



Reattori anaerobici a letto di fango psicrofilo con flusso ascendente (UASB)

Luigi Fanizzi, Ecoacque® - email: info@ecoacque.it

L'uso di reattori UASB (acr. Upflow Anaerobic Sludge Blanket), per il trattamento delle acque reflue domestiche, con biomasse psicrofile (p. obbligate e/o facoltative: 10 °C ÷ 25 °C), è già una realtà nei paesi tropicali, in particolare, in Brasile, Colombia ed India. Processualmente messo a punto negli anni '70 (G. Lettinga e J.N. Vincken, 1980), il successo, esperito, oggi, in questi paesi, è la chiara indicazione della forte potenzialità, di questa particolare tipologia di reattori, per il trattamento delle acque reflue domestiche. Il processo anaerobico, con reattori UASB, presenta diversi vantaggi, rispetto ai processi aerobici convenzionali, soprattutto se applicati in luoghi con clima temperato caldo (temperatura media del mese più freddo > 10 °C; M. Pinna, 1977).

- alta concentrazione e buone caratteristiche di disidratabilità dei fanghi di supero.

Anche se i reattori UASB presentano molti vantaggi, ci sono ancora alcuni svantaggi o limitazioni, quali:

- possibilità di rilascio di odori molesti;
- bassa capacità del sistema a tollerare carichi tossici;
- lungo intervallo di tempo necessario per l'avvio del sistema;
- necessità di una fase di post-trattamento.

In situazioni in cui le acque reflue provengono da insediamenti residenziali e derivino, prevalentemente, dal metabolismo umano e da attività domestiche, la presenza di composti di zolfo e sostanze tossiche, di solito, avviene a livelli molto bassi, essendo, ben gestiti dal sistema di trattamento. Se ben progettato, costruito e gestito, il sistema non presenta particolari problemi legati al rilascio di odori molesti ovvero a disfunzioni processuali dovute alla presenza di sostanze e/o composti tossici e/o inibitori. L'avvio del sistema può essere lento (variabile da 4 a 6 mesi), ma solo in situazioni in cui non si sia usato fango d'inoculo.

Recentemente, con l'utilizzo di metodologie di "start-up" ben strutturate e la creazione di adeguate procedure operative, sono stati raggiunti significativi progressi volti a ridurre il periodo di avviamento degli impianti, minimizzando i problemi operativi legati a questa fase. In situazioni, in cui sono state usate piccole quantità di fanghi d'inoculo (meno del 4 % del volume del reattore), si è registrata (C.A.L. Chernicharo et Al., 2001) una riduzione, del periodo di avviamento, da 2 a 3 settimane. In ogni caso, la qualità della biomassa, che si sviluppa nel sistema, dipende da un'adeguata procedura operativa e, di conseguenza, dalla stabilità e dall'efficienza del processo di trattamento. Tuttavia, a parte i grandi vantaggi dei reattori UASB, la qualità dell'effluente prodotta, di solito, non è conforme ai valori limite di emissione, previsti per gli scarichi, dalla normativa vigente, in materia di tutela delle acque dall'inquinamento (D. Lgs. 3 aprile 2006, n. 152 e s.m.i.).

Principi del processo

Il reattore UASB viene avviato, inizialmente, inoculando una quantità sufficiente di fanghi anaerobici e la sua alimentazione, a basso tasso, avviene, subito dopo, in modalità di flusso ascendente. Questo periodo iniziale è indicato come "start-up" del sistema, essendo la fase più importante del funzionamento del reattore. Il tasso di alimentazione del reattore deve essere progressivamente aumentato, secondo la risposta del sistema. Dopo alcuni mesi di funzionamento, un letto altamente concentrato di fanghi (dal 4% al 10%, cioè da 40 a 100 gSST/L), si sviluppa in prossimità del fondo del reattore. Il fango è molto denso e presenta eccellenti caratteristiche di sedimentabilità. Lo sviluppo di fango granulare (con diametri compresi tra 1 mm e 5 mm) può verificarsi, in maniera più o meno accentuata, a seconda della natura dei fanghi d'inoculo, delle caratteristiche del refluo, del pH e delle condizioni idrauliche operative del reattore (R.E. Speece, 1996). Una zona di crescita batterica più dispersa, di fanghi cosiddetti di copertura (cd blanket), si sviluppa sopra il letto dei fanghi granulari, con solidi che si presentano in concentrazioni inferiori e con velocità di sedimentazione più basse. La concentrazione dei fanghi, in questa zona, è di solito compresa tra l'1% e

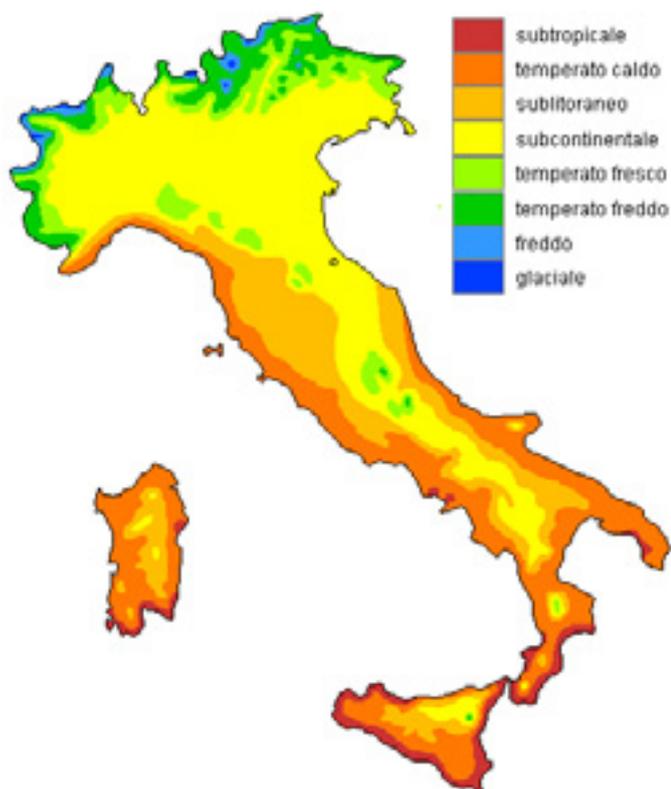


Figura 1 – Carta climatologica d'Italia.

In tali condizioni, infatti, un siffatto sistema, può presentare le seguenti peculiarità:

- sistema compatto, con bassi ingombri e consumi di suolo;
- bassi costi di costruzione e di esercizio;
- bassa produzione di fanghi;
- basso consumo energetico (solo per la stazione di pompaggio dell'influente, quando necessario);
- soddisfacenti efficienze di rimozione del COD e del BOD, pari, rispettivamente, all' 80 % ed al 90 %;

il 3%. Il sistema è automiscelato dal movimento del flusso ascendente delle bolle di biogas e dal flusso, del liquido, attraverso il reattore. Durante l'avvio del sistema, quando la produzione di biogas è solitamente bassa, alcune forme di ulteriore miscelazione, come il ricircolo di gas ovvero dell'effluente, possono diventare necessarie. Il substrato viene così rimescolato in tutti i suoi strati ossia su tutto il letto e su tutta la coltre di fango di copertura. Il fango viene rimescolato dal movimento del flusso ascendente delle bolle di gas e, nella parte superiore del reattore, è installato un separatore trifase (gas, solidi e liquidi) e del materiale di riempimento (m. plastico a canali paralleli od incrociati; vedi **Figura 3**), necessari affinché si abbia una migliore separazione dei solidi nel sistema ed una minore perdita di fanghi dal reattore. Intorno e sopra il separatore trifase, c'è una camera di sedimentazione, dove il fango, più pesante, viene rimosso dalla massa liquida e restituito al vano di digestione inferiore, mentre le particelle più leggere lasciano il sistema con l'effluente finale (vedi **Figura 2**). L'installazione del separatore trifase, del gas, dei solidi e dei liquidi, garantisce il ritorno dei fanghi e l'elevata capacità di ritenzione di grandi quantità di biomassa ad alta attività, senza necessità di alcun altro tipo di supporto. Come risultato, il reattore UASB, presenta un alto tempo di residenza dei solidi (età del fango), molto più elevato rispetto ai tempi di detenzione idraulici, che è una caratteristica dei sistemi anaerobici ad alto tasso. L'età dei fanghi nei reattori UASB, superano, solitamente, i 30 giorni, il che porta alla stabilizzazione dei fanghi di supero, rimossi dal sistema (C.A.L. Chernicharo, 2007). Il reattore UASB è in grado di sopportare elevati tassi di carico organico e la grande differenza, rispetto ad altri reattori, dello stesso genere, sono la sua semplicità costruttiva ed i bassi costi operativi.

I principi più importanti, che regolano il funzionamento dei reattori UASB, sono:

- il flusso verso l'alto deve assicurare un contatto massimo tra la biomassa ed il substrato;
- cortocircuiti devono essere evitati, per consentire tempi di ritenzione sufficiente per la degradazione della sostanza organica;
- il sistema deve avere un dispositivo, ben progettato, in grado di separare, adeguatamente, biogas, liquidi e so-

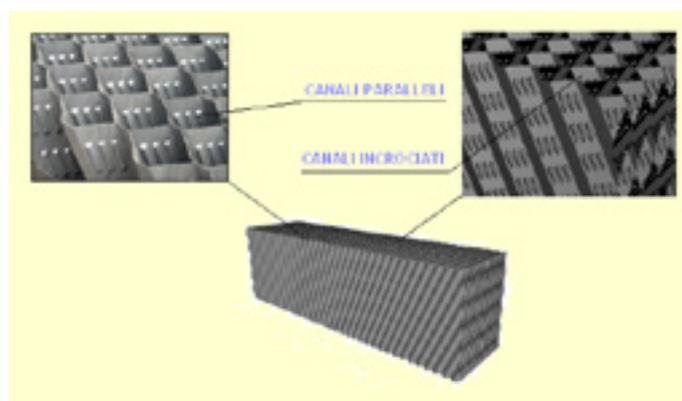


Figura 3 - Particolare dei corpi plastici di riempimento (ECOACQUE®).

lidi, rilasciando i primi due e consentendo il mantenimento dell'ultimo;

- i fanghi devono essere ben adattati, con alta attività specifica metanogenica ed eccellenti capacità di sedimentazione. Il fango, possibilmente, deve essere granuloso, in quanto questo tipo di fango, una volta formato, presenta caratteristiche molto migliori di quelle dei fanghi flocculenti.

Criteri di progettazione

Uno degli aspetti applicativi più importanti, del processo anaerobico, dei reattori UASB, è la sua capacità di sviluppare, e mantenere alta, l'attività di fanghi di ottime caratteristiche di sedimentabilità. A tal fine, occorre adottare diverse misure in relazione alla progettazione ed il funzionamento del sistema. I principali criteri di progettazione di reattori di trattamento per reflui di natura organica, sia domestici che industriali, assimilabili ai domestici, sono presentati qui di seguito.

(A) Carico idraulico volumetrico e tempo di ritenzione idraulica

Il carico idraulico volumetrico, è la quantità (volume) di acque reflue applicata, quotidianamente, al reattore, per unità di volume.

$$VHL = \frac{Q}{V}$$

dove:

VHL = Carico idraulico volumetrico [$m^3/(m^3 \cdot d)$];

Q = Portata [m^3/d];

V = Volume totale del reattore [m^3].

Il tempo di ritenzione idraulica, è il reciproco del carico idraulico volumetrico:

$$t = \frac{1}{VHL} \text{ o } t = \frac{V}{Q}$$

con

t = tempo di detenzione idraulica [d].

Studi sperimentali hanno dimostrato che il carico idraulico volumetrico, non deve superare il valore di $5,0 m^3/m^3 \cdot d$, che equivale ad un tempo minimo, di detenzione idraulica, di 4,8 ore. Il dimensionamento di reattori, con elevati valori di carico idraulico (o tempi di detenzione idraulici inferiori) può essere dannoso per il funzionamento del sistema, in relazione ai seguenti principali aspetti:

- eccessiva perdita di biomassa, che viene dilavata con l'effluente, a causa delle elevate velocità del flusso, verso l'alto, risultanti negli scomparti di digestione e decantazione;
- ridotto tempo di ritenzione dei solidi (età del fan-

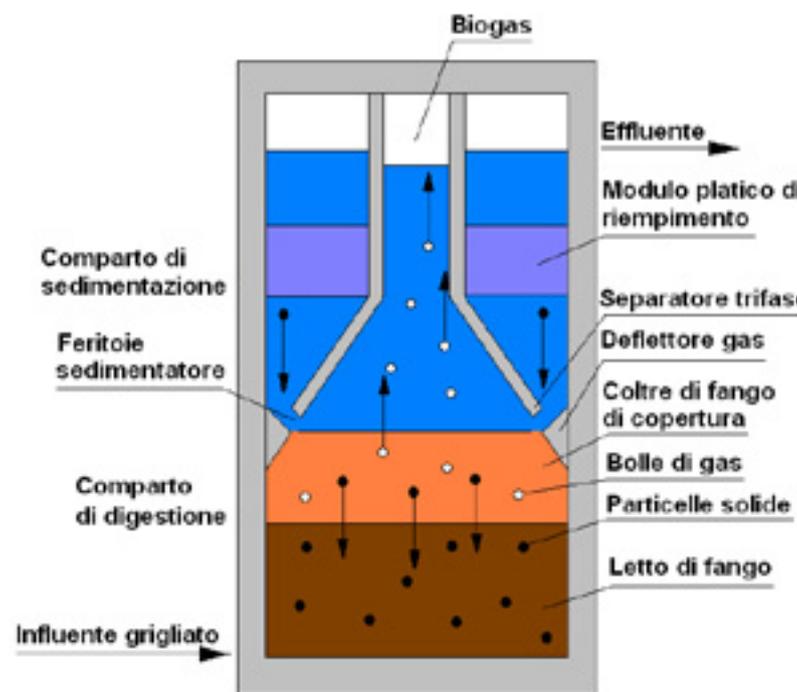


Figura 2 - Schema di un reattore anaerobico UASB.

go) e, di conseguenza, una diminuzione del grado di stabilizzazione dei solidi;

- possibilità di disfunzioni, nel sistema, una volta che il tempo di permanenza della biomassa, diventa più breve, rispetto al suo tasso di crescita.

Come indicato, in precedenza, il parametro del tempo di detenzione idraulico (t) è di fondamentale importanza, in quanto è direttamente correlato alla velocità del processo di digestione anaerobica che, a sua volta, dipende dalle dimensioni del reattore. Per temperature medie, intorno ai 20 °C, il tempo di detenzione idraulico può variare da 6 ore (25 °C) a 16 ore (15 °C), a seconda, anche, del tipo di acque reflue. Studi, su scala pilota, con reattori operanti ad una temperatura media di 25 °C ed alimentati con acque reflue domestiche, con alcalinità relativamente elevata, hanno dimostrato che un tempo di detenzione idraulico di 4 ore, non ha influenzato le prestazioni di questi reattori ovvero la loro stabilità operativa. Tempi di ritenzione idraulica da 8 a 10 ore, considerando la portata media giornaliera, possono essere adottati per il trattamento di acque reflue domestiche, ad una temperatura di circa 20 °C. Il tempo di detenzione, per la portata massima, non deve essere inferiore a 4 ore, i picchi massimi di flusso, inoltre, non devono essere più prolungati di 4 ÷ 6 ore. La Tabella 1, presenta alcune linee guida per stabilire il tempo di detenzione idraulica più appropriato per il dimensionamento di reattori UASB, che trattano scarichi domestici (adattamento da G. Lettinga e L.W. Hulshoff Pol, 1991). Conoscendo la portata influente (Q) ed ipotizzando, così, nel dimensionamento, un certo tempo di detenzione idraulico (t), il volume del reattore (V) può essere calcolato dalla seguente equazione:

$$V = Q \cdot t$$

(B) Carico organico

Il carico organico volumetrico è definito come la quantità (massa) di materia organica applicata, quotidianamente, al reattore, per unità di volume:

$$L_v = \frac{Q \cdot S_o}{V}$$

dove:

L_v = carico organico volumetrico (kgCOD/m³ · d);

Q = portata (m³/d);

S_o = concentrazione del substrato influente (kgCOD/m³);

V = volume totale del reattore (m³).

Nel caso di effluenti industriali ad elevata concentrazione di materia organica, dati di letteratura riportano carichi organici estremamente elevati, applicati con successo ad impianti pilota (45 kgCOD/m³·d), anche se i carichi organici, adottati nella progettazione di impianti, in scala reale sono stati, di regola, inferiori a 15 kgCOD/m³ · d. Per tali effluenti, il carico organico volumetrico da applicare è ciò che definisce il volume del reattore. Inerentemente ad acque reflue domestiche, con una concentrazione di materia organica, relativamente bassa (inferiore, in genere, a 1000 mgCOD /L), il carico organico volumetrico, da applicare, è molto più basso, e varia da 1 ÷ 3 kgCOD/m³ · d (15 °C ÷ 20 °C) a 3 ÷ 4 kgCOD/m³ · d (20 °C ÷ 25 °C); valori

Temperatura acque reflue (°C)	Tempo idraulico di detenzione (h)	
	Media giornaliera	Picco (durata 4 a 6 ore)
15	> 14	> 9
16 a 19	> 10 a 14	> 7 a 9
20 a 26	> 6 a 9	> 4 a 6
27	> 6	> 4

Tabella 1 – Tempi di detenzione idraulici consigliati per reattori UASB trattanti acque reflue domestiche.

Temperatura acque reflue (°C)	Carico biologico (kgCOD/m ³ · d)
15 ÷ 20	1 ÷ 3
20 ÷ 25	3 ÷ 4
25 a 30	4 ÷ 10
30 ÷ 35	10 ÷ 14

Tabella 2 – Tassi di carico organico consigliati per reattori UASB che trattano acque reflue domestiche.

più alti di 10 kgCOD/m³ · d danno luogo a carichi idraulici eccessivi e, di conseguenza, a velocità di flusso, verso l'alto, eccessive. In questo caso, il reattore deve essere progettato considerando il carico idraulico volumetrico (vedi Tabella 2; adattamento da G. Lettinga e L.W. Hulshoff Pol, 1991, op. cit.).

(C) Tasso di carico organico o biologico (carico del fango)

Il tasso di carico organico o del fango, si riferisce alla quantità (massa) di materia organica, applicata giornalmente al reattore, per unità di biomassa presente:

$$L_s = \frac{Q \cdot S_o}{M}$$

dove:

L_s = tasso di carico biologico o del fango (kgCOD/kgSSV · d);

Q = portata media influente (m³/d);

S_o = concentrazione del substrato influente (kgCOD/m³);

M = massa dei microrganismi presenti nel reattore (kgSSV/m³).

La letteratura suggerisce che il carico biologico iniziale, durante l'avviamento di un reattore anaerobico deve variare da 0,05 e 0,15 kgCOD/kgSSV · d, a seconda del tipo di effluente da trattare. Questi carichi dovrebbero essere gradualmente aumentati, secondo l'efficienza del sistema. Il massimo tasso di carico organico dipende dall'attività metanogenica dei fanghi. Per scarichi domestici, l'attività metanogenica varia, solitamente, da 0,3 a 0,4 kgCOD/kgVS · d, e rappresenta, dunque, il limite per il carico organico. Recenti sperimentazioni, con reattori UASB, trattanti liquami domestici hanno indicato che l'applicazione di carichi biologici, fino a 0,5 kgCOD/kgVS · d, durante l'avvio degli stessi, non ha danneggiato la stabilità del processo, in termini di pH ed acidi grassi volatili (C.A.L. Chernicharo, 2007, op. cit.).

(D) Velocità di flusso ascendente ed altezza del reattore

La velocità di flusso ascendente del liquido, è calcolata dal rapporto tra la portata influente e la sezione trasversale del reattore, come segue:

$$v = \frac{Q}{A}$$

dove:

v = velocità di flusso ascendente (m/h); Q = portata (m³/h);

A = area della sezione trasversale del reattore, in questo caso la superficie (m²) o, in alternativa, dal rapporto tra l'altezza ed il tempo di detenzione idraulica:

$$v = \frac{Q \cdot H}{V} = \frac{H}{t}$$

dove:

H = altezza del reattore (m).

La velocità massima, del flusso ascendente, nel reattore, dipende dal tipo di fanghi presenti e dai carichi applicati. Per i reattori funzionanti con fanghi flocculenti e tassi di carico organici che vanno da 5,0 a 6,0 kgCOD/

Portata influente	Velocità di UpFlow (m/h)
Portata media	0,5 ÷ 0,7
Portata massima	< 0,9 ÷ 1,1
Portata di picco temporanea (*)	< 1,5

(*) Picchi di portata della durata di 2 a 4 ore.

Tabella 3 – Velocità consigliate per reattori UASB che trattano acque reflue domestiche.

m³.d, le velocità medie di upflow, dovrebbero ammontare a circa 0,5 ÷ 0,7 m/h ora (vedi **Tabella 3**). Picchi temporanei, fino a 1,5 ÷ 2,0 m/h, possono essere tollerati per 2 o 4 ore. Per i reattori in funzione, con fanghi granulari, le velocità di upflow possono essere significativamente più alte e pari a 10 m/h. Per il trattamento di acque reflue domestiche, le velocità di upflow, raccomandate, sono presentate nella **Tabella 3** (adattata da Lettinga e Hulshoff Pol, 1991, op. cit.).

Una stretta relazione, tra la velocità di flusso ascendente, l'altezza del reattore ed il tempo di ritenzione idraulica, può essere verificata nella precedente equazione. Per le velocità di upflow (v) ed i tempi di detenzione idraulici (t), di cui ai summenzionati valori consigliati per la progettazione di reattori UASB, trattanti acque reflue domestiche (v solitamente inferiore a 1,0 m/h per Q_{media} e t compreso tra 6 e 10 ore per temperature che variano tra i 20 °C e 26 °C), la profondità degli stessi dovrebbe essere compresa tra un minimo di 3 m ed un massimo di 6 m (Metcalf & Eddy, 2006).

(E) Efficienza del reattore UASB

Ad oggi, l'efficienza dei reattori UASB è stimata, principalmente, attraverso relazioni empiriche, ottenute da risultati sperimentali di sistemi in esercizio, di reattori UASB, in scala reale, operanti nell'intervallo di temperatura compresa tra 20 °C e 27 °C (concentrazione media del fango ≥ 25 gSSV/L), con un COD influente tra 300 e 1.400 mg/L ed BOD influente tra 150 e 850 mg/L. Si è notato che le efficienze di rimozione del COD e del BOD sono, sostanzialmente influenzate dal tempo di detenzione idraulico dell'impianto, e variano dal 40 al 80 % per la rimozione COD e dal 45 al 90 % per la rimozione BOD. Queste relazioni empiriche consentono di stimare le efficienze di rimozione, in termini di COD e BOD di reattori UASB trattanti di acque reflue domestiche in condizioni tropicali (temperature delle acque reflue comprese tra 20 °C e 27 °C), in funzione del tempo di detenzione idraulica (D.J. Batstone et Al., 2002).

$$E_{COD} = 1 - (0,68 \cdot t^{-0,35})$$

dove:

E_{COD} = efficienza del reattore UASB, a T = 22,5 °C, in termini di rimozione del COD (%);
 t = tempo di ritenzione idraulica (h);
 0,68 = costante empirica;
 0,35 = costante empirica.

$$E_{BOD} = 1 - (0,70 \cdot t^{-0,50})$$

dove:

E_{BOD} = efficienza del reattore UASB, a T = 22,5 °C, in termini di rimozione del BOD (%);
 t = tempo di detenzione idraulica (h);
 0,70 = costante empirica;
 0,50 = costante empirica.

(F) Stima delle concentrazioni di COD e BOD nell'effluente finale

Dalle efficienze previste per il sistema, la concentrazione di COD e BOD nell'effluente finale può essere calcolata

come segue:

$$C_{effl} = S_0 - (E_T - S_0)$$

dove:

C_{effl} = concentrazione totale, dell'effluente, in termini di COD o BOD (mg/L);
 S₀ = concentrazione totale dell'influente, in termini di COD o BOD (mg/L);
 E_{22,5} = efficienza di rimozione del reattore UASB, a T °C, in termini di COD o BOD (%)
 E_T = 1 - (1 - E_{22,5}) · 1,03^(22,5 - T °C) efficienza del processo alla temperatura T °C (≤ 22,5 °C).

(G) Stima delle concentrazioni di N e P totale nell'effluente finale

Per tempi di ritenzione idraulica, maggiori di 4 ore e con buona chiarificazione, nel comparto di sedimentazione, la rimozione di N e P totali, nell'effluente finale può essere stimata, empiricamente, come segue (L. Fanizzi, 2006):

$$N_{em} = N_o \cdot (1 - 0,20)$$

e

$$N_{em} = P_o \cdot (1 - 0,15)$$

dove:

N_o = concentrazione dell'influente, in termini di N totale (mg/L);
 P_o = concentrazione dell'influente, in termini di P totale (mg/L);

(H) Stima della concentrazione di SS nell'effluente finale

La concentrazione dei solidi sospesi, nell'effluente finale, da reattori UASB, dipende da una serie di fattori, tra cui:

- la concentrazione e le caratteristiche di sedimentazione del fango presente nel reattore;
- la frequenza di spurgo dei fanghi e l'altezza del letto granulare e della coperta fangosa (blande), nel reattore;
- le velocità attraverso le aperture del comparto di sedimentazione;
- la presenza di schiuma nei setti del vano di sedimentazione;
- l'efficienza di separazione del gas, dei solidi e del liquido;
- i tassi di carico ed i tempi di detenzione idraulica, nella digestione e nella sedimentazione.

In assenza di studi analitici relativi, condotti in modo sistematico, la concentrazione di solidi, nell'effluente è espressa, empiricamente, tenendo conto del solo il tempo di detenzione idraulica nel sistema (C.A.L. Chernicharo, 2007, op. cit.):

$$SS = 102 \cdot t^{-0,24}$$

dove:

SS = effluente concentrazione dei solidi sospesi (mg/L);
 t = tempo di ritenzione idraulica (h);
 102 = costante empirica;
 0,24 = costante empirica.

(I) Valutazione della produzione di biogas

La produzione di biogas, può essere valutata stimando il carico, in termini di COD, influente al reattore, che viene convertito in gas metano. In maniera semplificata, la quota di COD, convertita in gas metano, può essere determinata, dalla seguente equazione:

$$COD_{CH4} = Q \cdot (S_0 - S) - Y_{obs} \cdot Q \cdot S_0$$

dove:

COD_{CH4} = Carico di COD convertito in metano (kgCOD_{CH4}/d);
 Q = portata influente media (m³/d);



S_o = concentrazione di COD influente (kgCOD/m³);
 S = concentrazione di COD effluente (kgCOD/m³);
 Y_{obs} = coefficiente di produzione di solidi, nel sistema, in termini di COD (0,11 ÷ 0,23 kgCOD_{sludge}/ kgCOD_{appl.}).

La massa di metano (kgCOD_{CH₄}/d), può essere convertita in produzione volumetrica (m³CH₄/d) utilizzando la seguente equazione (C.A.L. Chernicharo, 2007, op. cit.):

$$Q_{CH_4} = \frac{COD_{CH_4}}{K(t)}$$

dove:

Q_{CH_4} = produzione volumetrica di metano (m³/d);
 $K(t)$ = fattore di correzione per la temperatura di esercizio del reattore (kgCOD/m³).

$$K(t) = \frac{P \cdot K_{COD}}{R \cdot (273 + T)}$$

dove:

P = pressione atmosferica (1 atm);
 K_{COD} = COD corrispondente ad una mole di CH₄ (64 gCOD/mole);
 R = costante dei gas (0,08206 atm · L/mole · °K);
 T = temperatura operativa del reattore (°C).

Una volta ottenuta la produzione teorica di metano, la produzione totale di biogas può essere ottenuta stimando il contenuto di metano previsto. Per il trattamento di acque reflue domestiche, la frazione di metano, nel biogas, varia, solitamente, da 70 % a 80 %.

(L) Produzione di fanghi

La stima della massa di fanghi, prodotta in reattori UASB, può essere fatta attraverso la seguente equazione (C.A.L. Chernicharo, 2007, op. cit.):

$$P_s = Y \cdot COD_{app}$$

dove:

P_s = Produzione di solidi nel sistema (kgSST/d);
 Y = coefficiente di rendimento o di produzione dei solidi (kgSST/kgCOD_{app});
 COD_{app} = Carico di COD applicato al sistema (kgCOD/d).

I valori di Y , riportati per il trattamento anaerobico dei liquami domestici, sono dell'ordine di 0,10 ÷ 0,20 kgSST/kgCOD_{app}.

La stima della produzione dei fanghi volumetrica, può essere effettuata con la seguente equazione:

$$V_s = \frac{P_s}{\gamma \cdot \left(\frac{C_s}{100}\right)}$$

dove:

V_s = produzione volumetrica dei fanghi (m³/d);
 γ = densità del fango (di solito dell'ordine di 1.020 ÷ 1.040 kg/m³);
 C_s = concentrazione di solidi nel fango (%).

(M) Tempo di residenza cellulare

Il tempo medio di residenza cellulare o età del fango, è dato dal rapporto fra la massa totale di biomassa (fango) presente all'interno del reattore UASB e la massa di fango evacuata (cd. spurgo), giornalmente, dallo stesso. In assenza di correnti di ricircolo, la corrente effluente rappresenta, anche, la corrente di spurgo e, pertanto, l'età del fango è esprimibile secondo la relazione:

$$STR = \frac{V \cdot C_s}{Q \cdot C_{se}}$$

dove:

STR = età del fango [d];
 V = volume del reattore [m³];
 C_s = concentrazione di biomassa nel reattore [kg/m³];
 Q = portata effluente [m³/d];
 C_{se} = concentrazione di biomassa nell'effluente [kg/m³].

Esempio

Ad esemplificazione di quanto teoricamente esposto, si riporta, di seguito, il progetto di un reattore UASB, per il trattamento di acque reflue domestiche, preventivamente grigliate, funzionante con flusso ascendente e biomassa psicofila (10 °C ÷ 20 °C), sulla base dei seguenti dati:
Popolazione servita: $P = 200$ Abitanti Equivalenti;;
Portata media influente: $Q = 40$ m³/d ($\cong 1,67$ m³/h);
Portata massima influente: $Q_P = 3,34$ m³/h (picco orario 4 h/24 h);
Concentrazione idrogenionica media: $pH = 7,0$;
Concentrazione media SST influente: $SST_o = 300$ mg/L;
Concentrazione media COD influente: $S_o = 650$ mg/L
Concentrazione media BOD5 influente: $S_o = 300$ mg/L
Concentrazione media N influente: $N_o = 60$ mg/L
Concentrazione media P influente: $P_o = 10$ mg/L
Concentrazione media solfati SO₄: $SO_4 = 200$ mg/L
Alcalinità media CaCO₃ influente: $CaCO_3 = 250$ mg/L
Temperatura media delle acque reflue: $T \cong 15$ °C (media minima annuale dell'aria: 13 °C/2 + 8 °C);
Coefficiente di rendimento o produzione di solidi: $Y = 0,15$ kgSST/kgCOD_{app}
Coefficiente di produzione di solidi, in termini di COD: $Y_{obs} = 0,17$ kgCOD_{sludge}/kgCOD_{app};
Concentrazione attesa dei fanghi di supero: $C_s = 2,5$ % ($\cong 25$ kg/m³);
Densità del fango: $\gamma = 1,020$ kg/m³.

1. Verifica dei Nutrienti (calcolo del fabbisogno, minimo, di azoto e fosforo richiesto dal sistema):

$N = 0,650$ gCOD/L · $0,10$ gSSV/gCOD · $0,065$ gN/gSST · $1,14$ gSST/gVSS = $0,0048$ gN/L
 $N = 60$ mgN/L > $4,8$ mgN/L
 $P = 0,650$ gCOD/L · $0,10$ gSSV/gCOD · $0,015$ gP/gSST · $1,14$ gSST/gVSS = $0,0011$ gP/L
 $P = 10$ mgP/L > $1,1$ mgP/L

2. Determinazione del rapporto C:N:P:

650 mgCOD/L: $4,8$ mgN/L: $1,1$ mgP/L · C : 200: N : 5: P · 1

3. Verifica della stabilità della concentrazione idrogenionica (pH)

Si determina l'alcalinità, espressa come mgCaCO₃/L, richiesta per mantenere un pH > 6, nel processo anaerobico, a biomassa sospesa, a $T = 15$ °C, in presenza del 25% di CO₂ nel gas sovrastante il liquame. La concentrazione di H₂CO₃ (acido carbonico), viene determinata mediante la legge di Henry (con costante, a 15 °C, $H_{15\text{°C}} = 1245$) e la pressione parziale della CO₂ (anidride carbonica), nell'atmosfera, a contatto con il liquido:

$$\chi_{H_2CO_3} = P_g/H_{15\text{°C}} = (1 \text{ atm}) \cdot (0,25)/(1245) = 2,008 \cdot 10^{-4}$$

Dal momento che 1 L di acqua, contiene 55,6 moli [1000 g/ (18 g/mole)], la frazione molare di acido carbonico H₂CO₃ (con, prima costante di dissociazione, a 15 °C: $K_{a15\text{°C}} = 3,80 \cdot 10^{-7}$ moli/L), sarà pari a:

$$2,008 \cdot 10^{-4} = (H_2CO_3)/[(H_2CO_3)+(55,6 \text{ moli/L})]$$

Poiché il numero di moli gas disciolte in 1 L di acqua, risulta largamente inferiore al numero di moli di acqua:

$$(H_2CO_3) \cdot (2,008 \cdot 10^{-4}) \cdot (55,6 \text{ moli/L}) = 11,16 \cdot 10^{-3} \text{ moli/L}$$

La concentrazione di ioni HCO₃⁻ (bicarbonato), richiesta per mantenere il pH ad un valore maggiore di 6 (sei) unità,

risulta pari a:

$$(\text{HCO}_3^-) = [\text{Ka}_{15^\circ\text{C}} \cdot (\text{H}_2\text{CO}_3)] / (\text{H}^+) = (3,80 \cdot 10^{-7} \text{ moli/L} \cdot 11,16 \cdot 10^{-3} \text{ moli/L}) / 10^{-6} = 0,0042 \text{ moli/L}$$

Ossia:

$$(\text{HCO}_3^-) = (0,042 \text{ moli/L}) \cdot (61 \text{ g/moli}) \cdot (103 \text{ mg/g}) = 256 \text{ mg/L}$$

onde la quantità di alcalinità, richiesta dal sistema, è pari a:

$$\text{equivalenti di } \text{HCO}_3^- = (0,256 \text{ g/L}) / (61 \text{ g/eq}) \cdot 0,0042 \text{ eq/L}$$

$$1 \text{ eqCaCO}_3 = \text{PM}/2 = (100 \text{ g/moli})/2 = 50 \text{ gCaCO}_3/\text{eq}$$

$$\text{Alcalinit\`a come } \text{CaCO}_3 = (0,0042 \text{ eq/L}) \cdot (50 \text{ g/eq}) \cdot (103 \text{ mg/g}) = 210 \text{ mgCaCO}_3/\text{L} < 250 \text{ mgCaCO}_3/\text{L}$$

Il saldo è positivo (pH stabile > 6 unità, senza alcun apporto, giornaliero, di reagenti chimici alcalinizzanti, come il bicarbonato di sodio: $250 - 210 = 40 \text{ mg/L} \Rightarrow 40 \text{ g/m}^3 \cdot 40 \text{ m}^3/\text{d} \cdot 0,001 \text{ Kg/g} = 1,60 \text{ kgCaCO}_3/\text{d}$ apporto giornaliero).

4. Calcolo del carico medio affluente:

$$\text{COD } (L_0) = S_0 \cdot Q = 0,650 \text{ kgCOD/m}^3 \cdot 40 \text{ m}^3/\text{d} = 25 \text{ kgCOD/d}$$

5. Adozione del pi\`u opportuno valore temporale di detenzione idraulica:

Per il tempo di ritenzione o residenza idraulica (t), si adotta un valore: $t = 15 \text{ h} > 14 \text{ h}$ (secondo la **Tabella 1**).

$$V = Q \cdot t = 1,67 \text{ m}^3/\text{h} \cdot 16 \text{ h} = 25,05 \text{ m}^3$$

Volendo adottare un numero (N) di reattori modulari: $N = 3$ (vedi **Figura 4**); aventi, ciascuno, un volume utile $V_u = V/N = 8,35 \text{ m}^3$ funzionanti in parallelo ed adottando, per l'altezza dei reattori, un valore minimo $H_w = 3,20 \text{ m} > 3 \text{ m}$ (in accordo col p.to D). Il valore dell'area di ciascun modulo varr\`a:

$$A = V_u/H_w = 8,35/3,2 = 2,61 \text{ m}^2$$

Si adottano reattori circolari di diametro $D_R = 2 \text{ m}$ ($A = 3,14 \text{ m}^2 \Rightarrow AT = N \cdot A = 3 \cdot 3,14 = 9,42 \text{ m}^2$). Il cui volume totale, corretto, vale: $V_T = A_T \cdot H = 3,20 \text{ m} \cdot 9,42 \text{ m}^2 = 30,14 \text{ m}^3$. I tempi di detenzione idraulica corretti, quindi, valgono rispettivamente:

$$t = V_T/Q = 30,14 \text{ m}^3/1,67 \text{ m}^3/\text{h} = 18,05 \text{ h} > 14 \text{ h}$$
 (sulla portata media oraria)

e



Figura 4 – Particolare costruttivo di un reattore modulare.

$$t = V_T/Q_p = 30,14 \text{ m}^3/3,34 \text{ m}^3/\text{h} = 9,02 \text{ h} > 9 \text{ h}$$
 (sulla portata di punta oraria)

All'interno dei vani sedimentativi, si adotta l'alloggiamento di moduli di riempimento plastico di dimensioni: $1,3 \text{ m} \times 1,3 \text{ m} \times 0,6 \text{ m}$ ($1,014 \text{ m}^3$; $t = 1,04/1,67 = 0,62 \text{ h}$), aventi superficie specifica poco superiore od uguale a $100 \text{ m}^2/\text{m}^3$, densità molto pi\`u elevate dei riempianti, infatti, non farebbero conseguire sensibili miglioramenti nelle prestazioni del sistema (K.H. Song e J.C. Young, 1986). La relazione empirica, utilizzata per stimare le prestazioni di questi mezzi di riempimento sintetici (PVC), sul carico organico (BOD_5), con relativa precisione, quando si utilizzano moduli a flusso incrociato, aventi con una superficie di circa $115 \text{ m}^2/\text{m}^3$ (indice di vuoto 97%), assume la seguente espressione (per $T = 22,5^\circ\text{C}$):

$$E_{\text{BOD}} = 1 - (0,55 \cdot t^{-0,50}) = 0,30$$
 (ossia 30% a $22,50^\circ\text{C}$)

$$E_{\text{BOD}15} = 1 - (1 - E_{\text{BOD}}) \cdot 1,03^{(22,5 - 15^\circ\text{C})} = 1 - (1 - 0,30) \cdot 1,03^{(22,5 - 15^\circ\text{C})} \cdot 0,13$$
 (ossia 13% a 15°C)

7. Verifica dei carichi applicati:

Carico idraulico volumetrico:

$$\text{VHL} = Q/V = 40 \text{ m}^3/\text{d} / 28,3 = 1,41 \text{ m}^3/(\text{m}^3 \cdot \text{d}) < 5 \text{ m}^3/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$$

Carico organico volumetrico:

$$\text{LV} = Q \cdot (S_0/V) = 40 \text{ m}^3/\text{d} \cdot (0,650 \text{ kgCOD/m}^3/28,3 \text{ m}^3) = 0,92 \text{ kgCOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d}) < 1 \text{ kgCOD}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$$

8. Verifica delle velocità di upflow:

Per Q : $v = Q/A = 1,67 \text{ m}^3/\text{h}/9,42 \text{ m}^2 = 0,17 \text{ m/h} < 0,50 \text{ m/h}$
 Per Q_p : $v = Q_p/A = 3,34 \text{ m}^3/\text{h}/9,42 \text{ m}^2 = 0,35 \text{ m/h} < 1,10 \text{ m/h}$
 si può notare che le velocità di upflow, sopra verificate, sono in accordo con i valori indicati nella **Tabella 3**.

9. Stima dell'efficienza del sistema, nella rimozione del COD e del BOD₅:

$$E_{\text{COD}} = 1 - (0,68 \cdot t^{-0,35}) = 1 - (0,68 \cdot 18,05 \text{ h}^{-0,35}) \cdot 0,753$$
 (ossia 75,30 % a $22,50^\circ\text{C}$)

$$E_{\text{BOD}5} = 1 - (0,70 \cdot t^{-0,50}) = 1 - (0,70 \cdot 18,05 \text{ h}^{-0,50}) \cdot 0,835$$
 (ossia 83,50 % a $22,50^\circ\text{C}$)

L'efficienza di trattamento, dei summenzionati substrati, è anche legata alla temperatura operativa, mediante le seguenti espressioni (vedi equazioni p.to F):

$$E_{\text{COD}15} = 1 - (1 - E_{\text{COD}}) \cdot 1,03^{(22,5 - 15^\circ\text{C})} = 1 - (1 - 0,753) \cdot 1,03^{(22,5 - 15^\circ\text{C})} \cdot 0,692$$
 (ossia 69,20 % a 15°C)

$$E_{\text{BOD}15} = 1 - (1 - E_{\text{BOD}}) \cdot 1,03^{(22,5 - 15^\circ\text{C})} = 1 - (1 - 0,835) \cdot 1,03^{(22,5 - 15^\circ\text{C})} \cdot 0,794$$
 (ossia 79,40 % a 15°C)

10. Stima delle concentrazioni di COD, BOD, N, P e SST nell'effluente finale:

$$C_{\text{effCOD}} = S_0 - (E \cdot S_0) = 650 \text{ mg/L} - (0,692 \cdot 650 \text{ mg/L}) \cong 200,2 \text{ mg/L}$$

$$C_{\text{effBOD}5} = S_0 - (E \cdot S_0) = 300 \text{ mg/L} - (0,794 \cdot 300 \text{ mg/L}) \cong 61,8 \text{ mg/L}$$

$$C_{\text{effN}} = S_0 - (E \cdot S_0) = 60 \text{ mg/L} - (0,20 \cdot 60 \text{ mg/L}) = 48 \text{ mg/L}$$

$$C_{\text{effP}} = S_0 - (E \cdot S_0) = 10 \text{ mg/L} - (0,15 \cdot 10 \text{ mg/L}) \cong 8,5 \text{ mg/L}$$

$$C_{\text{effSST}} = 102 \cdot t - 0,24 = 102 \cdot 18,05 - 0,24 = 50,9 \text{ mg/L}$$

Dai risultati ottenuti si evince, palesemente, che per uno scarico in acque superficiali, occorre un affinamento, di miglior finissaggio, operabile con semplice fitodepurazione.



11. Valutazione della produzione di metano:

Oltre il COD degradato, come al p.to precedente, si determina il COD rimosso con il solfato, in qualità di accettore di elettroni, tenendo presente che vengono utilizzati 0,67 gCOD per 1,00 gSO₄ ridotto (S. P. Arceivala, 1998):

$$\text{COD}_{\text{SO}_4} = E_{\text{COD}} \cdot [\text{SO}_4 \text{ g/m}^3] \cdot 0,67 \text{ gCOD/gSO}_4 = 0,692 \cdot 200 \cdot 0,67 = 92,73 \text{ gCOD/m}^3$$

La produzione teorica di metano può essere stimata, quindi, sul quantitativo di COD utilizzato dai batteri metanigeni, secondo la seguente equazione:

$$\text{COD}_{\text{CH}_4} = Q \cdot [(S_0 - \text{Ceffl}_{\text{COD}}) - \text{COD}_{\text{SO}_4} - (Y_{\text{obs}} \cdot S_0)] = 40 \text{ m}^3/\text{d} \cdot [(0,650 - 0,200 \text{ kgCOD/m}^3) - 0,093 \text{ kgCOD/m}^3 - (0,150 \text{ kgCOD}_{\text{sludge}}/\text{kgCOD}_{\text{app}} \cdot 0,650 \text{ kgCOD/m}^3)]$$

$$\text{COD}_{\text{CH}_4} = 10,38 \text{ kgCOD/d}$$

$$K(t) = (P \cdot K_{\text{COD}}) / [R \cdot (273 \text{ }^\circ\text{K} + T)] = (1 \text{ atm} \cdot 64 \text{ gCOD/mol}) / [(0,08206 \text{ atm} \cdot \text{l/mol} \cdot \text{ }^\circ\text{K} \cdot (273+15))]$$

$$K(t) = 2,71 \text{ kgCOD/m}^3$$

$$Q_{\text{CH}_4} = \text{COD}_{\text{CH}_4} / K(t) = 10,38 \text{ kgCOD/d} / 2,71 \text{ kgCOD/m}^3 = 3,83 \text{ m}^3/\text{d}$$

12. Valutazione della produzione di biogas:

La valutazione del biogas, viene effettuata dalla stima della percentuale di metano nel biogas. L'adozione di un contenuto medio di metano del 70 %:

$$Q_g = Q_{\text{CH}_4} / 0,70 = 3,83 \text{ m}^3/\text{d} / 0,70 = 5,47 \text{ m}^3/\text{d}$$

Si può notare, come la produzione metanigena sia, effettivamente, poco significativa.

13. Valutazione della produzione di fanghi e della età del fango

La produzione prevista, per il sistema di trattamento, può essere stimata secondo la seguente equazione:

$$P_s = \gamma \cdot \text{COD}_{\text{app}} = 0,15 \text{ kgSST/kgCOD}_{\text{app}} \cdot 40 \text{ m}^3/\text{d} \cdot 0,650 \text{ kgCOD/m}^3 = 3,90 \text{ kgSST/d}$$

$$V_s = P_s / (\gamma \cdot C_s) = 3,90 \text{ kgSST} / (1020 \text{ kg/m}^3 \cdot 0,025) = 0,15 \text{ m}^3/\text{d}$$

Il tempo di residenza cellulare, infine, è dato dal rapporto:

$$\text{STR} = V \cdot C_s / (Q \cdot \text{Ceffl}_{\text{SST}}) = 30,14 \text{ m}^3 \cdot 25 \text{ kgSST/m}^3 / (40 \text{ m}^3/\text{d} \cdot 0,051 \text{ kgSST/m}^3) \cdot 369 \text{ d} \gg 30 \text{ d}$$

(completa stabilizzazione del fango).

Bibliografia

- [1] C.A.L. Chernicharo, A.C. Van Haandel, L.F. Cybis e E. Forster (2001): "Post treatment of anaerobic effluents in Brazil: state of the art", in Proceedings of the 9th World Congress on Anaerobic Digestion, Technologisch Instituut, IWA, Netherlands Association for Water Management, Antwerp, Belgium;
- [2] C.A.L. Chernicharo (2007): "AAnnaaeerroobbicc reea-accttoorrss", Biological wastewater treatment series, Vol. 4, IWA Published, London, UK;
- [3] G. Lettinga e L.W. Hulshoff Pol (1991): "UASB Process design for various types of wastewaters", Vol. 14, n. 8, Water Science and Technology, IWA Published, London, UK;
- [4] Metcalf & Eddy (2006): "Ingegneria delle acque reflue - Trattamento e riuso", IV Edizione, McGrawHill Companies, Publishing Group Italia, Milano;
- [5] D.J. Batstone, J. Keller, I. Angelidaki, S.V. Kalyuzhnyi, S.G. Pavlostathis, A. Rozzi, W.T.M. Sanders, H. Siegrist, V.A. Vavlin (2002): "AAnnaaeerroobbicc ddiiggeessttloonn mmood-deell NNoo.. 11 ((AADDMM11))", IWA Scientific and Technical Report No 13, IWA Publishing, London, UK;
- [6] L. Fanizzi (2006): "Depurazione biologica avanzata - Teoria e pratica dei processi", Ed. Ranieri, Milano;
- [7] S.J. Arceivala (1998): "Wastewater treatment for pollution control", II Ed., McGrawHill, New Delhi;
- [8] R. E. Speece (1996): "Anaerobic biotechnology for industrial wastewaters", Archae Press, Nashville, TN;
- [9] K.H. Song e J.C. Young (1986): "Media design factor for fixed bed anaerobic filters", Vol. 58, Journal Water Pollution Control Federation, Washington, USA;
- [10] G. Lettinga e J.N. Vinken (1980): "Feasibility of upflow anaerobic sludge blanket (UASB) process for the treatment of low strength wastes", Proceeding of the 35th Industrial Waste Conference, Purdue University, West Lafayette, Indiana, USA.
- [11] M. Pinna (1977): "Climatologia", Ed. Utet, Torino.

Torna anche quest'anno Festambiente

Ventiseiesima edizione per Festambiente, il festival nazionale di Legambiente: dall'8 al 17 agosto a Rispeccia (Gr), nella Maremma Toscana. Dieci giorni di concerti, cinema all'aperto, mostre mercato, escursioni, ristoranti tipici e biologici, punti benessere e la grande Città dei Bambini. Si apre l'8 agosto con Elio e le storie tese, storico gruppo italiano che da anni diverte le platee nazionali.

Ma all'interno della festa si potrà visitare anche la Casa ecologica, primo prototipo di casa ecosostenibile ed energeticamente autosufficiente realizzata in collaborazione con la Facoltà di architettura dell'Università di Firenze. Anche per gli amanti della natura in programma tante visite guidate nelle zone più belle del territorio. La mattina infatti spazio alle escursioni gratuite a piedi e alle uscite in bici immersi nella natura locale, gite in canoa nei mari e fiumi grossetani alla scoperta dell'enorme biodiversità che caratterizza il territorio della Maremma.

E poi la Città dei Bambini: la grande area dove tutto è a misura di bambino e dove poter giocare con i giochi di un tempo e fare ricche e gustose merende bio. Novità di quest'anno il Campo sport, dove i bambini dai 4 ai 12 anni potranno imparare a calciare o tirare a canestro con istruttori e tecnici: il tutto in un campo creato riciclando pneumatici. Ogni sera alle 21 il Clorofilla film festival: una rassegna cinematografica a cielo aperto; mentre alle 22,30 spazio ai concerti nell'area principale della festa. Le attività sono tutte comprese nel costo d'ingresso del biglietto.

E per chi fosse alla ricerca della buona e sana cucina tradizionale può provare le tante offerte dei ristoranti biologici presenti, dei bar e dei punti ristoro per saziare ogni tipo di palato, dai più esigenti a quelli in cerca di qualche abbinamento più azzardato. E inoltre a Festambiente si differenziano i rifiuti, si abbattano le emissioni e le stoviglie sono tutte riciclabili. Info e programma: www.festambiente.it.