

**Università degli Studi di Modena e Reggio Emilia
Dipartimento di Ingegneria “Enzo Ferrari”**

**Corso di Laurea Magistrale in Ingegneria Civile e Ambientale:
Curriculum Sostenibilità Ambientale**

**Progetto di un impianto di gestione e trattamento
in situ del percolato da discarica dell’azienda
S.A.Ba.R servizi S.r.l.**

**Relatore:
Alessandro Bigi**

**Candidato:
Gianluca Magnani**

**Correlatore:
Giuseppe Sicuri**

Anno Accademico 2020/2021

Sommario

INTRODUZIONE	5
CAPITOLO 1 -S.A.Ba.R Servizi S.r.l.	6
1.1 Il contesto aziendale	6
1.2 Il contesto territoriale	7
1.3 Quadro di riferimento ambientale	8
1.3.1 Aria e clima	8
1.3.2 Suolo e sottosuolo	9
1.3.3 Acque superficiali	9
1.4 Descrizione delle attività	10
CAPITOLO 2 -IL PERCOLATO DA DISCARICA	12
2.1 La discarica di Novellara	12
2.1.1 Composizione fondo discarica	15
2.1.2 Copertura finale.....	17
2.2 Degradazione del rifiuto e formazione del percolato	20
2.3 Captazione del percolato	22
2.4 Monitoraggio del percolato	26
2.4.1 Produzione del percolato	27
2.4.2 Composizione del percolato nei singoli bacini.....	30
2.4.3 Monitoraggio vasca centrale	36
CAPITOLO 3 -IMPIANTO DI DEPURAZIONE A OSMOSI INVERSA	38
3.1 Localizzazione dell'impianto	41
3.2 Principio di funzionamento	42
3.3 Descrizione dell'impianto	46
3.3.1 Sistema di pretrattamento	46
3.3.2 Sistema ad Osmosi Inversa.....	47
3.3.3 Descrizione componenti.....	50
3.4 Layout impianto	54
3.5 Integrazioni Arpae per l'autorizzazione	57
CAPITOLO 4 -IMPIANTO DI DEPURAZIONE CON TRATTAMENTO CHIMICO-FISICO E BIOLOGICO	59
4.1 Localizzazione dell'impianto	61
4.2 Layout impianto	62
4.3 Trattamento chimico-fisico	64
4.4 Decantazione in sedimentatore a pacchi lamellari e disidratazione con filtropressa	66
4.4.1 Sedimentatore a pacchi lamellare.....	66
4.4.2 Dimensionamento pacco lamellare in un sedimentatore a sezione rettangolare	69

4.4.3 Disidratazione del concentrato tramite filtropressa	74
4.5 Trattamento biologico	75
4.5.1 Principio di funzionamento	76
4.5.2 Descrizione impianto.....	87
CAPITOLO 5 -ANALISI ECONOMICA E RISPARMIO DI INQUINANTI	93
5.1 Costo smaltimento percolato	93
5.2 Costo investimento impianto a osmosi inversa	94
5.3 Costo investimento impianto con trattamento c/f e biologico	97
5.4 Risparmio emissioni inquinanti	100
CONCLUSIONI	103
BIBLIOGRAFIA	105
SITOGRAFIA	105

INTRODUZIONE

Il presente elaborato di tesi ha come oggetto lo studio di due impianti di trattamento del percolato da discarica prodotto nell'azienda S.A.Ba.R Servizi S.r.l.

Il primo impianto analizzato, di tecnologia a osmosi inversa, sarà installato nell'azienda a metà 2022 e andrà a trattare il percolato tal quale che si forma dai 22 bacini di discarica.

Il secondo impianto, progettato dal sottoscritto, con trattamento chimico/fisico e biologico, andrà a trattare il percolato concentrato in uscita dall'impianto a osmosi inversa.

Nella parte iniziale si è descritta l'azienda S.A.Ba.R Servizi S.r.l., la discarica gestita, cui fa seguito una trattazione sulla formazione, produzione e captazione del percolato da discarica.

La parte centrale si concentra sulla descrizione dei componenti e i principi di funzionamento dei due impianti di trattamento in situ del percolato analizzati e un'analisi economica di entrambi con i relativi confronti coi costi di smaltimento attuali del percolato in impianti di depurazione esterni.

Infine, si sono stimate le emissioni inquinanti derivanti dai mezzi di trasporto del percolato necessari per il suo smaltimento in impianti esterni e i relativi risparmi nel caso in cui sia in funzione l'impianto di depurazione all'interno dell'azienda.

L'obiettivo della tesi è valutare se un impianto di trattamento in situ del percolato rispetto al suo smaltimento tramite affidamento esterno può avere dei vantaggi dal punto di vista economico, gestionale e ambientale.

CAPITOLO 1 -S.A.Ba.R Servizi S.r.l.

1.1 Il contesto aziendale

La discarica di Novellara nasce nel 1982, a seguito dell'emanazione del DPR 915/82, che recepisce direttive comunitarie in materia di smaltimento rifiuti e per volontà degli 8 Comuni dell'ex "Comprensorio della Bassa Reggiana", ovvero Boretto, Brescello, Gualtieri, Guastalla, Luzzara, Novellara, Poviglio e Reggiolo.

L'attività di smaltimento rifiuti in discarica ha inizio nel marzo 1983 e la gestione dell'impianto, fino al settembre del 1994, è stata condotta dal Comune di Novellara. Grazie alla Legge 142/90, che rilascia ai comuni la possibilità di costruire società, avanza la volontà di affidare la gestione della discarica e della raccolta dei rifiuti nei Comuni ad un unico soggetto e viene fondata la S.A.Ba.R. Spa.

Nel 2004 il sistema di gestione ambientale di S.A.Ba.R. S.p.a. ha ottenuto la certificazione UNI EN ISO 14001 e la registrazione EMAS; le certificazioni sono rinnovate e convalidate ogni anno.

Il 10 gennaio 2011 S.A.Ba.R. Spa si scinde in due società distinte:

- La S.A.Ba.R. S.p.a. che si continua ad occuparsi della gestione dell'impianto di Via Levata, 64 a Novellara;
- La S.A.Ba.R. servizi S.r.l. che rileva il ramo d'azienda della raccolta, dei servizi e della gestione dei Centri di raccolta;

Dal 1° gennaio 2020, S.A.Ba.R. Servizi S.r.l. ha preso in gestione anche la discarica sita in Novellara, con riferimento sia alla sua gestione operativa, che è terminata, come da autorizzazione di ARPAE, il 31 dicembre 2020, sia alla sua gestione post-operativa per i successivi 50 anni del periodo di cosiddetto "postmortem".

Gli 8 Comuni soci esercitano la direzione e il controllo della Società, che ha come sua missione l'organizzazione, la promozione e la gestione e/o esecuzione dei servizi legati al ciclo di gestione dei rifiuti, alla gestione dell'illuminazione pubblica, dei cimiteri e di altri servizi affidati in house providing e svolti in favore degli stessi Comuni.

1.2 Il contesto territoriale

Gli otto Comuni soci di S.A.Ba.R., situati in provincia di Reggio Emilia, contano ad oggi circa 71.000 abitanti residenti.

Complessivamente le utenze domestiche ammontano a 28.488 unità (di cui 1.122 utenze non residenti o locali tenuti a disposizione), per un dato complessivo associato di 4.165.000 mq di superficie tassabile.

Le utenze non domestiche nell'insieme degli 8 Comuni ammontano a 5.169 unità, per un dato complessivo associato di circa 2.157.000 mq di superficie tassabile.

Gli otto Comuni di interesse sono situati nella pianura settentrionale reggiana vicino al Fiume Po.

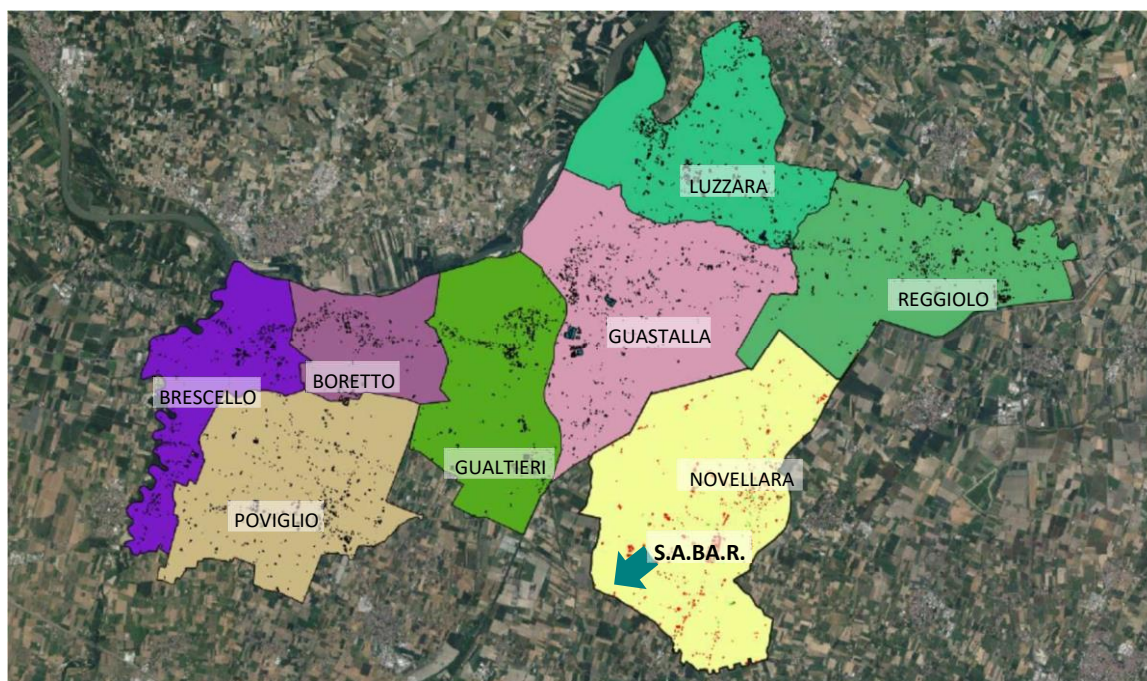


Figura 1- Localizzazione dell'impianto S.a.ba.r. nel contesto dei comuni soci

L'area dagli stessi occupata si estende su ca. 314 km² e presenta una densità demografica media di 227 abitanti/km².

L'area su cui insiste l'impianto è sita in Comune di Novellara (figura 2) in area rurale destinata a "Impianti ed attrezzature tecnologiche e relative fasce di rispetto" (PSC Comune di Novellara). L'area non risulta compresa in aree soggette a vincoli naturalistici o tra i siti di importanza comunitaria SIC e le Zone di Protezione Speciale ZPS.

Nell'intorno, per un raggio di almeno 200 metri, non sono presenti edifici abitati. Nella zona adiacente all'impianto sono collocati alcune aziende agricole, un allevamento ittico ed un circolo ricreativo.

L'impianto ricade nella fascia C del Piano per l'Assetto Idrogeologico (PAI) e non è soggetto a vincoli ostativi o restrizioni da parte delle Autorità di Bacino.

L'impianto ricade nello scenario di pericolosità P2 (alluvioni poco frequenti aventi tempo di ritorno da 50 a 200 anni) e nello scenario R1 (rischio moderato o nullo).



Figura 2- Vista aerea del sito impiantistico di S.A.B.A.R.

1.3 Quadro di riferimento ambientale

1.3.1 Aria e clima

Per quanto riguarda le emissioni odorigene, la discarica è potenzialmente fonte di odori molesti dovuti a:

- Composti prodotti da processi biologici che avvengono nella massa di rifiuti in fermentazione, generati durante le fasi di conferimento e movimentazione dei rifiuti.
- Biogas prodotto durante la digestione anaerobica dei rifiuti.

La gestione dell'impianto (coperture giornaliere, attivazione di sistemi per l'aspirazione dei gas fin dalle prime fasi di lavorazioni) ha permesso di ridurre al minimo il rischio per l'ambiente e la salute umana. I monitoraggi sulla qualità dell'aria di composti odorigeni sono al di sotto della soglia di rilevabilità degli strumenti nei punti di campionamento sia interni che esterni alla discarica.

Sono inoltre presenti emissioni in atmosfera convogliate dovute alle operazioni di gestione del biogas il cui impatto è compatibile con il rispetto dei limiti previsti per la qualità dell'aria.

1.3.2 Suolo e sottosuolo

Il sottosuolo è costituito da terreni essenzialmente argillosi con la presenza di un orizzonte argilloso a spessore variabile sempre presente nei primi 9-10 m di sottosuolo. In base ai sondaggi effettuati in passato, il coefficiente di permeabilità idraulica per i primi 12 metri del sottosuolo fa ricadere il litotipo nella classificazione dei suoli "praticamente impermeabili".

Al fine della protezione del suolo e delle acque sotterranee, è presente un rivestimento impermeabile del fondo dei bacini della discarica.

Il monitoraggio della qualità delle acque sotterranee è assicurato da una rete di piezometri all'intorno e all'interno del perimetro della discarica.

1.3.3 Acque superficiali

L'assetto idrografico superficiale è costituito da un sistema di assi drenanti orientati prevalentemente in senso SSW-NNE, nel quale gli spartiacque principali sono costituiti dal Torrente Crostolo, dalla strada Provinciale Reggio Emilia- Novellara e dalla strada Provinciale di S. Bernardino.

L'area impiantistica è inserita nel reticolo idrografico di superficie, con recapito delle acque meteoriche nei seguenti collettori:

- Lato nord: collettore Acque Basse Reggiane
- Lato est: cavo Sissa

- Lato sud: canale a cielo aperto con recapito al cavo Sissa
- Lato ovest: fossati laterali che convogliano le acque nel lato sud e nel lato nord.

1.4 Descrizione delle attività

S.A.Ba.R. Servizi S.r.l, effettua le seguenti attività:

- Gestione post-operativa dei bacini della discarica;
- Gestione dell'impianto per la captazione del biogas;
- Recupero del biogas di discarica mediante motori endotermici per la produzione di energia elettrica (R1), destinata all'autoconsumo e all'immissione nella rete elettrica nazionale;
- Servizi di raccolta e trasporto di rifiuti urbani;
- Servizio di spazzamento strade;
- Servizio di trasporto rifiuti speciali;
- Gestione dei centri di raccolta comunali;
- Gestione della stazione di trasferimento dei rifiuti biodegradabili di mense e cucine EER 200108.

S.A.Ba.R. Spa effettua le seguenti attività nel sito di via Levata a Novellara:

- Recupero di rifiuti legnosi mediante le operazioni di recupero R3 ed R13 per la produzione di cippato di legno biocombustibile e ammendante vegetale semplice non compostato;
- Recupero di rifiuti di carta/cartone e plastica mediante le operazioni di selezione e pressatura R3 e R12 nel capannone della frazione secca;
- Recupero di rifiuti tra cui plastiche rigide, ingombranti, imballaggi misti, legno e pneumatici mediante trattamenti di selezione, separazione componenti recuperabili e/o triturazione;
- Gestione della piattaforma ecologica dove si svolgono attività di messa in riserva (R13) e deposito preliminare (D15);
- Intermediazione senza detenzione di rifiuti non pericolosi;
- Gestione delle acque reflue mediante invio tramite condotta fognaria all'impianto di depurazione di Villa Seta in frazione di Cadelbosco Sopra;

- Gestione degli impianti fotovoltaici sul capannone della frazione secca e sui bacini 9÷12 e bacini 13÷16 della discarica;
- Recupero calore in esubero dalla centrale di cogenerazione utilizzato per il riscaldamento delle serre (gestite dalla Cooperativa Sociale “Il Bettolino”) e come teleriscaldamento per i fabbricati aziendali;
- Attività di coltivazione dell’alga spirulina nelle serre.

CAPITOLO 2 -IL PERCOLATO DA DISCARICA

Il percolato da discarica rappresenta una delle criticità della gestione della discarica sia ante che post-mortem.

Il percolato è un liquido che trae prevalentemente origine dall'infiltrazione di acqua nella massa dei rifiuti o dalla decomposizione degli stessi. In misura minore è anche prodotto dalla progressiva compattazione dei rifiuti. Il percolato prodotto dalle discariche controllate di rifiuti solidi urbani (R.S.U.) è un refluo con un tenore più o meno elevato di inquinanti organici e inorganici, derivanti dai processi biologici e fisico-chimici all'interno delle discariche.

Quantità e qualità del percolato dipende da molti fattori, i più rilevanti sono qui descritti: precipitazione annuale, deflusso superficiale, infiltrazione nel corpo della discarica, evapotraspirazione, temperatura, composizione e densità del rifiuto, contenuto iniziale di umidità del rifiuto e profondità della discarica.

2.1 La discarica di Novellara

La discarica di Novellara situata in via Levata,64 nasce nel 1982 ed è classificata come “Discarica per rifiuti misti non pericolosi con elevato contenuto sia di rifiuti organici o biodegradabili che di rifiuti inorganici, con recupero di biogas” ai sensi dell’art. 7 comma 1 lett. c) del DM 3 agosto 2005.

La discarica è costituita da 22 bacini e l’attività di smaltimento rifiuti ha inizio nel marzo 1983 mentre conferimenti sono stati interrotti il 1° gennaio 2021 per avviare le fasi di copertura provvisoria e successivamente di copertura definitiva, dei bacini 19-22.

Anche se la discarica non è più in funzione permangono tutt’ora le seguenti attività:

- Gestione del percolato mediante deposito temporaneo (D15);
- Gestione post-operativa dei bacini della discarica;

Nella tabella seguente è riportato il prospetto riepilogativo di utilizzo dei bacini:

Bacino n.	Superficie (m ²)	*h rifiuti (media) (m.)	Capacita' (m ³)	Data inizio smalt.	Data fine smalt.	Tot. parziale r.s.u. (ton.)	Tot. Generale r.s.u smaltito (ton.)
1	15642,00	9,50	110.000	01/03/1983	21/07/1986		99.857,525
2 (bac A)	9775,00	9,00	65.000	23/04/1987	18/04/1988	55.445,000	
2 (bac B)	5755,00	9,00	45.000	22/07/1986	22/04/1987	38.433,200	
2 (A+ B)	15530,00		110.000				93.878,200
3	16280,00	9,50	120.000	19/04/1988	07/02/1990		120.122,620
7	17017,00	9,00	120.000	08/02/1990	22/07/1991		118.196,180
6	16632,00	9,00	125.000	23/07/1991	08/06/1993		128.091,240
5	15486,00	9,50	125.000	09/06/1993	17/01/1995		121.493,113
8	16343,00	9,50	130.000	18/01/1995	21/10/1996		125.605,360
4	12348,00	8,50	82.000	22/10/1996	27/01/1998		81.087,002
9	14760,00	10,00	100.000	Dal 28/01/98	al 01/06/99	81.116,62	98.629,556
				Dal 17/07/01	al 27/09/01	17.512,93	
10	14245,00	10,00	100.000	Dal 02/06/99	al 15/10/00	97.458,42	103.474,027
				Dal 28/09/01	al 21/10/01	6.015,61	
11	12665,00	10,50	100.000	Dal 16/10/00	al 15/02/01	28.534,48	88.589,733
				Dal 22/10/01	al 31/12/01	15.513,10	
				Dal 01/01/02	al 27/03/02	29.823,38	
				Dal 11/10/02	al 31/12/02	14.718,78	
12	12665,00	10,50	100.000	Dal 16/02/01	al 30/06/01	36.536,06	88.194,766
				Dal 01/07/01	al 16/07/01	3.251,98	
				Dal 28/03/02	al 10/10/02	48.406,73	
13 - 14	40950,00	10,50	313.000	Dal 01/01/03	al 31/12/03	138.367,07	353.217,990
				Dal 01/01/04	al 16/10/04	167.203,71	
				Dal 04/04/05	al 24/06/05	47.647,21	
15 - 16	36224,00	10,50	345.000	Dal 18/10/04	al 31/12/04	48.804,02	344.972,354
				Dal 01/01/05	al 31/12/05	155.470,89	
				Dal 01/01/06	al 30/09/06	140.697,44	
17A-18A	35450,00	11,00	251.300	Dal 01/10/06	al 31/12/06	42.132,23	242.692,770
				Dal 01/01/07	al 31/12/07	159.719,63	
				Dal 01/01/08	al 31/12/08	80.374,29	
				Dal 01/01/09	al 31/08/09	59.669,26	
17B-18B	35450,00	11,00	153.700	Dal 01/10/09	al 16/11/09	9.692,38	148.435,650
				Dal 02/05/11	al 16/06/11	9.085,48	
				Dal 13/07/11	al 31/12/11	21.520,69	
				Dal 01/01/12	al 01/03/12	8.934,46	
19-20	25474,00	11,50	250.500	Dal 01/09/09	al 30/09/09	7.186,93	293.504,278
				Dal 17/11/09	al 31/12/09	9.427,68	
				Dal 01/01/10	al 31/12/10	81.048,79	
				Dal 01/01/11	al 30/04/11	27.617,35	
				Dal 17/06/11	al 12/07/11	4.178,68	
				Dal 02/03/12	al 31/12/12	88.200,12	
21-22	31526,00	11,50	289.500	Dal 01/01/13	al 07/07/13	75.844,74	371.678,083
				Dal 08/07/13	al 31/12/13	24.402,19	
				Dal 01/01/14	al 31/12/14	65.718,19	
				Dal 01/01/15	al 31/12/15	137.411,85	
				Dal 01/01/16	al 31/12/16	35.989,57	
				Dal 01/01/17	al 31/12/17	42.146,75	
				Dal 01/01/18	al 31/12/18	41.525,33	
Dal 01/01/19	al 31/12/19	9.900,00					
Dal 01/01/20	al 31/12/20	14.584,21					
Tot.	364.767,00		2.925.000				3.021.720,447

h = altezza media dei rifiuti nel settore a fine smaltimento (come da progetto)

Tabella 2- Prospetto riepilogativo utilizzo bacini

Nel grafico seguente sono riportati i quantitativi di rifiuti smaltiti per ciascun anno di attività, nel 2020 sono state accolte nell'impianto 14.584,21 t di rifiuto.

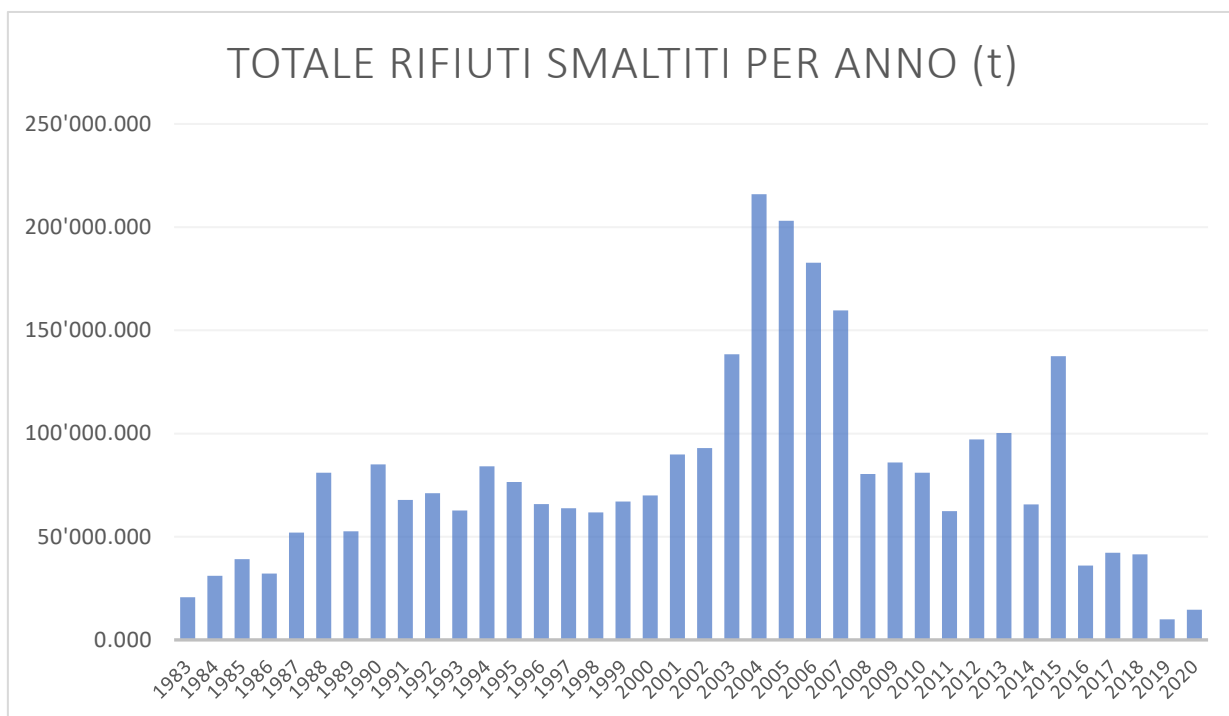


Figura 4– Smaltimento definitivo annuale dei rifiuti in discarica – Anni 1983–2020

2.1.1 Composizione fondo discarica

Il fondo dei bacini che ha ospitato i rifiuti è strutturato in modo tale da creare una barriera impermeabile per proteggere il terreno sottostante e le eventuali presenze di falde, ma non tutti i 22 bacini hanno la composizione uguale del fondo.

Nei bacini più vecchi (dal numero 1 al 12) il fondo del bacino è costituito esclusivamente da argilla, materiale con caratteristiche impermeabili e il tubo di captazione del percolato.

È stata scelta questa posizione della discarica anche perché il terreno di quelle zone è molto argilloso e quindi favorevole a non drenare liquidi.

Ma dal 2003 con il D.lgs. 36/2003 sono cambiate le regole per creare il fondo di un bacino.

Partendo dal basso, questi sono gli strati necessari per il fondo di una discarica:

- Strato di argilla compattata di 100 cm;

- Geotessile da 300 gr/m²;
- Geomembrana da 2 mm in HDPE;
- Geotessile in polipropilene da 500 gr/m²;
- Strato di sabbia da 10 cm;
- Strato di ghiaia da 40 cm;
- Tubo in HDPE macrofessurato per la captazione del percolato;

Il materiale geotessile è sempre un telo plastico inserito sia sotto che sopra la geomembrana e ha l'obiettivo di proteggerla.

La geomembrana in HDPE è fondamentale per le sue caratteristiche impermeabili.

Viene inserito uno strato di ghiaia che permette di drenare il percolato nel tubo apposito per la captazione.

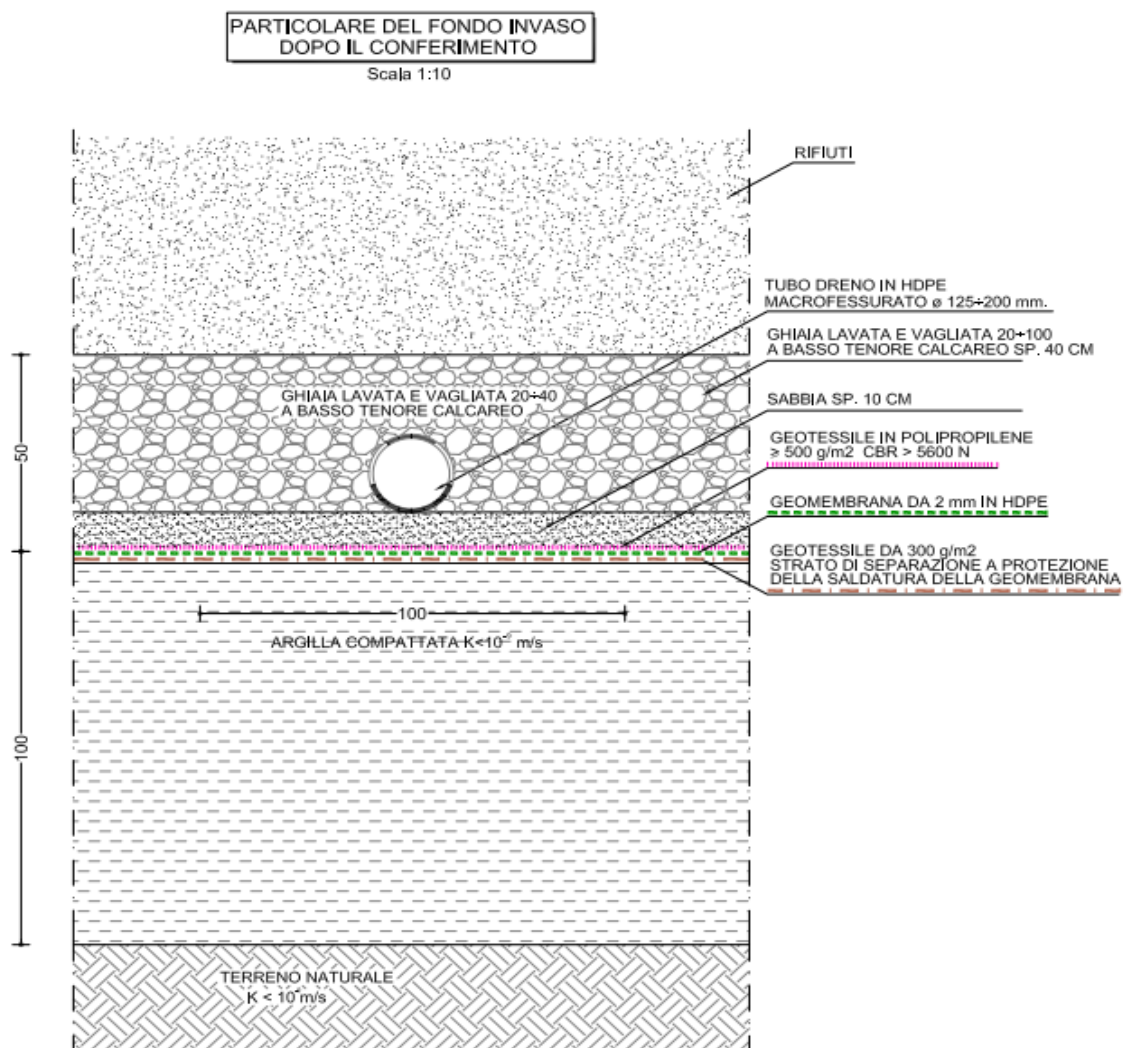


Figura 5- Composizione fondo discarica

2.1.2 Copertura finale

Una volta che il bacino è pieno di rifiuti si procede alla sua chiusura definitiva con la copertura superficiale.

Partendo dalla massa dei rifiuti verso l'alto, gli strati che compongono la copertura definitiva sono i seguenti:

- strato corpo dei rifiuti: il conferimento dei rifiuti si protrae fino a poco tempo prima della realizzazione delle coperture e questo comporta la possibilità di avere cedimenti differenziali soprattutto nel breve periodo. Per tali motivi si prevede di realizzare, per quanto possibile, una compattazione del rifiuto superficiale prima della costruzione della copertura superficiale finale.
- strato di regolarizzazione: al termine del conferimento verrà posto uno strato di regolarizzazione, composto anche da rifiuti idonei allo scopo, con spessore variabile fra i 10 ed i 30 cm. Lo strato di regolarizzazione favorisce la buona messa in opera degli strati immediatamente superiori, in quanto permette di regolarizzare la superficie del rifiuto grezzo, sicuramente caratterizzata da discontinuità.
- strato di drenaggio del gas: consente di ottimizzare il drenaggio del gas e realizzare la rottura capillare dei possibili flussi dei fluidi contenuti nella discarica. Viene eseguito con materiale drenante, per uno spessore di almeno 50 cm. Al fine di proteggere lo strato da eventuali intasamenti si interpone, tra lo strato di regolarizzazione e lo strato drenante, un geotessile in polipropilene da almeno 200 g/m² che, per sua caratteristica, consente il passaggio dei fluidi e dei gas ma non della matrice solida presente sui due lati, ed evita l'inglobamento dello strato drenante.
- strato impermeabilizzante: nell'ambito della costruzione della copertura della discarica, la separazione fisica tra i due strati drenanti viene prevista con materiale minerale compattato dello spessore di 50 cm e di conducibilità idraulica $k \leq 10^{-8}$ m/s o di caratteristiche equivalenti.

Nel caso di S.A.Ba.R. si è adottata una soluzione che prevede l'uso di una geomembrana in polietilene a bassa densità (ldpe), rinforzata con armatura interna in tessuto di polietilene ad alta densità (hdpe) stabilizzata agli U.V.

La geomembrana svolge la doppia funzione di barriera verticale (alto-basso, basso-alto), impedendo l'ingresso di acque meteoriche o di scorrimento superficiale e la fuoriuscita di biogas dalle fessure e crepe che si creano nella copertura, sia a causa di cedimenti differenziali dovuti all'assestamento dei rifiuti ed alla diminuzione del tenore di umidità dalle coperture (periodo estivo).

Si rileva che la scelta di interporre uno strato minerale tra due strati drenanti comporta la protezione dello strato minerale, al fine di impedire l'inglobamento dei tre livelli. La stessa soluzione va prevista con l'uso della geomembrana, che deve essere protetta da ambo i lati con la posa di un geotessile con resistenza CBR di almeno 2300 N.

- strato drenante: al fine di impedire la formazione di un battente idraulico si stende uno strato di ghiaia drenante con spessore minimo di 50 cm. Lo strato è già protetto sul fondo dalla presenza della geomembrana, mentre la parte estradossale deve essere protetta da eventuali intasamenti con geotessile in polipropilene da 200 g/m²;
- strato superficiale: ha lo scopo di rimodellare la copertura della discarica, soggetta a cedimenti differenziali dovuti all'assestamento del rifiuto, attribuendo la forma "baulata", peraltro imposta anche agli strati sottostanti, per garantire il deflusso delle acque di scorrimento superficiale.

Lo strato superficiale fornisca adeguata protezione contro l'erosione, protegge le barriere sottostanti dalle escursioni termiche e favorisce lo sviluppo delle specie vegetali di copertura, ai fini del piano di ripristino ambientale.

Lo spessore minimo dello strato è previsto in almeno 100 cm, realizzato con terre scelte provenienti dallo scavo dei nuovi bacini. In questo modo viene preservato lo strato vegetale già presente in condizioni naturali, in modo da ricreare le condizioni originali che caratterizzano l'area di impianto.

Entrando nel dettaglio dello strato drenante, si tratta, di uno strato a buona permeabilità interposto tra il terreno vegetale ed i sottostanti strati di copertura impermeabile e drenaggio dei gas di discarica, tale da evitare l'ingresso incontrollato di acque superficiali nel corpo della discarica. Lo strato deve rispondere ai criteri di:

- isolamento dei rifiuti dall'ambiente esterno;
- minimizzazione delle infiltrazioni d'acqua;
- riduzione al minimo della necessità di manutenzione della copertura.

La copertura sommitale della discarica viene dotata di appositi sistemi di drenaggio ed allontanamento delle acque meteoriche.

La quantità di acqua che può infiltrarsi nel terreno vegetale ed interessare gli strati sottostanti rappresenta perciò solo una quota parte di quella connessa all'evento pluviometrico, come illustrato nella figura 6:

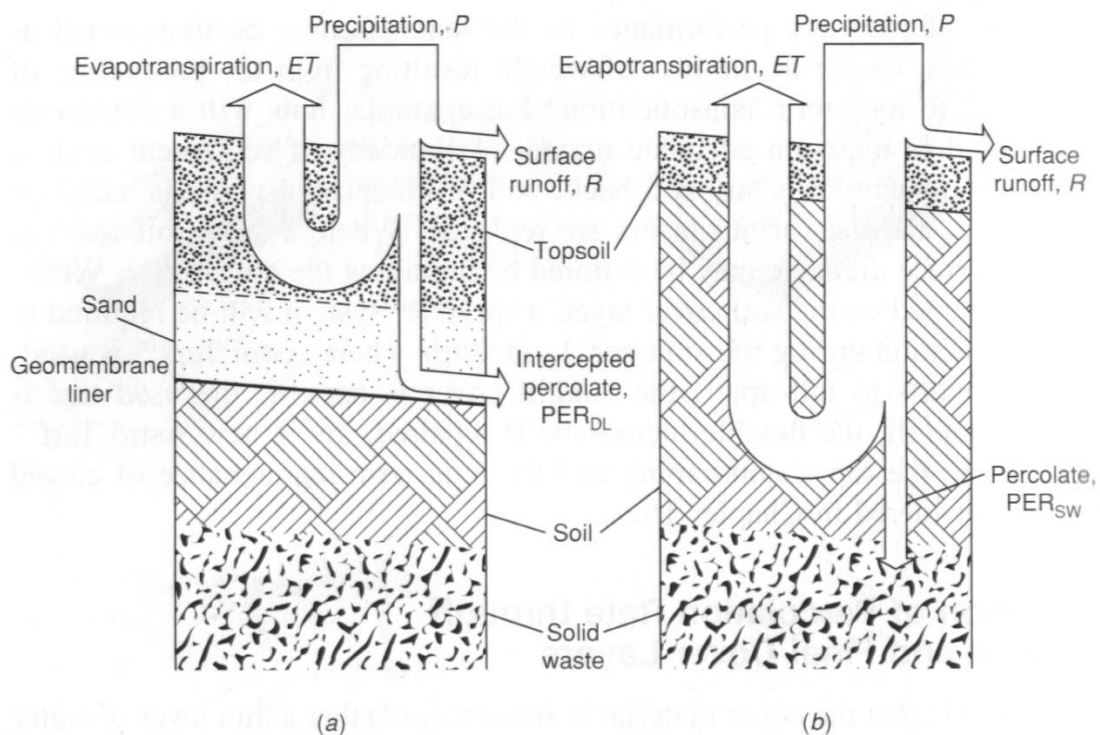


Figura 6- Copertura sommitale della discarica: particolare del sistema di drenaggio

Inoltre, occorre considerare che il terreno vegetale (strato 1 della copertura finale) assolve ad una funzione di laminazione/volano nei confronti di eventi pluviometrici intensi che, per loro natura, hanno breve durata e non saturano la porosità

caratteristica di questo strato. In effetti, assumta una permeabilità media verticale del terreno compresa tra $10^{-4} \div 10^{-5}$ m/s ed una pioggia costante, il fronte saturo raggiunge lo strato drenante in un tempo teorico variabile tra le 3 e le 28 ore.

2.2 Degradazione del rifiuto e formazione del percolato

Il processo di decomposizione in discarica del rifiuto organico può essere suddiviso in tre fasi distinte.

In tabella 3 si riportano più noti processi di degradazione dei rifiuti organici suddivisi nelle tre fasi che contemplano una progressiva mineralizzazione dei rifiuti e le conseguenti variazioni delle caratteristiche chimiche dei percolati.

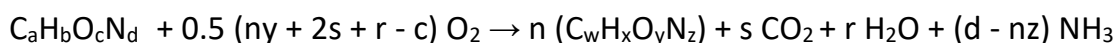
Fase	Tipo di degradazione	Caratteristiche percolato
Aerobica: l'ossigeno è naturalmente presente nell'aria racchiusa negli interstizi fra i rifiuti.	<ul style="list-style-type: none"> • Produzione di calore e di anidride carbonica • Produzione di sostanze organiche parzialmente degradate. 	<ul style="list-style-type: none"> • pH leggermente acido • Alto valore di COD • Relativamente alti valori di BOD ed ammoniaca
Anaerobica: gli organismi aerobici facoltativi utilizzano ossidanti diversi dall'ossigeno non più presente	<ul style="list-style-type: none"> • Produzione di anidride carbonica • Diminuisce la produzione di calore • Grande produzione di sostanze organiche degradate 	<ul style="list-style-type: none"> • pH acido • Alto valore di COD • Relativamente alti valori di BOD ed ammoniaca. • Notevole quantità di sali disciolti
Anaerobica metanigena: gli organismi anaerobici convertono la sostanza organica degradata in anidride carbonica e metano	<ul style="list-style-type: none"> • Aumenta la produzione di calore • Produzione di anidride carbonica e metano 	<ul style="list-style-type: none"> • pH verso la neutralità • Bassi valori COD e BOD • Relativamente alti valori di ammoniaca • Precipitazione di sali insolubili

Tabella 3– Processi degradativi dei rifiuti organici

FASE AEROBICA

Nella prima fase la decomposizione aerobica è predominante. Solitamente questa fase è molto breve a causa della limitata presenza dell'ossigeno in discarica e dall'elevata domanda biochimica di ossigeno del rifiuto.

Tchobanoglous et al. (1993) e Peavy et al. (1985) hanno generalizzato le equazioni della decomposizione aerobica ed anaerobica della materia organica:



dove:

$C_aH_bO_cN_d$ e $C_wH_xO_yN_z$ rappresentano la materia organica prima e dopo la decomposizione,

$$r = 0,5 [b - nx - 3 (d - nz)]$$

$$s = a - nw$$

FASE ANAEROBICA

La seconda fase di decomposizione avviene con la presenza di batteri anaerobici a causa di un impoverimento di ossigeno dell'ambiente del rifiuto, con elevata produzione di acidi grassi volatili come acido acetico e anidride carbonica che riducono il pH del percolato a valori intorno a 4-5. Questo ambiente acido aiuta a solubilizzare la sostanza inorganica.

La terza fase avviene sempre in condizioni di anaerobiosi ma in questo caso è predominante l'accumulo di batteri metanigeni. Tali batteri sono anaerobici e richiedono un pH neutrale.

La produzione di acidi volatili rallenta e la materia organica viene convertita in metano e anidride carbonica. Il pH comincia a salire lentamente insieme alla produzione di metano.

Dopo un certo periodo, il tasso della decomposizione batterica decresce a causa di un esaurimento del substrato.

Inoltre, porzioni di discarica possono ristabilire condizioni aerobiche attraverso l'acqua ricca di ossigeno che continua periodicamente a percolare all'interno del bacino di discarica.



dove:

$C_aH_bO_cN_d$ e $C_wH_xO_yN_z$ rappresentano la materia organica prima e dopo la decomposizione,

$$r = c - ny - 2s$$

$$s = a - nw - m$$

Logicamente la formazione e le caratteristiche del percolato sono influenzate dall'avanzamento delle fasi di degradazione del rifiuto.

2.3 Captazione del percolato

Durante la formazione della discarica è fondamentale progettare un sistema di tubi in HDPE fessurati che hanno il compito di captare il percolato e farlo migrare verso le vasche apposite per stoccaggio.

Ogni bacino della discarica è diviso in 4 settori uguali grazie a degli arginelli (figura 7 e figura 8): ogni settore è provvisto di un tubo centrale macrofessurato di diametro 200 mm che è in posizione diagonale rispetto al rettangolo e convergente nel centro del bacino dove è presente il pozzo del percolato.

Al tubo centrale sono collegati dei tubi macrofessurati di diametro 120 mm che permettono di raggiungere ogni parte del rettangolo e captare in modo ottimale il percolato.



Figura 7- Bacini di discarica aperti

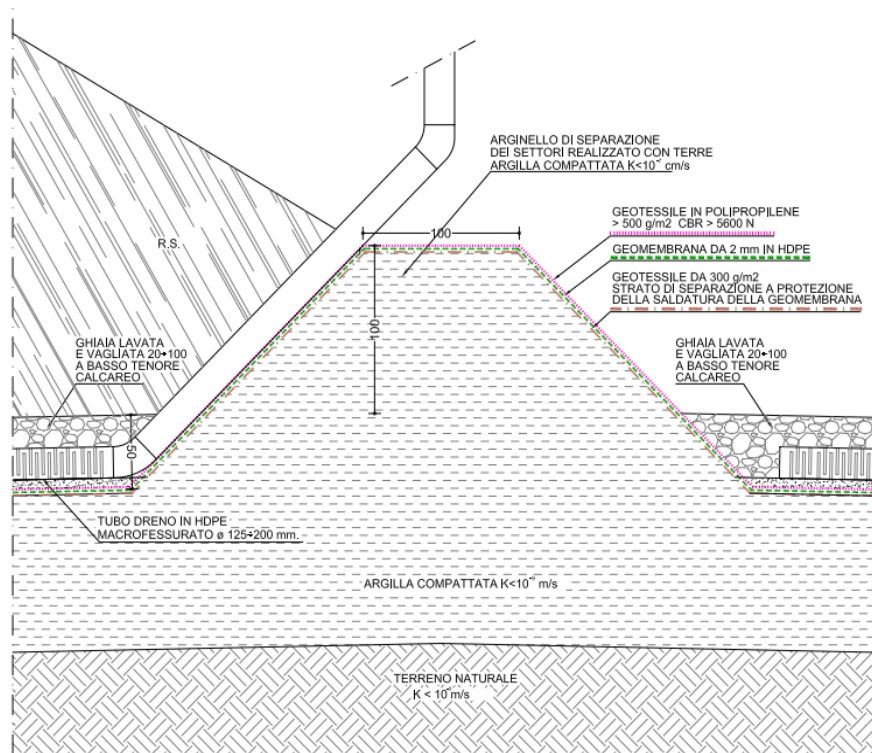


Figura 8- Fondo invaso in corrispondenza dell'arginello di separazione dei settori

È fondamentale avere una pendenza dei quattro settori verso il centro del bacino in modo tale che il percolato va a finire sul fondo della discarica dove incontra uno strato di ghiaia drenante in cui sono collocati i tubi per la captazione.

Inoltre, i tubi sono orientati e inclinati verso il centro del bacino dove sono collegati con il pozzo del percolato dove all'interno vi è una pompa pneumatica che permette la depressione all'interno dei tubi e la migrazione del percolato nelle due vasche apposite (figura 7 e 8).

Nella tabella 4 si può osservare la profondità dei vari pozzi di captazione del percolato:

	numero	Profondità (m)
Pozzo	1	12,70
Pozzo	2a	13,60
Pozzo	2b	16,90
Pozzo	3	12,60
Pozzo	4	13,10
Pozzo	5	13
Pozzo	6	12,30
Pozzo	7	12,20
Pozzo	8	12,20
Pozzo	9	15.80

	numero	Profondità (m)
Pozzo	10	15,80
Pozzo	11	15,90
Pozzo	12	15,70
Pozzo	13	17,80
Pozzo	14	17
Pozzo	15	16,80
Pozzo	16	17
Pozzo	17	19
Pozzo	18	18,60
Pozzo	19	18,80
Pozzo	20	20,1
Pozzo	21	18,30
Pozzo	22	19,10

Tabella 4- Profondità pozzi di captazione percolato

Le vasche de percolato (figura 9 e 10) hanno una profondità di 4,5 metri e sono interrate per 4,3 metri, quindi, sporgono di 0,20 metri dal piazzale. Anch'esse sono dotate di una geomembrana per evitare la dispersione del percolato nel sottosuolo.



Figura 9- Vasca di accumulo del percolato

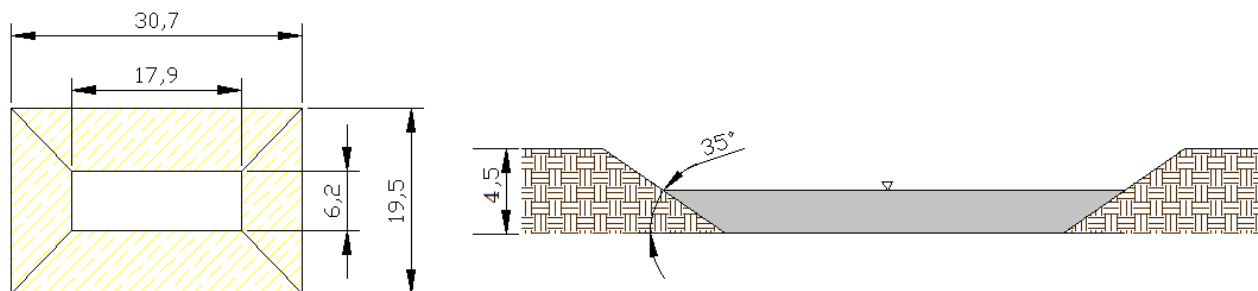


Figura 10- planimetria vasca di accumulo del percolato

Un aspetto importante da considerare è la dimensione del bacino: la grandezza del bacino sarà in correlazione con il quantitativo annuo di rifiuti che si prevede possano essere smaltiti.

Questo perché se io tengo aperto il bacino troppo a lungo come ad esempio due anni, si infiltrerà un quantitativo di acqua notevole che comporterà una formazione di percolato maggiore. Quindi se so che in un anno avrò pochi rifiuti da conferire è preferibile fare un bacino più piccolo per non tenerlo aperto troppi anni prima di chiuderlo con la copertura definitiva.

Nel periodo in cui il bacino è aperto, è importante che l'acqua piovana che si accumula nei settori in cui ancora non sono stati conferiti rifiuti, sia allontanata e non mescolata al percolato che viene prodotto nei settori in cui invece i rifiuti sono presenti.

Questo avviene grazie ad un "barilotto" presente nei settori: ad esso possono confluire sia le acque bianche piovane sia il percolato ma entrambe non vengono mischiate e tramite una pompa presente all'interno del barilotto, permette di confluire le acque bianche piovane nel corso d'acqua superficiale e quindi avere una notevole diminuzione di percolato totale da smaltire.

È comunque necessario fare delle analisi all'acqua piovana che viene mandata nel corso superficiale per assicurarci che non sia contaminata da qualche potenziale inquinante.

Questa tecnica non è presente nei primi 12 bacini in cui ancora le norme erano molto semplificate.

In figura 10 si può notare la procedura di riempimento dei settori del bacino: nella prima fase si ha un solo settore occupato dai rifiuti(giallo) e tre settori ancora inutilizzati(azzurri). Tutte le acque bianche di quei tre settori vengono convogliate nel barilotto e successivamente pompate nel corso d'acqua superficiale.

Nelle altre tre fasi si andranno poi ad occupare tutti e quattro i settori.

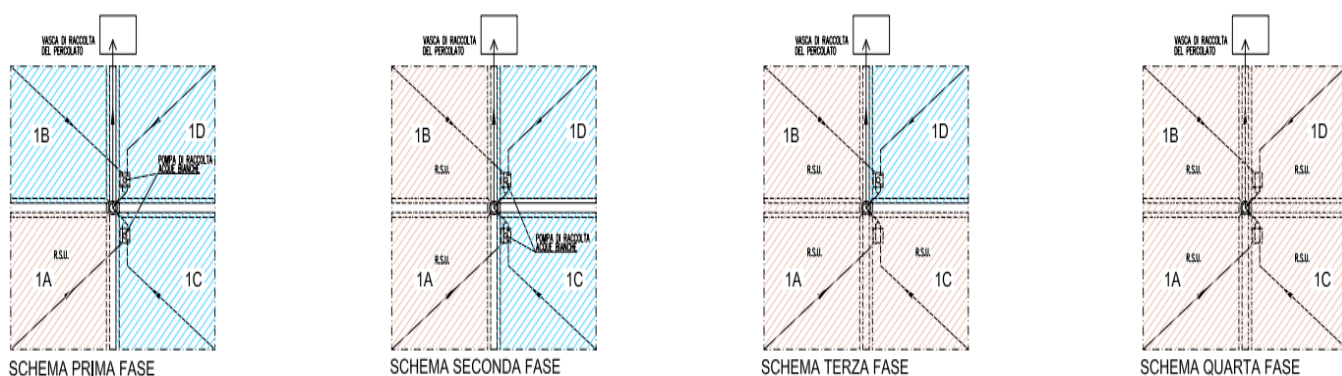


Figura 10- Sistema di riempimento con rifiuto dei settori del bacino

2.4 Monitoraggio del percolato

Sintesi del protocollo operativo:

FATTORI	PARAMETRO	N.PUNTI	GESTORE n. misure/ anno per punto	NOTE
PERCOLATO	VOLUME	1	12	Rilievi mensili nella vasca centrale
	COMPOSIZIONE Analisi di: pH, Cond., BOD5, COD, Cl, P tot. NH3, As, Cd, Cr tot, Fe, Hg, Ni, Pb e Zn.	1	3	Prelievi e analisi trimestrali nella vasca centrale (1°, 3° e 4° trimestre dell'anno)
	COMPOSIZIONE Analisi di: pH, Cond. el., BOD5, COD, Cl, P tot., NH3, As, Cd, Cr tot, Fe, Hg, Ni, Pb e Zn.		1	Prelievi e analisi annue su ognuno dei bacini esistenti + 1 di controllo sottotelo vasche di accumulo temporaneo + 1 vasca centrale nel 2° trimestre dell'anno

Tabella 5- monitoraggio percolato

Il controllo delle caratteristiche del percolato, attraverso l'analisi periodica e costante di parametri chimici di semplice determinazione consente indirettamente la verifica del buon funzionamento della discarica.

Le indagini sulle caratteristiche dei percolati, pur avendo una forte valenza gestionale, forniscono l'indispensabile conoscenza del potenziale impatto esercitato dai percolati stessi sul sottosuolo e sulle acque sotterranee.

Occorre precisare che le interazioni percolato – suolo, (fattore impattante – bersaglio) sono attenuate dalla continua rimozione del percolato con il conseguente allontanamento dai bacini di scarica di liquidi aventi caratteristiche chimiche sempre meno impattanti nel tempo. Allo stesso tempo sono mantenute accettabili pressioni idrauliche sulle pareti e sul fondo degli invasi.

Variazioni sensibili delle caratteristiche chimiche del percolato possono essere associate ai fattori meteo-climatici esterni e ad alterazioni significative nella vita di una discarica dovute a diversità di coltivazione della massa di rifiuti conferiti, diverse tecniche costruttive dei bacini, sostanziali o gradualmente cambiamenti della composizione merceologica dei rifiuti conferiti a causa della evoluzione dei consumi o delle modalità della raccolta differenziata.

2.4.1 Produzione del percolato

Nella tabella seguente vengono riportati i quantitativi annui di percolato prodotto:

PROSPETTO ANNUO RIFIUTI SMALTITI E PERCOLATO			
ANNO	TOTALE RIFIUTO CONFERITO (t)	TOTALE PROGRESSIVO RIFIUTO CONFERITO (t)	PERCOLATO PRODOTTO (mc)
1983	20.715,000	20.715,000	
1984	31.051,100	51.766,100	
1985	39.146,826	90.912,926	
1986	32.121,086	123.034,012	
1987	51.920,285	174.954,297	
1988	81.070,643	256.024,94	
1989	52.569,253	308.594,193	3.370,00
1990	85.108,100	393.702,293	5.015,00
1991	67.785,240	461.487,533	5.710,00
1992	71.063,560	532.551,093	9.353,00

ANNO	TOTALE RIFIUTO CONFERITO (t)	TOTALE PROGRESSIVO RIFIUTO CONFERITO (t)	PERCOLATO PRODOTTO (mc)
1993	62.645,560	595.196,653	8.057,00
1994	84.043,940	679.240,593	7.508,00
1995	76.569,660	755.810,253	6.972,00
1996	65.827,461	821.637,714	10.862,00
1997	63.843,680	885.481,394	9.509,00
1998	61.794,459	947.275,853	6.611,00
1999	67.083,919	1.014.359,772	8.622,00
2000	70.050,324	1.084.410,096	8.534,00
2001	89.860,342	1.174.270,438	11.221,00
2002	92.948,884	1.267.219,322	12.826,00
2003	138.367,068	1.405.586,390	15.228,00
2004	216.007,736	1.621.594,126	23.293,00
2005	203.118,100	1.824.712,226	19.303,90
2006	182.829,670	2.007.541,896	20.023,00
2007	159.719,632	2.167.261,528	17.950,84
2008	80.374,289	2.247.635,817	18.655,00
2009	85.976,242	2.333.612,059	25.751,00
2010	81.048,785	2.414.660,844	19.814,00
2011	62.402,200	2.477.063,044	16.976,91
2012	97.134,582	2.574.197,626	13.071,18
2013	100.246,926	2.674.444,552	20.904,09
2014	65.718,194	2.740.162,746	24.988,86
2015	137.411,850	2.877.574,596	25.725,68
2016	35.989,568	2.913.564,164	13.974,06
2017	42.146,750	2.955.710,914	10.356,87
2018	41.525,325	2.997.236,239	14.994,00
2019	9.900,000	3.007.136,239	11.484,52
2020	14.584,210	3.021.720,449	17.737,72
TOT.	3.021.720,449		444.402,63

Tabella 6- Rifiuti non pericolosi smaltiti e produzione di percolato annuo

Nella successiva figura 11, vengono riportati i quantitativi annui di percolato prodotto, messi in relazione con i quantitativi di rifiuti introdotti in discarica.

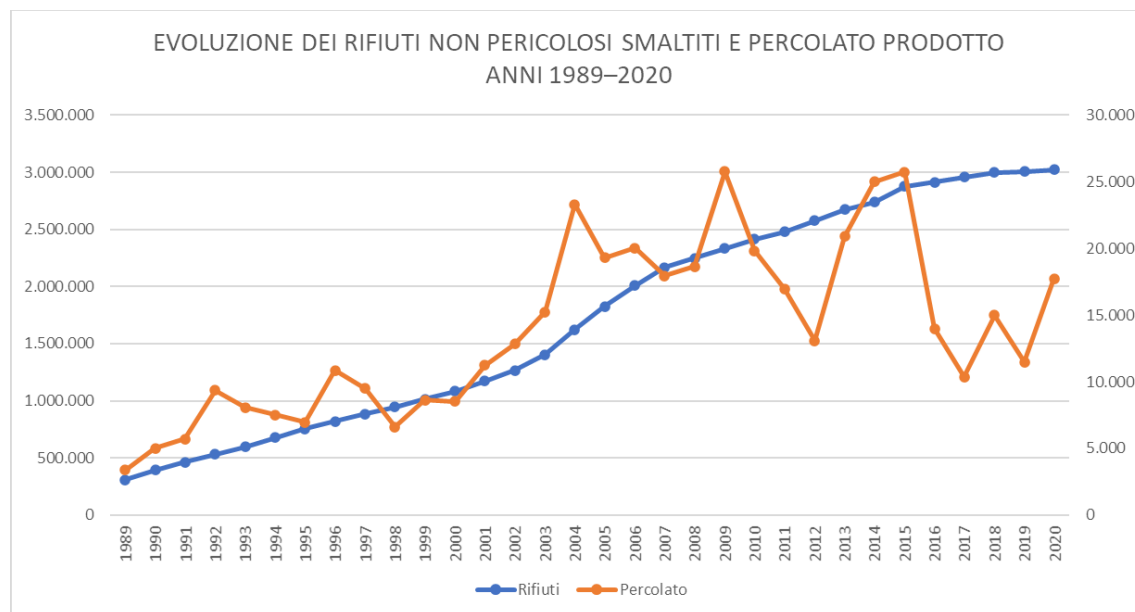


Figura 11 - Evoluzione dei rifiuti non pericolosi smaltiti e percolato prodotto – Anni 1989–2019

Nella tabella 7 viene riportato la produzione di percolato suddivisa per ogni singolo bacino nell'anno di riferimento.

PRODUZIONE PERCOLATO MENSILE ANNO 2020 (mc)													
INVASO	GEN	FEB	MAR	APR	MAG	GIU	LUG	AGO	SET	OTT	NOV	DIC	TOT 2020
1	75,1	29,0	21,0	25,0	22,0	115,6	245,0	80,0	77,0	18,0	30,0	34,0	771,70
2/a	93,0	179,0	56,0	64,0	51,0	37,0	40,0	45,0	48,0	20,0	32,0	44,0	709,00
2/b	87,0	78,0	110,0	78,0	23,0	76,0	73,0	74,0	35,0	14,0	25,0	26,0	699,00
3	81,5	73,0	77,0	128,0	21,0	51,0	30,0	74,0	52,0	18,0	27,0	37,0	669,48
4	78,5	85,0	120,0	90,0	9,0	39,0	37,0	27,0	49,0	13,0	33,0	51,0	631,48
5	123,0	101,0	50,0	54,0	45,0	39,0	43,0	52,0	157,0	25,0	35,0	71,0	795,00
6	115,0	125,0	60,0	55,0	37,0	31,0	32,0	58,0	47,0	19,0	29,0	129,0	737,00
7	74,0	0,0	172,0	78,0	37,0	15,0	17,0	32,0	40,0	17,0	31,0	37,0	550,00
8	111,5	0,0	0,0	0,0	83,0	0,0	84,0	244,0	44,0	15,0	27,0	94,0	702,50
9	98,0	7,0	22,0	10,0	8,0	8,0	7,0	12,0	10,0	32,0	7,0	15,0	236,00
10	87,0	0,0	67,0	18,0	15,0	12,0	10,0	12,0	14,0	33,0	11,0	42,0	321,00
11	77,0	3,0	0,0	34,0	9,0	0,0	12,0	11,0	0,0	23,0	0,0	40,0	209,00
12	101,0	4,0	13,0	6,0	76,0	5,0	95,0	6,0	7,0	53,0	4,0	7,0	377,00
13	90,0	16,0	32,0	17,0	17,0	16,0	14,0	14,0	15,0	56,0	9,0	13,0	309,00
14	125,0	16,0	43,0	26,0	23,0	23,0	19,0	17,0	18,0	46,0	14,0	8,0	378,00
15	120,0	57,0	45,0	10,0	4,0	0,0	36,0	30,0	16,0	37,0	12,0	10,0	377,00

INVASO	GEN	FEB	MAR	APR	MAG	GIU	LUG	AGO	SET	OTT	NOV	DIC	TOT 2020
16	89,0	76,0	79,0	44,0	41,0	37,0	32,0	41,0	26,0	26,0	14,0	16,0	521,00
17	114,0	75,0	319,0	37,0	4,0	2,0	21,0	93,0	107,0	58,0	11,0	15,0	856,00
18	99,4	48,0	49,0	25,0	7,0	0,0	104,5	72,0	23,0	46,2	15,0	13,0	502,12
19	112,1	0,0	300,0	167,0	55,0				0,0	0,0	99,0	434,0	1.167,06
20	120,0	59,0	238,0	188,0	54,0	78,0	108,0	79,0	107,0	54,0	107,0	157,0	1.349,00
21	535,0	96,0	133,0		0,0	125,7	114,2		0,0	294,0	436,9	613,7	2.348,42
22	145,0	181,0	346,0	245,0	34,0	183,0	100,7	302	221,2	176,0	296,0	292,0	2.521,96
TOT MESE	2.750,98	1.308,00	2.352,00	1.399,00	675,00	893,32	1.274,44	1.375,00	1.113,22	1.093,22	1.304,88	2.198,66	17.737,72

Tabella 7 - Produzione mensile di percolato per ogni singolo bacino - anno 2020

Di seguito viene riportato in grafico la produzione di percolato e la piovosità dove si evince la correlazione tra la produzione di percolato e le precipitazioni.

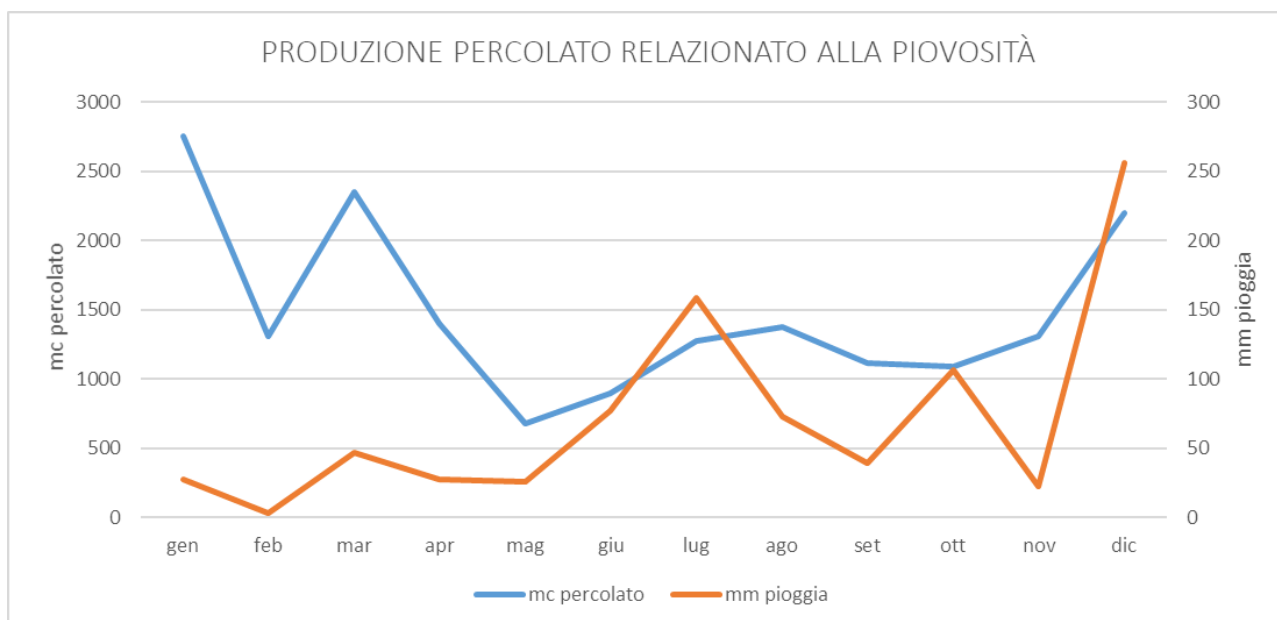


Figura 12 - Andamento mensile del percolato prodotto nei bacini in relazione alla piovosità riferiti all'anno 2020

2.4.2 Composizione del percolato nei singoli bacini

Nel monitoraggio sono stati presi in considerazione i seguenti parametri: pH, Conducibilità elettrica, B.O.D.₅, C.O.D., Cloruri, Fosforo totale, Azoto ammoniacale, Ferro, Manganese, Zinco, Arsenico, Cadmio, Mercurio, Rame, Cromo totale, Piombo, Nichel.

Nelle tabelle (8 e 9) sottostanti sono riportati i valori della composizione del percolato dei singoli bacini e della vasca centrale, riscontrati nel corso del 2020.

Data campionamento 10/06/2020	UM	BAC n.1	BAC n.2/A	BAC n.2/B	BAC n.3	BAC n.4	BAC n.5	BAC n.6	BAC n.7	BAC n.8
pH	-	8,08	7,65	7,9	8,1	7,51	7,9	7,9	7,51	8,1
CONDUCIBILITA' ELETTRICA SPECIFICA	µS/cm	7810	16600	14100	10700	9100	11400	9600	10100	12800
C.O.D.	mg/l	330	1640	919	2075	1015	1385	980	745	1860
B.O.D. ₅	mg/l	20	95	57	105	35	90	40	29	103
CLORURI (Cl ⁻)	mg/l	1078	1797	1678	1912	1299	1325	1434	1408	2044
FOSFORO TOTALE (P)	mg/l	4,2	8,6	6,5	9,7	4,9	6,5	5,9	4,6	12
AZOTO AMMONIACALE (NH ₄ ⁺)	mg/l	1260	2520	1260	2160	1260	1960	1320	900	1860
ARSENICO (As)	mg/l	0,031	0,05	0,03	0,0385	0,018	0,0101	0,014	0,013	0,035
CADMIO (Cd)	mg/l	0,0003	0,0003	0,0003	0,0005	0,0003	0,0004	0,0002	0,0001	0,0004
CROMO TOTALE (Cr)	mg/l	0,09	0,32	0,24	0,39	0,16	0,18	0,14	0,11	0,3
FERRO (Fe)	mg/l	8	1,8	3,9	2,4	0,58	0,79	0,75	0,63	0,96
MERCURIO (Hg)	mg/l	0,0002	0,0001	0,0002	0,0002	0,0001	0,0001	0,0001	< 0,0001	0,0001
NICHEL (Ni)	mg/l	0,18	0,23	0,14	0,27	0,1	0,14	0,13	0,098	0,23
PIOMBO (Pb)	mg/l	0,05	0,007	0,006	0,0128	0,0039	0,007	0,005	0,003	0,0083
RAME (Cu)	mg/l	0,16	0,04	0,036	0,038	0,016	0,064	0,015	0,043	0,09
ZINCO (Zn)	mg/l	0,84	0,46	0,57	0,46	0,39	0,93	0,51	0,16	0,46

Tabella 8 - composizione percolato nei singoli bacini (1-8) – anno 2020

Data campionamento 10/06/2020	UM	BAC n.9	BAC n.10	BAC n.11	BAC n.12	BAC n.13	BAC n.14	BAC n.15	BAC n.16	BAC n.17	BAC n.18	BAC n.19	BAC n.20	BAC n.21	BAC n.22
pH	-	7,75	8,01	7,9	7,9	7,88	7,74	7,9	7,9	9,08	8,21	8,51	8,05	8,27	8,12
CONDUCIBILITA' ELETTRICA SPECIFICA	µS/cm	14700	10900	16900	16100	14800	13800	18100	18700	31200	23500	17700	18700	27180	18000
C.O.D.	mg/l	885	980	1820	2560	1770	1715	2190	3400	13500	4700	5760	6320	11350	3065
B.O.D. ₅	mg/l	32	74	64	74	22	40	67	49	460	290	210	505	410	160
CLORURI (Cl ⁻)	mg/l	2474	1465	2637	2607	2329	2151	2457	2949	9551	3099	2818	2160	3939	2396
FOSFORO TOTALE (P)	mg/l	7,3	4,8	11	9,2	11	8,2	7,15	14	13	19	23	31	46	16
AZOTO AMMONIACALE (NH ₄ ⁺)	mg/l	1860	485	1320	2040	960	1500	2220	2160	780	3840	2640	2400	4260	3065
ARSENICO (As)	mg/l	0,02	0,012	0,09	0,059	0,04	0,052	0,08	0,53	0,71	0,24	0,14	17	0,337	0,32

Data campionamento 10/06/2020	UM	BAC n.9	BAC n.10	BAC n.11	BAC n.12	BAC n.13	BAC n.14	BAC n.15	BAC n.16	BAC n.17	BAC n.18	BACn .19	BAC n.20	BACn .21	BAC n.22
CADMIO (Cd)	mg/l	0,0003	0,0004	0,0007	0,0005	0,0005	0,0003	0,0005	0,0005	0,019	0,0006	0,0007	0,0007	0,001	0,0008
CROMO TOTALE (Cr)	mg/l	0,38	0,175	0,35	0,64	0,48	0,43	0,52	0,87	2,6	1,3	2,3	1,2	3,8	1,4
FERRO (Fe)	mg/l	2,3	0,59	1,6	2,6	0,81	1,2	3,9	2,2	37	7,9	7,7	10	14	14
MERCURIO (Hg)	mg/l	0,0001	< 0,0001	0,0002	0,0003	0,0002	0,0002	0,0003	0,0005	0,007	0,0009	0,001	0,0006	0,0014	0,0009
NICHEL (Ni)	mg/l	0,3	0,12	0,3	0,37	0,28	0,25	0,4	0,32	1,6	0,39	0,27	0,29	0,45	0,87
PIOMBO (Pb)	mg/l	0,0065	0,017	0,025	0,011	0,02	0,02	0,016	0,017	0,3	0,025	0,03	0,04	0,05	0,09
RAME (Cu)	mg/l	0,037	0,11	0,11	0,13	0,23	0,09	0,0494	0,13	75	0,21	0,06	0,44	0,2	0,65
ZINCO (Zn)	mg/l	0,31	0,25	0,26	0,27	0,43	0,31	0,6703	0,27	20	0,96	0,41	0,65	0,82	3,2

Tabella 9 - composizione percolato nei singoli bacini (9-22) – anno 2020

Dall'esame dei dati degli ultimi dieci anni si osserva quanto segue:

CLORURI

I grafici successivi evidenziano le variazioni delle concentrazioni annue dei cloruri nei bacini.

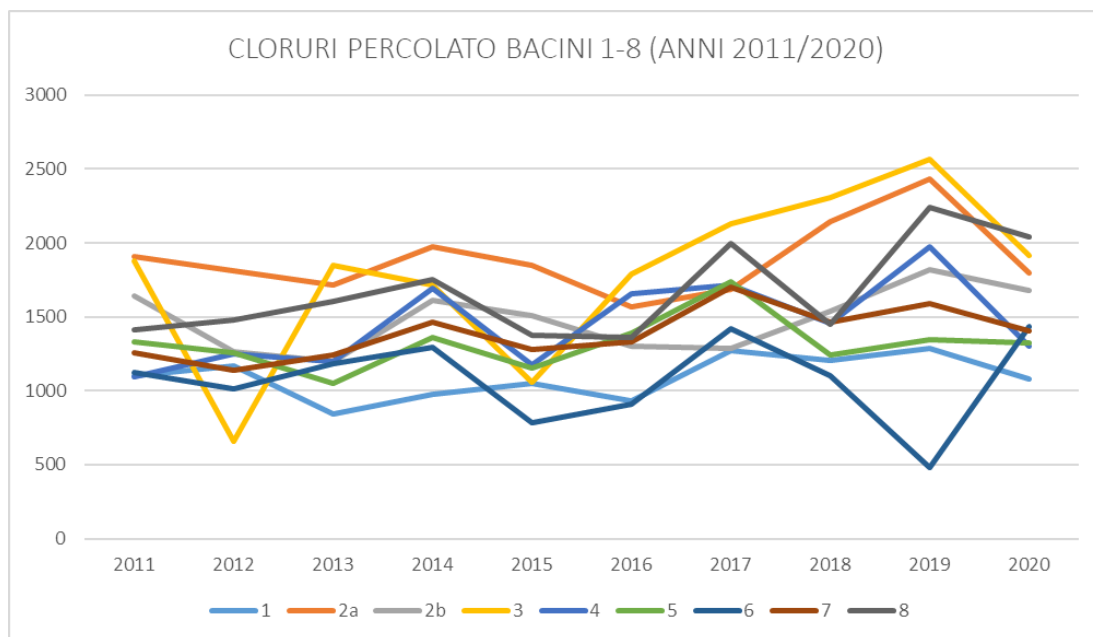


Figura 13 – Variazione della concentrazione dei cloruri bacini 1/8

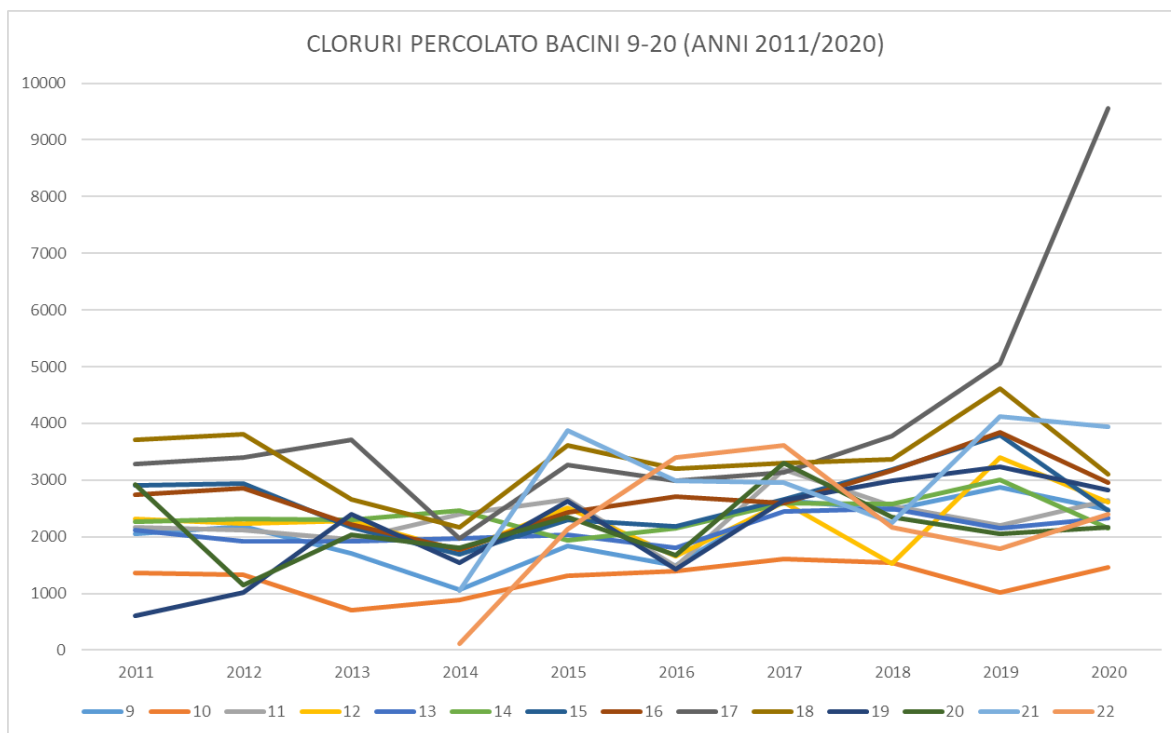


Figura 14- Variazione della concentrazione dei cloruri ad età decrescente bacini 9/22

I dati mostrano un comportamento non costante nel tempo sia per i bacini più vecchi (figura 13) sia per quelli di recente coltivazione (figura 14).

A tale comportamento concorrono principalmente due fattori:

- un rapido dilavamento dei cloruri solubili presenti nel rifiuto nei bacini aperti o comunque in coltivazione con effetti di diluizione fortemente influenzata da fattori esterni come la piovosità.
- un dilavamento più lento e costante dei cloruri solubili ancora presenti nella massa del rifiuto interrato meno influenzato dai fattori esterni accompagnata da una lenta, costante e prevedibile produzione di cloruri dalla mineralizzazione dei rifiuti nei bacini colmati.

pH

Prima dell'agosto 1999 in tutti i bacini era stata osservata una sostanziale stabilità nel tempo dei valori di acidità dei percolati compresi fra 7 ed 8 unità di pH.

Tale dato poteva essere considerato anomalo per i percolati "giovani" in quanto in disaccordo con le informazioni desunte dalla letteratura che, per le 2 prime fasi del

processo degradativo riportano valori di pH inferiori a 7 per la presenza di acidi organici conseguenti all'idrolisi e alla fermentazione iniziale dei rifiuti.

Nei prelievi dal 1997 al 2020, i valori di pH del percolato rilevati sia nei bacini più vecchi, sia in quelli più recenti, rientrano di norma in un range compreso tra 6,6 e 9 unità di pH. La variazione del valore di pH negli ultimi 10 anni è riportata nei grafici che seguono.

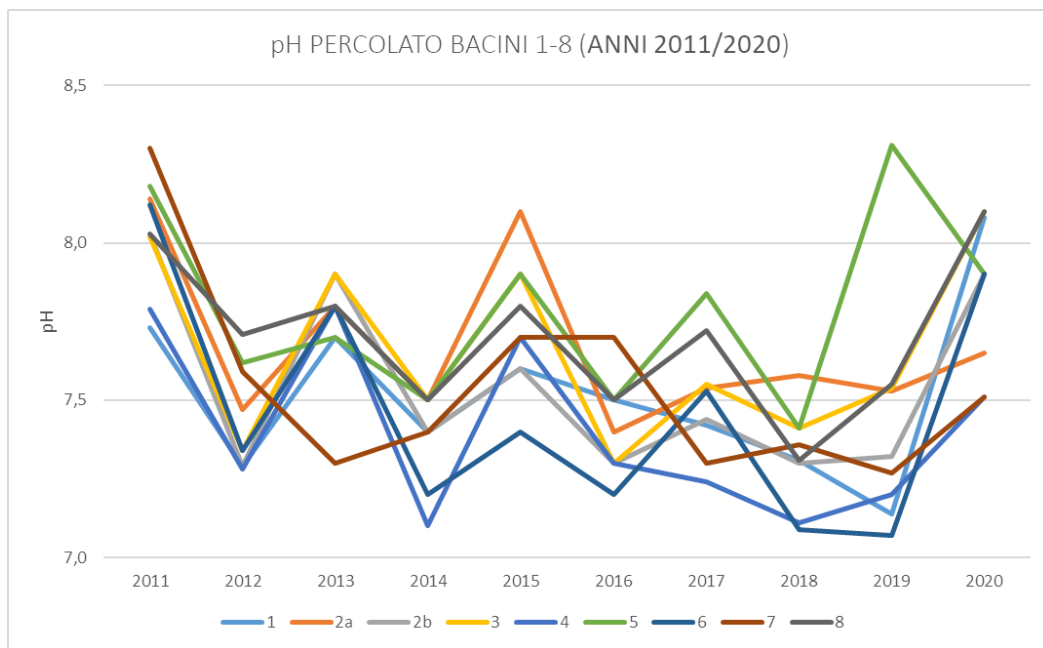


Figura 15- Variazione pH percolato bacini 1-8 (2010-2019)

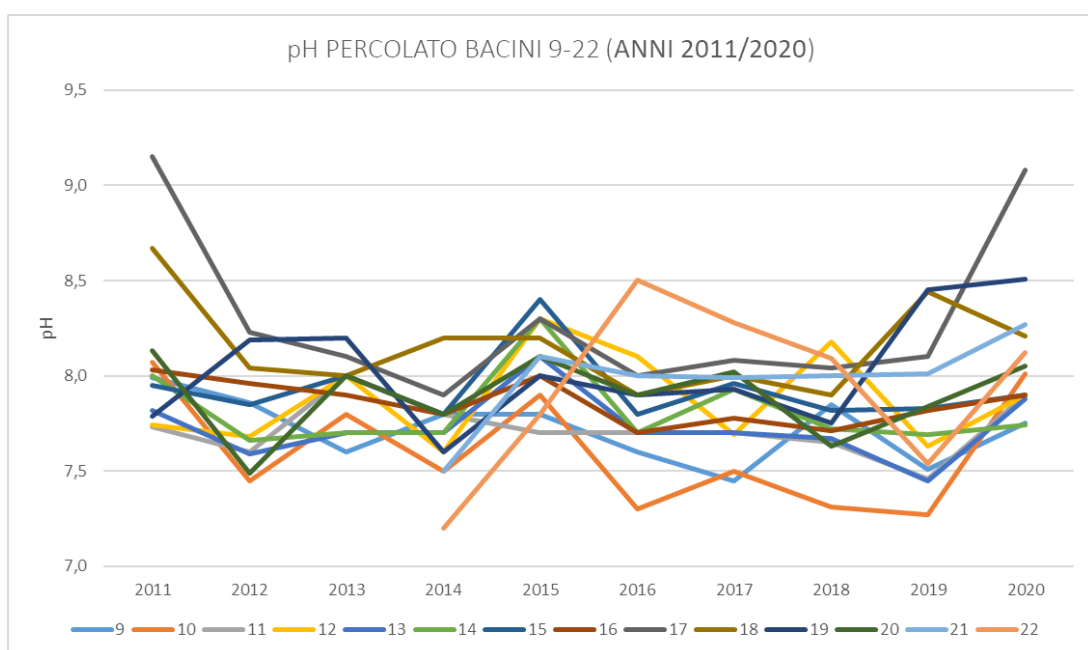


Figura 16- Variazione pH percolato bacini 9-22 (2010-2019)

I valori di pH rilevati portano ad ipotizzare per la discarica di Novellara il rapido instaurarsi della fase metanigena dovuta probabilmente alla tipologia della discarica ed ai metodi di coltivazione dei singoli bacini.

COD e BOD₅

I valori dei due parametri significativi del carico organico totale e biodegradabile presentano un andamento decrescente nel tempo in accordo con i dati teorici.

I valori del B.O.D₅ diminuiscono in modo meno accentuato rispetto a quelli del C.O.D. in quanto nel tempo sono presenti nei percolati sostanze organiche già parzialmente degradate che mostrano una certa resistenza ad ulteriori attacchi degradativi.

AMMONIACA

L'Ammoniaca presenta un andamento decrescente dei propri valori in quasi tutti i percolati e può essere correlato al C.O.D. nel senso che a valori massimi dell'uno corrispondono valori massimi dell'altro.

FOSFORO

Il Fosforo determinato come fosfato mostra un andamento variabile nel tempo in modo non correlabile all'età del bacino di discarica o ad altri parametri chimici.

Il Fosforo è presente sotto forma di fosfato già nei rifiuti conferiti, deriva dai processi degradativi ed è soggetto a processi di solubilizzazione e riprecipitazione nelle fasi di formazione del percolato.

FERRO E ZINCO

Ferro e Zinco sono i metalli pesanti presenti a concentrazioni relativamente elevate nei percolati insieme al Manganese.

La tendenza alla diminuzione di Ferro e Zinco può essere spiegata dall'andamento teorico dell'acidità dei percolati nelle varie fasi del processo degradativo. Ferro e zinco in una fase "acida", sono presenti come sali solubili con massimi valori di concentrazione. Con un aumento del pH ed un ambiente riducente, caratteristiche

proprie di una fase metanigena, Ferro e Zinco tendono a precipitare come solfuri con conseguente abbattimento delle singole concentrazioni nei percolati.

METALLI PESANTI

Non sono riportati i valori rilevati inerenti alle misure di Cadmio e Mercurio i quali sono presenti in concentrazioni molto basse ed in alcuni casi inferiori al limite di rilevabilità strumentale.

Per gli altri metalli pesanti, presenti anch'essi in basse concentrazioni si osservano nel tempo diminuzioni generalizzate in accordo con le considerazioni fatte per Ferro e Zinco.

2.4.3 Monitoraggio vasca centrale

Il piano di monitoraggio prevede il controllo della qualità del percolato proveniente dai vari bacini, raccolto nella vasca centrale. Nella tabella seguente, sono riportati i risultati dei controlli effettuati (1°, 2°, 3° e 4° trimestre) nel 2020.

ANALISI DEL PERCOLATO DELLA VASCA DI RACCOLTA (mg/l)				
	feb-20	giu-20	set-20	dic-20
pH	8,16	8,14	7,9	8,13
BOD 5	850	1190	1110	210
C.O.D.	3233	3234	5770	830
AZOTO AMMON.	1368	1440	2232	324
FOSFORO TOT	13	12	20	2,5
PIOMBO	0,011	0,017	0,015	0,02
CROMO TOT	1,05	1,1	1,4	0,21
ARSENICO	0,086	0,11	0,17	0,021
MERCURIO	0,0006	0,0006	0,0008	< 0,0001
CLORURI	1690	1875	1786	273

Tabella 10 - composizione percolato nella vasca centrale – anno 2020

I dati relativi alla tabella confermano gli andamenti e le considerazioni già svolte per i singoli invasi.

Il piano di monitoraggio prevede un controllo del sottotelo che raccoglie le acque di drenaggio dell'area adiacente la vasca n. 2 e le eventuali perdite di percolato dalla vasca medesima.

Di seguito vengono riportati i risultati del controllo:

COMPOSIZIONE SOTTOTELO VASCHE DI ACCUMULO TEMPORANEO	
pH	6,56
Conducibilità (µs/cm)	6170
C.O.D. (mg/l)	112
B.O.D. (mg/l)	15
Cloruri (mg/l)	46
Fosforo tot. (mg/l)	0,059
Azoto Ammoniacale (mg/l)	1,6
Arsenico (mg/l)	0,008
Cadmio (mg/l)	< 0,0001
Cromo (mg/l)	< 0,001
Ferro (mg/l)	15
Mercurio (mg/l)	< 0,0001
Nichel (mg/l)	0,02
Piombo (mg/l)	<0,001
Rame (mg/l)	0,0012
Zinco (mg/l)	0,011

Tabella 11 - Composizione sottotelo delle vasche di accumulo temporaneo – anno 2020

CAPITOLO 3 -IMPIANTO DI DEPURAZIONE A OSMOSI INVERSA

Negli ultimi cinque anni la media di percolato prodotto in S.A.Ba.R è stata di 13721 m³.

Nei prossimi anni la quantità di percolato prodotto si dovrebbe ridurre visto che gli ultimi bacini aperti della discarica sono stati chiusi e si dovrebbe infiltrare meno acqua nel sottosuolo.

Il grafico seguente mostra che il 46 % del percolato prodotto nel quinquennio è stato generato nei bacini in esercizio 19÷21 e il 38% nei bacini 1÷12 che risentono ancora dell'infiltrazioni meteoriche. I bacini 13÷16 e 17÷18 apportano per l'8% ciascuno.

CONTRIBUTO DEI BACINI ALLA PRODUZIONE DEL PERCOLATO
(media 2016-2020)

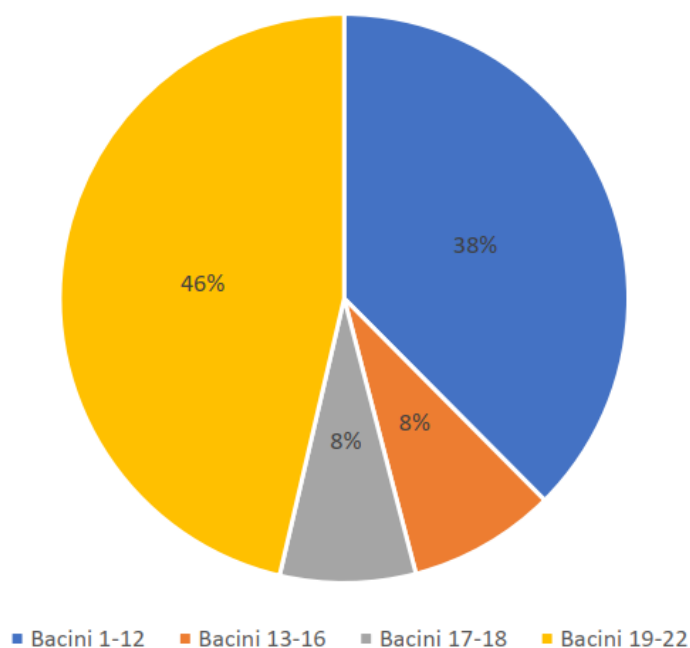


Figura 17- Contributo bacini alla produzione di percolato

Per avere un trend del decremento della produzione di percolato dal termine dei conferimenti e alla successiva chiusura del bacino, nei tre grafici seguenti è riportata la produzione di percolato di alcuni bacini dall'inizio dei conferimenti di rifiuti al 2020.

Per ogni grafico è indicato l'anno del termine dei conferimenti.

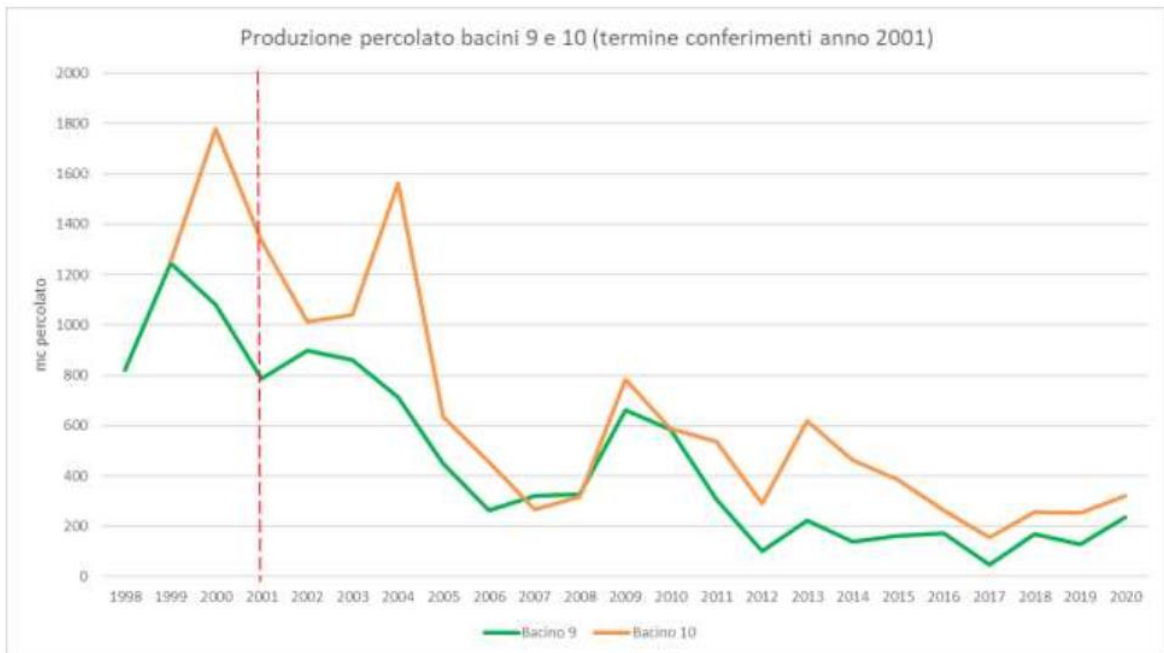


Figura 18- Produzione percolato bacini 9 e 10 fino al 2001

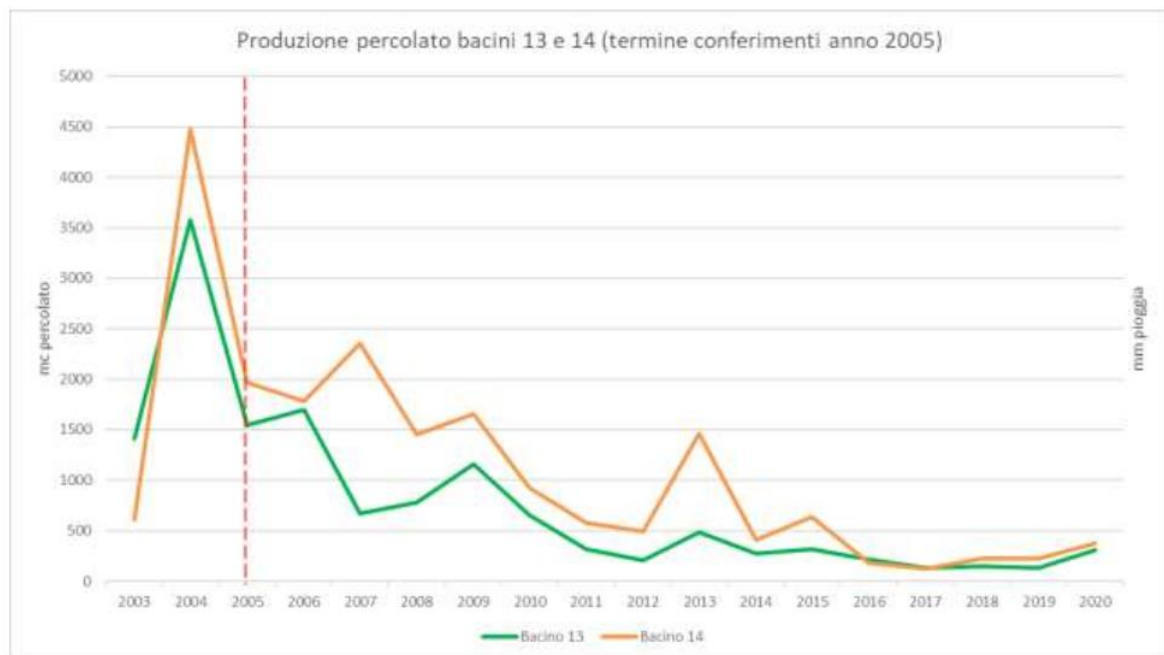


Figura 19- Produzione percolato bacini 13 e 14 fino al 2005

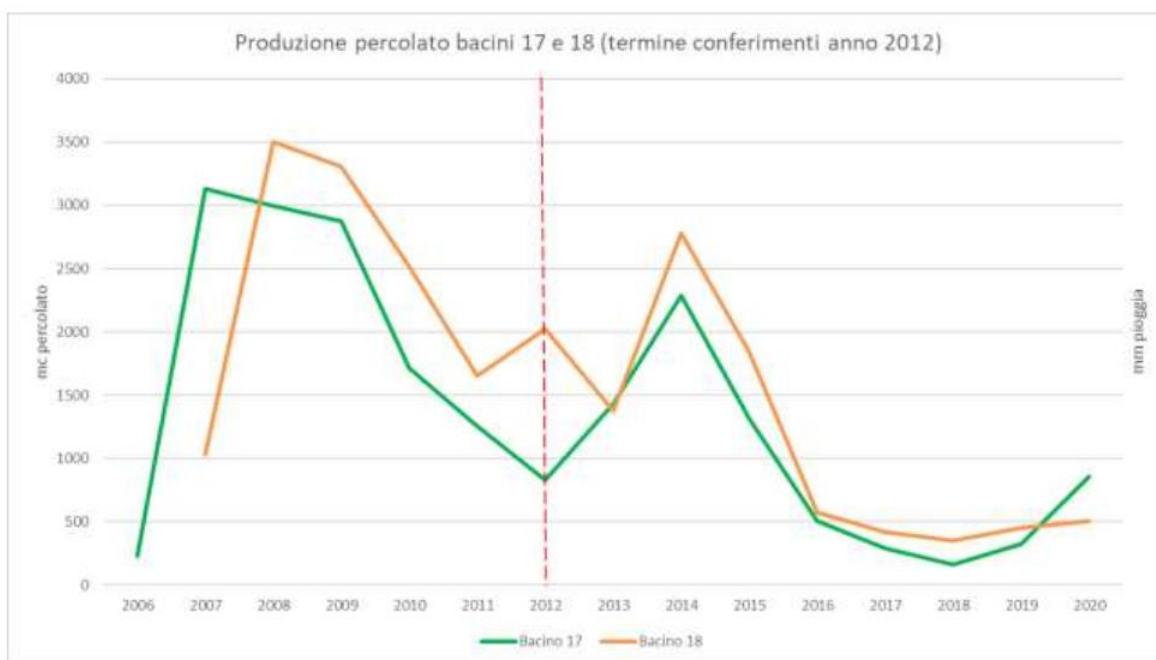


Figura 20- Produzione percolato bacini 17 e 18 fino al 2012

Come si evince dai grafici in figura 18,19 e 20, la produzione di percolato dalla chiusura del bacino tende a calare fino a stabilizzarsi in un range di valori che sono dieci volte inferiori ai valori di picco raggiunti nella fase di gestione operativa del bacino.

Attualmente il percolato viene smaltito in impianti di depurazione esterni all'azienda:

- Ireti S.p.A. impianto di Mancasale (RE);
- S.T.A. S.r.l. impianto di Casalmaggiore (CR).

Nel 2020 sono stati prodotte 17.736 t di percolato che hanno generato 491 movimentazioni del rifiuto verso gli impianti di smaltimento.

S.ABA.R a metà 2022 installerà nell'azienda un impianto di depurazione a osmosi inversa per il trattamento di tutto il percolato e questo permetterà di ridurre i quantitativi di percolato da smaltire all'esterno.

I vantaggi connessi al trattamento in loco, oltre che economici grazie alla riduzione delle spese di trasporto e smaltimento, sono anche di tipo ambientale:

- Riduzione del 65% dei trasporti relativi al percolato grazie al trattamento in loco con conseguente riduzione di consumi di carburante e riduzione di traffico ed emissioni da gasolio;
- L'impianto non produce emissioni in atmosfera;

- Inesistenza di emissioni acustiche;
- Nessun impatto sulle matrici suolo, sottosuolo e acque;
- Formazione di permeato (65% del percolato tal quale) idoneo al conferimento in acque superficiali.

Avendo un percolato molto diluito a causa delle infiltrazioni dei primi 12 bacini si è scelto di utilizzare un impianto a osmosi inversa che riduce il volume di percolato da smaltire.

Il percolato concentrato in uscita dall'impianto avrà valori di COD BOD₅ e altri inquinanti in linea con le caratteristiche di un percolato medio da discarica.

3.1 Localizzazione dell'impianto

L'area in cui si prevede la realizzazione dell'impianto in oggetto è a fianco delle vasche esistenti di raccolta del percolato, in questo modo è ottimizzata la gestione dei trasferimenti dalla vasca all'impianto.

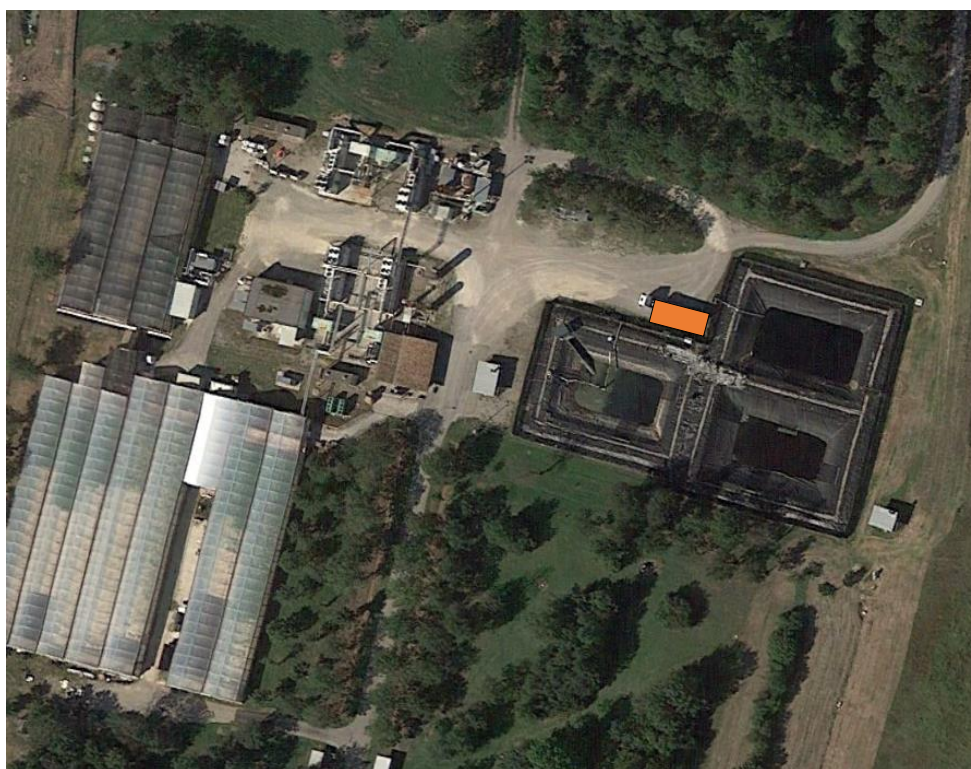


Figura 21- Localizzazione dell'impianto

L'uso del suolo dell'area di progetto è attualmente costituito dall'impianto di gestione rifiuti di S.A.Ba.R. La zona in cui è ubicato l'impianto è ad uso prettamente industriale.

Il progetto è conforme in relazione a quanto previsto dai seguenti strumenti urbanistici:

- Piano Territoriale Regionale
- Piano Territoriale Paesistico Regionale
- Piano Territoriale di Coordinamento Provinciale
- PSC Comune di Novellara

Inoltre, il progetto non ricade all'interno di aree sensibili o vincolate.

3.2 Principio di funzionamento

Normalmente il percolato di discarica è contaminato da sostanze organiche altamente inquinanti che innalzano i valori di COD, BOD₅, TOC, e composti azotati quali NH₄-N, oltre a metalli pesanti e composti organici alogenati.

Da oltre un decennio, la tecnica ad osmosi inversa ha svolto un ruolo importante nel trattamento del percolato di discarica e solo mediante questo processo tutte le sostanze contaminanti vengono rimosse dal percolato, ottenendo un prodotto depurato scaricabile nei corsi d'acqua superficiali con un notevole vantaggio per l'ambiente.

Di conseguenza con il sistema ad osmosi inversa, si ottiene una soluzione ottimale per la gestione del percolato di discarica.

Tutto questo è reso possibile grazie al principio fisico dell'osmosi inversa, dove la pressione di esercizio è superiore alla pressione osmotica, intrinseca del liquido da trattare che dipende fortemente dal totale dei solidi disciolti (TDS).

Il contenuto del TDS si rileva anche nel parametro di conduttività, valore importantissimo nel trattamento dei liquidi con tecnologia ad osmosi inversa.

La forza motrice del procedimento è appunto la pressione operativa, tale pressione deve essere mantenuta più alta di quella osmotica ed è un processo in cui si forza il

passaggio delle molecole di solvente dalla soluzione più concentrata alla soluzione meno concentrata.

In pratica l'osmosi inversa (layout figura 22) viene realizzata con una membrana che trattiene il soluto da una parte impedendone il passaggio e permettendo di ricavare il solvente puro dall'altra. Questo fenomeno non è spontaneo e richiede il compimento di un lavoro meccanico pari a quello necessario per annullare l'effetto della pressione osmotica. Questo processo rappresenta la più fine tecnica di filtrazione dell'acqua in quanto non consiste semplicemente in un ostacolo fisico, determinato dalle dimensioni dei pori, al passaggio delle molecole, ma sfrutta la diversa affinità chimica delle specie con la membrana, permettendo infatti il passaggio delle molecole idrofile (o *water-like*), cioè chimicamente simili all'acqua, come ad esempio gli alcoli a catena corta.

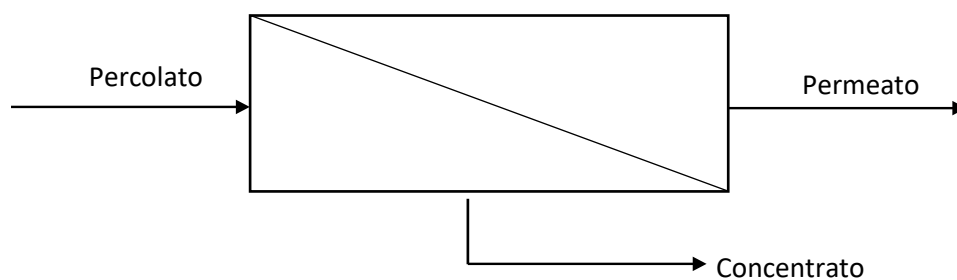


Figura 22- Layout semplificato tecnologia osmosi inversa

L'impianto a osmosi inversa può prevedere più stadi di trattamento:

- Sistema ad uno stadio: trattamento percolato a bassa concentrazione
- Sistema multistadio: ulteriore trattamento del permeato per il raggiungimento dei parametri allo scarico conformi ai limiti richiesti dalla Tab. 3 del D.lgs. 152/06 per lo scarico in acque superficiali, ed eliminazione totale sul permeato in uscita all'Impianto dei Composti Alchilici perfluorurati (PFAS).

L'impianto sarà costituito da un sistema a tre stadi (figura 23), in grado di lavorare con una pressione operativa fino a 70 bar con un recupero di permeato dal 60% al 70%.

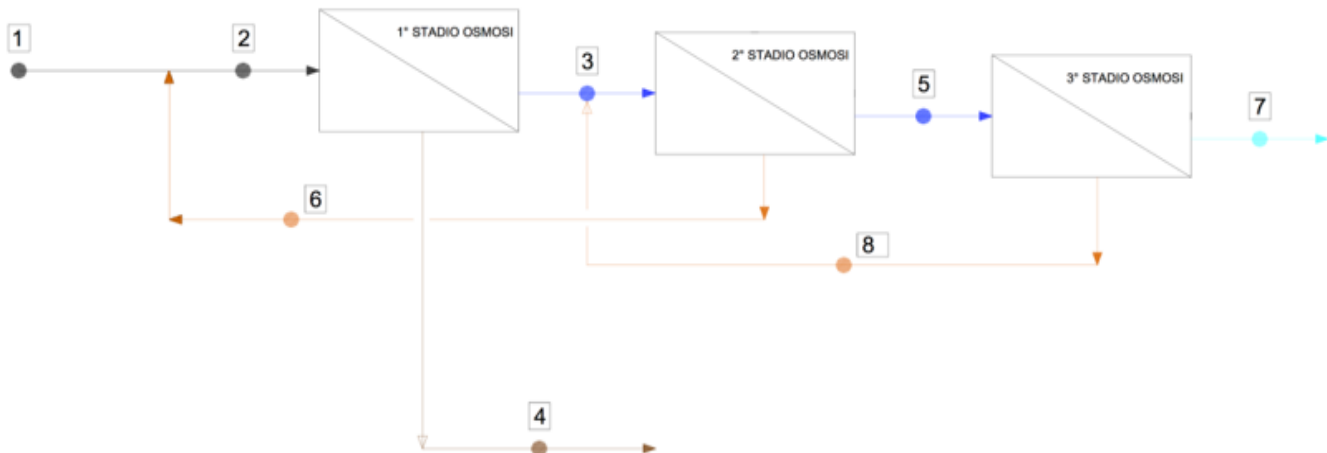


Figura 23- Layout dettagliato impianto a osmosi

LEGENDA	
Linea 1	IN - Alimento ingresso Impianto Osmosi Inversa
Linea 2	Alimento + Ricircoli concentrato
Linea 3	Permeato 1° Stadio Osmosi
Linea 4	OUT - Concentrato 1° Stadio Osmosi Inversa
Linea 5	Permeato 2° Stadio Osmosi Inversa
Linea 6	Concentrato 2° Stadio Osmosi Inversa
Linea 7	OUT - Permeato 3° Stadio Osmosi Inversa
Linea 8	Concentrato 3° Stadio Osmosi Inversa

Linea		1	2	3	4	5	6	7	8
Descrizione		Alimento	Alimento + ricircolo concentrato	Permeato 1° stadio	OUT - Concentrato 1° Stadio	Permeato 2° Stadio	Concentrato 2° Stadio	OUT - Permeato 3° Stadio	Concentrato 3° Stadio
Conducibilità	μS/cm	max 20.000	-'	-'	-'	-'	-'	-'	-'
Temperatura	°C	22	-'	-'	-'	-'	-'	-'	-'
Volume	l/h	2.083	2265	1541	725	1476	182	1358	118
	m3/giorno	50	54,36	36,984	17,4	35,424	4,368	32,592	2,832
Recupero %		100,00%			35%			65%	

Figura 23 bis- Legenda layout dettagliato impianto a osmosi inversa

Il permeato in uscita dall'impianto dovrà essere conforme ai valori di scarico indicati nella Tab.3 del D.lgs. 152/06, legislazione per lo scarico in acque superficiali ed è dimensionato tenendo in considerazione i valori riscontrati dalle analisi fatte e riportate qui di seguito tenendo in considerazione il valore max di Conducibilità elettrica a 20°C di 20.000 μS/cm

Come si può notare dalla tabella 12, i parametri più critici da monitorare per lo scarico in acque superficiali sono:

- COD
- BOD₅
- Azoto ammoniacale
- Cloruri

Parametro	U.M.	Risultato (25-02-20)	Media (2014-2020)	Limiti scarico Tab. 3 Acque Superficiali
PH	unità pH	8,16		//
COD	mg/L di O ₂	3233	3542	≤160
BOD ₅	mg/L di O ₂	850	520	≤40
Solidi Speciali Totali	mg/L	210		≤80
Conducibilità elettrica a 20°C	µS/cm	max. 20.000		//
Azoto Ammoniacale	mg/L	1368	1455	≤15
Azoto Nitrico	mg/L	<0,1		≤20
Cloruri	mg/L	1690	2078	≤1200
Fluoruri	mg/L	<0,1		≤6
Solfati	mg/L	150		≤1000
Cromo Totale	mg/L	1,05		≤2
Cromo VI	mg/L	0,0005		≤0,2
Ferro	mg/L	3,5		≤2
Manganese	mg/L	0,25		≤2
Mercurio	mg/L	0,0006		≤0,005
Nichel	mg/L	0,18		≤2
Piombo	mg/L	0,011		≤0,2
Rame	mg/L	0,022		≤0,1
Cadmio	mg/L	0,01		≤0,02
Selenio	mg/L	0,004		≤0,03
Zinco	mg/L	0,38		≤0,5
Cianuri Totali	mg/L	<0,01		≤0,5
Idrocarburi totali	mg/L	15		≤5
Solventi Organici Aromatici	mg/L	0,06		≤0,2
Solventi Organici Azotati	mg/L	3,33		≤0,1
Boro	mg/L	//		≤2
Fosforo Totale	mg/L	13		≤10
Arsenico	mg/L	0,086		≤0,5

Tabella 12- Analisi chimica percolato

3.3 Descrizione dell'impianto

3.3.1 Sistema di pretrattamento

Il sistema di pretrattamento in progetto prevede lo svolgimento del seguente ciclo:

Sezione di Equalizzazione

Il percolato proveniente dai pozzi della discarica deve confluire in una sezione di equalizzazione e sedimentazione avente un volume di almeno 4-5 volte la capacità di trattamento giornaliera dell'Impianto. Tale capacità permetterà di equalizzare i flussi di alimentazione dell'impianto permettendo una gestione continuativa e regolare e consentirà una prima riduzione dei solidi sospesi in alimentazione al trattamento. Le vasche dovranno avere una zona di calma che avrà la funzione di sedimentazione dei solidi sospesi presenti nel percolato prima dell'ingresso all'Impianto.

Sezione di Regolazione del pH

Dalla sezione di equalizzazione il percolato è trasferito ad un serbatoio di alimentazione e regolazione del pH, dove tramite il dosaggio di acido solforico si esegue un aggiustamento del pH che viene regolato ad un valore di circa 6,4 - 6,5 per evitare veloci e fastidiose precipitazioni che possono causare o favorire la formazione di incrostazioni. Verrà installato un serbatoio di stoccaggio dell'acido solforico pari a 4 metri cubi, realizzato in PRFV rinforzato con liner interno in PVC idoneo al contenimento di acido solforico al 96 - 98%.

Sezione di Pre-filtrazione

La Sezione di pre-filtrazione costituita da:

- 1 Filtro a quarzite, grado di filtrazione 50 µm;
- 1 Filtro a cartuccia composto da 3 cartucce filtrante in polipropilene da 20" con grado di filtrazione 10 µm ad alta efficienza, con controllo pressione differenziale.

Dal serbatoio di regolazione del pH il percolato è alimentato a un sistema di trattamento con un filtro a sabbia multistadio dove i solidi sospesi $> 50 \mu\text{m}$ residuati dalla sedimentazione del percolato vengono trattenuti allo scopo di ridurre il fenomeno del *fouling* (incrostazioni).

Il controlavaggio è avviato automaticamente se si registra una caduta di pressione tra ingresso e uscita nel filtro a sabbia in funzione o ciclicamente dopo un certo periodo di funzionamento o può essere avviato manualmente.

Come acque di controlavaggio viene utilizzato percolato grezzo, che successivamente viene reimpresso in testa alle vasche di equalizzazione.

Segue poi un passaggio di microfiltrazione a $10 \mu\text{m}$ in un contenitore in acciaio inox con numero 3 cartucce in poliestere.

I pretrattamenti descritti hanno lo scopo principale di rallentare il processo di Fouling delle membrane trattenendo la parte grossolana dei solidi sospesi.

3.3.2 Sistema ad Osmosi Inversa

La sezione ad Osmosi Inversa sarà costituita da 3 stadi di trattamento:

- 1° Stadio Osmosi Inversa
- 2° Stadio Osmosi Inversa
- 3° Stadio Osmosi Inversa

I tre stadi di trattamento ad Osmosi Inversa sono necessari per garantire anche in caso di peggioramento dei parametri chimici del percolato lo scarico secondo i limiti indicati nella Tab.3 del D.lgs. 152/06.

Caratteristiche tecniche 1°Stadio Osmosi Inversa

La sezione di Osmosi Inversa avrà le seguenti caratteristiche:

	Portata trattamento: 50m³/g
Area Membrane totale	291 mq
N° moduli Osmosi Inversa	30
N° Pompe ad alta pressione	1
N° Pompe di ricircolo booster	2
Materiale Vessel	PRFV
Pressione massima operativa	70 bar

Tabella 13- 1° stadio osmosi inversa

Il 1° Stadio ad osmosi inversa utilizza la tecnologia del modulo a piastre a canale aperto con membrane piane di alta qualità. Questo tipo di modulo è il prodotto più avanzato nel trattamento dei reflui ed è costituito da un mantello in fibra di vetro in pressione, all'interno del quale sono alloggiati numerosi dischi idraulici, assemblati da un tirante centrale.

Le membrane di forma ottagonale sono alloggiare ogni due dischi idraulici fino a costituire l'intero modulo osmotico come si può vedere in figura 24.

Il modulo è capace di trattare reflui con una quantità di SDI fino a 10-15 volte maggiore dei tradizionali moduli a spirale avvolta, con una notevole capacità di essere rigenerati dopo il normale lavaggio chimico. La sezione di passaggio tra un disco e l'altro ove è alloggiata la membrana osmotica è di 500 µm, ecco perché questo tipo di tecnologia riesce a trattare percolati di discarica e acque industriali con una filtrazione semplificata ed un elevato ripristino funzionale dei rendimenti dopo il normale lavaggio chimico.

Le membrane da osmosi inversa permettono di trattenere specie chimiche fino agli ioni atomici monovalenti, possiedono pertanto dimensioni dei pori nell'intervallo 0,1-1 nm.

Dal primo stadio si generano due correnti:

- Permeato primo stadio che rappresenta il liquido depurato che verrà inviato al secondo stadio di osmosi inversa per un successivo trattamento;
- Concentrato primo stadio verrà inviato in un serbatoio di per essere smaltito.

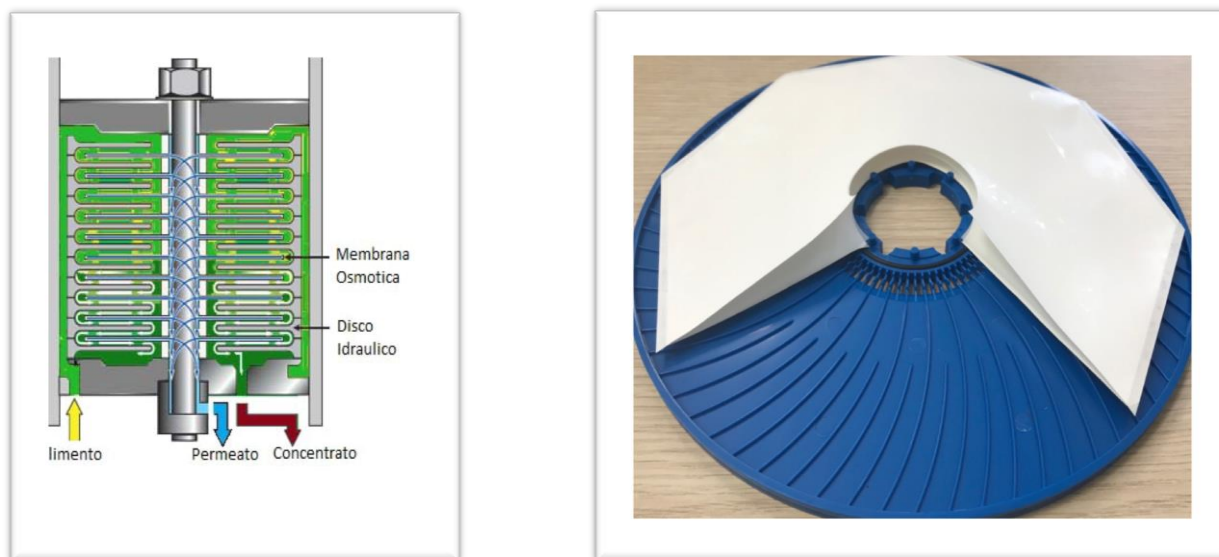


Figura 24- Membrane osmotiche e dischi ottagonali.

Caratteristiche tecniche 2°Stadio Osmosi Inversa

La sezione di Osmosi Inversa avrà le seguenti caratteristiche:

	Portata trattamento: 50m³/g
Area Membrane totale	97 mq
N° moduli Osmosi Inversa	10
N° Pompe ad alta pressione	1
N° Pompe di ricircolo booster	1
Materiale Vessel	PRFV
Pressione massima operativa	70 bar

Tabella 13- 2° stadio osmosi inversa

Il 2° Stadio ad osmosi inversa utilizza la tecnologia del modulo a piastre a canale aperto con membrane piane di alta qualità.

Il 2° stadio andrà a trattare il permeato proveniente da 1° stadio Osmosi. Il concentrato del 2° stadio torna in testa al 1° stadio per essere ritrattato

Caratteristiche tecniche 3°Stadio Osmosi Inversa

La sezione di Osmosi Inversa avrà le seguenti caratteristiche:

	Portata trattamento: 50m³/g
Area Membrane totale	77,6 mq
N° moduli Osmosi Inversa	8
N° Pompe ad alta pressione	1
N° Pompe di ricircolo booster	1
Materiale Vessel	PRFV
Pressione massima operativa	70 bar

Tabella 13- 3° stadio osmosi inversa

Il 3° Stadio ad osmosi inversa utilizza la tecnologia del modulo a piastre a canale aperto con membrane piane di alta qualità.

Il 3° stadio andrà a trattare il permeato proveniente da 2° stadio Osmosi. Il concentrato del 3° stadio torna in testa al 1° stadio per essere ritrattato.

Si deve tenere in considerazione che, il flusso di permeato di ciascun modulo osmotico dipende anche dalla temperatura.

La temperatura di progetto è di 20 °C.

Con l'aumento della temperatura aumenta il flusso del permeato, al diminuire della temperatura il flusso diminuisce. Anche la reiezione delle membrane Osmotiche subisce una variazione pari al 3% in più o in meno rispetto alla temperatura di progetto di 20 °C.

3.3.3 Descrizione componenti

L'impianto oggetto della presente specifica tecnica sarà composto dai seguenti componenti principali:

- Serbatoio di alimento e regolazione del pH da 3.000 litri in materiale Polietilene completo di tubazione di sfiato, pompa di ricircolo, livellostati, strumentazione di controllo pH, conducibilità e temperatura;
- Stazione di dosaggio Acido Solforico costituito da N. 1 serbatoio da 6000 lt. in PRFV con liner in PVC, idoneo al contenimento di acido solforico al 96 – 98%, completo di pompa dosatrice automatica, livellostati di controllo e sicurezza, tubazione di sfiato.
- Sezione di prefiltrazione costituita da:
 - a) Numero 1 Filtro a quarzite, grado di filtrazione 50 µm.
 - b) Numero 1 Filtro a cartuccia composto da 3 cartucce filtranti in polipropilene da 20" con grado di filtrazione 10 µm ad alta efficienza, con controllo pressione differenziale.
- Impianto ad Osmosi Inversa costituito da:
 - a) Pompa centrifuga multistadio di pre-alimento della sezione ad Osmosi Inversa,
 - b) 1° Stadio Osmosi Inversa composto da:
 1. Pompa volumetrica ad alta pressione
 2. n° 1 Pompa di ricircolo booster per alimentazione moduli osmotici;
 3. n° 30 moduli osmotici a membrane piane con canale aperto equipaggiati con membrane di alta qualità ad alta resistenza meccanica e al Fouling, e pressione massima operativa fino a 70 bar;
 4. Valvola motorizzata automatica per il controllo della pressione operativa del 1° stadio Osmosi Refluo;
 - c) 2° Stadio Osmosi Inversa composto da:
 1. Pompa volumetrica ad alta pressione;
 2. n° 1 Pompa di ricircolo booster per alimentazione moduli osmotici;
 3. n° 10 moduli osmotici a membrane piane con canale aperto equipaggiati con membrane di alta qualità ad alta resistenza

meccanica e al Fouling, e pressione massima operativa fino a 70 bar;

4. Valvola motorizzata automatica per il controllo della pressione operativa del 2° stadio Osmosi Refluo;

d) 3° Stadio Osmosi Inversa composto da:

1. Pompa volumetrica ad alta pressione;
2. n° 1 Pompa di ricircolo booster per alimentazione moduli osmotici;
3. n° 8 moduli osmotici a membrane piane con canale aperto equipaggiati con membrane di alta qualità ad alta resistenza meccanica e al Fouling, e pressione massima operativa fino a 70 bar;
4. Valvola motorizzata automatica per il controllo della pressione operativa del 3° stadio Osmosi Refluo;

- Sistema di lavaggio chimico delle membrane integrato con pompa centrifuga di ricircolo dedicata;
- Stazione di dosaggio Cleaner di lavaggio membrane costituito da n. 2 serbatoi da 220 litri cadauno, in materiale PE – HD di colore neutro, completo di pompa a membrana in polipropilene azionata ad aria compressa;
I serbatoi sono dotati di livellostati di controllo e sicurezza, tubazione di sfiato.
- Stazione di dosaggio anti -scalant costituito da N. 1 serbatoio avente volume totale di 120 litri, Materiale PE - HD colore neutro, completo di pompa dosatrice programmabile, tubazioni di aspirazione e mandata pompa, livellostati di controllo e sicurezza;
- Serbatoio di accumulo permeato finale con Torre di Ossigenazione costituito da N. 1 serbatoio da 2000 litri in materiale PP di colore neutro, completo di pompe di trasferimento permeato all'esterno, livellostati, strumentazione di controllo pH, conducibilità, temperatura ed azoto ammoniacale.
Il serbatoio sarà dotato di tubazione di sfiato e Torre di Ossigenazione del permeato in uscita, idoneo per naturalizzare il pH del permeato in uscita senza utilizzare prodotti chimici;

- Strumentazione di misura e controllo dei parametri operativi quali portate, pressioni operative e conducibilità;
 - Tubazioni di bassa pressione in PVC-U PN16 e di alta pressione in Acciaio AISI 316 L;
 - Compressore d'aria per gli automatismi;
 - Quadro elettrico di alimentazione e controllo del processo e di tutte le fasi operative e di funzionamento con PLC Siemens S-1200 e pannello operatore Siemens, schede analogiche/digitali ET200S;
- È compreso il controllo da remoto di tutte le fasi operative e di tutti i parametri di funzionamento.

L'Impianto è comprensivo di software di gestione dell'Impianto, certificazione CE dell'impianto e Manuale d'Uso e manutenzione.

Le apparecchiature principali sono installate all'interno di un container coibentato con poliuretano espanso da 10 centimetri di spessore, pareti e soffitto rivestiti con lamiera in acciaio inox 316, pavimento con sistema di drenaggio liquami, pavimentazione sollevata da terra e realizzata con griglia in PRFV di colore grigio.

La seguente tabella riporta le misure del container:

Tipo di Container	Numero	Lunghezza	Larghezza	Altezza
40" Container	1	12.120 mm	2.438 mm	2.891 mm

Tabella 14- Misure del container

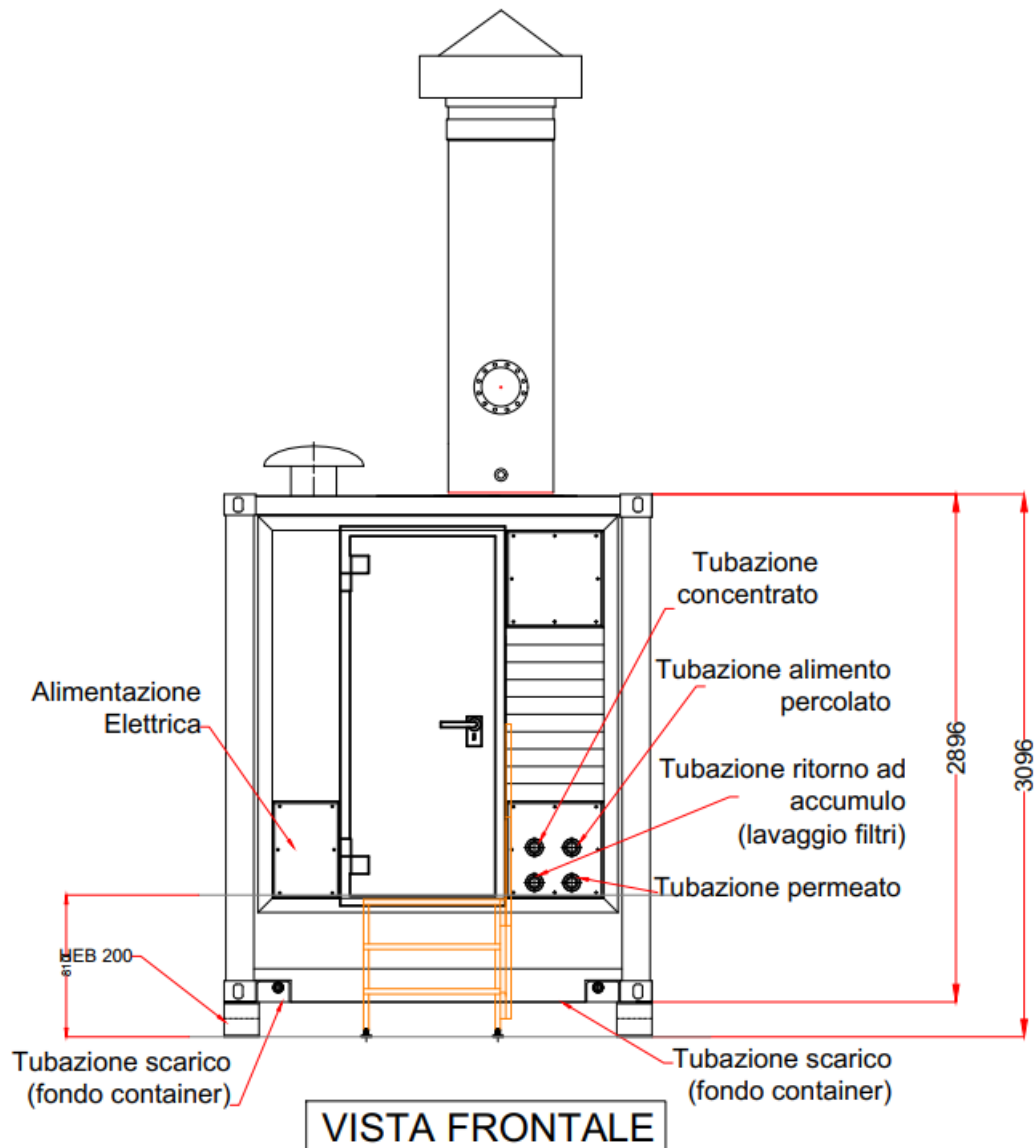
S.A.Ba.R. prima di fare arrivare il container, dovrà provvedere ad eseguire alcuni lavori che sono elencati qui di seguito:

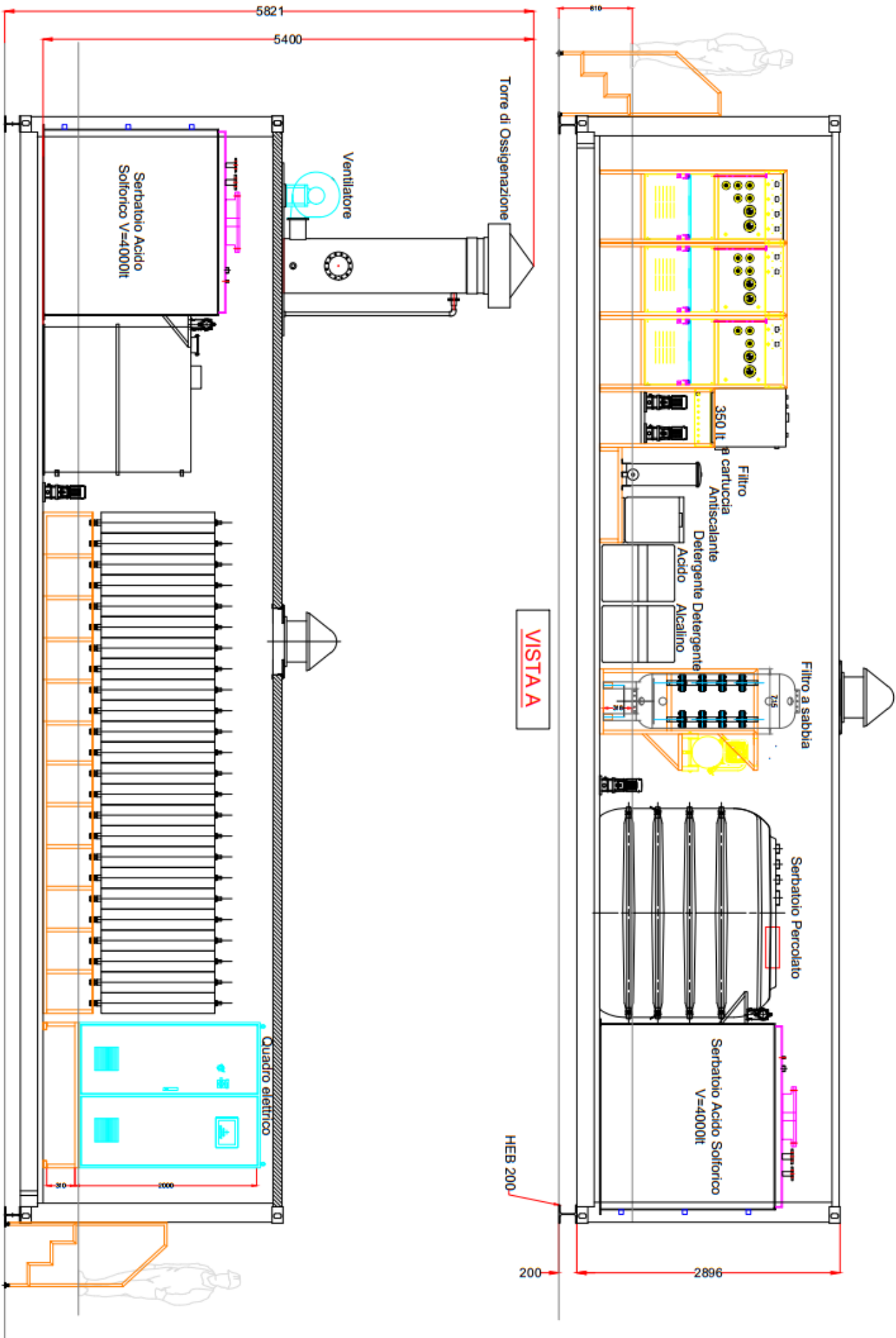
- Realizzare una superficie stabile e sufficientemente grande per l'installazione dell'Impianto. La superficie dovrà prevedere un pozzetto di raccolta drenaggio, canaline a terra per il passaggio delle tubazioni dell'impianto, canaline per il passaggio di cavi elettrici.
- Preparare i collegamenti di messa a terra dell'Impianto.
- Realizzare l'alimentazione elettrica di potenza e cavi telefonici per il controllo da remoto

- Realizzare le tubazioni di alimentazione impianto, scarico permeato, scarico concentrato, scarico drenaggio
- Realizzare uno stoccaggio sufficiente per alimentare l'Impianto Osmosi
- Collegamento del cavo di alimentazione principale al quadro elettrico all'interno dell'unità osmosi.
- Fornire sufficiente percolato per effettuare l'avviamento e i test di collaudo

3.4 Layout impianto

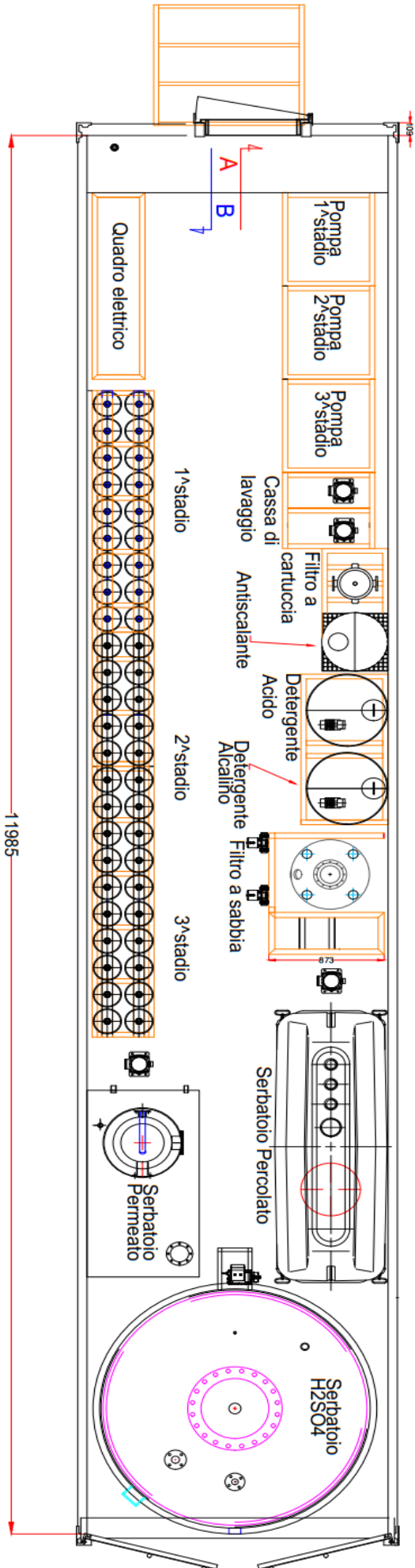
Nelle figure qui di seguito è possibile osservare la vista frontale, i prospetti e la pianta del container in cui alloggia l'impianto a osmosi inversa.





VISTA A

VISTA B



PIANTA

3.5 Integrazioni Arpae per l'autorizzazione

Dopo aver inviato ad Arpae tutta la documentazione necessaria per ottenere l'autorizzazione per inserire nell'azienda l'impianto ad osmosi inversa, Arpae ci ha imposto di eseguire alcune integrazioni al progetto necessarie per ottenere l'autorizzazione:

- 1) La portata giornaliera di percolato in ingresso all'impianto non deve superare i $40 \text{ m}^3/\text{g}$ al posto di $50 \text{ m}^3/\text{g}$.

Di conseguenza per ottenere quanto richiesto, sul primo stadio di trattamento ad Osmosi sarà installato un inverter che permetterà la regolazione della portata dell'Impianto in modo da poterla regolare per non eccedere rispetto ai quantitativi massimi previsti dall'autorizzazione.

Per rimanere al di sotto della soglia AIA Cod. 5.3 pari a 50 t/g il regolatore di portata dovrebbe essere regolato su $49,7 \text{ m}^3/\text{g}$. Considerata l'effettiva produzione di percolato e all'andamento decrescente della produzione a seguito della chiusura dei bacini il delimitatore di portata sarà regolato per trattare un quantitativo massimo di 40 t/giorno pari a $39,76 \text{ m}^3/\text{giorno}$. Per il controllo delle portate in ingresso e in uscita dall'impianto di trattamento del percolato, verranno installati dei misuratori di portata di tipo elettromagnetico.

Questo tipo di misuratori non richiede particolare tipo di manutenzione ed opera in assenza di perdite di carico grazie alla sezione di passaggio completamente aperta.

I misuratori di portata previsti sull'Impianto saranno installati su ogni flusso in ingresso/uscita come segue:

- Percolato in Ingresso all'Impianto Osmosi
- Permeato finale in uscita dall'impianto Osmosi
- Concentrato totale in uscita dall'Impianto Osmosi

2) Implementazione dell'impianto con un filtro a carboni attivi:

Il sistema ad osmosi inversa sarà integrato con un filtro a carboni attivi di tipo granulare allo scopo di un ulteriore controllo sulla qualità del permeato allo scarico ed eliminare eventuali residui dei BTEX, fenoli, composti alogenati e inquinanti emergenti come i PFAS.

Attraverso un letto filtrante composto da un unico strato di carbone attivo rigenerabile, identificato per le alte proprietà di adsorbimento delle sopra citate sostanze inquinanti, si potrà eliminare efficacemente ogni eventuale residuo di sostanza disciolta nell'acqua.

I carboni attivi saranno alloggiati all'interno di un serbatoio cilindrico verticale dotato di bocchelli di ingresso/uscita, passo d'uomo di ispezione e caricamento carbone, e sarà completo di distributore di fondo a raggiera.

Il filtro sarà dotato di un sistema di valvole completamente automatizzato e strumentazione per il controllo dei parametri operativi di processo.

CAPITOLO 4 -IMPIANTO DI DEPURAZIONE CON TRATTAMENTO CHIMICO-FISICO E BIOLOGICO

Il percolato concentrato in uscita dall'impianto di depurazione a osmosi inversa sarà circa 6000 m³ all'anno che rappresenta il 35% del percolato totale che si è accumulato nelle vasche nell'anno 2020.

Come già detto, negli anni a venire il quantitativo di percolato dovrebbe ridursi grazie alla chiusura degli ultimi bacini, ma, ciò nonostante, resta un quantitativo notevole da smaltire ogni anno con i costi che ne conseguono.

Inoltre, le caratteristiche del percolato concentrato saranno equivalenti circa ad un percolato tradizionale da discarica visto che quello che si forma dalla discarica di Novellara è molto diluito dall'acqua piovana che penetra nei primi 12 bacini sprovvisti della geomembrana impermeabile.

Partendo dalle analisi del percolato fatte nella vasca di stoccaggio è stata ricavata un'analisi ipotetica del percolato concentrato in uscita dall'impianto a osmosi inversa:

BOD₅ (mg/l)	2431
C.O.D. (mg/l)	9456
AZOTO AMMON. (mg/l)	3882
FOSFORO TOT (mg/l)	43
CLORURI (mg/l)	4892

Tabella 15- Analisi ipotetica di 6000 t di concentrato in uscita dall'impianto a osmosi inversa

Il lavoro svolto dal sottoscritto in S.A.Ba.R è stato fare una progettazione preliminare di un nuovo impianto di depurazione che andrà a trattare solamente il concentrato in uscita dall'impianto di depurazione ad osmosi inversa.

Questo concentrato, ricco di sostanze inquinanti (come carbonio, azoto, fosforo) dovrà subire trattamenti che porteranno ad un nuovo permeato, idoneo al

conferimento nella fognatura di Novellara e un concentrato di fango solido da smaltire.

Il nuovo impianto può essere suddiviso in due sotto-impianti:

- Impianto di depurazione con trattamento chimico-fisico, necessario per l'abbattimento del carbonio e dei solidi sospesi totali;
- Impianto di depurazione con trattamento biologico necessario per l'abbattimento dell'ammoniaca.

I due sotto-impianti appena descritti sono indipendenti l'uno dall'altro e questo permette di avere una maggiore libertà nell'individuare la zona in cui inserirli nell'azienda.

Il percolato concentrato che esce dall'impianto a osmosi inversa viene stoccato in una vasca già presente in azienda di 1500 mc di cui si è parlato nel capitolo 2.

Il volume di questa vasca è ampiamente sovradimensionato rispetto al quantitativo giornaliero di circa 16.44 m³ di percolato concentrato in uscita dall'impianto a osmosi inversa ma rappresenta la scelta più logica essendo già presente e permette di ridurre il costo totale dell'impianto.

Il dimensionamento di tutte le vasche descritto in seguito si basa sull'ipotesi che il tempo di lavoro dell'impianto sia di sei ore al giorno, questo perché il quantitativo di percolato giornaliero da trattare non è particolarmente elevato e comporterebbe ad avere un impianto troppo piccolo e non funzionale nel caso in cui si lavorasse su 24 ore al giorno.

Inoltre, un tempo di lavoro giornaliero di sei ore permette di avere un impianto con volumi più ampi e di gestire in modo migliore eventuali imprevisti come, ad esempio, il blocco dell'impianto.

Se l'impianto necessita di restare fermo per ordinaria o straordinaria manutenzione per alcuni giorni, si può facilmente recuperare il lavoro perso raddoppiando le ore di lavoro giornaliero e quindi arrivare a 12 ore, mantenendo costante la portata di percolato in ingresso all'impianto.

Per determinare quantitativi e concentrazioni in ingresso ai vari comparti di trattamento sono state fatte le seguenti ipotesi, relativamente al comparto di trattamento chimico-fisico:

- efficienza di abbattimento del COD: 20% (legata all'abbattimento del COD particolato associato ai solidi sospesi totali);
- efficienza di abbattimento dei SST: 90%;
- efficienza di abbattimento del fosforo: 60%;

Per la stima dei fanghi chimici prodotti dalla filiera di trattamento chimico-fisico:

- produzione volumetrica pari al 15% dei percolati in ingresso;

4.1 Localizzazione dell'impianto

L'area in cui si prevede la realizzazione dell'impianto in oggetto è a fianco del piazzale in cui si svolgono le lavorazioni del verde. Le attrezzature del trattamento chimico-fisico devono essere al chiuso a differenza del comparto biologico.

Si ipotizza quindi la costruzione di un capannone per inserire all'interno il comparto chimico-fisico (rettangolo giallo) mentre a lato si inserirà il comparto biologico (rettangolo blu).

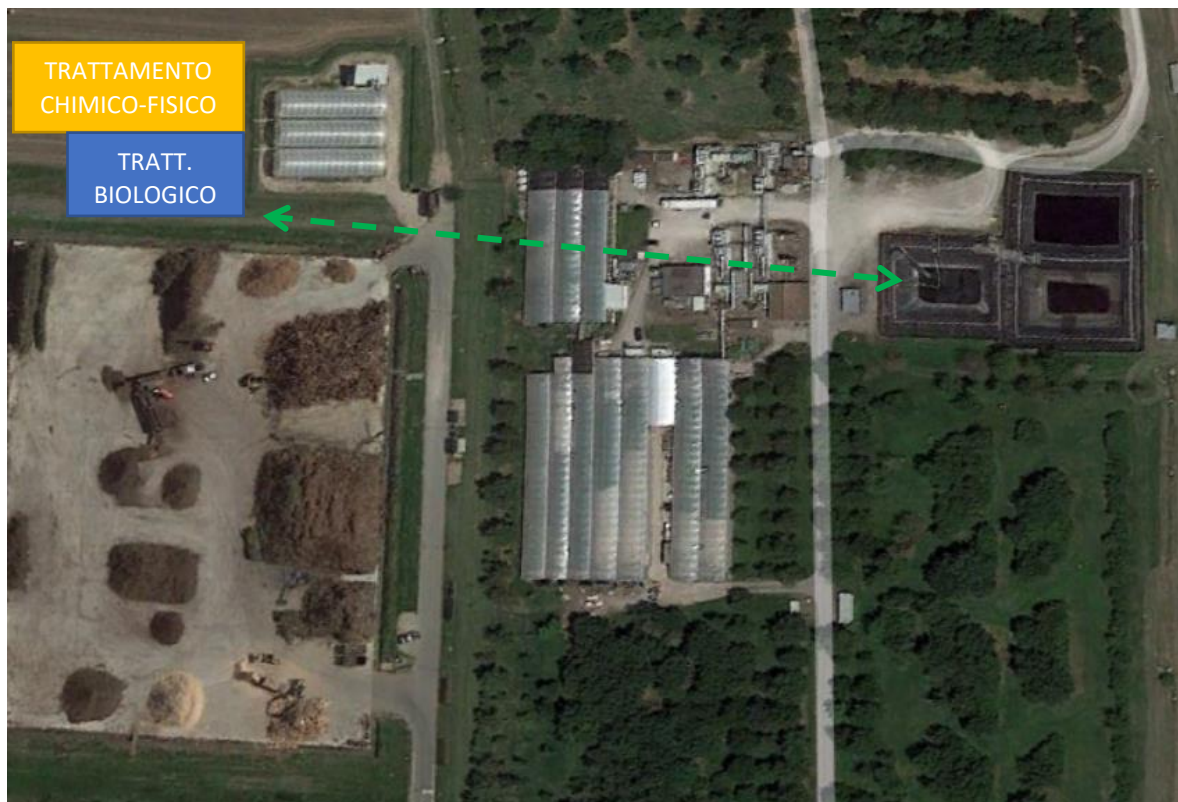


Figura 25- Localizzazione impianto

Come si può notare la vasca che raccoglie il percolato concentrato che esce dall'impianto ad osmosi inversa dista non poco dal luogo del trattamento chimico-

fisico, ma rappresenta una scelta obbligata data dalla non possibilità di costruire a fianco delle vasche per la presenza dei bacini di discarica.

È necessario quindi un tubo di collegamento che parte dalla vasca di stoccaggio del percolato e arrivi nella vasca in cui avviene la coagulazione e una pompa (portata di 16.44 m³/h) che permetta il trasporto del percolato.

4.2 Layout impianto

Nelle figure qui di seguito è possibile osservare uno schema semplificato di come è strutturato l'impianto mentre negli schemi successivi si andrà più nel dettaglio.

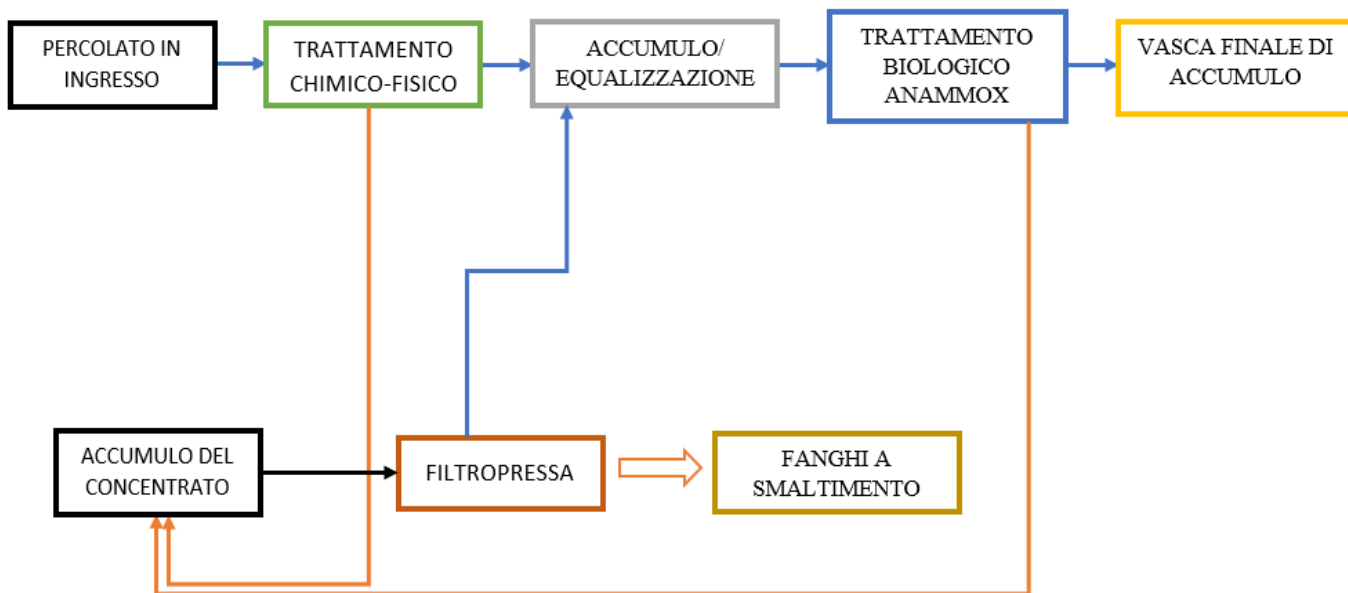


Figura 26- Layout semplificato

Nelle figure seguenti sono indicati alcuni strumenti per mantenere monitorati alcuni parametri nell'impianto:

- CIT Trasmittitore, indicatore di torbidità;
- FIT Trasmittitore, indicatore di portata;
- LIT Trasmittitore, indicatore di livello;
- ORPIT Trasmittitore, indicatore di potenziale redox;
- OIT Trasmittitore, indicatore di ossigeno disciolto;
- PHIT Trasmittitore, indicatore di pH;
- TIT Trasmittitore, indicatore di temperatura;
- CA Campionatore automatico.

CHIMICO-FISICO

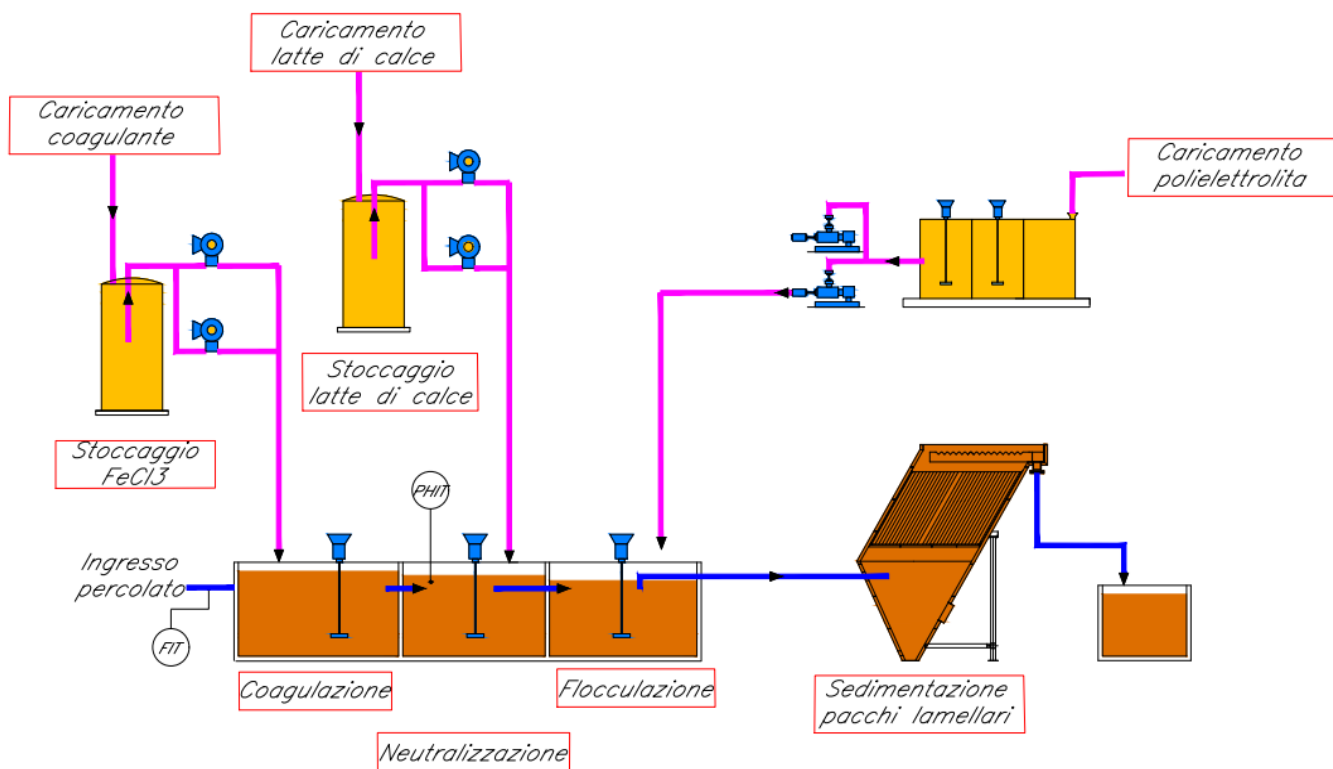


Figura 27- Schema dettagliato delle attrezzature necessarie per il trattamento chimico-fisico

DISIDRATAZIONE

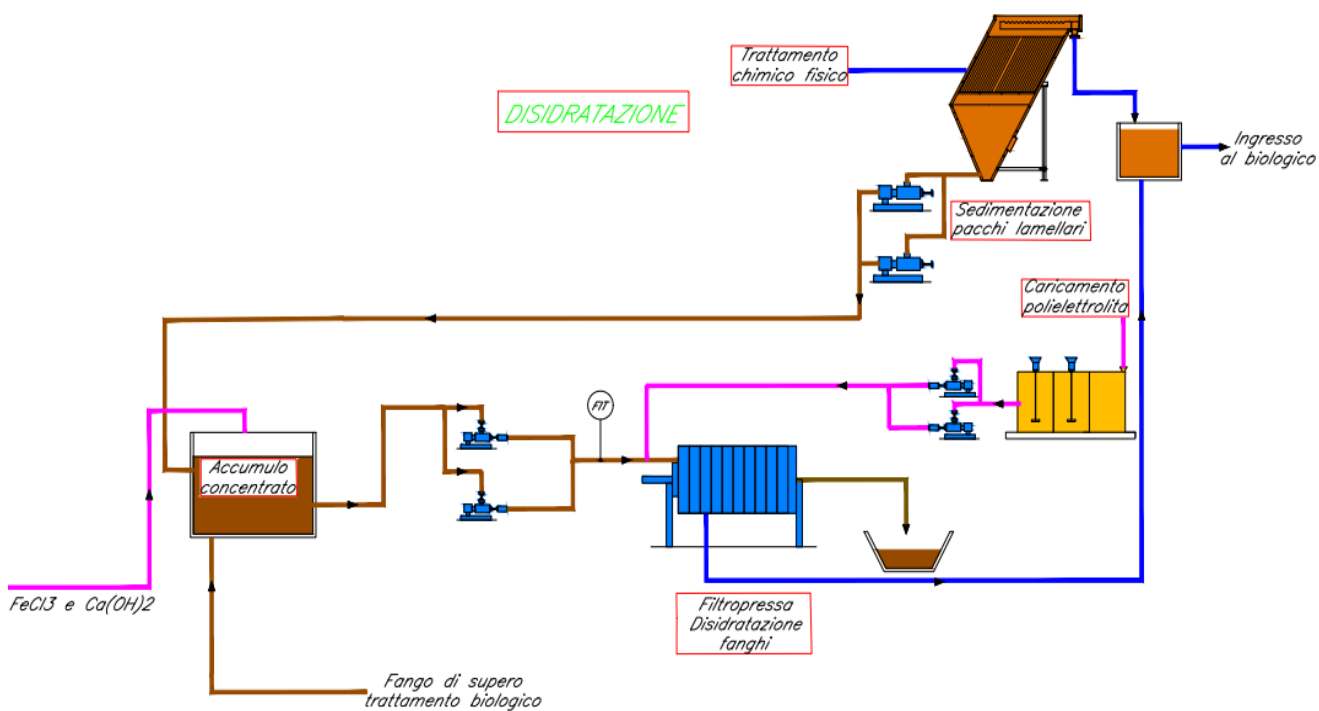


Figura 28- Schema dettagliato delle attrezzature necessarie per la disidratazione del concentrato che diventerà un fango solido da smaltire

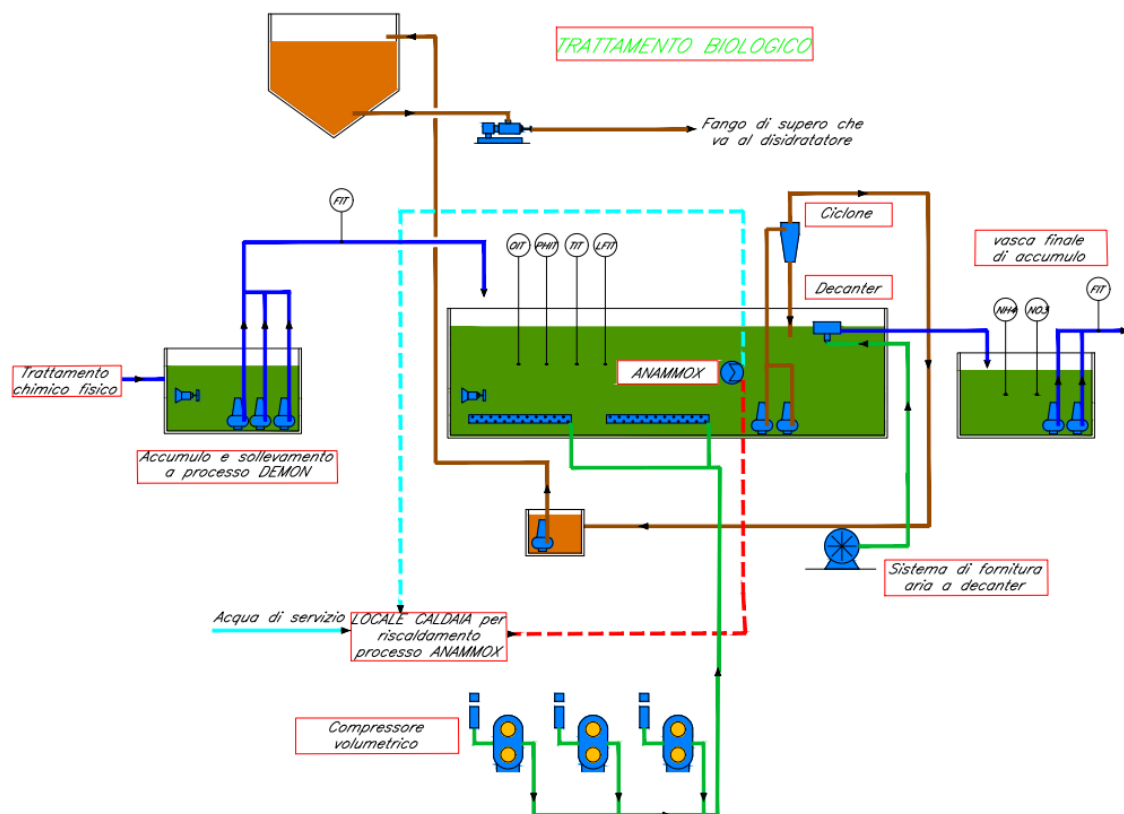


Figura 29- Schema dettagliato delle attrezzature necessarie per il trattamento biologico del permeato che esce dai pacchi lamellari e filtropressa

4.3 Trattamento chimico-fisico

Il percolato stoccato nella vasca di 1500 m³ viene aspirato tramite una pompa con una portata di 2.74 m³/h che lo porta all'interno della prima vasca usata per il trattamento chimico-fisico.

La filiera di trattamento è composta dalle seguenti sezioni:

- Coagulazione: in tale sezione viene dosato un coagulante (cloruro ferrico al 40%) per favorire l'aggregazione dei solidi in sospensione. Il volume della vasca di coagulazione è stato calcolato sulla base del tempo di reazione ottimale determinato dalla tipologia di coagulante, e risulta pari a 5 m³; la vasca è realizzata in PP, con rinforzi in acciaio rivestiti in PP.
- Neutralizzazione: nella stessa vasca viene effettuata la regolazione del pH, con dosaggio automatico di latte di calce effettuato mediante la misura in

continuo del pH. Grazie al latte di calce si riesce a ripristinare un pH neutro dopo che la coagulazione lo aveva reso acido.

- **Flocculazione:** dopo la coagulazione e neutralizzazione, i reflui pervengono a gravità nella vasca di flocculazione in PP, nella quale viene aggiunta, tramite pompa dosatrice asservita alla misura di portata, la soluzione di polielettrolita per la fase di flocculazione. La cinetica della reazione di flocculazione è più rapida di quella di coagulazione, determinando una volumetria della vasca di 2 m³.

Il serbatoio di soluzione di polielettrolita è costituito da tre parti distinte:

1. zona di caricamento della polvere solubile;
2. zona in cui la polvere viene sciolta in acqua;
3. zona in cui si mantiene agitata la soluzione.

La polvere è costituita da una plastica solubile che in acqua si scioglie e forma delle catene polimeriche molto lunghe che permettono di catturare e agglomerare in un blocco unico le particelle carbonose presenti nel percolato.

Nella tabella seguente si può osservare il dimensionamento delle 2 vasche:

vasca	Larghezza m	Lunghezza m	Altezza m	Superficie m ²	Volume m ³
Coagulazione + neutralizzazione	2	2.5	1	5	5
flocculazione	2	1	1	2	2

Tabella 16- Dimensionamento vasche trattamento c/f

In entrambe le vasche logicamente sono presenti dei miscelatori che lavorano in continuo e favoriscono la reazione tra il percolato e i reagenti di cui si è già parlato. Nella fase di coagulazione si ha una miscelazione forte per far sì che si formano i coaguli tra le particelle mentre nella fase di flocculazione si avrà una lenta miscelazione per evitare la rottura dei fiocchi creati.

Nella tabella che segue viene indicata la portata giornaliera e oraria di percolato che entra nelle vasche per il trattamento chimico-fisico:

vasca	Portata (m ³ /giorno)	Portata (m ³ /ora)	Portata (m ³ /ora)		Carico idraulico m/h	Tempo di ritenzione h
			Lavorazione su 6 ore al giorno		Q/S	V/Q
Coagulazione + neutralizzazione	16.44	0.685	2.74		0.55	1.82
flocculazione	16.44	0.685	2.74		1.37	0.73

Tabella 16 bis- Carico giornaliero vasche trattamento c/f

E' stato calcolato per entrambe le vasche il tempo di ritenzione (misurato in ore) che rappresenta il tempo che mediamente il percolato passa all'interno di ogni vasca che si ottiene dividendo il volume della vasca con la portata.

Inoltre, è stato calcolato il carico idraulico (misurato in m/h) che corrisponde alla velocità ascensionale che si ottiene dividendo la portata con la superficie della vasca. Per gravità il percolato flocculato arriva nel sedimentatore a pacchi lamellari.

4.4 Decantazione in sedimentatore a pacchi lamellari e disidratazione con filtropressa

4.4.1 Sedimentatore a pacchi lamellare

Il percolato flocculato viene quindi avviato a chiarificazione su un sedimentatore provvisto di pacchi lamellari, che ha l'obiettivo di far sedimentare appunto le particelle flocculate.

È necessario avere un regime di moto laminare affinché una particella in sospensione possa sedimentare, cioè che non venga disturbata da regimi di moto che ammettano localmente componenti di velocità ascensionali.

Le condizioni di moto laminare sono difficili da raggiungere, non appena gli effetti d'inerzia diventano importanti rispetto agli effetti di resistenza viscosa, il moto del fluido non avviene più per filetti paralleli, perciò non è più laminare.

Da numerose esperienze è stato ricavato un valore critico del numero di Reynolds: 500. Per Re inferiori a tale valore si ha un moto laminare; per valori superiori si ha un moto turbolento.

Inoltre, per migliorare l'efficienza di sedimentazione si utilizza un pacco lamellare, costituito da numerosi piani paralleli tra loro.

Questi dispositivi riducono la distanza tra la superficie di sedimentazione e particella da sedimentare ed è possibile far sedimentare una particella anche se la velocità ascensionale di trascinamento dell'acqua è superiore alla velocità di sedimentazione; fenomeno assolutamente impossibile da realizzare nei normali sedimentatori senza pacchi lamellari.

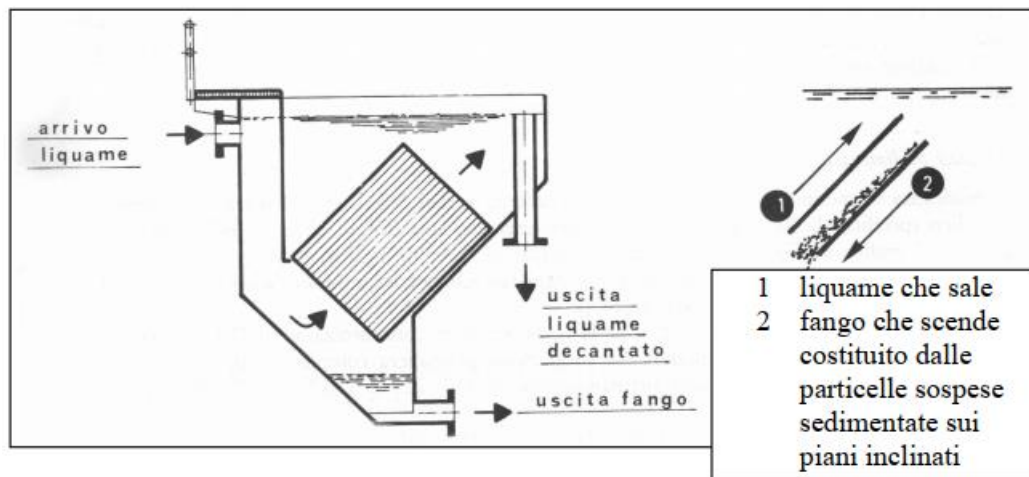


Figura 29- Schema di un sedimentatore che utilizza un pacco lamellare.

Il percolato passa attraverso delle pareti piane parallele e inclinate sull'orizzontale situate a pochi centimetri l'una dall'altra. Le particelle da sedimentare impattano sulle superfici inclinate e vengono conglobate nel fango. Il fango scorre verso il basso e si va ad accumulare sul fondo del sedimentatore grazie alla superficie inclinata.

Grazie alla figura 30 è possibile spiegare il motivo per cui le particelle sospese tendono ad aderire alle pareti inclinate dei piani del pacco lamellare.

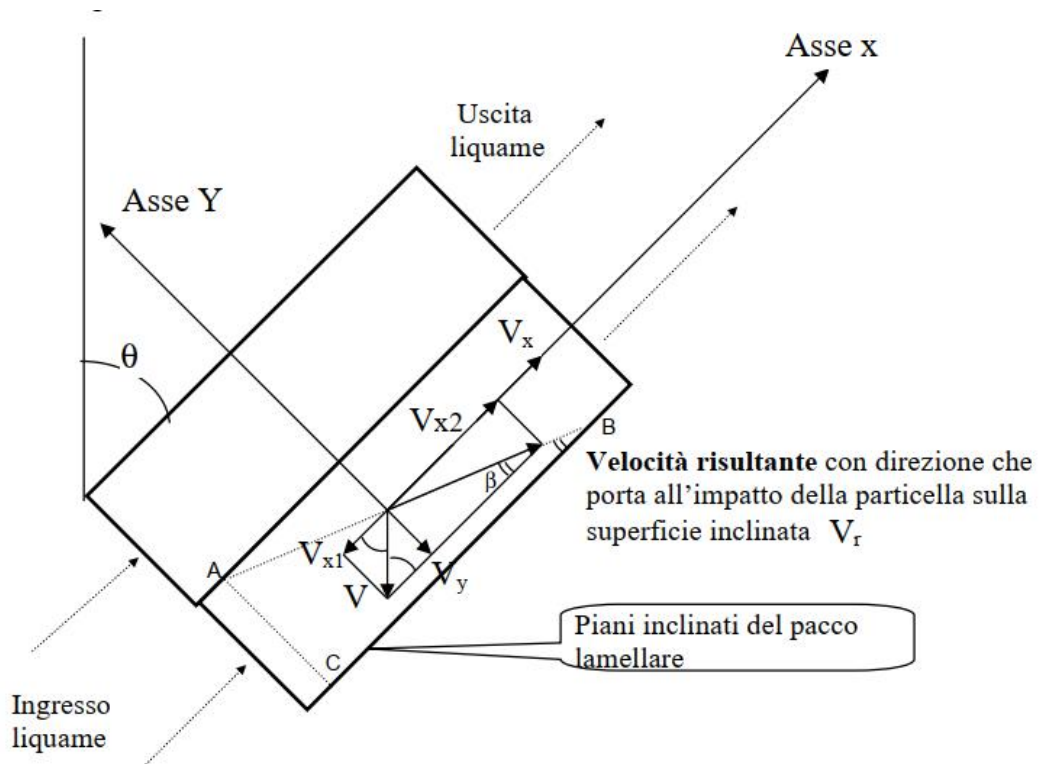


Figura 30- Schema traiettoria particella

Sulla particella sospesa agiscono due velocità:

- V velocità di sedimentazione data dalla legge di Stokes;
- V_x velocità di trascinamento del liquido

$$V = (1/18) * (g/\mu) * (\rho_s - \rho_l) * d^2$$

μ : viscosità del liquido in poise;

d : diametro particelle;

g : accelerazione di gravità;

V : velocità di sedimentazione;

ρ : densità;

Componendo vettorialmente le due velocità si ottiene una velocità risultante che, come si può vedere dalla figura, è direzionata contro il piano inclinato ossia tende a far impattare la particella sul piano inclinato.

La composizione vettoriale delle velocità può essere fatta in diversi modi; nella figura sopra, la velocità V , data dalla legge di Stokes, viene scomposta in due velocità: una parallela ai piani inclinati del pacco lamellare V_{x1} e una ortogonale ad essi V_y ; sottraendo la V_{x1} alla velocità di trascinamento V_x si ottiene la V_{x2} che composta con

la V_y da luogo alla velocità risultante che, come si può vedere, è direzionata contro il piano inclinato inferiore.

Una volta raggiunta la superficie di sedimentazione la particella aderisce al fango presente e precipita insieme ad esso sul fondo del sedimentatore.

Se θ è l'angolo di inclinazione sulla verticale del pacco lamellare abbiamo che la $V_{x1} = V \cos \theta$ e $V_y = V \sin \theta$. Inoltre, $V_{x2} = V_x - V_{x1} = V_x - V \cos \theta$.

Noti i due cateti è ora possibile trovare la velocità risultante:

$$V_r = ((V \sin \theta)^2 + (V_x - V \cos \theta)^2)^{1/2}$$

Ponendo $\theta=0$ la velocità risultante torna ad essere la differenza fra la velocità di Stokes e la velocità di trascinamento dell'acqua come nei normali sedimentatori.

4.4.2 Dimensionamento pacco lamellare in un sedimentatore a sezione rettangolare

Facendo riferimento alla figura 30 prendiamo in considerazione una particella posta nel punto A; evidentemente il bordo superiore del piano inclinato è la posizione più svantaggiata in cui si può trovare una particella da sedimentare per partire e raggiungere il bordo inferiore dove avviene la sedimentazione.

Particelle con uguali caratteristiche di sedimentabilità che si trovano a quote più basse sedimenteranno a maggior ragione se il pacco lamellare è stato dimensionato per la particella nel punto A.

La particella, partendo da A, spinta con la velocità V_r costante, procederà verso il punto B dove verrà a contatto col fango presente e sedimenterà.

Fondamentale è il calcolo dell'angolo β che la traiettoria AB forma col piano inferiore del condotto del pacco:

possiamo scrivere che $V_y = V_{x2} * \operatorname{tg} \beta$ ossia $\operatorname{tg} \beta = V_y / V_{x2}$, pertanto, $\beta = \operatorname{arctg} V_y / V_{x2}$.

Ma essendo anche $V_y = V * \sin \theta$ e $V_{x2} = V_x - V * \cos \theta$ possiamo esprimere β in questo modo:

$$\beta = \operatorname{arctg} \frac{V * \sin \theta}{V_x - V * \cos \theta}$$

Il segmento AC è la distanza fra i piani del pacco che chiameremo D.

Il segmento AB è la lunghezza della traiettoria l_t .

Il segmento BC è la proiezione della traiettoria sul piano inferiore.

È evidente che quest'ultima lunghezza, affinché avvenga la sedimentazione all'interno del pacco, deve essere sempre inferiore alla lunghezza del pacco stesso.

Per quanto detto il calcolo del segmento BC relativo alla particella da rimuovere che parte dal punto A mi consente il dimensionamento del pacco.

Chiameremo l_p la lunghezza del segmento BC ossia la lunghezza del pacco.

Possiamo scrivere:

$$AB=AC/\text{sen}\beta \text{ ed anche } BC=AC * \text{cotg}\beta$$

$$\boxed{lt = \frac{D}{\text{sen}\beta}} \text{ Lunghezza traiettoria} \quad \boxed{l_p = D * \text{tg}(90-\beta)} \text{ Lunghezza pacco}$$

Il tempo necessario alla sedimentazione è il tempo t_p (tempo di permanenza nel pacco) necessario a compiere la traiettoria AB quindi:

$$\boxed{tp = \frac{lt}{Vr}}$$

Mentre l'altezza del pacco sarà:

$$\boxed{h_p = (l_p * \text{cos}\theta)}$$

Nelle tabelle che seguono si sono confrontate le prestazioni di un normale sedimentatore ascensionale a sezione rettangolare con lo stesso ma dotato di pacchi lamellari.

Lo scopo è dimostrare che la velocità di sedimentazione che consente un sedimentatore ascensionale dotato di pacchi lamellari può essere anche 10 volte inferiore rispetto allo stesso sedimentatore ma privo di pacchi lamellari anche se correttamente dimensionato.

Le particelle sedimentabili, con l'utilizzo del pacco lamellare possono avere un diametro anche di $1/3$ rispetto al diametro che dovrebbero avere con un sedimentatore tradizionale privo del pacco lamellare.

Il calcolo prevede dapprima l'individuazione del carico idraulico del sedimentatore ascensionale privo di pacco lamellare che definisce quindi la velocità minima di sedimentazione che deve avere la particella perché possa essere rimossa; quindi, dopo aver fissato le caratteristiche geometriche di un pacco lamellare, si calcola la velocità ascensionale minima che deve avere una particella per essere rimossa dal pacco.

Infine, con la legge di Stokes si calcolerà il diametro della medesima particella e lo confronterà con la particella rimuovibile dal medesimo sedimentatore ma privo di pacco lamellare.

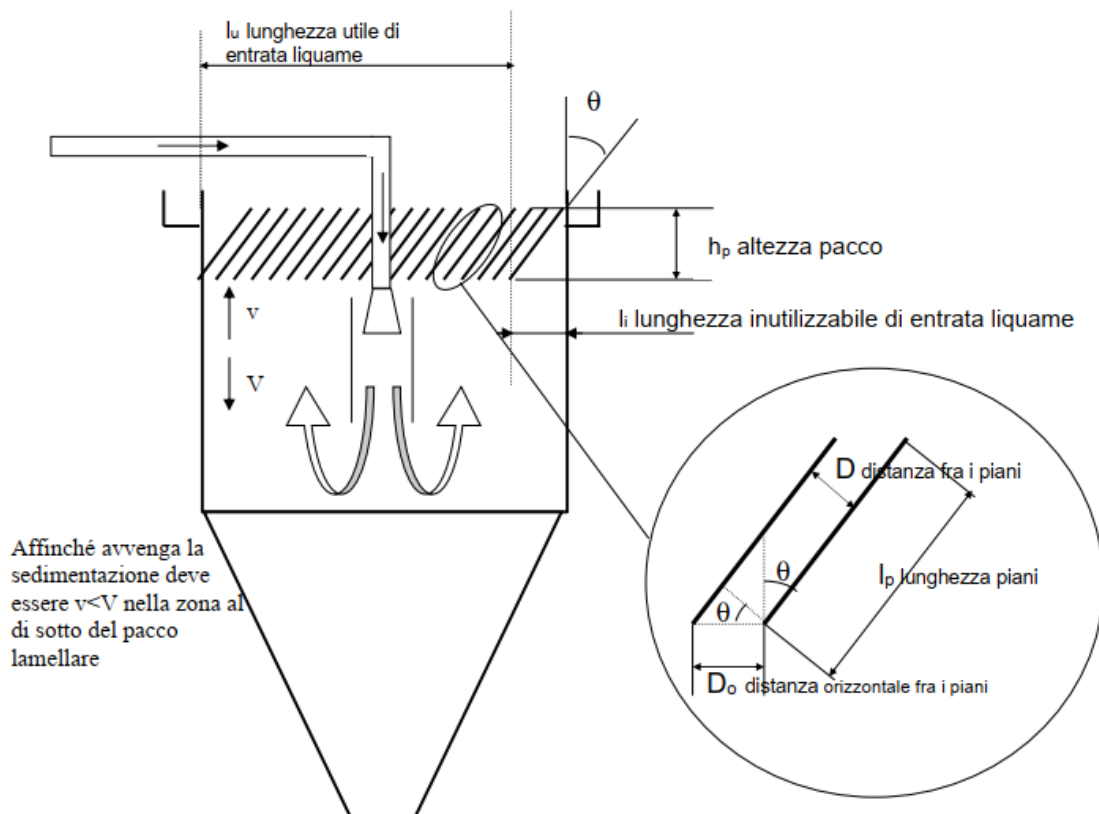


Figura 31- Schema sedimentatore a pacchi lamellari

Simbolo	Descrizione grandezza	unità di misura	valori
Caratteristiche della vasca di sedimentazione ascensionale			
Q	portata	[m ³ /ora]	2.74
B	larghezza sedimentatore	[m]	1
l	lunghezza sedimentatore	[m]	1.5
C _{idr}	Carico idraulico = velocità ascensionale = velocità di sedimentazione minima della particella	[m ³ /ora.m ² _{sup.sed.}] = [m/ora]	1.827
ρ _s	densità della particella solida	[kg/m ³]	1020
ρ _l	densità liquido	[kg/m ³]	1000
g	accelerazione di gravità	[m/s ²]	9.81
μ	viscosità dinamica a 10°	[N.s/m ²]	0.0013
V _s	velocità minima di caduta di Stokes = V = carico idraulico	[m/ora]	1.827
		[m/s]	0.0005074
d	diametro particella minimo sedimentabile senza pacco	[μm]	246.0

Tabella 17– Dimensionamento sedimentatore senza pacco lamellare

Simbolo	Descrizione grandezza	unità di misura	valori
Calcolo del diametro delle particelle sedimentabili col pacco lamellare			
θ	angolo di inclinazione del pacco	[gradi]	40
h _p	altezza pacco	[m]	0.5
l _p	lunghezza piani inclinati pacco	[m]	0.65
l _{pv}	lunghezza piani verticali pacco (l _p * sen θ)	[m]	0.486
A _{pv}	area proiezione verticale di un piano (l _{pv} * B)	[m ²]	0.486
A _{pvt}	somma proiezioni verticali di tutti i piani (A _{pv} * n)	[m ²]	11.5
C _{idt}	portata/area proiezioni (Q/A _{pvt})	[m/h]	0.24
D	distanza fra i piani del pacco (distanza fra la particella posta nella posizione peggiore e il piano inferiore)	[mm]	30
l _i	lunghezza inutilizzabile del sedimentatore	[m]	0.42
l _u	lunghezza utile di entrata dell'acqua	[m]	1.08
spes	spessore dei piani del pacco	[mm]	5
D+sp	distanza fra i piani del pacco + spessore piano	[mm]	35
D _o	distanza orizzontale fra i piani del pacco	[mm]	45.7

n	numero dei piani nel pacco	[n°]	24
S _u	sezione utile di passaggio acqua nel pacco	[m ²]	0.7
V _x	velocità di trascinarsi dell'acqua nel pacco	[m/ora]	3.86
		[m/s]	0.00107
		[mm/s]	1.07284
β	angolo che la traiettoria di sedimentazione forma con il piano inclinato inferiore	[gradi]	2.632
V _s	velocità di sedimentazione minima per far sedimentare una particella all'interno del pacco	[m/ora]	0.2618
		[m/s]	7.27E-05
d	diametro minimo particella sedimentabile posta nel pacco lamellare alla distanza D dal piano inferiore in ingresso	[μm]	93.14

Tabella 18– Dimensionamento sedimentatore con pacco lamellare

Come si può notare in tabella 18, grazie al pacco lamellare il diametro minimo di una particella sedimentabile è 93.14 μm. Questo diametro non è piccolissimo ma per diminuirlo dovrebbero aumentare la grandezza del sedimentatore e diminuirebbe il carico idraulico (C_{id}) calcolato ipotizzando la proiezione verticale dei piani inclinati del pacco (figura 32).

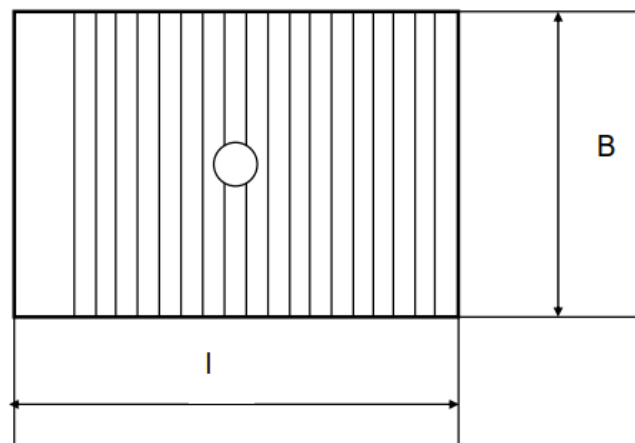


Figura 32- Proiezione verticale piani del pacco lamellare

È dimostrato che per avere la sicurezza che effettivamente le mie particelle che hanno un $D \geq 93.14 \mu\text{m}$ sedimentano, bisogna tenere il carico idraulico calcolato ipotizzando la proiezione verticale dei piani inclinati intorno a 0.2-0.3 m/h.

Detto ciò, io non posso cambiare le dimensioni del mio sedimentatore come voglio perché inficerebbe sull'efficienza di sedimentazione.

Avere un diametro minimo della particella sedimentabile pari a 93.14 μm non ci deve spaventare perché grazie alla flocculazione che avviene nel trattamento chimico-fisico ottengo dei fiocchi con un diametro tale che la sedimentazione è assicurata.

Dal sedimentatore con pacco lamellare avrò due uscite:

1. 13.97 m^3 di permeato che per gravità esce dal sedimentatore e arriva in una vasca di stoccaggio preliminare prima di andare al trattamento biologico;
2. 2.47 m^3 di fango concentrato che tramite una pompa (con portata di 0.41 m^3/h) in una vasca di stoccaggio preliminare prima della disidratazione su filtropressa.

Come si può notare dal volume di permeato rispetto al volume del percolato in ingresso, l'efficienza del sedimentatore con pacco lamellare è del 85%.

4.4.3 Disidratazione del concentrato tramite filtropressa

I fanghi concentrati estratti dal sedimentatore a pacchi lamellari, unitamente ai fanghi di supero estratti dal comparto biologico, sono accumulati in una vasca di stoccaggio con le seguenti caratteristiche:

larghezza m	Lunghezza m	Altezza m	Portata (m^3/d)	Portata (m^3/h)	Portata (m^3/h) lav 6 ore	Superficie m^2	Volume m^3	Cidr m^3/h	t rit h
2	2.5	1.5	2.47	0.103	0.41	5	7.5	0.08	18.22

Tabella 19– Dimensionamento vasca di accumulo del concentrato

I fanghi sono alimentati per mezzo di pompa (portata di 2.50 m^3/h) ad una filtropressa automatica 500 x 500 mm costituita da 5 piastre.



Figura 33- Esempio filtropressa di disidratazione fanghi

Il condizionamento del fango a monte della sezione di disidratazione è effettuato con dosaggio di cloruro ferrico e calce idrata, i dosaggi verranno calibrati in fase di avviamento in funzione delle caratteristiche qualitative del fango alimentato. L'acqua contenuta nel fango passa attraverso delle maglie fittissime di plastica che avvolgono le piastre e viene raccolta da una canaletta e sollevata direttamente alla vasca di stoccaggio dove arriva anche il permeato che esce dal sedimentatore a pacchi lamellari, a monte del processo biologico.

Le caratteristiche della vasca di stoccaggio sono di seguito riportate:

larghezza m	Lunghezza m	Altezza m	Portata (m3/d)	Portata (m3/h)	Portata (m3/h) lav 6 ore	Superficie m2	Volume m3	Cidr m/h	t rit h
2.5	4	1.5	16.32	0.680	2.72	10	15	0.27	5.51

Tabella 20- Dimensionamento vasca di accumulo del permeato

Il fango pressato invece va a formare dei pannelli disidratati solidi che vengono rimossi alla fine del ciclo e accumulati in cassonetti prima del loro smaltimento.

4.5 Trattamento biologico

Nel comparto di trattamento biologico arriva un liquido depurato dai composti organici, solidi sospesi totali e fosforo grazie al trattamento chimico-fisico, ma è ancora ricco di ammoniaca.

Per lo scarico del liquido nella pubblica fognatura è necessario abbattere l'ammoniaca presente grazie ad un trattamento descritto in seguito.

Dalla vasca di stoccaggio già descritta nel precedente capitolo il permeato viene portato tramite una pompa (con portata di 16.32 m³/h) in un'altra vasca di accumulo/equalizzazione in preparazione del trattamento biologico.

Le caratteristiche di questa vasca sono di seguito descritte:

larghezza m	Lunghezza m	Altezza m	Portata (m ³ /d)	Portata (m ³ /h)	Portata (m ³ /h) lav 6 ore	Superficie m ²	Volume m ³	t rit h
4	3.5	2	16.32	0.68	2.72	14	28	10.29

Tabella 21– Dimensionamento vasca di equalizzazione a monte del trattamento biologico

Come si può notare dalla tabella 21, il permeato totale in ingresso al comparto biologico è 16.32 m³/giorno che rappresenta il 99.25% del percolato totale in ingresso al trattamento chimico-fisico. Lo 0.75% rimanente mi rappresenta il fango solido prodotto.

Nella vasca appena descritta vi è un agitatore che ha un triplice compito:

1. evitare la formazione di crostoni in superficie al liquido;
2. evitare la formazione di un fondo di accumulo come comporterebbe ad una diminuzione del volume complessivo della vasca;
3. omogeneizzare il liquame depurato.

Tramite una pompa (portata di 16.32 m³/h) il liquame viene portato in una vasca in cui avviene il trattamento biologico vero e proprio, chiamato processo “Demon”.

4.5.1 Principio di funzionamento

Il processo *Demon*, chiamato anche deammonificazione anaerobica è un processo scoperto abbastanza recentemente che ha notevoli pregi rispetto agli altri processi di rimozione dell'azoto usati fino ad ora.

Per capire il suo meccanismo e i vantaggi si descriverà dapprima le metodologie usate negli ultimi decenni per poi concentrarsi sulla deammonificazione anaerobica.

Impianto biologico tradizionale per l'abbattimento dell'azoto

Il trattamento biologico maggiormente utilizzato, per l'abbattimento dell' NH_4^+ , nei depuratori di costruzione recente prevede l'utilizzo di due reattori: una vasca ossigenata per la nitrificazione dell'ammoniaca ed una vasca anossica per l'abbattimento del nitrato secondo il seguente schema:

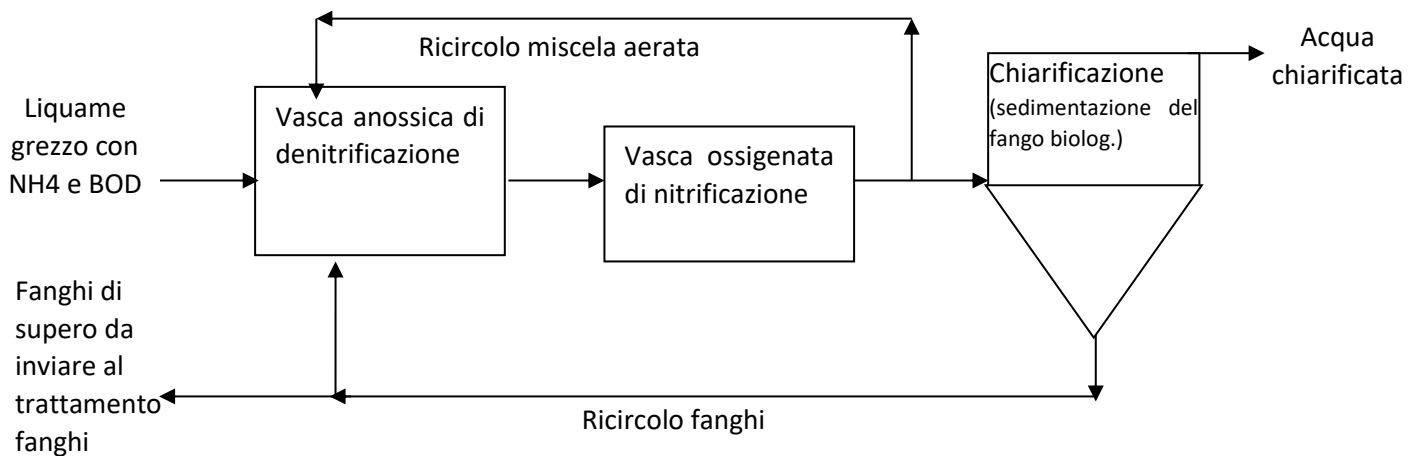


Figura 34– Schema nitro-denitro

NITRIFICAZIONE

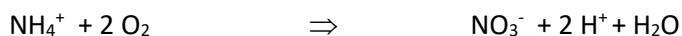
Per comprendere il procedimento demon/anammox occorre ricordare che la reazione di nitrificazione dell'ammoniaca avviene in due passaggi successivi ad opera di popolazioni batteriche indipendenti:

- i Nitrosomonas o AOB (Ammonia Oxidation Bacteria), responsabili dell'ossidazione dell'ammoniaca a nitrito;
- i Nitrobacter o NOB (Nitrite Oxidation Bacteria), responsabili dell'ossidazione del nitrito a nitrato.

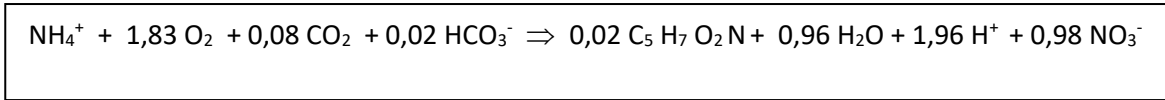
In simboli le reazioni che avvengono in fase ossigenata sono:



————— Sommo le reazioni biologiche



Entrambe le specie batteriche sono di tipo autotrofo ossia si ha una sintesi di biomassa sottraendo CO₂ al liquame; ecco la reazione completa comprendente anche la sintesi di biomassa:

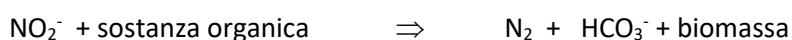
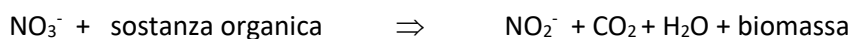


DENITRIFICAZIONE

Il nitrato prodotto nel reattore ossigenato viene poi ridotto ad azoto biatomico N₂ nel reattore anossico di denitrificazione ad opera di batteri eterotrofi (*Pseudomonas*, *Micrococcus*, *Spirillum*, ecc.) che sono in grado di utilizzare l'ossigeno contenuto nel nitrato per ossidare sostanza organica di natura carboniosa in luogo dell'ossigeno disciolto nel liquame. La vasca di denitrificazione deve, pertanto, essere priva di ossigeno disciolto in modo da costringere i batteri ad utilizzare l'ossigeno contenuto nel nitrato.

La reazione biochimica di riduzione dall'NO₃⁻ a N₂ avviene in due passaggi ad opera di rispettivi ceppi batterici. Entrambi i ceppi di batteri sono di tipo eterotrofo e pertanto consumano sostanza organica carboniosa e producono CO₂.

In simboli le reazioni che avvengono in fase anossica sono:



— sommo le reazioni biologiche

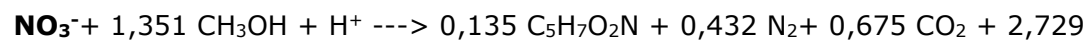


La sostanza organica necessaria alla denitrificazione può provenire sia dal liquame grezzo in ingresso, ricco di sostanza organica biodegradabile, sia da una fonte esterna di dosaggio; una sostanza tradizionalmente usata è il metanolo.

Le stesse reazioni biochimiche si possono anche scrivere contemplando anche la produzione di nuova biomassa ed evidenziando l'utilizzo di acidità (ioni H⁺) proveniente dalla nitrificazione



Dividendo ambo i membri per 0,74 ci si riferisce ad 1 mole di NO_3^-



Nel suo complesso il ciclo tradizionale dell'azoto si può raffigurare con la figura 35:



Figura 35– Ciclo dell'azoto

Facendo riferimento alle moli il ciclo dell'azoto diviene il seguente:

Sostanza	massa molecolare in grammi (g/mol)
C	12,011
O	15,99
N	14,007
H	1,0079
NH ₄ ⁺	18,039
C ₅ H ₇ O ₂ N (biomassa)	113,097
O ₂	31,98
CO ₂	43,991
NO ₃ ⁻	61,977
NO ₂ ⁻	45,987
CH ₃ OH	32,0326
N ₂	28,014

Tabella 22– moli elementi chimici

Dalla reazione completa di nitrificazione risulta che:

1 mole di $\text{NH}_4^+ \Rightarrow 0,02$ moli di $\text{C}_5 \text{H}_7 \text{O}_2 \text{N} = 0,02 \text{ mol} \cdot 113,097 \text{ g/mol} = 2,26 \text{ g}$ (biomassa)

$2,26 \text{ g}$ (biomassa) $\cdot 1,49 \text{ g COD} / \text{g Biomassa} = 3,37 \text{ g COD}$

1 mole di NH_4^+ , immettendo CO_2 , dà luogo a $2,26 \text{ g}$ di SSV (biomassa) il cui COD è pari circa a $3,4 \text{ g}$.

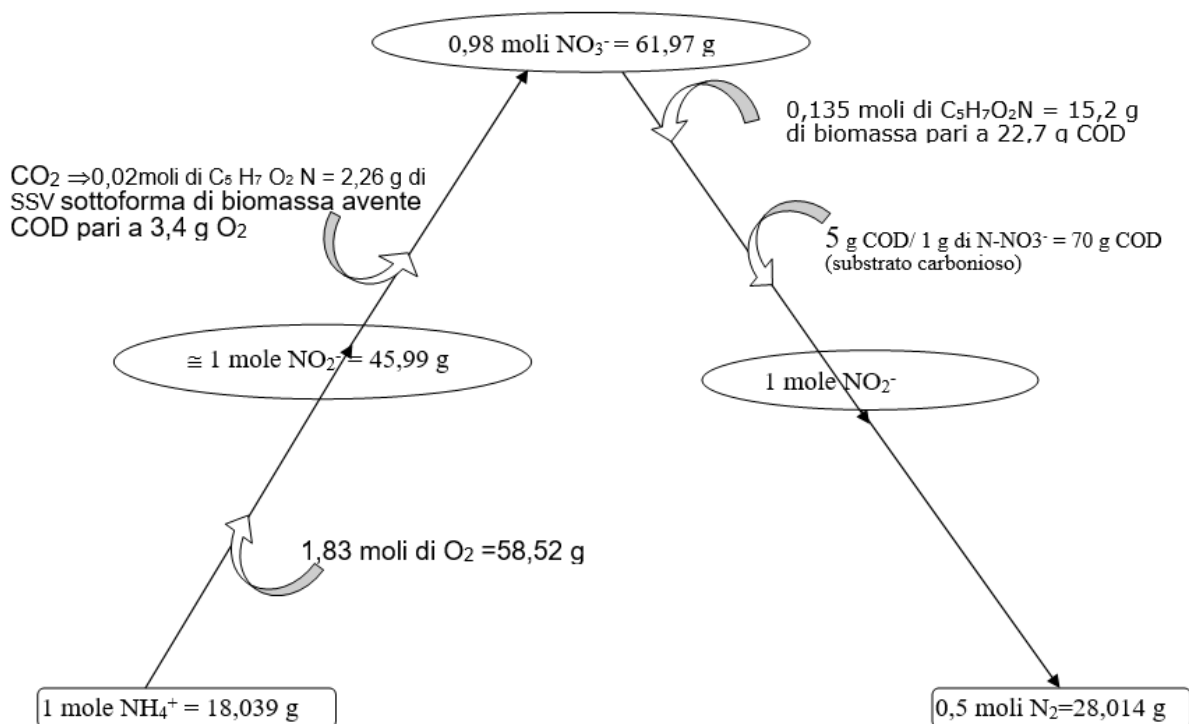


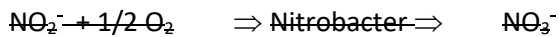
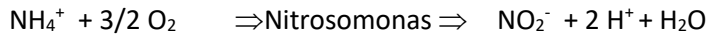
Figura 36– Schema ciclo completo dell'azoto con in evidenza le moli

Il processo di nitritazione/denitrificazione

C'è la possibilità di “accorciare” la catena di reazioni biochimiche per realizzare il processo di eliminazione dell'azoto.

Mantenendo il reattore ossigenato in particolari condizioni di potenziale redox e di concentrazione di ossigeno è possibile fare in modo che agiscano solamente i batteri nitrosomonas inibendo invece l'attività dei nitrobacter. Il processo semplificato presenta evidentemente notevoli vantaggi energetici e di consumo di reagenti come il metanolo.

Ecco come si semplificano le reazioni biochimiche:



È evidente che, per ogni mole di NH_4^+ , occorre disciogliere nel reattore solo $3/2 \text{O}_2$ mentre si risparmia $1/2 \text{O}_2$. In altre parole, si risparmia il 25% di ossigeno quindi da 1,83 moli di O_2 necessitano solo 1,37 moli di O_2 .



Quindi, per ogni mole di NO_3^- di cui si è evitata la produzione, si va a risparmiare $1/3 \text{CH}_3\text{OH}$ e si va a consumare solamente $1/2 \text{CH}_3\text{OH}$. Utilizzando il medesimo denominatore possiamo dire che dei $5/6$ di mole di CH_3OH , che avremmo dovuto utilizzare con la nitrificazione completa, abbiamo un risparmio di $2/6$ di mole e un consumo di $3/6$ di mole.

In percentuale abbiamo un risparmio del 40% di CH_3OH quindi anziché 70 g di COD biodegradabile ne sono sufficienti solo 42 g.



Figura 37– Schema ciclo dell'azoto con la nitritazione

La CYCLAR-STULZ, depositaria del brevetto *demon* che si illustrerà più avanti, evidenzia i vantaggi energetici del processo semplificato di nitritazione e

denitrificazione nel modo riportato in figura 37; i numeri riportati da CYCLAR-STULZ non coincidono perfettamente con i risultati delle considerazioni sopra riportate derivanti da documentazione bibliografica italiana pur essendo sostanzialmente in linea. Il simbolo CSB sta per Chemische Sauerstoffbedarf =COD

La realizzazione di questo processo semplificato di depurazione ha incontrato notevoli difficoltà gestionali che di fatto ne hanno spesso impedito l'applicazione.

I principali motivi sono i seguenti:

- difficoltà operativa di mantenere il processo entro stretti limiti di ossigeno e di potenziale REDOX al fine di consentire l'arricchimento nel reattore delle sole specie nitrosomonas. Normalmente, infatti, accade che quando si innesca la nitritazione, automaticamente dopo poche ore o pochi giorni al massimo, si innesca anche la nitrificazione e il processo non è facilmente reversibile utilizzando i consueti controlli dei reattori con strumenti da campo (ossimetri, ph-metri e redox portatili);
- I limiti del nitrito della tabella 3 sono estremamente bassi: 0,6 mg/l come N-NO₂ e pertanto il rischio di uscire dai limiti per una eventuale mancata denitrificazione dei nitriti è molto elevato. Il gestore preferisce saltare velocemente la fase di nitrificazione per ottenere immediatamente i nitrati i cui limiti di tabella 3 sono notevolmente più elevati: 20 mg/l come N-NO₃;
- I reattori tradizionali, normalmente, sono costruiti con architetture riconducibili a reattori multistadio oppure plug-flow; solo in pochi casi sono da considerarsi reattori a miscelazione completa e pertanto le condizioni di ossigenazione e di redox non sono le stesse in tutti i punti all'interno della vasca dal momento che questa condizione si verifica solamente nei reattori a miscelazione completa. Dal momento che la nitritazione in assenza di nitrificazione avviene in intervalli ristretti di REDOX, si ha una notevole difficoltà operativa a mantenere la stabilità della reazione biochimica in tutto il reattore.
- necessità di personale specializzato in grado di seguire con attenzione il reattore.

Nonostante le difficoltà operative sopra riportate una applicazione di nitrificazione e denitrificazione, su scala industriale, esiste.

Effettivamente esiste una tipologia di reattore dove le grandezze chimico-biologiche possono essere controllate con estrema precisione e che può definirsi a perfetta miscelazione completa oltre che a portata e carico inquinante perfettamente costanti. Si tratta del reattore SBR (Sequencing Batch Reactor) che funzionando a cariche discontinue di liquame provenienti da un accumulo/equalizzazione può garantire condizioni di funzionamento controllabili e stabili.

Questo tipo di reattore viene usato anche nella deammonificazione anaerobica che di seguito è illustrata.

La deammonificazione anaerobica

Negli anni '70 Broda, un chimico viennese, aveva ipotizzato, sulla base di calcoli termodinamici e di studi sulla teoria dell'evoluzione, che dovessero esistere organismi in grado di ossidare l'ammonio mediante i nitriti.

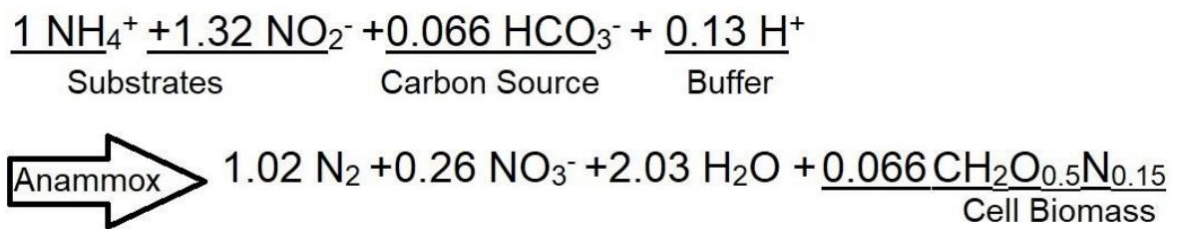
Tuttavia, solo 20 anni dopo è stato possibile osservare questo tipo di processo, e nel 1999 un pool di ricercatori olandesi ha finalmente classificato i planctomiceti come i microrganismi responsabili di questo processo biochimico.

Questi batteri responsabili del processo anammox sono autotrofi e utilizzando come fonte di carbonio l'anidride carbonica.

Se si conduce l'ossidazione solo fino allo stadio del nitrito e si denitrifica a partire da esso, si risparmia, come abbiamo visto sopra, il 25% del fabbisogno di energia ed il 40% del fabbisogno di carbonio.

A partire da questa situazione si può procedere alla deammonificazione facendo in modo che solo il 50% dell'ammonio venga ossidato in nitrito. Successivamente il nitrito viene unito all'ammonio residuo e ridotto ad azoto gassoso.

Quindi, l'ammonio è convertito in azoto molecolare (N₂) attraverso la reazione con nitrito in rapporto stechiometrico 1:1,32:



Il prodotto principale della reazione è l'azoto molecolare, e non meno del 10 % dell'azoto ammoniacale viene convertito in N₂, mentre il nitrito funge da elettrone-accettore. Durante il processo intervengono alcuni intermedi di reazione variabili a seconda della specie batterica, come l'idrossilammina (NH₂OH) oppure l'ossido nitrico (NO), anche se il punto in comune resta la formazione di un intermedio azotato, l'idrazina (N₂H₄). Essa si forma dall'ossidazione dell'ammonio con l'aiuto della idrazina idrolasi, enzima che insieme alla idrazina ossidasi permette la formazione del N₂.

Ne risulta quindi un ulteriore risparmio nel consumo di energia di circa il 50%. Il fabbisogno di carbonio esterno è drasticamente ridotto. Il procedimento combina la deammonificazione con la denitrificazione permettendo di ottenere il risultato con minimo impiego di carbonio esterno. La deammonificazione è composta da due reazioni autotrofe, dapprima la nitrificazione parziale (aerobica), successivamente l'ossidazione anaerobica dell'ammonio. Queste due fasi possono essere fatte avvenire o in due sistemi separati fisicamente (sharon anammox) oppure entrambe in un unico sistema di fanghi (demon).

Nella deammonificazione si può rinunciare completamente all'apporto di batteri eterotrofi necessari per la denitrificazione e conseguentemente al dosaggio di fonti esterne di carbonio organico.

Di seguito si riporta l'interpretazione della CYCLAR-STULZ, per le reazioni biochimiche di ossidazione biochimica dell'ammonio:

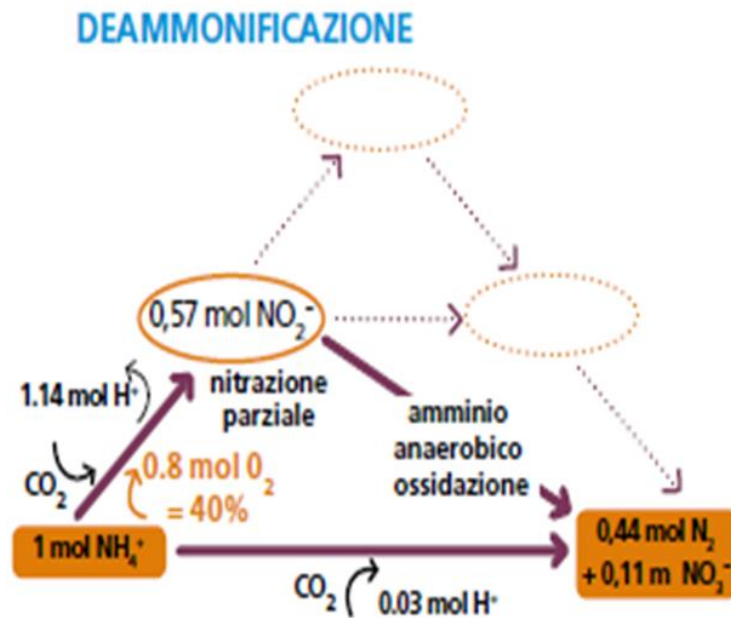


Figura 38– Schema ciclo dell'azoto con la deammonificazione

Tipico del procedimento DEMON è il colore rosso intenso del fango biologico.

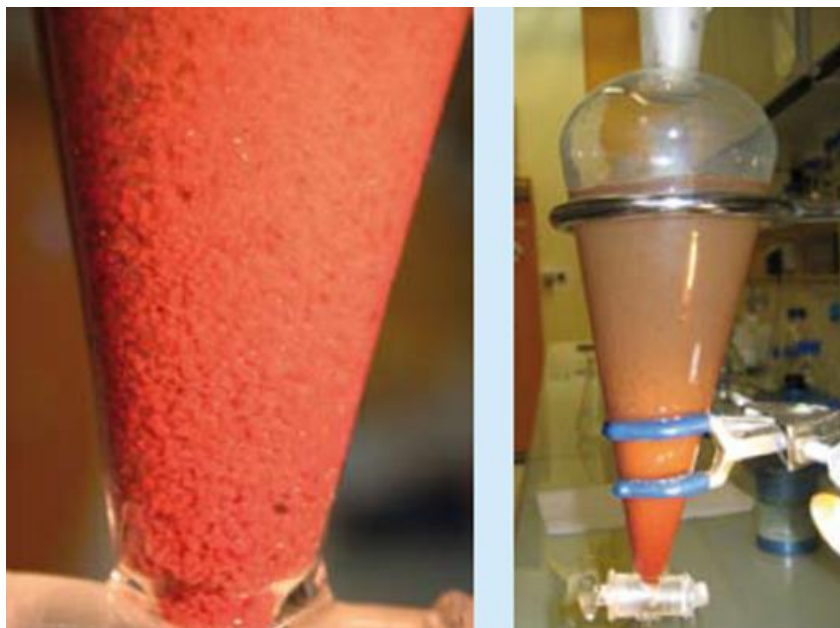


Figura 37– Batteri anammox

Il fango deammonificante produce grossi granuli che presentano ottime capacità di sedimentazione. La velocità di crescita di questo fango è bassa, per cui è indispensabile che il fango abbia un'età elevata.

Raggiungere alti gradi di abbattimento dell'ammonio nonché alti tassi di crescita dei microrganismi deammonificanti grazie al raggiungimento di condizioni di processo favorevoli è stato il passo successivo nel percorso di ottimizzazione.

I principali punti critici da affrontare e risolvere sono stati:

- Tasso di crescita lento: i batteri anaerobi coinvolti nell'ossidazione dell'ammonio presentano un tasso di crescita bassissimo (tempo di raddoppio della colonia - età del fango - di almeno undici giorni), e si trovano in competizione con altri organismi, con tassi di crescita potenzialmente più alti.

- Temperatura e pH: Il processo anammox avviene per la maggior parte nelle profondità marine dove le temperature sono estremamente variabili. Originariamente il processo è stato scoperto in condizioni di temperatura compresa tra i 20°C e i 43°C, ma si è recentemente osservato che l'attività dei microrganismi è possibile a temperature sia maggiori che minori: nei freddi sedimenti marini si sono scoperti batteri anammox in grado di sopravvivere a temperature vicine agli 0 °C, con un optimum di attività vicina ai 12 °C.

Si può osservare come la conversione di ammonio e nitriti e la produzione di nitrati alle nostre latitudini raggiunga un picco intorno ai 37° - 40° C.

L'energia di attivazione, calcolata sulla temperatura media di 37° C, è di 70 kJ / mole.

Il pH può variare nell'intervallo di 6,7 – 8,5 con un valore ottimale di 8; da sottolineare che l'adattamento di questi batteri a condizioni differenti di pH è particolarmente veloce ed efficace.

- Ossigeno disciolto: L'attività ANAMMOX avviene in condizioni di anaerobiosi, di conseguenza la presenza di ossigeno può essere uno dei fattori di maggiore inibizione: il superamento di concentrazioni minime (0.01 mg/L), può portare rapidamente al decremento dell'attività. Nonostante ciò, è particolarmente interessante la capacità dei batteri di sostenere una pressione

parziale di ossigeno inferiore di solo lo 0,5 % rispetto a quella dell'aria. Tuttavia, la reazione biologica di ossidazione dell'ammonio è irreversibilmente inibita da un'elevata quantità di ossigeno disciolto (> 18 % della saturazione dell'ossigeno).

- Organismi molto sensibili: infatti se da un lato il nitrito prodotto è il substrato necessario per la seconda reazione, dall'altro già a basse concentrazioni risulta essere irreversibilmente tossico nei confronti dei batteri Anammox. Le differenti indicazioni riguardo ai limiti di tossicità riscontrabili in bibliografia dimostrano che la durata del contatto ha un'importanza fondamentale.

4.5.2 Descrizione impianto

Il comparto di trattamento biologico progettato per l'azienda S.A.Ba.R è costituito da un unico reattore SBR in cui avviene il processo demon.

Le caratteristiche del reattore sono qui riportate:

larghezza m	Lunghezza m	Altezza m	portata (m ³ /d)	portata (m ³ /h)	portata (m ³ /h) lav 6 ore	Superficie m ²	Volume m ³	t rit h
4	4.5	2	16.32	0.680	2.72	18	36	13.24

Tabella 23– Dimensionamento reattore SBR

Il processo demon è stato sviluppato e brevettato dall'Università di Innsbruck ed è a oggi la soluzione più diffusa su scala industriale per il trattamento via anammox dei liquami ricchi di azoto. Il processo combina la parziale nitrificazione e la deammonificazione (anammox) in un unico reattore SBR (sequencing batch reactor) dove si alternano condizioni aerobiche e anaerobiche in modo tale da nitrificare parzialmente l'ammonio durante la prima fase, e successivamente ossidarlo completamente ad azoto molecolare nella seconda fase attraverso la reazione anammox.

Quindi si va a riempire la vasca demon con il percolato giornaliero da trattare, si insuffla aria grazie a dei compressori volumetrici e diffusori porosi che verranno illustrati più avanti in dettaglio.

A questo punto avviene una parziale nitrificazione, in cui il 50% dell'ammonio presente viene trasformato a nitrito ed ha una durata di circa 10 minuti.

Successivamente non c'è immissione di ossigeno e si creano le condizioni anaerobiche per fare avvenire la deammonificazione: entrano in gioco gli anammox, dei batteri autotrofi che utilizzano come fonte di carbonio l'anidride carbonica.

Il nitrito prodotto va a reagire con l'ammonio residuo per liberare azoto molecolare e questa reazione ha una durata di 15 minuti.

I parametri chimico-fisici costantemente monitorati attraverso strumenti già indicati nel capitolo 4.2 sono:

- Temperatura ($^{\circ}\text{C}$);
- pH;
- Ossigeno disciolto (mg/L);
- Potenziale redox (mV);
- Frequenza (Hz);
- Ammonio (NH_4^+) (mg/L);
- Nitrato (NO_3^-), due sonde (mg/L);

Il monitoraggio di temperatura e pH è dovuto all'importanza che svolgono questi due parametri nelle reazioni in attivo nel sistema SBR; l'ossigeno disciolto dà un'indicazione dell'alternanza di condizioni aerobiche e anaerobiche; il potenziale redox permette di osservare l'andamento delle reazioni di ossidazione e riduzione: se il valore è positivo sono in atto reazioni di ossidazione, se negativo reazioni di riduzione; l'ammonio è il substrato principale della reazione anammox per cui deve rimanere costantemente sotto osservazione per evitare una mancanza di alimento per i batteri; i nitrati sono i prodotti della reazione, e danno un'informazione sul lavoro e sullo stato di salute dei microrganismi;

I principali componenti per il trattamento biologico, posti all'interno ed esterno alla vasca demon sono i seguenti:

Compressore volumetrico a lobi e diffusori porosi

L'impianto è dotato di due compressori volumetrici a lobi, strumenti rotativi in grado di isolare un determinato volume d'aria e portarlo nei due diffusori porosi all'interno della vasca SBR.

I diffusori porosi sono dei pannelli fissati direttamente sul fondo della vasca, costituiti da un telaio di supporto in acciaio o pvc, sul quale è tesa una membrana in poliuretano inerte chimicamente e destinata a non subire gli invecchiamenti. Essi ricevono l'aria dai compressori volumetrici.

Questa membrana in poliuretano è microforata e permette la fuoriuscita di microbolle. Di fondamentale importanza è la grandezza della bolla che esce dai diffusori: più piccola è la bolla e più ci sarà scambio di O_2 con il liquame.

Ciclone

Come già detto i batteri anaerobi autotrofi di ossidazione anaerobica hanno una crescita molto lenta e si trovano in competizione con i batteri eterotrofi che tendono ad impedirne lo sviluppo e la concentrazione dal momento che hanno un ciclo biologico molto più rapido.

Anche aumentando l'età del fango, per entrare nel campo di sviluppo dei batteri anammox, si avrebbe comunque l'effetto di avere una bassissima popolazione di anaerobi a fronte di una ben più numerosa popolazione di eterotrofi.

Al fine di concentrare al massimo nel reattore la popolazione di anammox si procede, in un modo non convenzionale, su due strade:

1. Occorre utilizzare un refluo molto ricco in ammoniaca e relativamente povero di substrato carbonioso in modo da sfavorire di base gli eterotrofi e favorire invece gli anammox; questo è il caso di S.A.Ba.R visto che al trattamento biologico arriva un liquame ricco di ammoniaca e povero di frazione carboniosa eliminata dal trattamento chimico-fisico.

CYCLAR-STULZ consiglia infatti questo impianto per concentrazioni di ammoniaca superiori a 200 mg/l.

2. È stato creato un vero e proprio selettore meccanico di batteri anammox che separa fisicamente i batteri anaerobi dai più prolifici (eterotrofi, nitrobacter e nitrosomonas) allontanando questi ultimi in una piccola vasca di stoccaggio che accumula questi fanghi di supero e successivamente tramite una pompa vengono portati nella vasca a monte della filtropressa per la disidratazione.

Il selettore suddetto è sostanzialmente un idro-ciclone di brevetto demon che sfrutta la fortissima sedimentabilità degli anammox. Con questo dispositivo è possibile separare molto bene i ceppi batterici in modo da ottenere una concentrazione nel reattore molto elevata. Quanto detto è visibile semplicemente osservando il fango biologico che appare di colore rosso e colonizzato praticamente da soli fiocchi di batteri anaerobi.

Decanter

Il decanter è una macchina rotante che fa da disidratatore preliminare, cioè è in grado di separare l'acqua presente nella vasca demon dal fango fioccoso che si depositerà nel fondo della stessa vasca.

Il decanter è posto in superficie, andrà a prendere solo l'acqua che è in superficie e lascerà sempre il fango pieno di batteri con un po' di liquido, cioè la vasca non si svuoterà mai del tutto. Questo perché non possiamo rischiare di fare uscire dei batteri anammox dalla vasca demon.

Come si può notare anche dal layout non c'è nessuna pompa che fa il ricambio di batteri anammox, questo sta ad indicare il tempo lunghissimo di crescita di questi batteri.

Si può ipotizzare che cambiando le specifiche del ciclone è possibile prendere anche i batteri anammox perché comunque negli anni si accumulano.

Essendo un brevetto il procedimento demon, molte specifiche tecniche non sono disponibili e quindi l'unica via per progettare è fare delle equivalenze con degli impianti già esistenti e funzionanti.

L'acqua depurata tramite il decanter finisce in una vasca finale di accumulo che ha le seguenti caratteristiche:

larghezza m	Lunghezza m	Altezza m	Portata (m ³ /d)	Portata (m ³ /h)	Portata (m ³ /h) lav 6 ore	Superficie m ²	Volume m ³	C _{idr} m/h	t rit h
2.5	4	1.5	16.32	0.68	2.72	10	15	0.27	5.51

Tabella 24– Dimensionamento vasca finale.

Infine, da questa vasca l'acqua depurata è pronta per essere portata tramite dei condotti già esistenti nella pubblica fognatura.

Locale caldaia

Per garantire all'interno delle vasche adibite al processo demon una temperatura minima di 20 °C anche durante il periodo invernale, è necessario prevedere un sistema di riscaldamento del rifiuto liquido in ingresso al processo e una copertura superficiale delle vasche che riduca la dispersione del calore verso l'esterno.

S.A.Ba.R può sfruttare il calore che ottiene dal biogas di discarica grazie alla centrale di cogenerazione dotati di 2 motori endotermici.

La stima della potenza termica necessaria per mantenere durante tutta la stagione invernale una temperatura minima di 20 °C all'interno delle vasche è stata effettuata sotto le seguenti ipotesi:

- temperatura dell'aria esterna pari a 2 °C;
- temperatura del percolato in ingresso alle vasche di processo in inverno pari a 10 °C;
- temperatura di set-point: 20 °C nel periodo invernale;

Per il dimensionamento in termini di potenza termica dell'impianto si è ipotizzato, cautelativamente, di non considerare gli apporti positivi forniti dall'aria calda di ossigenazione insufflata nelle vasche, essendo tali apporti discontinui (indicativamente per 6 ore al giorno).

La potenza termica di progetto per mantenere le condizioni di set-point nella vasca, in base alle ipotesi sopra riportate, risulta pari a 14 kW termici complessivi.

CAPITOLO 5 -ANALISI ECONOMICA E RISPARMIO DI INQUINANTI

5.1 Costo smaltimento percolato

Come già accennato all'inizio del capitolo 3, nel 2020 il percolato è stato smaltito negli impianti di depurazione di Mancasale e Casalmaggiore.

S.A.Ba.R si è affidata ad una ditta esterna per i trasporti ai relativi impianti di depurazione.

Nella tabella seguente è possibile osservare i costi associati allo smaltimento e trasporto del percolato dell'anno 2020:

impianto	Mancasale	Casalmaggiore
costo smaltimento percolato (€/ t)	22	19
costo trasporto (€/ t)	3.12	4.82
percolato conferito 2020 (t)	13'686	3'690
totale percolato 2020 (t)	17'376	
prezzo annuo smaltimento (€/y)	301'092,00	70'110,00
prezzo annuo trasporti (€/y)	42'700,00	17'786,00
prezzo totale (€/y)	431'688,00	
totale movimentazioni	491	
movimentazioni	387	104

Tabella 25– Costo smaltimento percolato

Come si può notare dalla tabella le movimentazioni nel 2020 sono state 491 e di media ogni camion trasporta 33 ton di percolato.

Nel 2020 sono stati pagati 431'688,00 € per la sola gestione del percolato che è una cifra molto elevata, da qui l'intenzione di avere un impianto in sito che permetta di ridurre i costi, così come le emissioni inquinanti.

Ipotizzando che nel 2020 fosse già in funzione l'impianto a osmosi inversa che permette di concentrare il percolato, riducendone la quantità del 65% e abbattendo i costi per il suo smaltimento negli impianti di depurazione sopra detti, come da tabella 26:

impianto	Mancasale	Casalmaggiore
percolato residuo totale (t)	6000	
percolato residuo (t)	4800	1200
totale movimentazioni	182	
movimentazioni	143	39
prezzo annuo smaltimento (€/y)	105'600,00	22'800,00
prezzo annuo trasporti (€/y)	14'976,00	5'784,00
prezzo totale (€/y)	149'160,00	

Tabella 26– Costo smaltimento percolato con impianto a osmosi inversa

Il risparmio annuale per la gestione del percolato concentrato in uscita dall'impianto a osmosi inversa è stimato in 282'528,00 €/y.

Facendo sempre riferimento all'anno 2020, con l'aggiunta dell'impianto con trattamento chimico-fisico e biologico che va a trattare il concentrato in uscita dall'impianto a osmosi inversa avremo 2 uscite:

- 5955 m³/ anno di permeato che viene scaricato nella pubblica fognatura con la relativa tariffa annuale di 1.25 €/m³
- 45 m³/ anno di fango solido che deve essere smaltito in una discarica con relativo costo di 185,00 €/ton.

Si raggiunge quindi un costo di smaltimento di 7'443,00 € per lo scarico in fognatura e 8'200,00 € per lo smaltimento in discarica.

Il risparmio complessivo è di 416'055,00 €.

5.2 Costo investimento impianto a osmosi inversa

Nella tabella 27 è possibile osservare i vari costi necessari per la realizzazione e mantenimento dell'impianto a osmosi inversa.

Inoltre, è in evidenza l'utile annuale che si ottiene grazie all'impianto di trattamento rispetto allo smaltimento del percolato tal quale.

COSTO INVESTIMENTO INIZIALE		
Costo impianto di trattamento del percolato a tre stadi	575'000	€
Tubazioni collegamento, sensori e software 4.0	30'000	€
Recupero grazie agli incentivi 4.0	40%	
Costo impianto con incentivi 4.0	242'000	€
Costo di urbanizzazione, basamento e collegamenti alle vasche del percolato	50'000	€
Costo impianto elettrico e collegamento rete Wi-fi	20'000	€
Pratica 4.0	14'180	€
Progettazione con Studio associato	20'000	€
Autorizzazione con ARPAE	20'000	€
Imprevisti e costi gestionali	46'000	€
Fidejussione	5000	€
TOTALE INVESTIMENTO in IMPIANTO	417'180	€
% di interesse	2%	
Interessi annuali	8344	€
Somma con interessi	458'898	€
Anni di ammortamento	10	
Ammortamento annuale	45'890	€
Totale di tonnellate lavorate (40 m ³ /gg)	12'000	t/y
N° di ore di lavoro in un anno su 300 gg	7200	h/y
Costo in €/mc trattato di manutenzione e prodotti	3	€/m ³
Costo del personale	30	€/h
Potenza impegnata per l'impianto	35	kW
Costo dell'energia elettrica in autoconsumo	0.2	€/kWh
Percentuale di utilizzo della potenza impegnata	0.7	%

COSTI		
Ammortamento impianto	45'890	€/y
Personale S.A.BA.R. S.p.A. (0,75 h/gg x 220 gg/anno)	4950	€/y
Costo di gestione dell'impianto	36'000	€/y
Costo di smaltimento concentrato (35% del totale)	99'666	€/y
Costo dell'energia elettrica	35280	€/y
Totale costi/anno	221'786	€/y
Totale costi/ton	18.48	€/t
Totale costi/ton trattata in uscita in acque superficiali	15.66	€/t
RICAVI/MANCATO COSTO		
Totale ricavi	284'760	€/y
Totale ricavi/ton	23.73	€/t
UTILI		
Totale utili/anno	62974	€/y
Totale utili/ton	5.25	€/t

Tabella 27– Costo investimento e gestione impianto a osmosi inversa

La proposta *full service* dell'azienda fornitrice dell'impianto a osmosi inversa prevede:

- Fornitura del Detergente Alcalino;
- Fornitura del Detergente Acido;
- Fornitura dell'Antiscalante;
- Fornitura dell'Acido Solforico H₂SO₄ al 98%;
- Fornitura delle Cartucce Filtranti con grado di filtrazione di 10 µm
- Eventuali rifiuti prodotti durante l'intervento di manutenzione ordinaria e straordinaria saranno presi in carico e smaltiti dall'azienda fornitrice dell'impianto;
- Manutenzione preventiva programmata (manutenzione ordinaria), consistente in un intervento mensile da parte di un tecnico specializzato per il controllo ordinario del buon funzionamento dell'Impianto;
- Manutenzione correttiva su guasto (manutenzione straordinaria), consistente nell'Intervento da parte di un tecnico specializzato, per la manutenzione straordinaria tramite richiesta scritta da parte dell'azienda.

La tariffa applicata per tutti i servizi sopra descritti è pari ad Euro 3,00 / m³ sul percolato trattato (pari ad un costo mensile di Euro 4'500) IVA esclusa.

5.3 Costo investimento impianto con trattamento c/f e biologico

In questo periodo particolare che stiamo attraversando dovuto alla pandemia è davvero complicato fare una stima dei costi necessari per realizzare l'impianto: i costi delle materie prime sono aumentate circa del 30% così come è triplicato il costo dell'elettricità. Per questi motivi le tabelle che seguono riportano i prezzi delle varie attrezzature in modo approssimativo:

Trattamento chimico-fisico	PREZZO
APPARECCHIATURE ELETTROMECCANICHE	
Vasche di trattamento comprensive di apparecchiature elettromeccaniche e quadro elettrico di comando e controllo	200'000.00 €
Pompa sollevamento effluente ad accumulo a monte del processo Demon	3'500.00 €
ORGANI DI REGOLAZIONE	
Valvole per la regolazione dei flussi	8'000.00 €
STRUMENTAZIONE DI CONTROLLO E MISURA	
Piping	5'000.00 €
IMPIANTI ELETTRICI	
Cavidotti e cavi elettrici	20'000.00 €
Quadro elettrico	20'000.00 €
OPERE D'ARTE STRUTTURALI	
Carpenterie metalliche a servizio delle vasche di trattamento	3'000.00 €
Copertura vasche di trattamento per aspirazione aria esausta	5'000.00 €
TOTALE	264'500.00 €

Tabella 28– Costo impianto trattamento chimico/fisico

Disidratazione fanghi	PREZZO
IMPIANTI ELETTROMECCANICI	
Pompa monovite alimentazione fanghi a filtropressa	2'000.00 €
Filtropressa	40'000.00 €
Misuratore di portata elettromagnetico DN50	1'500.00 €
Piping	5'000.00 €
IMPIANTI ELETTRICI	
Condutture e cavi elettrici	4'000.00 €
Quadro elettrico	4'000.00 €
TOTALE	56'500.00 €

Tabella 29– Costo disidratazione fanghi

Trattamento biologico	PREZZO
OPERE D'ARTE STRUTTURALI	
Calcestruzzi, casseri ed acciai per c.a.	50'000.00 €
Carpenterie metalliche	5'000.00 €
Copertura vasche	20'000.00 €
IMPERMEABILIZZAZIONI E RIVESTIMENTI	
Impermeabilizzazione interna vasche - fondo	750.00 €
Impermeabilizzazione interna vasche - pareti laterali accumulo	350.00 €
Impermeabilizzazione interna vasche - pareti laterali Anammox	800.00 €
APPARECCHIATURE ELETTROMECCANICHE	
Miscelatori vasche di equalizzazione	3'000.00 €
Pompa sollevamento a biologia	2'000.00 €
Demon: - n.1 Decanter; - n. 1 ciclone; - licenza utilizzo processo Demon; - fornitura fango attivo con batteri selezionati; - sistema di controllo.	200'000.00 €
Diffusori a disco	10'000.00 €
Miscelatore sommergibile	3'000.00 €
Pompa sommergibile sollevamento fanghi a Decanter	2'000.00 €
Pompa sommergibile sollevamento effluente ad accumulo	3'000.00 €
STRUMENTAZIONE DI CONTROLLO E MISURA	
Interruttori di livello a galleggiante	180.00 €
Misuratore di portata elettromagnetico DN150	1'500.00 €
Misuratore di ossigeno disciolto	3'500.00 €
Misuratore di pH	1'700.00 €
Analizzatore di NH4	15'000.00 €
Misuratore di NO3	8'000.00 €
Misuratore di livello	800.00 €
ORGANI DI REGOLAZIONE	
Organi di regolazione (paratoie e valvole)	10'000.00 €
Piping di processo	5'000.00 €
Piping riscaldamento	3'000.00 €
IMPIANTI ELETTRICI	
Cavidotti e cavi elettrici	20'000.00 €
Quadro elettrico	20'000.00 €
TOTALE	388'580.00 €

Tabella 30– Costo impianto per trattamento biologico

Ispessimento fanghi	PREZZO
OPERE D'ARTE STRUTTURALI	
Calcestruzzi, casseri ed acciai per c.a	20'000.00 €
Carpenterie	1'000.00 €
Copertura vasche	5'000.00 €
APPARECCHIATURE ELETTROMECCANICHE	
Pompe sommergibili alimentazione fanghi	4'000.00 €
Piping	3'000.00 €
IMPIANTI ELETTRICI	
Cavidotti e cavi elettrici	3'000.00 €
TOTALE	36'000.00 €

Tabella 31– Costo impianto per ispessimento fanghi

Sommando le varie spese si raggiunge un costo di 745'580,00 € per le sole attrezzature dell'impianto.

Ipotizzando di spalmare l'investimento in 10 anni, il costo annuale da sostenere è di seguito descritto:

tot investimento impianto	745'580 €
% di interesse	2%
Interessi annuali	14'911.6 €
Somma con interessi	760'491.6 €
Anni di ammortamento	10
Ammortamento annuale	76'049.16 €
Costo dipendenti	72'000 €
costo energia	36'000 €
costo gestione impianto	50'000 €
tot costi/anno	234'049.16 €
Costo a tonnellata	39.01 €/t

Tabella 32– Costo annuale impianto chimico-fisico e biologico

5.4 Risparmio emissioni inquinanti

Attualmente con lo smaltimento del percolato tal quale in impianti di depurazione esterni, vengono utilizzati quattro autobotti: tre di categoria euro 6 e uno di categoria euro 5.

Ipotizzando un tragitto per arrivare agli impianti di depurazione e sapendo il numero di movimentazioni del 2020 che è 491, si sono calcolati i km annuali necessari per il trasporto del percolato: 26'925 km.

Dal numero di km annuali si è cercato di calcolare le emissioni inquinanti associate al trasporto con dei fattori di emissioni forniti dal European Environment Agency (EMEP/EEA 2019) con il metodo Tier 2, in cui si ipotizza di conoscere lo standard emissivo del veicolo:

Technology	PM2.5	CO2 lubrificazione	NOx	N ₂ O		CO2
	g/km	g/km	g/km	g/km		kg/km
	PM2.5=P M10=TS P	due to lube oil	Given as NO ₂ equivalent	Given as NO ₂ equivalent		
Euro V - 2008	0.0268	4.86E-01	2.18	0.034		6.34E-01
Euro VI A/B/C	0.0013	4.86E-01	0.422	0.032		6.34E-01

Tabella 33- Fattori di emissione per veicoli pensati con il metodo Tier 2

Utilizzando questi fattori di emissione moltiplicati per i km annui percorsi dai quattro veicoli, si sono calcolate le emissioni su base annua dei seguenti composti:

- Particolato
- CO₂ di lubrificazione
- Ossidi di azoto (NO_x)
- Protossido di azoto (N₂O)
- CO₂ equivalente totale

		PM2.5	CO2 lubrificazione	NOx	N ₂ O	CO ₂	CO ₂
veicoli	km annui	(g)	(kg)	(kg)	(g)	(kg)	(ton)
3 autobotti euro 6	20193	26.25	9.81	8.52	646.18	12'802.36	12.80
1 autobotti euro 5	6731	180.39	3.27	14.67	228.85	4'267.45	4.27

Tabella 34- Emissione annuale dai mezzi per il trasporto del percolato

Ipotizzando che nel 2020 fosse già in funzione l'impianto a osmosi inversa, le movimentazioni dei veicoli si ridurrebbero a 170, per un totale di 9248 km annui, a cui corrisponderebbero queste emissioni inquinanti:

con impianto a osmosi		PM2.5	CO₂ lubrificazione	NOx	N₂O	CO₂	CO₂
	km annui	(g)	(kg)	(kg)	(g)	(kg)	(ton)
3 autobotti euro 6	7497	9.75	3.64	3.16	239.90	4753.10	4.75
1 autobotti euro 5	2399	66.97	1.21	5.45	84.97	1584.37	1.58

Tabella 35- Emissione annuale ridotta grazie all'impianto a osmosi inversa

Il risparmio annuale degli inquinanti emessi dai veicoli di trasporto del percolato, grazie alle minori movimentazioni è il seguente:

Risparmio annuo di emissioni		PM2.5	CO₂ lubrificazione	NOx	N₂O	CO₂	CO₂
	km annui	(g)	(kg)	(kg)	(g)	(kg)	ton
3 autobotti euro 6	12696	16.50	6.17	5.36	406.27	8049.26	8.05
1 autobotti euro 5	4232	113.42	2.06	9.23	143.89	2683.09	2.68

Tabella 36- Risparmio annuo di emissioni

Per avere un'idea quali-quantitativa della reale diminuzione delle emissioni attribuite al traffico veicolare dovuta alla realizzazione dell'impianto a osmosi inversa, si faranno due confronti diversi.

Un primo confronto può essere fatto tra le emissioni annuali da S.A.Ba.R e quelle risparmiate grazie all'impianto a osmosi inversa combinato con l'impianto con trattamento c/f e biologico.

EMISSIONI TOTALI ANNUE - AUTOMEZZI (t)			
	2018	2019	2020
EMISSIONI DI CO₂	672.34	863.84	876.43
EMISSIONI DI NOx	3.68	4.72	4.78
EMISSIONI DI SO₂	0.00320	0.00409	0.00415
EMISSIONI DI PM10	0.180	0.231	0.234
RIFIUTI RACCOLTI	61'721.86	62'634.74	60'192.94
RAPPORTO EMISSIONI/ RIFIUTI RACCOLTI	0.011	0.014	0.015

Tabella 37- Emissioni annuali emesse dagli automezzi di S.A.Ba.R

EMISSIONI TOTALI ANNUE - DISCARICA (t)			
	2018	2019	2020
EMISSIONI DI CO₂	8'902	7'933.75	7105.35
EMISSIONI IN ATMOSFERA NO₂ E MATERIALE PARTICELLARE	14.13	14.06	15.30
TOTALE EMISSIONI	8'916.13	7'947.81	7'120.65
RIFIUTI SMALTITI IN DISCARICA	41'525.325	9'900.000	14'584.210
RAPPORTO EMISSIONI/RIFIUTI SMALTITI	0.215	0.803	0.488

Tabella 38– Emissioni annuali della discarica di S.A.Ba.R

Le emissioni annue prodotte dalle autobotti utilizzate per il trasporto del percolato rispetto alle emissioni complessive di S.A.Ba.R rappresentano una quota trascurabile, visto che S.A.Ba.R possiede circa 40 veicoli attivi tutto l'anno, ma abbattele rappresenta un primo passo per migliorare la propria performance ambientale.

Un secondo confronto può essere fatto con la CO₂ assorbita da specie arboree: Prendendo come ipotesi un'essenza arborea di media dimensioni che ha raggiunto la propria maturità e che vegeta in un clima temperato, assorbe in media circa 25 kg di CO₂ all'anno.

Per compensare l'emissione annuale diretta di CO₂ dai mezzi per il trasporto di percolato sarebbe necessario piantare circa 685 specie arboree. Con il funzionamento dell'impianto ad osmosi inversa e quindi una riduzione conseguente dei trasporti (senza tenere in considerazione l'impatto dell'impianto a osmosi inversa che si ipotizza comparabile con l'impatto degli impianti di trattamento di Mancasale e Casalmaggiore), per compensare la CO₂ annuale diretta sarebbero necessarie 253 piante.

CONCLUSIONI

Le ricerche condotte durante il tirocinio curriculare oggetto del presente elaborato di tesi hanno avuto come oggetto l'analisi di due impianti di trattamento del percolato da discarica all'interno dell'azienda S.A.Ba.R Servizi S.r.l.

L'impianto a osmosi inversa, che va a trattare il percolato tal quale, è risultato essere un ottimo investimento per l'azienda per vari motivi, tra cui i più importanti:

- Permette di sversare il permeato prodotto in acque superficiali;
- Le previsioni indicano un utile a livello economico rispetto allo smaltimento del percolato tal quale in impianti esterni;
- L'impianto è costituito da un unico container compatto con controllo da remoto;
- Diminuzione di circa il 65% dei viaggi dei camion idonei al trasporto del percolato con conseguente diminuzione degli inquinanti emessi.

A differenza dell'impianto sopra descritto, l'impianto che combina i trattamenti chimico/fisico e biologico, per il trattamento del solo percolato concentrato in uscita dall'impianto a osmosi inversa, presenta alcune criticità:

- Anche se con questo impianto si raggiunge il fango solido, il costo di realizzazione e di gestione dell'impianto è troppo elevato e non giustificano per i volumi di percolato da trattare;
- Il permeato prodotto può solo essere sversato in fognatura con relativo costo rispetto alle acque superficiali
- L'impianto è di difficile collocazione all'interno dell'azienda per le sue grandi dimensioni e necessita di un operatore fisso per il controllo dei processi.

Anche se per questi motivi risulta non conveniente, questa tipologia di impianto rimane una soluzione tecnicamente ottima ed economicamente conveniente per il trattamento di percolato concentrato in uscita da un impianto a osmosi inversa ed qualora si abbiano elevati quantitativi di percolato da trattare.

È importante sottolineare l'impegno che l'azienda S.A.Ba.R Servizi S.r.l. mostra verso un futuro sempre più sostenibile: con l'impianto a osmosi inversa, oltre ad un ritorno economico, si ha l'abbattimento delle emissioni delle autobotti che trasportano il percolato.

Al giorno d'oggi è di vitale importanza considerare le emissioni e cercarle di ridurle anche prestando attenzione all'aumento dei costi delle emissioni di CO₂: 90,00 €/tonnellata

Infine, anche se la riduzione di emissioni dovute alle minori movimentazioni è un piccolissimo contributo verso l'ambiente, dobbiamo ricordare che l'insieme di tutte queste piccole emissioni contribuiscono alle emissioni globali del nostro pianeta ed è nostro dovere cercare di ridurle per un futuro più sostenibile.

BIBLIOGRAFIA

- Relazione annuale 2020 di S.A.Ba.R. Spa Servizi S.r.l
- Dichiarazione ambientale 2020 di S.A.Ba.R. Spa e Servizi S.r.l
- Documenti e foto risalenti alla formazione della discarica gestita da S.A.Ba.R. Servizi S.r.l
- Appunti e dispense del prof. Giuseppe Sicuri

SITOGRAFIA

- <https://www.eea.europa.eu/publications/emep-eea-guidebook-2019>
- <https://www.sendeco2.com/it/prezzi-co2>
- https://it.wikipedia.org/wiki/Osmosi_inversa
- <https://fettransp.isprambiente.it/#/>
- <https://it.wikipedia.org/wiki/Anammox>

