatti, già sottoponendo il FILLER a lavaggio con un basso rapporto liquido/solido si osserva una riduzione di circa il 95%, che aumenta al crescere del rapporto L/S (97% nella prova in cui si è utilizzato L/S=575,89 L/kg). L'utilizzo di tensioattivo non pare avere effetti positivi, infatti, il FILLER che ne deriva rilascia un quantitativo di DOC che supera di quasi 3 volte il limite Normativo (molto maggiore rispetto a quello rilasciato dagli altri due FILLER).

Mediamente, i limiti previsti dal D.M. 27/09/2010 risultano essere rispettati e solo il mercurio non rientra mai nei limiti tabellari; in un paio di casi, invece, è stato osservato che, un aumento del quantitativo d'acqua di lavaggio ha permesso di rientrare nei limiti di legge (è questo il caso di nichel e zinco). Come nel caso precedente, anche in questo, l'utilizzo di tensioattivo si è rivelato essere penalizzante per alcuni parametri, quali COD, antimonio, mercurio e zinco, difatti, il FILLER derivante da lavaggio con *Neopal* rilascia una concentrazione maggiore di questi parametri.

8.2.4 Considerazioni conclusive

Sottoponendo il FILLER a test di cessione è stato riscontrato che, nessuna tipologia di trattamento testata, consente il rispetto di tutti i limiti previsti dalla Normativa sia per il recupero del materiale nel settore delle costruzioni (D.M. 05/02/1998) sia per il conferimento del materiale in discarica per inerti (D.M. 27/09/2010), anche se i lavaggi hanno permesso di ridurre notevolmente il contenuto iniziale di inquinante.

Considerando i limiti Normativi previsti per il recupero del FILLER si nota che i parametri che risultano essere più problematici sono: mercurio, nichel, rame e COD. Di questi, quello che è risultato maggiormente critico è il COD. Questo significa che il FILLER rilascia un'elevata quantità di sostanza organica, almeno dieci volte superiore al limite previsto dal D.M. 05/02/1998 (30 mg/L). Nel grafico di Figura 8.32 è riportato un confronto tra le

concentrazioni di COD nel FILLER e nell'eluato, ottenuti nelle varie prove condotte.

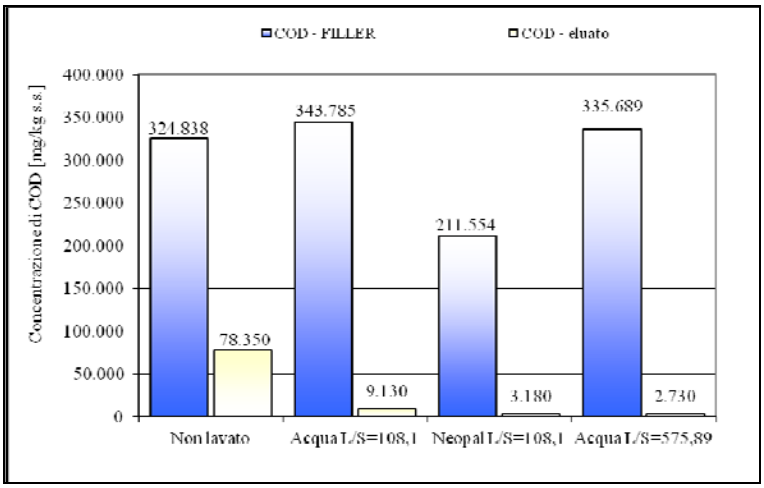


Figura 8.32. Confronto tra le concentrazioni di COD nel FILLER e nell'eluato derivante dai test di cessione.

Analizzando il contenuto di COD nel residuo secco, sia del FILLER essiccato che di quello derivante dai lavaggi, si osserva che le concentrazioni di tale parametro rimangono sostanzialmente invariate, ad esclusione della prova nella quale è stato utilizzato *Neopal*. Questo evidenzia che il tensioattivo contribuisce alla rimozione della sostanza organica, nel caso in esame di circa il 36% (si passa da 343.785 a 211.554 mg/kgSS).

Confrontando, invece, il rilascio di COD (valutato attraverso test di cessione) dal FILLER tal quale con quello dai FILLER ottenuti dai lavaggi, si osserva che un aumento del rapporto L/S contribuisce ad un minore rilascio. A parità di rapporto L/S, invece, il lavaggio con *Neopal* produce un eluato con un minor contenuto di COD (9.130 contro 3.180 mg/kgSS).

I valori di COD nell'eluato delle prove condotte con *Neopal* (rapporto L/S=108,1 L/kg) e con acqua (rapporto L/S=575,89 L/kg) non risultano essere

congruenti in quanto, nella prima prova, a fronte di una rimozione della sostanza organica del 36% nel FILLER, si ottiene un maggior contenuto di COD nell'eluato (3.100 contro 2.700 mg/kgSS). Questo potrebbe essere giustificato dal fatto che l'utilizzo di tensioattivo solubilizzi degli elementi che comportano un aumento del rilascio di COD.

Facendo riferimento al quantitativo di metalli pesanti rilasciati nell'eluato, le prove hanno evidenziato, invece, che, l'utilizzo del tensioattivo, non sembra essere giustificato.

Anche confrontando i risultati dei test di cessione coi limiti previsti per l'ammissibilità di un rifiuto in discarica per inerti si osserva che, nessuna prova di lavaggio, consente il loro rispetto, anche se un aumento dell'acqua di lavaggio consente di rispettare i limiti imposti (è il caso del nichel e dello zinco).

Il parametro che risulta particolarmente critico per l'ammissibilità in discarica è il DOC per il quale è prevista una concentrazione massima nell'eluato di 50 mg/L. Dall'analisi dei dati si evince che il contenuto di DOC diminuisce all'aumentare del rapporto L/S mentre, a parità di rapporto L/S (108,1 L/kg), risulta minore nell'eluato del campione lavato con sola acqua. Questo potrebbe essere dovuto al non trascurabile contenuto di tensioattivo nel FILLER a fine prova. A tale proposito, si sta pensando di eseguire un risciacquo del campione al termine del lavaggio, in modo da verificare la rispondeza al limite del campione con un minore contenuto di *Neopal*.

Altre limitazioni per il conferimento in discarica per rifiuti inerti provengono dal contenuto di sostanza organica carboniosa totale (TOC) del residuo: infatti, il TOC nel materiale da destinare a tali discariche deve rimanere entro i 30.000 mg/kg. Il FILLER essiccato eccede questa quota e nessun lavaggio ha permesso il rispetto del limite; il miglior risultato per questo parametro è stato ottenuto nella prova di lavaggio in cui è stato utilizzato il tensioattivo.

Altro parametro che ha presentato criticità è il contenuto di oli minerali, per il quale la Normativa prevede una concentrazione massima di 500 mg/kg. Tale valore è stato superato sia nel FILLER tal quale (17.000 mg/kg) che in quello

ottenuto nelle varie prove di lavaggio effettuate con la sola acqua, mentre, l'uso di tensioattivo consente, seppur di poco, il rispetto del limite normativo.

Capitolo 9

SOSTENIBILITÀ TECNICO-ECONOMICA DELL'OSSIDAZIONE AD UMIDO NEL TRATTAMENTO DEI FANGHI DI DEPURAZIONE

Nel presente capitolo sono riportati e commentati i risultati ottenuti dall'applicazione della procedura di valutazione tecnico-economica, comprensiva dell'analisi di sensitività .

Al fine di ridurre la quantità di fanghi da smaltire è stato ipotizzato di installare un impianto di ossidazione ad umido che tratta sia i fanghi primari (ossia provenienti dal sedimentatore primario) che quelli di supero. L'impianto è stato ipotizzato trattare un liquame civile *"standard"* (le cui caratteristiche sono riportate nel Capitolo 5) ed avente una potenzialità pari a 500.000 AE. Gli scenari pensati per lo smaltimento finale dei residui sono due: la discarica per rifiuti non pericolosi e l'incenerimento o il co-incenerimento. Al fine di rendere più scorrevole l'esposizione, quest'ultimo scenario verrà sempre indicato come "incenerimento", in quanto, ai fini dell'analisi tecnico-economica oggetto del presente lavoro, non vi sono differenze tra le due definizioni. Tale distinzione

risulta, invece, importante nel momento in cui si devono valutare i benefici ambientali derivanti dai diversi scenari.

9.1 Dimensionamento dell'impianto e bilancio di massa

In questo paragrafo sono esposti i risultati derivanti dal dimensionamento dell'impianto e dai bilanci di massa. Tali operazioni sono state condotte mediante l'utilizzo di un software (ASCAM) e di fogli di calcolo appositamente realizzati sulla base delle condizioni al contorno esposte in precedenza (§ *5.6.1*).

Nella Tabella 9.1 sono riportati i risultati del dimensionamento del processo biologico ottenuti da ASCAM, mentre nella Tabella 9.2 i significati dei simboli utilizzati.

Tabella 9.1. Risultati del dimensionamento del processo biologico (ottenuti da ASCAM).

$\mathbf{V_1}$	5.129,5	[m³]	**Q**	6,4823	[d]
$\mathbf{V_2}$	21.548	[m³]	**f**	0,90819	
$\mathbf{M_1}$	19,018	[mgN-NH_4/L]	$\mathbf{M_X}$	9,8393	[mgN/L]
$\mathbf{M_2}$	2	[mgN-NH_4/L]	**DO**	35.820	[kgO_2/d]
$\mathbf{N_1}$	0,2	[mgN-NO_3/L]	**Da**	21.109	[kg$CaCO_3$/d]
$\mathbf{S_1}$	112,87	[mgCOD/L]	$\mathbf{R_a}$	0,34063	
$\mathbf{X_{E1}}$	3.164,3	[mgSSV/L]	$\mathbf{U_N}$	2,4	[mgN-NH_4/(mgSSV d)]
$\mathbf{X_{N1}}$	73,177	[mgSSV/L]	$\mathbf{U_D}$	0,13333	[mgN-NO_3/(mgSSV d)]
$\mathbf{X_{T1}}$	3.237,5	[mgSSV/L]	$\mathbf{P_X}$	13.431	[kgSSV/d]
$\mathbf{X_{E2}}$	3.195,3	[mgSSV/L]	**A**	26.728	[m^2]
$\mathbf{X_{N2}}$	74,327	[mgSSV/L]	$\mathbf{V_r}$	0,21279	[m/h]
$\mathbf{X_{T2}}$	3.269,6	[mgSSV/L]	$\mathbf{F_{calc}}$	36,317	[kg/(m^2 d)]
$\mathbf{X_{ER}}$	7.622,7	[mgSSV/L]	$\mathbf{F_{max}}$	130,8	[kg/(m^2 d)]
$\mathbf{X_{NR}}$	177,31	[mgSSV/L]	**Produzione di fango secondario (WAS)**		
$\mathbf{P_{X1}}$	4.466,3	[kgSSV/d]	$\mathbf{P_{X\,SV}}$	11.851,73	[kgSSV/d]
$\mathbf{P_{X2}}$	8.964,4	[kgSSV/d]	$\mathbf{P_{X\,ST}}$	15.194,52	[kgSST/d]
$\mathbf{Q_W}$	1.519,4	[m^3/d]	$\mathbf{Q_W}$	1.519,4	[m^3/d]
$\mathbf{t_1}$	0,90189	[h]	**Azoto nei fanghi**	1.185,173	[kgN/d]
$\mathbf{t_2}$	3,7887	[h]	-	-	-

Tabella 9.2. Significati dei simboli utilizzati in ASCAM.

A = superficie del sedimentatore secondario	S = concentrazione del substrato carbonioso
F = flusso solido del sedimentatore secondario	t = tempo di ritenzione idraulica
f= frazione di biomassa attiva	U = velocità di consumo del substrato
M = concentrazione di $N\text{-}NH_4$	V = volume del reattore
M_x = frazione di azoto nel fango (riferita alla portata alimentata)	V_r = eccedenza
N = concentrazione di $N\text{-}NO_3$	X = concentrazione di biomassa
N_{sludge} = azoto nel fango (su base giornaliera)	Da = produzione di alcalinità
P_x = produzione di fango	DO = domanda di ossigeno
Q = portata	t = tempo di ritenzione del fango
R_a = quantità di ricircolo del *mixed liquor*	----
Pedici	
1= reattore anossico e flusso effluente dal reattore anossico	R = flusso di fango ricircolato
2= reattore aerobico e flusso effluente dal reattore aerobico	SV = solidi volatili
D= denitrificazione	ST = solidi totali
E = eterotrofo	T = totale
N = biomassa nitrificante e nitrificazione	W = Fango di supero

Sulla base dei risultati sopra esposti sono stati calcolati i bilanci di massa. Di seguito, nelle Figure 9.1 e 9.2 sono riportati, rispettivamente, i risultati dei bilanci di massa sia per l'impianto di tipo *convenzionale* che per quello di tipo *innovativo*.

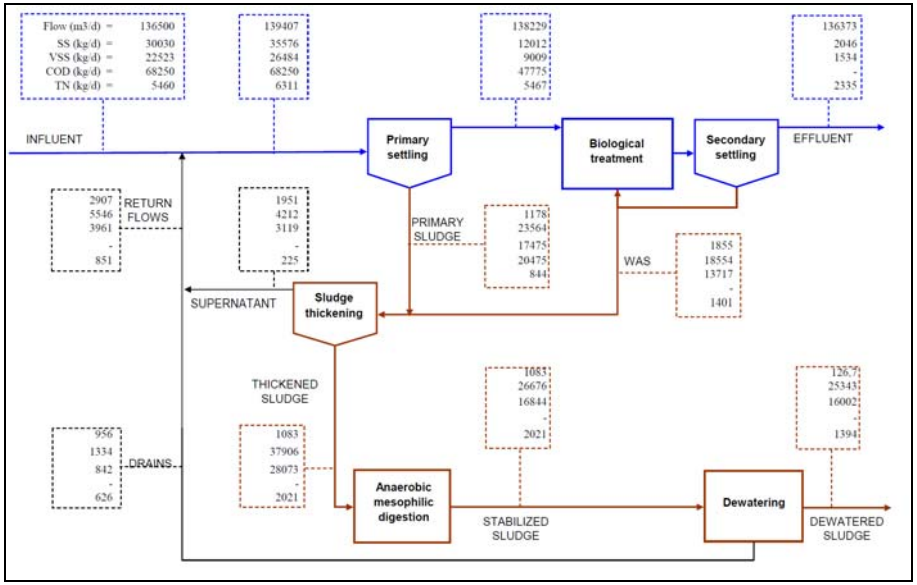


Figura 9.1. Bilancio di massa per la soluzione *convenzionale.*

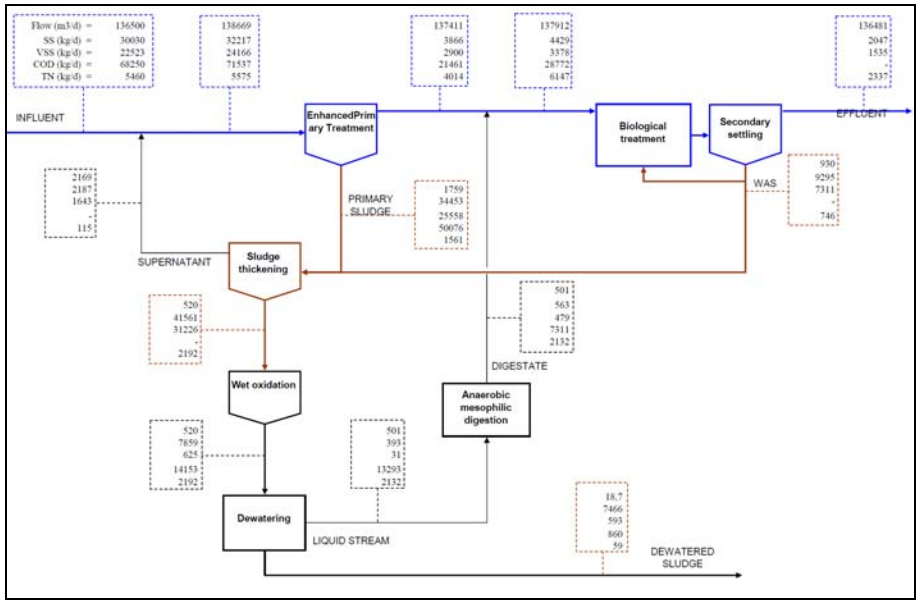


Figura 9.2. Bilancio di massa per la soluzione *innovativa.*

9.2 Consumi energetici

I consumi energetici sono stati calcolati per ciascun comparto previsto negli schemi a blocchi degli impianti (*convenzionale* e *innovativo*).

Come precedentemente esposto (§ 5.6) la linea acque è stata ipotizzata costituita da:

- pre-trattamenti, a loro volta composti da:
  - sollevamento;
  - micro-grigliatura;
  - dissabbiatura/disoleatura;
- sedimentazione primaria (trattamento primario migliorato, nel caso della soluzione *innovativa*);
- vasca di ossidazione biologica;
- sedimentatore secondario.

La linea fanghi, invece, da:

- ispessitore (a gravità nella soluzione *convenzionale* e dinamico in quella *innovativa*);
- digestore anaerobico mesofilo;
- comparto di disidratazione meccanica;
- ossidazione ad umido, nel caso della soluzione *innovativa.*

Per quest'ultimo comparto è stato utilizzato un consumo di energia elettrica pari a 9.500 kWh/d, dato fornito dall'azienda *3V Green Eagle S.p.A.*.

Di seguito, sono riportate le formule di calcolo utilizzate ed i relativi risultati. Si precisa che, se non diversamente specificato, tutte le formule sono tratte dal "Manuale dell'ingegnere" (Colombo, 83° edizione, 2003).

9.2.1 Sollevamento

La formula utilizzata per il calcolo del consumo energetico associato al sollevamento (E_s) è la seguente (*9.2.1.1*):

$$E_s[kWh/d] = 24 \cdot Q_{24} \frac{H}{367 \cdot (\eta_p \cdot \eta_m)} \quad (9.2.1.1)$$

dove:
Q_{24}: portata nera media oraria [m^3/h], assunta pari a 5.809 m^3/h;
η_p: rendimento idraulico della pompa [-];
η_m: rendimento del motore elettrico della pompa [-];
H: prevalenza della pompa [m], assunta pari a 10 m.

Avendo assunto il prodotto tra i rendimenti pari a 0,65, il consumo energetico per il sollevamento del liquame risulta pari a 5.844 kWh/d, per entrambe le soluzioni.

9.2.2 Micro-grigliatura

Il consumo energetico associato alla micro-grigliatura (E_g) è stato calcolato mediante la seguente formula (*9.2.2.1*):

$$E_g[kWh/d] = 435 \cdot {Q_{24}}^{0,2} \quad (9.2.2.1)$$

Applicando la formula *9.2.2.1* è stato ottenuto un consumo di energia elettrica pari a 6,7 kWh/d, per entrambe le soluzioni.

9.2.3 Dissabbiatura/Disoleatura

Per il calcolo dell'energia assorbita dal dissabbiatore/disoleatore è stata utilizzata la formula *9.2.3.1*:

$$E_{d/d}[kWh/d] = \alpha \cdot V^{0,23} \quad (9.2.3.1)$$

dove:

α: coefficiente per dissabbiatori a canale, assunto pari a 380;

V: volume, calcolato in funzione del tempo di permanenza (assunto pari a 4 minuti) e pari a 1.042 m^3.

Il consumo energetico associato a tale comparto è risultato essere di 5,1 kWh/d, per entrambe le soluzioni.

9.2.4 Sedimentazione

Per il calcolo del consumo energetico dei sedimentatori (E_s) (primario e secondario) è stata utilizzata la seguente formula (*9.2.4.1*):

$$E_s[kWh/d] = \alpha \cdot f \cdot \sqrt{S} \quad (9.2.4.1)$$

dove:

α: coefficiente funzione della velocità perimetrale di sfioro (assunta pari a 2 cm/s), per sedimentatori circolari (tipologia ipotizzata) vale $48{,}44 \cdot v_p$;

f: coefficiente funzione del tenere di secco nel fango (S_f), calcolato come: $64+57{,}6 \cdot S_f$.

S: area del sedimentatore, calcolata in funzione del carico idraulico (assunto pari a 1,5 m/h), risultata pari a 4.656 m^2 .

Applicando la formula (*9.2.4.1*), in entrambe le soluzioni, si ottiene un consumo di energia elettrica per il sedimentatore primario pari a 11,7 kWh/d. Tale consumo è stato assunto anche per il trattamento di sedimentazione primaria migliorato previsto nella soluzione *innovativa*, in quanto è stato ritenuto esiguo il contributo dato dall'installazione della pompa dosatrice del flocculate organico (poliacrilammide - PAM).

Per il comparto di decantazione secondaria, invece, il risultato che deriva utilizzando la (*9.2.4.1*) è 18,1 kWh/d, in entrambi i casi.

9.2.5 Aerazione della vasca di ossidazione biologica

La formula utilizzata per il calcolo della potenza assorbita dalle pompe (E_{ox}) per la fornitura d'aria in vasca di ossidazione è tratta da Metcalf&Eddy (1993) (*9.2.5.1*):

$$E_{ox}[kWh/d] = 24 \cdot \frac{Q_a \cdot R \cdot T_1}{29{,}7 \cdot n \cdot e}\left[\left(\frac{(P_{out})^{0{,}283}}{P_{in}}\right) - 1\right] \quad (9.2.5.1)$$

dove:

Q_a: portata d'aria da fornire [m/s];

R: costante dei gas, per l'aria vale 8.314 kJ/(kmolK);

T_1: temperatura dell'aria in aspirazione [K], assunta pari a 293,2 K;

P_{in}: pressione assoluta in aspirazione [atm], assunta pari a 1 atm;

P_{out}: pressione assoluta in mandata [atm], comprensiva delle perdite di carico (assunte pari 0,5 bar), assunta pari a 1,5 atm;

29,7: costante di conversione;

n: costante, per l'aria vale 0,283;

e: efficienza, assunta pari a 0,84.

La portata d'aria da fornire è stata calcolata sulla base del quantitativo di ossigeno richiesto (ottenuto con ASCAM) per ossidare il carico organico in ingresso all'impianto, pari a 35.820 kgO_2/d, con la seguente formula (*9.2.5.2*):

$$Q_a[m^3/d] = \frac{(Q_{O_2})_{SC}}{0{,}280 \cdot E} \quad (9.2.5.2)$$

dove:

$(Q_{O_2})_{SC}$: quantità di ossigeno da fornire in condizioni standard [kg/s];

E: efficienza, assunta pari a 0,25.

Per il calcolo della portata di ossigeno da fornire in condizioni standard è stato fatto riferimento alla seguente formula (*9.2.5.3*):

$$(Q_{O_2})_{SC}[kg/d] = \frac{35.820 \cdot T \cdot Cs}{\alpha \cdot F \cdot 1.204^{(T-20)} \cdot (\beta \cdot C's - O.D.)} \quad (9.2.5.3)$$

dove:

α: rapporto tra i coefficienti di diffusione acqua/refluo, funzione della tipologia di refluo, calcolato come segue (*9.2.5.4*):

$$\frac{k_L a}{k_L a_w} = 0{,}7 \quad (9.2.5.4)$$

β: rapporto tra la concentrazione, a saturazione, dell'ossigeno della miscela aerata e la concentrazione a saturazione, in acqua pulita, assunto pari a 0,95;

F: fattore di *fouling* (sporcamento della membrana), assunto pari a 0,9;

O.D.: concentrazione di ossigeno disciolto che si vuole mantenere in vasca di ossidazione, 2 mg/L;

Cs: concentrazione di ossigeno, a saturazione, in acqua pulita, alla temperatura standard [mg/L];

C's: concentrazione di ossigeno, a saturazione, in acqua pulita, nelle condizioni reali più gravose (nel caso in esame è stata assunta una temperatura di 293 K).

I parametri Cs e C's sono stati calcolati mediante sviluppo in serie di Taylor, troncato al quarto temine; di seguito si riporta l'espressione (*9.2.5.5*):

$$Cs_C's[mg/L] = 14{,}652 - 0{,}41022 \cdot T + 0{,}0079910 \cdot T^2 - 0{,}000077774 \cdot T^3 \quad (9.2.5.5)$$

dove:

T: temperatura [K], in entrambi i casi è stata utilizzata una temperatura di 293 K.

Il valore finale di E_{ox} risulta pari a 15.213 kWh/d, per la soluzione *convenzionale*, e pari a 16.433 kWh/d per quella *innovativa.*

9.2.6 Ispessitore

Per il calcolo del consumo energetico associato al comparto di ispessimento, è stata utilizzata la seguente espressione (*9.2.6.1*):

$$E_s\,[kWh/d] = 12.200 \cdot S^{0,9} \quad (9.2.6.1)$$

dove:

S: superficie dell'ispessitore [m^2].

La superficie dell'ispessitore (*S*) è stata calcolata secondo la formula (*9.2.1.6.1*) Bonomo (2008):

$$S[m^2] = \frac{C_{SS}}{FS} \quad (9.2.6.1)$$

dove:

C_{SS}: carico di sostanza secca alimentata [kgSS/d], derivante dal bilancio di massa (42.117 kgSS/d);

FS: flusso solido, assunto pari a 50 kgSS/(m^2d).

9.2.7 Digestore anaerobico

La formula utilizzata per il calcolo della potenza necessaria al funzionamento del comparto di digestione anaerobica (miscelazione interna) (E_{dig}) è la seguente (*9.2.7.1*), tratta da Canziani (1990).

$$E_{dig}[kWh/d] = 69{,}20 \cdot 10^4 \cdot V \cdot \left(\frac{SS}{\rho}\right)^3 \quad (9.2.7.1)$$

dove:

SS: concentrazione dei solidi sospesi [kg/m^3];

ρ: densità del fango [kg/m^3], assunta pari a 1.000 kg/m^3;

V: volume del digestore [m^3], dimensionato in base a tempo di residenza cellulare (20 giorni).

Il consumo energetico associato a questo comparto risulta essere pari a 0,027 kWh/d, per entrambe le soluzioni.

9.2.8 Disidratazione meccanica

La formula utilizzata per il calcolo della potenza assorbita dalla centrifuga utilizzata per la disidratazione meccanica del fango (E_{dis}) è la (*9.2.8.1*).

$$E_{dis}[kWh/d] = 36{,}5 \cdot 8.760 \cdot \mathrm{SS}^{0{,}374} \quad (9.2.8.1)$$

dove:
SS: portata di fango secco [tSS/h].

Il consumo energetico associato al comparto di disidratazione meccanica risulta essere di 911 kWh/d per la soluzione *convenzionale* e 577 kWh/d per quella *innovativa*.

9.2.9 Risultati ottenuti

Il consumo totale di energia elettrica associato alla linea acque (esclusa l'aerazione) è risultato, per entrambe le soluzioni, essere pari a 5.886 kWh/d, mentre, quello relativo alla fornitura d'ossigeno per l'aerazione della vasca di ossidazione biologica è risultato leggermente diverso. Infatti, la soluzione *convenzionale* risulta richiedere un quantitativo di energia pari a 15.213 kWh/d mentre quella *innovativa* di 16.433 kWh/d.

Stesso discorso per i consumi di energia elettrica per la linea fanghi nella quale l'impianto di tipo *convenzionale* assorbe 15.267 kWh/d mentre quello *innovativo* 17.670 kWh/d, ai quali va aggiunto il contributo per il comparto di ossidazione ad umido (9.500 kWh/d), per un totale di 27.170 kWh/d.

Pertanto, dalla somma dei summenzionati contributi si ottiene che la soluzione *innovativa* risulta essere maggiormente energivora rispetto alla *convenzionale* (+36%); infatti, il consumo di energia elettrica necessario al funzionamento della soluzione *innovativa* risulta pari a 49.489 kWh/d, maggiore dei 36.365 kWh/d necessari al funzionamento dell'impianto di tipo *convenzionale.*

9.3 Valutazione tecnico-economica e analisi di sensitività

Nel presente paragrafo vengono esposti i risultati derivanti dalla valutazione tecnico-economica dell'ossidazione ad umido con digestione anaerobica mesofila del residuo liquido.

Per le soluzioni prese in esame (ed oggetto della presente valutazione) sono stati previsti due scenari per i residui prodotti: smaltimento in discarica e conferimento presso impianto di incenerimento o co-incenerimento. Al fine di rendere più scorrevole l'esposizione, quest'ultimo scenario è stato sempre indicato come "incenerimento", in quanto, ai fini dell'analisi tecnico-economica non vi sono differenze tra le due definizioni. Tale distinzione risulta, invece, importante nel momento in cui si devono valutare i benefici ambientali derivanti dai diversi scenari.

Nello scenario "incenerimento" i residui prodotti dall'impianto *convenzionale* vengono conferiti presso un termovalorizzatore mentre quelli derivanti dalla ossidazione ad umido (soluzione *innovativa*) presso discarica. Tale scelta è motivata dai risultati delle esperienze condotte (*cfr.* Capitolo 7), che mostrano un basso contenuto di sostanza organica in tali residui (valutato in base alla concentrazione di solidi volatili finali, nell'ordine del 10%).

Nella Tabella 9.3 sono riassunti i principali parametri tecnici ed economici utilizzati (per una esposizione più completa dei quali si rimanda al Capitolo 4).

Tabella 9.3. Valori assunti per i principali parametri tecnici ed economici.

Aspetti tecnici	Valore numerico
Distanza di conferimento/smaltimento [km]	50
Capacità di carico dei camion [t/viaggio]	30
Aspetti economici	
Costo annuo del personale [€/(y·addetto)]	-
Tecnici con elevato grado di istruzione	60.000
Operai specializzati	40.000
Operai	30.000
Costo unitario dell'energia elettrica [€/kWh$_e$]	0,12
Ricavo unitario per la vendita dell'energia elettrica [€/kWh$_e$]	0,18
Ricavo unitario per la vendita dell'energia termica [€/kWh$_t$]	0,05
Costo unitario dell'acqua [€/m^3]	1,00
Costo unitario del polielettrolita (secco) [€/kg]	3,00
Costo unitario del cloruro ferrico (Fe_2Cl_3) [€/kg]	0,20
Costo unitario del cloruro di alluminio (Al_2Cl_3) [€/kg]	0,20
Costo unitario della poliacrilammide (PAM) [€/kg]	1,50
Costo unitario dell'ossigeno puro per la *wet oxidation* [€/kg]	0,07
Costo unitario del metano [€/Nm^3]	0,50
Costo unitario per il conferimento del fango in agricoltura [€/t]	70,00
Costo unitario per il conferimento del fango in discarica o presso impianto di incenerimento [€/t]	100,00
Costo chilometrico per il trasporto del fango [€/km]	4,50

Nelle Tabelle 9.4 e 9.5 sono riportati i risultati relativi ai parametri tecnici ed economici derivanti dalla procedura di valutazione. Tali esiti sono validi per entrambi gli scenari considerati in quanto, le ipotesi formulate, hanno portato ad ottenere risultati coincidenti.

Un cambiamento nei risultati si potrebbe avere se i risultati sperimentali (ad oggi non ancora disponibili) dimostrassero che:

- il residuo solido prodotto dall'ossidazione ad umido può essere smaltito in discarica per inerti (in quel caso dovrebbero essere adottato un costo di conferimento di 100 €/t per la soluzione *convenzionale* e 20 €/t per l'*innovativa*);

- il residuo solido prodotto dall'ossidazione ad umido può essere recuperato come inerte nel settore delle costruzioni (in questo caso si avrebbe un ricavo derivante dalla vendita del materiale).

Tabella 9.4. Risultati derivanti dalla procedura di valutazione tecnica della *Wet Oxidation* con digestione anaerobica del residuo liquido prodotto.

Aspetti tecnici	**Gap**
Affidabilità	-0,67
Complessità ed integrabilità con le strutture esistenti	-0,49
Flessibilità/Modularità	-0,67
Residui SOLIDI	1,00
Residui LIQUIDI	-0,46
Residui GASSOSI	-
Consumo di materie prime e reagenti	-1,32
Consumo di Energia Elettrica	-0,56
Produzione di energia netta (al netto degli autoconsumi)	1,50
Aspetti sociali&autorizzativi	0,17
GAP Totale	**-0,17**

Tabella 9.5. Risultati derivanti dalla procedura di valutazione economica della *Wet Oxidation* con digestione anaerobica del residuo liquido prodotto.

Aspetti economici		**Gap [€/(AE y)]**
Rata annuale per l'ammortamento	A	2,57
Costo per la manutenzione ordinaria (gap)	M	0,90
Costo totale del personale (gap)	CP	0,42
Costo della corrente elettrica (gap)	$E.E.	1,15
Costo totale per le materie prime e i reagenti (gap)	R&R	6,12
Costo per lo smaltimento dei residui in discarica o conferimento presso impianto di incenerimento (gap)	C-L	-7,89
Costo per il trasporto (gap)	T	-0,59
Costo per il conferimento esterno dei residui liquidi (gap)	TLF	0,00
Costo per il trattamento delle emissioni gassose (gap)	TGF	0,00
Proventi derivanti dalla vendita dell'energia elettrica e/o termica (gap)	INC	-4,09
Proventi derivanti dalla vendita dei materiali recuperati (gap)	TRM	0,00
Costo totale (gap)	**TOT**	**-1,41**

Dall'analisi dei dati sopra riportati (Tabella 9.4 e 9.5) si evince che, per quanto riguarda gli aspetti tecnici, la soluzione *innovativa* è sensibilmente sconveniente rispetto alla *convenzionale* (gap <0). Gli aspetti che risultano penalizzare maggiormente la soluzione *innovativa* sono, nell'ordine:

- consumo di materie prime e reagenti (gap= -1,32);
- affidabilità (soluzione in effetti poco diffusa a livello europeo) e flessbilità/modularità (gap= - 0,67);
- consumo di energia elettrica (gap= -0,56).

Tale soluzione risulta essere più vantaggiosa rispetto alla *convenzionale* in merito alla:

- possibilità di produrre energia elettrica (gap= +1,50 €/(AE·y));
- minore quantità di residui solidi da smaltire (gap= +1,00 €/(AE·y)).

Sotto l'aspetto economico la soluzione *innovativa* risulta essere più vantaggiosa rispetto alla *convenzionale*, infatti, l'applicazione dell'ossidazione ad umido con digestione anaerobica del residuo liquido, consentirebbe un risparmio *pro-capite* annuo pari a €1,41. Il maggior risparmio si ha col minor costo per lo smaltimento finale dei residui, che risultano essere minori in tale soluzione (gap= -7,89 €/(AE·y)) e grazie ai ricavi che derivano dalla vendita dell'energia elettrica e termica.

Conformemente a quanto esposto in precedenza (§ 4.6.4) l'analisi di sensitività è stata effettuata variando di ± 10% i parametri riportati nella Tabella 9.5; i risultati sono riportati nel grafico di Figura 9.3.

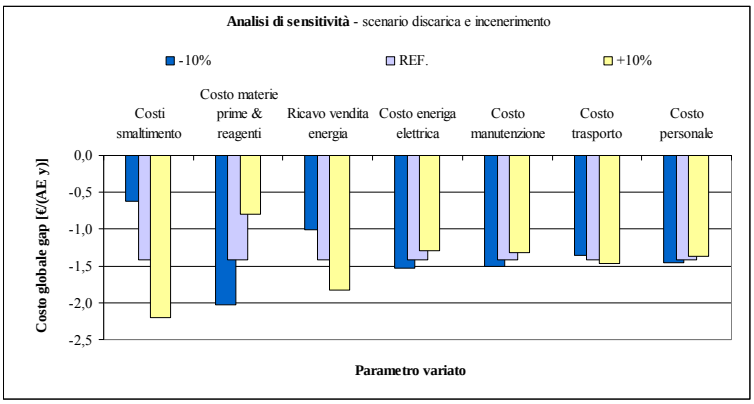


Figura 9.3. Risultato dell'analisi di sensitività della soluzione in cui si è inserito il comparto di *Wet Oxidation* ed avviato a digestione anaerobica il residuo liquido prodotto.

I risultati che derivano dall'analisi di sensitività mostrano che il costo complessivo della soluzione è maggiormente influenzato da:

- costo per il conferimento finale dei residui solidi;
- costo delle materie prime e dei reagenti;
- tariffa per la rivendita dell'energia (sia essa elettrica o termica).

9.4 Considerazioni finali

Va evidenziato che i parametri utilizzati nell'analisi tecnico-economica della soluzione *innovativa* sono stati, ad oggi, ipotizzati sulla base dei primi risultati derivanti sia dalle prove di ossidazione ad umido dei fanghi di depurazione condotte in laboratorio sia dal monitoraggio dell'impiantino pilota di digestione anaerobica; pertanto, l'attività sperimentale alla scala reale, ad oggi in corso, ha anche lo scopo di fornire dati più accurati in merito ai parametri di processo. Questo poterebbe, ovviamente, modificare anche in modo non trascurabile, i risultati dell'analisi qui esposta.

Infatti, i punteggi dei due scenari potrebbero cambiare in modo significativo se i risultati sperimentali (ad oggi non ancora disponibili) dimostrassero che il residuo solido prodotto dall'ossidazione ad umido possa essere smaltito in discarica per inerti o essere recuperato come inerte nel settore delle costruzioni. Difatti, se questo trovasse conferma, non solo dovrebbero essere adottati due differenti costi di conferimento nello scenario "discarica" (100 €/t per la soluzione *convenzionale* e 20 €/t per l'*innovativa*) ma si avrebbe un ricavo derivante dalla vendita del residuo stesso.

Nonostante alcuni dati debbano essere ancora verificati (si invita, pertanto, a focalizzare l'attenzione più sulla metodologia utilizzata per affrontare il problema piuttosto che sui risultati numerici) l'applicazione della procedura ha permesso di avere un'indicazione (seppur sintomatica) della sostenibilità tecnico-economica della soluzione.

Applicando la procedura di valutazione è risultato che la soluzione *innovativa* è sensibilmente sconveniente (dal punto di vista tecnico) rispetto alla *convenzionale* (gap <0). Gli aspetti maggiormente penalizzanti sono risultati essere: il consumo di materie prime e reagenti (gap= -1,32); l'affidabilità (soluzione in effetti poco diffusa a livello europeo) e flessbilità/modularità (gap= - 0,67) e il consumo di energia elettrica (gap= -0,56).

Viceversa, la soluzione *innovativa* risulta essere più vantaggiosa (gap> 0) rispetto alla *convenzionale* per quanto riguarda la possibilità di produrre energia

elettrica (gap= +1,50) e la minore quantità di residui solidi da smaltire (gap= +1,00).

Sotto l'aspetto economico la soluzione *innovativa* risulta essere più vantaggiosa rispetto alla *convenzionale*; infatti, la sua applicazione consentirebbe un risparmio *pro-capite* annuo pari a €1,41. Le voci economiche in cui presenta un forte vantaggio sono: il costo per lo smaltimento finale dei residui (gap= -7,89 €/(AE·y)) ed i ricavi che derivano dalla vendita dell'energia elettrica e termica (gap= -4,09 €/(AE·y)).

L'analisi di sensitività mostra che il costo complessivo della soluzione è maggiormente influenzato dal costo per il conferimento finale dei residui solidi, dal costo delle materie prime e dei reagenti e dalla tariffa per la rivendita dell'energia (sia essa elettrica o termica); infatti, anche una piccola variazione di questi parametri (±10%) comporta una significativa modificazione del costo complessivo della soluzione.

La sostenibilità ambientale degli scenari non è stata oggetto di valutazione nel presente lavoro anche se rappresenta un aspetto tutt'altro che trascurabile. Per esempio, la possibilità di inviare i fanghi ad un impianto di incenerimento piuttosto che ad uno di co-incenerimento potrebbe modificare il giudizio ambientale dello scenario, così come, per esempio, scegliendo di conferire i residui ad un impianto di termovalorizzazione piuttosto che in discarica. In merito alle emissioni in atmosfera, si sottolinea, comunque, che il processo di ossidazione ad umido emette una quantità limitata di inquinanti (per lo più rappresentati da vapore acqueo e CO_2).

Pertanto, al fine di avere un giudizio complessivo (tecnico-economico ed ambientale) sia sulla soluzione che sugli scenari di smaltimento ipotizzati, è opportuno far seguire alla valutazione tecnico-economica quella di sostenibilità ambientale (per esempio, *LCA*).

SINTESI E CONCLUSIONI

Le tematiche presenti nella tesi di dottorato sono numerose ed hanno riguardato diversi aspetti della “problematica fanghi”.

Gli argomenti affrontati spaziano dal calcolo degli indici di funzionalità degli impianti al confronto tecnico-economico di diverse soluzioni per la gestione dei fanghi. Tutte queste tematiche possono sembrare tra di loro scorrelate, in realtà, così non è, se si legge l’intero lavoro con la giusta chiave di lettura, ossia l’ottica dell’approccio integrato.

La filosofia dell’approccio integrato più volte richiamata all’interno del presente lavoro, prevede che, prima di effettuare qualsiasi tipo di intervento di *upgrading* (sia strutturale che gestionale), interventi che richiedono solitamente cospicui investimenti economici, debba essere fotografato lo stato di salute dell’impianto. Questo viene fatto mediante il calcolo degli indici di funzionalità; tali indici consentono di valutare le prestazioni di un impianto confrontando gli indicatori effettivi (cioè che risultano dall’elaborazione dei dati gestionali) con i valori “attesi” degli indicatori stessi (valutati, per ogni caso specifico, in funzione delle condizioni di funzionamento).

Tali indici consentono, pertanto, di evidenziare i comparti nei quali l’impianto risulta carente; se questo si verifica, è necessario procedere alla verifica di funzionalità del comparto.

Proprio analizzando i dati gestionali dell'impianto di depurazione di Mortara è stato visto che due comparti necessitavano una verifica di funzionalità, da qui, le prove di ispessimento e di disidratazione meccanica.

Dalla necessità di verificare la funzionalità di questi comparti sono nate le metodiche per la **verifica di funzionalità** riportate in questa tesi, in quanto, quelle riportate in letteratura, non state ritenute soddisfacenti. Questo perché, ove esistenti, si è visto essere, per lo più, basate su un approccio che può essere definito di tipo *boolenano*; ossia, viene scelto un parametro rappresentativo del processo (per esempio il contenuto di secco in uscita dal comparto di disidratazione) e lo si confronta con i rispettivi valori di letteratura o obiettivo ed il giudizio finale è basato sul criterio di "*valore raggiunto o non raggiunto*". Tale tipo di approccio, si ritiene essere sbagliato in quanto, una procedura di verifica deve consentire di evidenziare tutti quegli aspetti che consentano il raggiungimento del giusto compromesso tra ottimo tecnico ed ottimo economico. Per fare ciò, è necessario tenere conto di una serie di aspetti che tradizionalmente sono stati spesso trascurati, quali ad esempio, i costi associati ad eventuali ricircoli in testa all'impianto.

Le prove eseguite presso il depuratore di Mortara hanno testato la capacità di ispessimento dei fanghi di supero derivanti dal sedimentatore secondario dell'impianto.

Il fango testato è stato sia tal quale sia con preventiva aggiunta di polielettrolita (fango condizionato). In entrambi i casi, il fango è stato sottoposto ad ispessimento, oltre che in condizioni statiche, anche a lenta agitazione, così da simulare, in quest'ultimo caso, il risultato conseguibile con un ispessitore meccanizzato.

Le prove sono state eseguite in due giorni differenti (31 maggio e 1 giugno 2010), ma consecutivi, in modo da ridurre al minimo le variazioni nelle caratteristiche chimico-fisiche del fango utilizzato. Il fango utilizzato il primo giorno presentava un contenuto di solidi pari a circa 13,2 g/L, mentre quello del secondo, in cui è stato aggiunto polielettrolita in quantità pari a 3 mL/L, circa 14,8 g/L.

Per quanto riguarda le prove svolte su **fango non condizionato**, la movimentazione lenta del fango (a simulare un ispessitore meccanizzato) ha portato benefici che si sono evidenziati in termini di:

- maggior grado di ispessimento (al termine della prova, dopo 24 ore, il livello dell'interfaccia fango ispessito-surnatante ha raggiunto quota 49 cm, contro 55 cm per il fango mantenuto in condizioni statiche; inoltre la concentrazione di solidi a –30 cm dal pelo libero è risultata molto minore, in presenza di agitazione lenta (3,4 g/L contro 10,5 g/L), ad indicare un maggior trasferimento dei solidi sul fondo del cilindro);
- una maggiore regolarità e stabilità (nel tempo) della velocità di sedimentazione-ispessimento.

In entrambi i casi sono stati misurati valori molto bassi di solidi totali nel surnatante, almeno durante le prime ore di prova.

Le prove effettuate con **fango condizionato** hanno evidenziato come l'aggiunta del polielettrolita non determini un miglioramento nelle prestazioni dell'ispessimento, infatti:

- la velocità di sedimentazione è risultata più bassa (circa del 50%) rispetto al caso di fango non condizionato;
- la concentrazione di solidi a – 30 cm dal pelo libero si è mantenuta elevata (25-28 g/L) denotando una difficoltà di addensamento del fango sul fondo del cilindro.

Anche le prove svolte con fango condizionato hanno evidenziato benefici derivanti dalla lenta movimentazione del fango, in particolare una velocità di sedimentazione più regolare e costante nel tempo e una minore concentrazione di solidi sospesi nel surnatante a fine prova.

In definitiva, nel caso specifico, si può concludere che l'aggiunta di un polielettrolita (condizionamento) non sembra portare benefici, mentre l'adozione di un sistema di movimentazione lenta (ispessimento meccanizzato) potrebbe migliorare l'efficienza complessiva del trattamento.

Le **prove di disidratazione meccanica** dei fanghi, effettuate con la filtropressa installata presso il depuratore di Mortara e con la centrifuga mobile *Alfa Laval*, hanno consentito di valutare le prestazioni tecnico-economiche delle macchine e mettere a punto la relativa metodica di verifica.

Dal punto di vista delle prestazioni tecniche, la centrifuga ha ottenuto un riscontro migliore in termini di percentuale di secco nel fango disidratato (21,7% nella Prova 2 rispetto al 18,1 della filtropressa) mentre la filtropressa in termini di qualità del residuo liquido da ricircolare in testa all'impianto di depurazione (COD filtropressa=600 mg/L contro un COD medio per la centrifuga di 1.500 mg/L).

In tutte le prove, l'indice di cattura dei solidi ha presentato valori molto elevati (> 90%) che, nel caso della filtropressa raggiunge il valore massimo e prossimo al 100%.

L'analisi delle voci economiche ha permesso di evidenziare le voci che sono risultate essere maggiormente incisive sul costo totale di smaltimento del fango disidratato, ossia: il costo di smaltimento del fango (*S.F.*) che incide per circa l'80% e il costo del polielettrolita ($€_{poli}$), che incide per circa il 15%. Il costo dell'ammortamento è stato omesso dai risultati delle prove in quanto, non solo si è visto in fase di elaborazione incidere in modo non significativo sul costo totale (circa 7,5%), ma anche per la difficoltà di operare un confronto con la filtropressa, vista la sua obsolescenza. Altrettanto poco significative sono risultate essere le seguenti voci di costo: trattamento/smaltimento dei fanghi prodotti dalla depurazione del centrato (T.S.F.C.) (5%), dalla manutenzione (*M*) (4%), del consumo di energia elettrica (*E.E.*) (2,5%), del personale (*P*) (2%) e del fabbisogno di ossigeno per la depurazione del centrato (O_2) (<1%). Inoltre, va sottolineato che il costo relativo all'acqua ($€_{H2O}$) è stato considerato nullo poiché l'acqua di rete è in gestione alla stessa società che gestisce l'impianto di depurazione (*ASMortara S.p.A.*).

In merito al confronto tra la installazione fissa ed *outsourcing* si è visto che il servizio in *outsourcing*, se effettuato con un contratto "conveniente", caratteristico cioè di una prestazione regolare e prolungata nel tempo (caso 2), può risultare competitivo, oltre che sul piano operativo, anche sul piano

economico; la differenza, rispetto alla filtropressa, è solo del 4% circa (600 vs 575 €/$t_{SS\ alim}$, rispettivamente). A parità di macchina utilizzata, l'installazione fissa risulta essere più conveniente rispetto all'esternalizzazione (560 vs 600 €/$t_{SS\ alim}$, rispettivamente); ciò, del resto, è un risultato atteso: l'onere aggiuntivo dell'esternalizzazione è infatti giustificato da una serie di vantaggi tecnico-gestionali offerti dall'*outsourcing* difficilmente quantificabili, ma con un sicuro riflesso positivo in termini economici.

Per quanto riguarda la gestione dei fanghi la soluzione in *outsourcing* comporta una serie di vantaggi tecnico-gestionali difficilmente monetizzabili, ma che hanno un sicuro risvolto a livello economico, e che possono risultare decisivi nella scelta di ricorrere a questa soluzione, soprattutto, per impianti medio-piccoli, dotati di adeguato volume di accumulo e, comunque, ogni qual volta si presentino situazioni provvisorie cui è necessario far fronte in breve tempo.

Solo sulla base dei risultati ottenuti dalle verifiche di funzionalità è possibile valutare l'adozione di tecniche di minimizzazione. Queste tecniche possono essere applicate, come si è ampiamente visto nel *Capitolo 1,* sia sulla linea acque sia sulla linea fanghi e possono essere di tipo "convenzionale" o "innovativo". Inoltre, possono essere di tipo "preventivo", quando consentono di prevenire la produzione di fango all'interno del processo biologico, o di tipo "riduttivo", quando riducono la quantità di fango da smaltire.

A tale proposito è stata studiata la possibile applicazione del processo di **ossidazione ad umido** ai fanghi di depurazione. La sperimentazione è stata svolta presso l'azienda *3V Green Eagle* (Grassobbio – BG) dove sono state eseguite sia prove di ossidazione ad umido alla scala di laboratorio sia alla scala reale.

In base alle prove di ossidazione ad umido effettuate è stato visto che il parametro che è risultato influenzare maggiormente il processo è la temperatura; infatti, passando da 225 a 250 °C il rendimento di rimozione del COD passa, rispettivamente, dal 54 all'80%, ed il rapporto tra SSV/SST si dimezza (da 0,25 a 225 °C e 0,11 a 250 °C). Inoltre, è stato visto che l'idrolisi dei solidi sospesi è molto rapida: la rimozione avviene già nei primi 15 minuti a 250 °C.

L'aumento maggiore in termini di rendimento di rimozione del COD si ottiene aumentando il tempo di reazione da 15 a 60 minuti (si passa dal 59 all'80%) mentre, per tempi di contatto maggiori, si ha sì un aumento di tale indice ma non così marcato.
La quantità di ossigeno fornita non risultata essere un parametro particolarmente limitante per la cinetica di rimozione. Infatti, seppur presentando valori del rendimento di rimozione del COD maggiori all'80% per le condizioni più estreme (33 e 44 atm), per tutte le altre prove (laboratorio e scala reale) tale parametro si attesta a valori prossimi al 70%.
Sulla base dei risultati sopra esposti, le condizioni di processo che consentono di ottenere un residuo solido caratterizzato da un minimo contenuto di sostanza organica e un residuo liquido che risulti idoneo alla biodegradazione sono le seguenti:

- temperatura: 250 °C;
- percentuale di ossigeno rispetto allo stechiometrico: 69%;
- tempo di reazione: 60 minuti.

Al fine di perseguire le indicazioni presenti in Normativa in merito al recupero energetico e riutilizzo dei rifiuti, è stato alimentato un **digestore anaerobico pilota** col residuo liquido prodotto dal processo di *Wet Oxidation* ed è stata monitorata la produzione di biogas; inoltre, è stato anche valutato il possibile riutilizzo come inerte del residuo solido prodotto dall'ossidazione ad umido del fango nel settore delle costruzioni.

Il processo di digestione anaerobica del residuo liquido ottenuto dalla *Wet Oxidation*, ad oggi, non ha dato i risultati sperati. Complessivamente, infatti, sono stati riscontrati un basso rendimento di rimozione della sostanza organica e una scarsa produzione di biogas, peraltro, di pessima qualità.

Al termine della sperimentazione si è cercato di individuare le possibili cause alla base dell'inibizione del processo di digestione anaerobica. A tale scopo sono stati analizzati gli andamenti, nell'arco dell'intera sperimentazione, di diversi parametri, in modo tale da poterli confrontare nella fase di cattivo funzionamento rispetto alla fase di buon funzionamento dell'impianto.

In funzione della principale evidenza sperimentale di funzionamento del processo, ossia l'abbattimento del COD, sono stati confrontati gli andamenti dei seguenti parametri: pH, ammoniaca libera, cloruri, carico di COD rispetto ai SSV contenuti nel reattore e carico volumetrico di COD. Inoltre, è stato evidenziato il possibile effetto della tipologia di liquame alimentato.

Dall'analisi integrata dei dati si è visto che la tipologia di substrato e il carico di COD in ingresso risultano essere, da subito, fattori limitanti per il processo di digestione mentre, negli ultimi due periodi della sperimentazione, il processo risulta essere inibito dalla quasi totalità dei parametri (fase di alimentazione con il NEW TOP). Pertanto, alla luce dei dati a disposizione, non è possibile imputare l'inibizione del processo ad un singolo fattore in quanto, dall'analisi integrata dei dati, si è visto che non vi è stata una fase in cui un solo parametro è risultato essere critico.

Sul **residuo solido ottenuto dall'ossidazione ad umido** dei fanghi di depurazione sono state effettuate, sempre a *3V Green Eagle S.p.A.*, tre **prove di lavaggio** al fine di studiare il suo possibile recupero nel settore delle costruzioni o il suo smaltimento in discarica per inerti.

Il residuo utilizzato (FILLER) per le prove è stato ottenuto dal processo DUAL top, ossia quel processo che ossida, insieme ai fanghi di depurazione (fanghi di supero dell'impianto biologico a servizio dell'Azienda *3V Green Eagle S.p.A.*), rifiuti liquidi caratterizzati da un alto carico di COD.

Le prove di lavaggio hanno testato l'effetto di differenti rapporti liquido/solido (L/S=108,1 L/kg e L/S=575,89 L/kg) e del dosaggio di un tensioattivo (*Neopal* con un rapporto L/S=108,1 L/kg).

Sottoponendo il FILLER a test di cessione è stato riscontrato che, nessuna tipologia di trattamento testata, consente il rispetto di tutti i limiti previsti dalla Normativa sia per il recupero del materiale nel settore delle costruzioni (D.M. 05/02/1998) sia per il conferimento del materiale in discarica per inerti (D.M. 27/09/2010), anche se i lavaggi hanno permesso di ridurre notevolmente il contenuto iniziale di inquinante.

Considerando i limiti Normativi previsti per il recupero del FILLER si nota che i parametri che risultano essere più problematici sono: mercurio, nichel,

rame e COD. Di questi, quello che è risultato maggiormente critico è il COD. Questo significa che il FILLER rilascia un'elevata quantità di sostanza organica, almeno dieci volte superiore al limite previsto dal D.M. 05/02/1998 (30 mg/L). Confrontando le concentrazioni di COD nel FILLER e nell'eluato, si è visto che esse rimangono sostanzialmente invariate, ad esclusione della prova nella quale è stato utilizzato *Neopal*. Questo evidenzia che il tensioattivo contribuisce alla rimozione della sostanza organica, nel caso in esame consente una riduzione di circa il 36% (si passa da 343.785 a 211.554 mg/kgSS).

Confrontando, invece, il rilascio di COD (valutato attraverso test di cessione) dal FILLER tal quale con quello dai FILLER ottenuti dai lavaggi, si è osservato che un aumento del rapporto L/S contribuisce ad un minore rilascio. A parità di rapporto L/S, invece, il lavaggio con *Neopal* produce un eluato con un minor contenuto di COD (9.130 contro 3.180 mg/kgSS).

I valori di COD nell'eluato delle prove condotte con *Neopal* (rapporto L/S=108,1 L/kg) e con acqua (rapporto L/S=575,89 L/kg) non risultano essere congruenti in quanto, nella prima prova, a fronte di una rimozione della sostanza organica del 36% nel FILLER, si ottiene un maggior contenuto di COD nell'eluato (3.100 contro 2.700 mg/kgSS). Questo potrebbe essere giustificato dal fatto che l'utilizzo di tensioattivo solubilizzi degli elementi che comportano un aumento del rilascio di COD.

Facendo riferimento al quantitativo di metalli pesanti rilasciati nell'eluato, le prove hanno evidenziato, invece, che, l'utilizzo del tensioattivo, non sembra essere giustificato.

Anche confrontando i risultati dei test di cessione coi limiti previsti per l'ammissibilità di un rifiuto in discarica per inerti si osserva che, nessuna prova di lavaggio, consente il loro rispetto, anche se un aumento dell'acqua di lavaggio consente il rispetto per alcuni elementi il rispetto dei limiti imposti (è il caso del nichel e dello zinco).

Il parametro che risulta particolarmente critico per l'ammissibilità in discarica è il DOC per il quale è prevista una concentrazione massima nell'eluato di 50 mg/L. Dall'analisi dei dati si evince che il contenuto di DOC diminuisce all'aumentare del rapporto L/S mentre, a parità di rapporto L/S

(108,1 L/kg), risulta minore nell'eluato del campione lavato con sola acqua. Questo potrebbe essere dovuto al non trascurabile contenuto di tensioattivo nel FILLER a fine prova. A tale proposito, si sta pensando di eseguire un risciacquo del campione al termine del lavaggio, in modo da verificare la rispondenza al limite del campione con un minore contenuto di *Neopal*.

Altre limitazioni per il conferimento in discarica per rifiuti inerti provengono dal contenuto di sostanza organica carboniosa totale (TOC) del residuo: infatti, il TOC nel materiale da destinare a tali discariche deve essere inferiore a 30.000 mg/kg. Il FILLER essiccato eccedeva questa quota e nessun lavaggio ha permesso il rispetto del limite; il miglior risultato per questo parametro è stato ottenuto nella prova di lavaggio in cui è stato utilizzato il tensioattivo.

Altro parametro critico è il contenuto di oli minerali, per il quale la Normativa prevede una concentrazione massima di 500 mg/kg. Tale valore è stato superato sia nel FILLER tal quale (17.000 mg/kg) che in quello ottenuto nelle varie prove di lavaggio effettuate con la sola acqua, mentre, l'uso di tensioattivo consente, seppur di poco, il rispetto del limite normativo.

Infine, nel caso in cui si fosse costretti ad adottare una tecnica di minimizzazione, è opportuno che essa venga scelta sulla base dei risultati derivanti da una **valutazione tecnico-economica**, in quanto essa non solo deve essere tecnicamente efficace (ridurre la quantità di fango da smaltire) ma, anche, economicamente sostenibile.

La procedura di valutazione tecnico-economica è stata concepita nell'ambito di un progetto europeo chiamato ROUTES - *Novel processing routes for effective sewage sludge management* (http://cordis.europa.eu/fp7/home_it.html) nel quale sono state confrontate tra di loro 15 differenti soluzioni innovative per la gestione dei fanghi.

La procedura di valutazione messa a punto è basata sul confronto tra l'impianto nella configurazione "*convenzionale*" e quello in cui è stata inserita una tecnica di minimizzazione (configurazione "*innovativa*").

Tra le possibili soluzioni esaminate è stata considerata quella in cui è stata ipotizzata l'ossidazione ad umido dei fanghi misti (primario + supero) prodotti in un impianto di potenzialità pari a 500.000 AE e la digestione anaerobica del

residuo liquido generato dal processo di *Wet Oxidation.* Per gli scenari di conferimento finale sono stati ipotizzati: lo smaltimento in discarica ed il co-incenerimento.

I parametri utilizzati nell'analisi tecnico-economica della soluzione *innovativa* sono stati, ad oggi, ipotizzati sulla base dei primi risultati derivanti sia dalle prove di ossidazione ad umido dei fanghi di depurazione condotte in laboratorio sia dal monitoraggio dell'impiantino pilota di digestione anaerobica; pertanto, l'attività sperimentale di ossidazione dei fanghi alla scala reale, ad oggi in corso, ha anche lo scopo di fornire dati più accurati in merito ai parametri di processo; infatti, i risultati da essa derivanti poterebbero, ovviamente, cambiare (anche in modo non trascurabile) i risultati dell'analisi esposta nel presente lavoro (*Capitolo 9*).

Tra l'altro, i punteggi dei due scenari potrebbero cambiare in modo significativo se i risultati sperimentali (ad oggi non ancora disponibili) dimostrassero che il residuo solido prodotto dall'ossidazione ad umido possa essere smaltito in discarica per inerti o essere recuperato come inerte nel settore delle costruzioni. Difatti, se questo trovasse conferma, non solo dovrebbero essere adottati due differenti costi di conferimento nello scenario "discarica" (100 €/t per la soluzione *convenzionale* e 20 €/t per l'*innovativa*) ma si avrebbe un ricavo derivante dalla vendita del residuo stesso.

Applicando la procedura di valutazione è risultato che la soluzione *innovativa* è sensibilmente sconveniente (dal punto di vista tecnico) rispetto alla *convenzionale* (gap <0). Gli aspetti maggiormente penalizzanti sono risultati essere: il consumo di materie prime e reagenti (gap= -1,32); l'affidabilità (soluzione in effetti poco diffusa a livello europeo) e flessbilità/modularità (gap= - 0,67) e il consumo di energia elettrica (gap= -0,56).

Viceversa, la soluzione *innovativa* risulta essere più vantaggiosa (gap> 0) rispetto alla *convenzionale* per quanto riguarda la possibilità di produrre energia elettrica (gap= +1,50) e la minore quantità di residui solidi da smaltire (gap= +1,00).

Sotto l'aspetto economico la soluzione *innovativa* risulta essere più vantaggiosa rispetto alla *convenzionale*; infatti, la sua applicazione consentirebbe un

risparmio *pro-capite* annuo pari a €1,41. Le voci economiche in cui presenta un forte vantaggio sono: il costo per lo smaltimento finale dei residui (gap= -7,89 €/(AE·y)) ed i ricavi che derivano dalla vendita dell'energia elettrica e termica (gap= -4,09 €/(AE·y)).
L'analisi di sensitività mostra che il costo complessivo della soluzione è maggiormente influenzato da: il costo per il conferimento finale dei residui solidi, il costo delle materie prime e dei reagenti e dalla tariffa per la rivendita dell'energia (sia essa elettrica o termica). Infatti, anche una piccola variazione di questi parametri (±10%) comporta una significativa modificazione del costo complessivo della soluzione.

La sostenibilità ambientale degli scenari non è stata oggetto di valutazione nel presente lavoro anche se rappresenta un aspetto tutt'altro che trascurabile. Per esempio, la possibilità di inviare i fanghi ad un impianto di incenerimento piuttosto che ad uno di co-incenerimento potrebbe modificare il giudizio ambientale dello scenario, così come, per esempio, scegliendo di conferire i residui ad un impianto di termovalorizzazione piuttosto che in discarica. In merito alle emissioni in atmosfera, si sottolinea, comunque, che il processo di ossidazione ad umido emette una quantità limitata di inquinanti (per lo più rappresentati da vapore e CO_2).

Pertanto, al fine di avere un giudizio complessivo sia sulla soluzione che sugli scenari ipotizzati, è opportuno far seguire alla valutazione tecnico-economica quella di sostenibilità ambientale (per esempio, *LCA*).

Si ritiene doveroso, comunque, sottolineare l'importanza di non focalizzare eccessivamente l'attenzione sui risultati numerici derivanti dall'analisi qui riportata in quanto, come più volte sottolineato, alcuni parametri potrebbero subire forti cambiamenti sulla base dei risultati sperimentali (di fatti, l'attività di ricerca è ancora in corso) ma sulla metodologia utilizzata per affrontare il problema. Detto questo, si è, comunque, voluto riportare un esempio numerico in quanto, non solo questo rende maggiormente comprensibile l'applicazione della procedura, ma anche perché i risultati che derivano da essa permettono di avere un'indicazione (seppur sintomatica) della sostenibilità tecnico-economica della soluzione.

In conclusione, i risultati riportati in questo lavoro (molti dei quali sono ancora, ad oggi, oggetto di studio) evidenziano la validità dell'approccio seguito. Infatti, si ritiene che solo un'analisi di tipo globale, come quella qui riportata, possa fornire utili strumenti ai gestori o agli enti pianificatori nel momento in cui si trovano a dover affrontare scelte inerenti la gestione dei fanghi di depurazione.

In molti casi, anche dai contatti quotidiani avuti con gestori di impianti, si è visto che è ancora molto diffusa l'idea che, per risolvere un problema, debbano essere necessariamente previsti cospicui investimenti mentre, il monitoraggio e il calcolo degli indici di funzionalità, nonché l'applicazione delle verifiche di funzionalità, hanno dimostrato, in molti casi, che questo non è necessario e che, anzi, consentono di ottenere un risparmio.

Si ritiene, pertanto, che il primo obiettivo da perseguire al fine di minimizzare la quantità di fanghi da smaltire sia **l'ottimizzazione delle strutture esistenti** e solo una volta individuate le carenze dell'impianto e sulla base di un'accurata **analisi tecnico-economica** si debba adottare una tecnica di minimizzazione. Infatti, si ritiene che, come non esista l'impianto "tipo", non esista la tecnica di minimizzazione "migliore in assoluto" ma, bensì quella migliore per quell'impianto e con quelle condizioni al contorno (funzione, anche, degli obiettivi che si prefigge il gestore).

L'analisi riportata in questo lavoro, pertanto, consente di tenere presente le peculiarità di ciascun impianto e, mediante diversi fattori, di evidenziare, nel caso di riferimento, i vantaggi tecnici ed economici derivanti dall'utilizzo di una specifica tecnica di minimizzazione.

Infine, si ritiene che, insieme oltre ad una **stabilizzazione del quadro Normativo**, sia fondamentale un'**accurata pianificazione sovra impiantistica** da parte degli enti preposti (per esempio, i gestori del Servizio Idrico Integrato) in modo che possano essere effettuati investimenti mirati ed evitati inutili sprechi.

BIBLIOGRAFIA

Araki H., Koga K., Inomae K., Kusuda T., Awaya Y. (1990). Intermittent aeration for nitrose removal in small oxidation ditches. Wat. Sci. Tech., 22(3/4), 131-138.

ARPA-ISPRA-CNR (2003). "Metodi analitici per le acque", APAT - Manuali e Linee Guida 29/2003.

Battistoni P., Bolzonella D., Paradisi A., Vitiello G. e Cecchi F. (2003a). "Use o fan automated alternated cycles process for the upgrading of large wastewater treatment plants: the experience of Viareggio-Italy". In "Atti del convegno 9th Specialised Conference on Design, Operation and Economics of Large Wastewater Treatment Plants". Praga, Repubblica Ceca, 1-4 settembre.

Battistoni P., De Angelis A., Boccadoro R. e Bolzonella D. (2003b). "An automatically controlled alternate oxic-anoxic process for small municipal wastewater treatment plants". In "I&EC Research – Industrial & Engineering Chemestry Research, 42(3), pp. 509-515.

Battistoni P., Fantone F., Cola E. e Pavan P. (2008). "Alternate cycles process for municipal WWTPs upgrading: ready for widespread application?". In "I&EC Research – Industrial & Engineering Chemestry Research, 47(13), pp. 4387-4393.

Battistoni P., Pezzoli S., Vitiello G., Fiaschi P e 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". In "Atti del convegno Acque Reflue e Fanghi". Milano, Italia, 28 febbraio.

Benitez J., Rodriguez A. e Malaver R. (1995). "Stabilization and dewatering of wastewater using hollow fiber membranes". Water Res. 29, 2281–2286.

Bertanza G. e Canato M. (2012). "Verifiche sulla digestione anaerobica dei fanghi". In "Impianti di trattamento acque: verifiche di funzionalità e collaudo – Manuale operativo". Hoepli. ISBN: 978-88-203-5200-4.

Bertanza G. e Papa M. (2011). "Confronto tecnico-economico tra sistemi di disidratazione del fango di depurazione". IA-Ingegneria Ambientale, vol. XL, n. 6, Novembre-Dicembre.

Böhler, M. e Siegrist, H. (2004). Partial ozonation of activated sludge to reduce excess sludge, improve denitrification and control scumming and bulking. Water Science and Technology 49 (10), 41–49.

Bonomo L. (2008). "Trattamenti delle acque reflue". McGraw-Hill. ISBN 978-88-386-6518-9.

Bougrier C., Carrère H., Battimelli A. e Delgenes J.P. (2004). Effects of various pre-treatments on waste activated sludge in order to improve matter solubilisation and anaerobic digestion. Proceedings, 10th World Congress Montréal, Canada.

Braguglia, C.M., Mininni, G., Tomei, M.C., Rolle, E. (2006). "Effect of feed/inoculum ratio on anaerobic digestion of sonicated sludge". Water Sci. Technol. 54 (5), 77–84.

Cacho Rivero J.A., Madhavan N., Suidan M.T., Ginestet P. e Audic J.-M. (2005). Oxidative and thermo-oxidative co-treatment with anaerobic digestion of excess municipal sludge. Water Science and Technology, 52(1-2): 237–244.

Camacho P., Geaugey V., Ginestet P. e Paul E. (2002). "Feasibility study of mechanically disintegrated sludge and recycle in the activated-sludge process". Wat. Sci. Tech., 46 (10), 97-104.

Canziani R. (1990). “Trattamento delle acque di rifiuto”. Istituto per l’Ambiente, Milano.

Carrère H., Dumas C., Battimelli A., Batstone D.J., Delgenès J.P., Steyer J.P., Ferrer I. (2010). Pretreatment methods to improve sludge anaerobic degradability: A review. Journal of Hazardous Materials 183 (2010) 1–15.

Cassini S.T., Andrade M.C.E., Abreu T.A., Keller R. e Gonçalves (2006). “Alkaline and acid hydrolytic processes in aerobic and anaerobic sludges: Effect on total EPS and fractions”. Water Science and Technology, 53(8), 51-58.

Cecchi F. (2007). Produzione di energia da fonte rinnovabile e salvaguardia dell’ambiente: l’integrazione dei cicli di trattamento acque e rifiuti organici. In “Biogas da frazioni organiche di rifiuti solidi urbani in miscela con altri substrati”, atti del 62° Corso di aggiornamento in Ingegneria Sanitaria-Ambientale del Politecnico di Milano, 7-10 maggio 2007, Milano.

Chen G.H, An K.J., Saby S., Boris E. e Djafer M. (2003). “Possible cause of excess reduction in an oxic-settling-anaerobic activated sludge process (OSA process)”. Water Res. 37(16), 3855-3866.

Chen G.H., Mo H.K., Saby S., Yip W.K. e Liu Y. (1999). Minimization of activated sludge production by chemical stimulated energy spilling. Wat. Sci. Tech., 42, 189-200.

Chiemchaisri C., Wong Y.K., Urase T., Yamamoto K. (1992). “Organic stabilization and nitrogen removal in membrane separation bioreactor for domestic wastewater treatment”. Water Sci. Technol., 25, 231–240.

Chu C.P., Chang B.V., Liao G.S., Jean D.S. e Lee J. (2001). Observations on changes in ultrasonically treated waste-activated sludge. Wat. Res., 35 (4), 1038-1046.

Chu L., Yan S., Xing X.-H., Sun X. e Jurcik B. (2009). “Progress and perspectives of sludge ozonation as a powerful pretreatment method for minimization of excess sludge production”. water research, 43, 1811 – 1822.

Chua H., Yu P.H.F. (1999). "Production of biodegradable plastics from chemical wastewater - a novel method to reduce excess activated sludge generated from industrial wastewater treatment". Wat. Sci. Tech., 39 (10-11), 273-280.

Chudoba P. e Capdville B. (1991). "A possible way towards reduction of waste sludge production". Sixth IAWPRC Conference on Design and Operating of Large Wastewater Treatment Plants, Prague.

Chudoba P., Chevalier J.J., Chang J. e Capdville B. (1991). « Effect of anaerobic stabilization of activated sludge on its production under batch conditions at various S_0/X_0 ratios". Wat. Sci. Tech., 23, 917-926.

Cimochowicz-Rybicka M.(1999). "Effect of anaerobic sludge composition on a biogas production".

Collivignarelli C, Pergetti M., Riganti V. (2000). "La gestione degli impianti di depurazione delle acque di scarico. Proposta di linee guida per la manutenzione, il controllo, le verifiche, l'upgrading e i trattamenti congiunti di reflui speciali". Il Sole 24 ore. ISBN 88-324-4047-4.

Collivignarelli C. e Bertanza G. (2005). "Guida per l'adeguamento, miglioramento e razionalizzazione del servizio di depurazione delle acque di scarico urbane".

Collivignarelli C., Bertanza G. (2006). Le verifiche di funzionalità per l'ottimizzazione della depurazione delle acque di scarico urbane. Ed. CIPA, Milano.

Collivignarelli C., Bertanza G., Abbà A. Collivignarelli M.C. (2011). "Impianti di depurazione dell'ATO Veronese: funzionalità, necessità di upgrading, gestione dei fanghi".

Colombo (2003). "Manuale dell'ingegnere. 83° edizione". Hoepli.

Côté P., Buisson H. e Praderie M. (1998). "Immersed membranes activated sludge process applied to the treatment of municipal wastewater". Water Sci. Technol., 38, 437–442.

Decreto Legislativo 11 maggio 2005, n. 133 – "Attuazione della direttiva 2000/76/CE, in materia di incenerimento dei rifiuti" pubblicato nella *Gazzetta Ufficiale* n. 163 del 15 luglio 2005 – Supplemento Ordinario n. 122.

Decreto Legislativo 13 gennaio 2003, n. 36 – "Attuazione della direttiva 1999/31/CE relativa alle discariche di rifiuti" pubblicato nella *Gazzetta Ufficiale* n. 59 del 12 marzo 2003 - Supplemento Ordinario n. 40.

Decreto legislativo 3 aprile 2006, n. 152 – "Norme in materia ambientale" pubblicato nella *Gazzetta Ufficiale* n. 88 del 14 aprile 2006.

Decreto legislativo 27 gennaio 1992 – "Attuazione della direttiva 86/278/CEE concernente la protezione dell'ambiente, in particolare del suolo, nell'utilizzazione dei fanghi di depurazione in agricoltura" pubblicato nella *Gazzetta Ufficiale* n. 38 del 15 Febbraio 1992 - Supplemento Ordinario n.28.

Decreto Legislativo 29 aprile 2010, n.75 – "Riordino e revisione della disciplina in materia di fertilizzanti, a norma dell'articolo 13 della legge 7 luglio 2009, n. 88" pubblicato nella *Gazzetta Ufficiale* n. 121 del 26 maggio 2010.

Decreto Ministeriale 22 gennaio 2009, n.1601 – "Aggiornamento degli allegati al decreto legislativo 29 aprile 2006, n. 217, concernente la revisione della disciplina in materia di fertilizzanti" pubblicato nella *Gazzetta Ufficiale* n. 88 del 16 Aprile 2009 - Supplemento Ordinario n.51

Decreto Ministeriale 12 giugno 2003, n. 185 – "Regolamento recante norme tecniche per il riutilizzo delle acque reflue in attuazione dell'articolo 26, comma 2, del D.Lgs. 11 maggio 1999, n. 152" pubblicato nella *Gazzetta Ufficiale* n. 169 del 23 luglio 2003.

Decreto Ministeriale 5 febbraio 1998 – "Individuazione dei rifiuti non pericolosi sottoposti alle procedure semplificate di recupero ai sensi degli articoli 31 e 33 del decreto legislativo 5 febbraio 1997, n. 22" pubblicato nella Gazzetta Ufficiale n. 88 del 16-04-1998 supplemento ordinario n. 72.

Deleris S., Paul E., Audic J.M., Roustan M. e Debellefontaine H. (2000). "Effect of ozonation on activated sludge solubilisation and mineralization". Ozone Sci. Eng., volume 22, 473–486.

Di Iaconi C. , Ramadori R., Lopez A. e Passino R. (2007). "Aerobic Granular Sludge Systems: The New Generation of Wastewater Treatment Technologies". Ind. Eng. Chem. Res., 46, 6661-6665.

Di Iaconi C., De Sanctis M., Rossetti S., Ramadori R. (2010). "SBBGR technology for minimising excess sludge production in biological processes". Water research, 44, 1825 – 1832.

Direttiva 1999/31/CE del Consiglio, del 26 aprile 1999, relativa alle "discariche di rifiuti" Gazzetta ufficiale n. L 182 del 16/07/1999.

Do K.U.; J.R. Banu; Chung I-J e Yeom I-T (2009). Effect of thermochemical sludge pretreatment on sludge reduction and on performances of anoxic-aerobic membrane bioreactor treating low strength domestic wastewater. Wiley Interscience, DOI 10.1002/jctb.2189.

Etzel J.E., Born G.S., Stein J., Helbing T.J. e Baney G. (1969). Sewage sludge conditioning and disinfection by gamma irradiation. Am J Public Health 59: 2067-3076.

Feng, X., Lei, H.Y., Deng, J.C., Yu, Q., Li, H.L. (2009). Physical and chimica characteristics of waste activated sludge treated ultrasonically. Chem. Eng. Process. 48, 187–194.

Foladori P., Andreottola G. e Ziglio G. (2010). "Sludge reduction technologies in wastewater treatment plants". IWA Publishing. ISBN 9781843392781.

Franchini L. e Berton F. (2000). "Collaudo dei digestori e delle opere di stoccaggio ed utilizzo del biogas". In "Il collaudo delle opere di ingegneria sanitaria-ambientale. Parte I – Aspetti generali del collaudo. Impianti di trattamento acque reflue e di approvvigionamento". Hyper editore.

Grönroos, A., Kyllonen, H., Korpijarvi, K., Pirkonen, P., Paavola, T., Jokela, J., Rintala, J. (2005). Ultrasound assisted method to increase soluble chemical oxygen demand (SCOD) of sewage sludge for digestion. Ultrason. Sonochem. 12 (1–2 SPECISS), 115–120.

He Ming-he e Wei Chao-hai (2010). "Performance of membrane bioreactor (MBR) system with sludge Fenton oxidation process for minimization of

excess sludge production". Journal of Hazardous Materials 176 (2010) 597–601.

Heinz (2007). "Scaling up of electrical route". In "Comparative Evaluation of Sludge Reduction Routes". Ginestet, P. (ed.). IWA Publishing, London, UK.

Henze M., Harremoes P., Jansen la Cour J. e Arvin E. (1996). Wastewater Treatment : biological and chemical processes. Ed. Springer. http://www2.lwr.kth.se/Forskningsprojekt/Polishproject/JPS7s69.pdf

IReR (Istituto Regionale di Ricerca della Lombardia), 2007. Sostenibilità ed evoluzione tecnologica nel sistema di depurazione lombardo: il riutilizzo delle acque reflue e dei fanghi di depurazione - Codice IReR: 2006B039.

IReR (Istituto Regionale di Ricerca della Lombardia), 2009. "Depurazione delle acque reflue urbane: tecnologie innovative idonee a contesti molto urbanizzati" – Codice IReR: 2009B007.

ISPRA (2009). Rapporto 93/2009: "L'ottimizzazione del servizio di depurazione delle acque di scarico urbane: massimizzazione dei recuperi di risorsa (acqua e fanghi) e riduzione dei consumi energetici".

ISPRA (2011). "Rapporto rifiuti urbani 2011" ISBN: 978-88-448-0500-5.

Kamiya T. e Hirotsuji J. (1998). „New combined system of biological processes and intermittent ozonation for advanced wastewater treatment". Wat. Sci. Tech., volume 38 (8-9),. 145-153.

Khanal S. K., Grewell D., Sung S., Leeuwen J. (2007). "Ultrasound applications in wastewater sludge pretreatment: a review". Critical Reviews in Environmental Science and Technology, 37(4), 277–313.

Kim, J., Park, C., Kim, T.-H., Lee, M., Kim, S., Kim, S.-W., Lee, J., 2003. Effects of various pretreatments for enhanced anaerobic digestion with waste activated sludge. J. Biosci. Bioeng. 95 (3), 271–275.

Kumar N., Novak J.T., Murthy S. (2006a). "Effect of secondary aerobic digestion on properties of anaerobic digested biosolids". In: "Water Environmental Federation 79th Annual Technical Exhibition and Conference", Dallas, pp. 6806-6829.

Kumar N., Novak J.T., Murthy S. (2006b). "Sequential anaerobic-aerobic digestion for enhanced volatile solids reduction and nitrogen removal". In: "Water Environmental Federation Residuals and Biosolids Management Conference", Cincinnati, OH, March 12-14.

Laera G., Pollice A., Saturno D., Giordano C. e Lopez A. (2005). "Zero net growth in a membrane bioreactor with complete sludge retention". Water research, 39, 5241-5249.

Liu Y. (2000). Effect of chemical uncoupler on the observed growth yield in batch culture of activated sludge. Wat. Res., 34 (7), 2025-2030.

Liu Y. (2003). "Chemically reduced excess sludge production in the activated sludge process". Chemosphere, 50 (1), 1-7.

Liu Y. e Tay J.H. (2001). "Strategy for minimization of excess sludge production from the activated sludge process". Biotecnology Advances, 19, 97-107.

Lorenzi E., Novarino D., Degan R. e Scibilia G. (2012). "Verifiche sulla digestione anaerobica dei fanghi". In "Manuale sulle verifiche di funzionalità di impianti e infrastrutture del ciclo idrico integrato". Hoepli. *In corso di pubblicazione*.

Lotito V. (2000). "Sviluppi nelle tecniche di addensamento e disidratazione". In "Atti del 52° Corso di aggiornamento in Ingegneria Sanitaria-Ambientale "Sviluppi nelle tecniche di depurazione delle acque reflue", Politecnico di Milano, 16-19 ottobre, 593-612.

Low E.W. e Chase H.A. (1998). The use of chemical uncouplers for reducing biomass production during biodegradation. Wat. Sci. Tech., 37 (4-5), 399-402.

Low W.W., Chase H.A., Milner M.G. e Curtis T.P. (2000). Uncoupling of metabolism to reduce biomass production in the activated sludge process. Wat. Res., 34 (12), 3204-3212.

Lübbeke S., Vogelpohl A. e Dewjanin W. (1995). "Wastewater treatment in a biological high-performance system with high biomass concentration". Water Res. 29 793–802.

Mahmood T. e Elliott A. (2006). "A review of secondary sludge reduction technologies for the pulp and paper industry". Water Research, 40, 2093-2112.

Masotti L. (1996). "Depurazione delle acque, tecniche ed impianti per il trattamento delle acque di rifiuto". Ed. Calderini.

Mayhew M. e Stephenson T. (1998). Biomass yeld reduction: is biochemical manipulation possible without affecting activated sludge process efficiency? Wat. Sci. Tech., 38, 137-144.

Mazzoleni F. (2006). Final treatment and reclamation of wastewater sludge by TOP wet oxidation. ACHEMA 2006, 15-19 Maggio, Francoforte, Germania.

Metcalf & Eddy (1993). "Wastewater engineering. Treatment, disposal, and reuse". McGraw-Hill International Editions. ISBN 0-07-100824-1.

Mignone N. A. (2005). "Biological inhibition/toxicity control in municipal anaerobic digestion facilities". AWPCA – Alabama Water and Pollution Control Association. www.awpca.net/Biological%20Inhibition.pdf

Montusiewicz A., Lebiocka M., Ro zej A., Zacharska E., Pawłowski L. (2010). Freezing/thawing effects on anaerobic digestion of mixed sewage sludge. Bioresource Technology 101 (2010) 3466–3473.

Müller J. (2000). Disintegration as a key-step in sewage sludge treatment. Wat. Sci. Tech., 41 (8), 123-130.

Müller J., Lehne G., Schwedes J., Battenberg S., Naeveke R., Kopp J., Dichtl N., Scheminski A., Krull R. e Hempel D.C. (1998). "Disintegration of sewage sludges and influence on anaerobic digestion". Wat. Sci. Tech., 38 (8-9), 425-433.

Müller J., Winter A. e Strünkmann G. (2004). Investigation and assessment of sludge pre-treatment processes. Water Sci. Technol. 49(10), 97-104.

Mustapha S. e Forster C.F. (1985). Examination into the gamma irradiation of activated sludge. Enzyme Microbiology Technology 7: 179-181.

Neyens E., Baeyens J. e Creemers C. (2003). "Alkaline thermal sludge hydrolysis". Journal of Hazardous Meterials B97, 295-314.

Neyens E., Baeyens J. e Creemers C. (2003). Alkaline thermal sludge hydrolysis. Journal of Hazardous Meterials B97, 295-314.

Neyens E., Baeyens J., Dewil R., De Heyder B. (2004). Advanced sludge treatment affects extracellular polymeric substances to improve activated sludge dewatering. Journal of hazardous materials - part B 106 83-92.

Neyens E., Baeyens J., Weemaes M. e De Heyder (2002). "Advanced biosolids treatment using H2O2-Oxidation. Enviromental", 19 (1), 27-35.

Nickel K. e Neis U. (2007). "Ultrasonic disintegration of biosolids for improved biodegradation". Ultrasonics Sonochemistry, 14, 450-455.

Oh Y-K, Lee K-R, Ko K-B, Yeom I-T (2007). Effects of chemical sludge disintegration on the performances of wastewater treatment by membrane bioreactor. Water Research 41, 2665 – 2671.

Okey R.W. e Stensel D.H. (1993). Uncouplers and activated sludge – the impact on synthesis and respiration. Toxicol. Environ. Chem., 40, 235-254.

Parravicini V., Svardal K., Hornek R. e Kroiss H. (2008). Aeration of anaerobically digested sewage sludge for COD and nitrogen removal: optimization at largescale. Water Science and Technology 57, 257e264.

Passino (1980). "La conduzione degli impianti di depurazione delle acque di scarico". E.S.A.C. Edizioni scientifiche A. Cremonese – Roma.

Pavan P., Cecchi F., Bolzonella D. (2007). Digestione anaerobica e smaltimento di FOP: pretrattamenti, soluzioni tecniche e bilanci di massa. In "Biogas da frazioni organiche di rifiuti solidi urbani in miscela con altri substrati", atti del 62° Corso di aggiornamento in Ingegneria Sanitaria-Ambientale del Politecnico di Milano, 7-10 maggio 2007, Milano.

Pavlostathis S. G., Giraldo-Gomez E. (1991). “Kinetics of anaerobic Treatment: A critical review”. Critical Reviews in Environmental Control Vol. 21, Iss.5-6.

Pérez-Elvira, S.I., Nieto Diez, P. e Fdz-Polanco, F. (2006). “Sludge minimisation technologies”. Reviews in Environmental Science and Bio/Technology 5, 375–398.

Piccinini S., Centemero M. (2007). L’integrazione fra la digestione anaerobica e il compostaggio. In “Biogas da frazioni organiche di rifiuti solidi urbani in miscela con altri substrati”, atti del 62° Corso di aggiornamento in Ingegneria Sanitaria-Ambientale del Politecnico di Milano, 7-10 maggio 2007, Milano.

Pollice A., Laera G., Saturno D. e Giordano C. (2004). “Effects of sludge retention time on the performance of a membrane bioreactor treating municipal sewage”. Journal of Membrane Science 317 (2008) 65–70.

Rada E. C. , Ragazzi M., Ziglio G. (2006). La valorizzazione energetica dei fanghi di depurazione – Raccolta di contributi. Quaderni del Dipartimento di Ingegneria Civile e Ambientale. Università degli Studi di Trento.

Ragazzi M., Rada E. C., Cocarta D.,Venturi M., Mallocci E., Bianchi M., Crescimanno A. (2006). Combustione diretta e indiretta di fanghi. In “La valorizzazione energetica dei fanghi di depurazione”-Università di Trento, Dipartimento di Ingegneria Civile e Ambientale, Quaderni del Dipartimento, SAN 5.

Ramadori R. Di Iaconi C., Lopez A. e Passino R. (2006). “An innovative techonology based on aerobic granular biomass for treating municipal and/or industrial wastewater with low environmental impact”. Water Science and Technology, 53(12), 321-329.

Rapporto annuale 2011 – compost e biogas. Roma, 0ttobre 2011.

Rocher M., Roux G., Goma G., Pilas-Begue A., Louvel L. e Rols J.L. (2001). “Excess sludge reduction in activated sludge processes by integrating biomass alkaline heat treatment”. Wat. Sci. Tech., 44, 437-444.

Rosenberger S., Kruger U., Witxig R., Manz W., Szewzyk U. E Kraume M. (2002). "Performance of a bioreactor with submerged membranes for aerobic treatment of municipal wastewater". Water res. 36(2), 413-420.

Rosenberger S., Krüger U.,Witzig R, Manz W., Szewzyk U. e Kraume M. (2002). "Performance of a bioreactor with submerged membranes for aerobic treatment of municipal waste water, Water Res. 36 413–420.

ROUTES - *Novel processing routes for effective sewage sludge management* http://cordis.europa.eu/fp7/home_it.html

Saby S., Djafer M. e Chen G.-H. (2003). "Effect of low ORP in anoxic sludge zone on excess sludge production in oxic-settling-anoxic activated sludge process". Wat. Res., 37 (1), 11-20.

Saiki Y., Imabayashi S., Iwabuchi C., Kitagawa Y., Okumura Y. e Kamamura H. (1999). Solubilization of excess activated sludge by self-digestion. Wat. Res., 33 (8), 1894-1870.

Sanin F.D., Clarkson W.W. e Vesilind P.A. (2008). "Sludge engineering. The treatment and disposal of wastewater sludge". DEStech Publications Inc. ISBN 978-1-932078-87-9.

Show, K.Y., Mao, T.H. e Lee D.J. (2007). Optimisation of sludge disruption by sonication. Water Res. 41, 4741–4747.

Slavik E. (2009) "Tecnologia combinata di ossidazione ad umido dei fanghi biologici e delle acque di rifiuto". In "Atti Hydrica 2009", Ferrara, Settembre.

Song K.-G., Choung Y.-K., Ahn K.-H., Cho J. e Yun H. (2003). "Performance of membrane bioreactor system with sludge ozonation process for minimization of excess sludge production". Desalination, 157, 353-359.

Song Y.-C., Kwon S.-J., Woo J.-H. (2004). "Mesophilic and thermophilic temperature co-phase anaerobic digestion compared with single-stage mesophilic- and thermophilic digestion of sewage sludge" Water Research, 38, 1653–1662.

Song Yu-Dong e Hu Hong-Ying (2006). ”Isolation and characterization of thermophilic bacteria capable of lysing microbial cells in activated sludge”. Water Sci. e Tech. Vol 54 No 9 pp. 35–43.

Spinosa L. (1990). “Disidratazione dei fanghi”. In: ““Trattamento delle acque di rifiuto”. Istituto per l’Ambiente, Milano.

Tokumura M., Katoh H., Katoh T., Znad H.T., Kawase Y. (2009). “Solubilization of excess sludge in activated sludge process using the solar photo-Fenton reaction”. Journal of Hazardous Materials 162 (2009) 1390–1396.

Tomei M.C. e Ramadori R. (2002): “ASCAM (Activated Sludge Computer Aided Modelling) Teoria e manuale d’uso del software”. Quaderno Istituto di Ricerca Sulle Acque, 117, pp123. ISSN 0390-6329.

Tomei M.C., Rita S., Mininni G. (2011). “Performance of sequential anaerobic/aerobic digestion applied to municipal sewage sludge”. Journal of Environmental Management, 92, 1867-1873.

Valeri R., Caregnato F. (2008). Ipotesi di recupero energetico mediante termodistruzione dei fanghi di risulta di un grande impianto di depurazione di acque reflue – SIDISA, Firenze, 25-27 giugno.

Visvanathan C., Ben Aim R. e Parameshwaran K. (2000). Membrane separation bioreactors for wastewater treatment. Critical Rev. Environ. Sci. technol., 30, 1-48.

Vollmeier T. e Macchi R. (2008). Sistemi integrati di smaltimento termico dei fanghi - SIDISA, Firenze, 25-27 giugno.

Wagner J. e Rosenwinkel K.H. (2000). “Sludge production in membrane bioreactors under different conditions”. Water Science and Technology, 41(10-11), 251-258.

Wang W., Jung Y.J, Kiso Y, Yamada T., Min K.S. (2006). “Excess sludge reduction performance of an aerobic SBR process equipped with a submerged mesh filter unit”.

Wang Y., Wei Y. e Liu J. (2009). "Effect of H_2O_2 dosing strategy on sludge pretreatment by microwave-H_2O_2 advanced oxidation process". Journal of Hazardous Materials, 169, 680–684.

Werther J., Ogada T. (1999). Sewage sludge combustion. Progress in Energy and Combustion Science, 25, pp. 55-116.

Xie M.L. (2002). Utilization of 8 kinds of metabolic uncouplers to reduce excess sludge production from the activated sludge process. Master Thesis, Beijing Technol. Busniss University.

Yamamoto K., Hiasa M., Mahmood T. e Matsuo T. (1989). Direct solid-liquid separation using hollow fibre membrane in an activated sludge aeration tank. Water Science Technologies 21:43-54.

Zábranská J., Dohányos M., Jeníček P. e Kutil J. (2006). Disintegration of excess activated sludge – evaluation and experience of full-scale applications. Water Sci. Technol., 53 (12): 229–236

Zhang P., Zhang G. e Wang W. (2007). Ultrasonic treatment of biological sludge: Floc disintegration, cell lysis and inactivation. Bioresource Technology, 98(1), 207-210.

Zubay G.L. (1998). Biochemistry. WCB Pubblisher, Boston

Zupančič G.D. e Roš M. (2008). "Aerobic and two-stage anaerobic-aerobic sludge digestione with pure oxygen and air aeration". Bioresource Technology, 99, 100-109.

ALLEGATI

Temperatura	Tempo di reazione	Ossigeno	COD				BOD_5 surnatante	COD-BOD_5	BOD_5 / COD	TKN		
			IN	OUT						IN	OUT	
			Fango		COD rimosso	Surnatante				Fango		TSS rimossi
[°C]	[min]	[atm]	[mg/L]		[%]	[mg/L]	mg/L			[mg/L]		[%]
180	60	22	75.434	48.577	35,60	34.653	14.600	20.053	0,42	5.740	6.237	0,00
200		22	75.434	34.739	53,95	29.156	15.300	13.856	0,52	5.740	5.603	2,39
225		22	75.434	34.901	53,73	28.079	15.400	12.679	0,55	5.740	5.747	0,00
250		22	75.434	23.342	69,06	20.639	12.800	7.839	0,62	5.740	5.673	1,17
280		22	75.434	12.685	83,18	12.069	8.400	3.669	0,70	5.740	5.873	0,00
300		22	75.434	8.438	88,81	7.649	5.400	2.249	0,71	5.740	5.551	3,29
250	0	22	74.300	45.366	38,94	29.512	15.000	14.512	0,51	5.712	5.698	0,25
	15		74.300	30.732	58,64	25.366	12.900	12.466	0,51	5.712	5.747	0,00
	30		74.300	21.707	70,78	19.268	11.600	7.668	0,60	5.712	5.747	0,00
	45		74.300	18.780	74,72	17.317	10.800	6.517	0,62	5.712	5.698	0,25
	60		74.300	15.122	79,65	14.146	9.000	5.146	0,64	5.712	5.551	2,82
	120		74.300	11.084	85,08	9.852	6.600	3.252	0,67	5.712	5.320	6,86
250	60	15	75.434	23.844	68,39	22.628	11.900	10.728	0,53	5.740	5.845	0,00
		18	75.434	21.168	71,94	19.921	11.300	8.621	0,57	5.740	5.796	0,00
		20	75.434	19.059	74,73	18.812	10.800	8.012	0,57	5.740	6.118	0,00
		25	75.434	17.250	77,13	16.000	9.300	6.700	0,58	5.740	5.467	4,76
		33	75.434	13.765	81,75	12.642	7.600	5.042	0,60	5.740	5.586	2,68
		44	75.434	11.358	84,94	10.815	6.800	4.015	0,63	5.740	5.474	4,63

Tabella A1: risultati prove di laboratorio

Temperatura	Tempo di reazione	Ossigeno	*SST*		*SSV*			*SSV/SST*	
			IN	OUT	IN	OUT		IN	OUT
			Fango		*Fango*		*SSV rimossi*	*Fango*	
[°C]	*[min]*	*[atm]*	*[mg/L]*		*[mg/L]*				
180	60	22	74.780	25.890	57.120	10.040	82,42	0,76	0,39
200		22	74.780	23.690	57.120	7.880	86,20		0,33
225		22	74.780	21.840	57.120	5.460	90,44		0,25
250		22	74.780	18.980	57.120	2.740	95,20		0,14
280		22	74.780	17.530	57.120	1.280	97,76		0,07
300		22	74.780	16.000	57.120	910	98,41		0,06
250	0	22	74.780	19.350	56.500	9.850	82,57	0,76	0,36
	15		74.780	19.110	56.500	3.950	93,01		0,20
	30		74.780	18.900	56.500	2.460	95,65		0,13
	45		74.780	18.710	56.500	2.130	96,23		0,12
	60		74.780	18.020	56.500	2.040	96,39		0,11
	120		74.780	17.540	56.500	1.060	98,12		0,07
250	60	15	74.780	19.350	57.120	3.370	94,10	0,76	0,17
		18	74.780	19.110	57.120	2.920	94,89		0,15
		20	74.780	18.900	57.120	2.600	95,45		0,14
		25	74.780	18.710	57.120	2.320	95,94		0,12
		33	74.780	18.020	57.120	2.230	96,10		0,12
		44	74.780	17.540	57.120	1.990	96,52		0,11

Tabella A2: risultati prove di laboratorio

Temperatura	Tempo di reazione	O_2 fornito Vs stechiometrico	*Portate*				*COD*				
							IN	OUT			
			Qalim.	Qvap.	Qfango	Qtot	*Fango*	*Fango*	*Fango+Condensato*	*COD rimosso*	
[°C]	[min]	[%]	*m3/h*	*kg/h*	*m3/h*	*m3/h*	*mgO2/L*			Fango	Fango+Surn.
250 (250)	59 (60)	69 (75)	1,61	404	1,4	1,77	73.795	21.848	22.108	70,4	61,2
231 (225)	60 (60)	83 (75)	1,68	296	1,4	1,72	68.817	27.855	26.679	59,5	53,2
248 (250)	46 (40)	92 (75)	2,15	579	1,8	2,41	68.684	22.442	22.006	67,3	57,8
250 (250)	59 (60)	69 (75)	1,61	404	1,4	1,77	73.795	21.848	22.108	70,4	61,2
250 (250)	71 (70)	85 (75)	1,30	380	1,1	1,49	68.950	18.878	18.089	72,6	64,7
250 (250)	98 (100)	106 (75)	0,90	305	0,8	1,07	71.683	14.455	14.987	79,8	70,8
250 (250)	60 (60)	61 (65)	1,59	411	1,4	1,76	73.663	22.178	21.476	69,9	62,0
249 (250)	60 (60)	66 (85)	1,59	398	1,4	1,75	77.228	23.762	25.168	69,2	57,8

Tabella A3: risultati prove alla scala reale

Temperatura	Tempo di reazione	O_2 fornito Vs stechiometrico	*SST*			*SSV*				
			IN	OUT		IN	OUT			
			Fango	*Fango*	*Fango+Condensato*	*Fango*	*Fango*	*Fango+Condensato*	*SSV rimossi*	
[°C]	[min]	[%]	*mg/L*			*mg/L*			Fango	Fango+Surn.
250 (250)	59 (60)	69 (75)	49.983	8.947	7.402	31.950	1.767	1.987	94,5	91,9
231 (225)	60 (60)	83 (75)	52.550	9.909	8.559	35.983	2.420	2.834	93,3	90,5
248 (250)	46 (40)	92 (75)	51.000	11.500	9.333	34.400	2.795	2.759	91,9	89,4
250 (250)	59 (60)	69 (75)	49.983	8.947	7.402	31.950	1.767	1.987	94,5	91,9
250 (250)	71 (70)	85 (75)	54.733	10.260	7.845	39.117	1.498	1.272	96,2	95,6
250 (250)	98 (100)	106 (75)	49.867	12.968	9.976	34.450	998	977	97,1	96,0
250 (250)	60 (60)	61 (65)	47.633	10.820	8.482	30.933	2.151	1.954	93,0	91,8
249 (250)	60 (60)	66 (85)	51.237	7.929	7.409	32.598	1.653	2.486	94,9	90,1

Tabella A4: risultati prove alla scala reale