

DEPURAZIONE BIOLOGICA DELLE ACQUE: principi di DIMENSIONAMENTO di **FANGHI ATTIVI** e **DIGESTORI**

versione#B3 – Prof.A.Tonini – www.andytonini.com

INDICE: 1°PARTE: [DIMENSIONAM. FANGHI ATTIVI](#) -2°PARTE: [DIGESTIONE](#) -[DIMENSIONAMENTO](#) - [APPENDICI](#) -

CARATTERISTICHE GENERALI INPIANTO DEPURAZIONE BIOLOGICA -

La depurazione biologica delle acque di scarico è considerata uno dei campi più importanti delle biotecnologie. Infatti per azione di particolari microrganismi è possibile demolire le sostanze biodegradabili contenute nelle acque di scarico, consentendo così lo smaltimento delle acque depurate nei corpi idrici naturali: fiumi, torrenti, mare. Il trattamento delle acque reflue in questa sezione è riferito sia alle acque di origine domestica (scarichi fognari), sia alle acque di origine industriale biodegradabili. Un ciclo di depurazione di reflui (impianto a trattamento biologico) si compone di:

LINEA TRATTAMENTO ACQUE e LINEA TRATTAMENTO FANGHI.

=> [vedi anche documento **ACQUE 4** – impianti di depurazione]

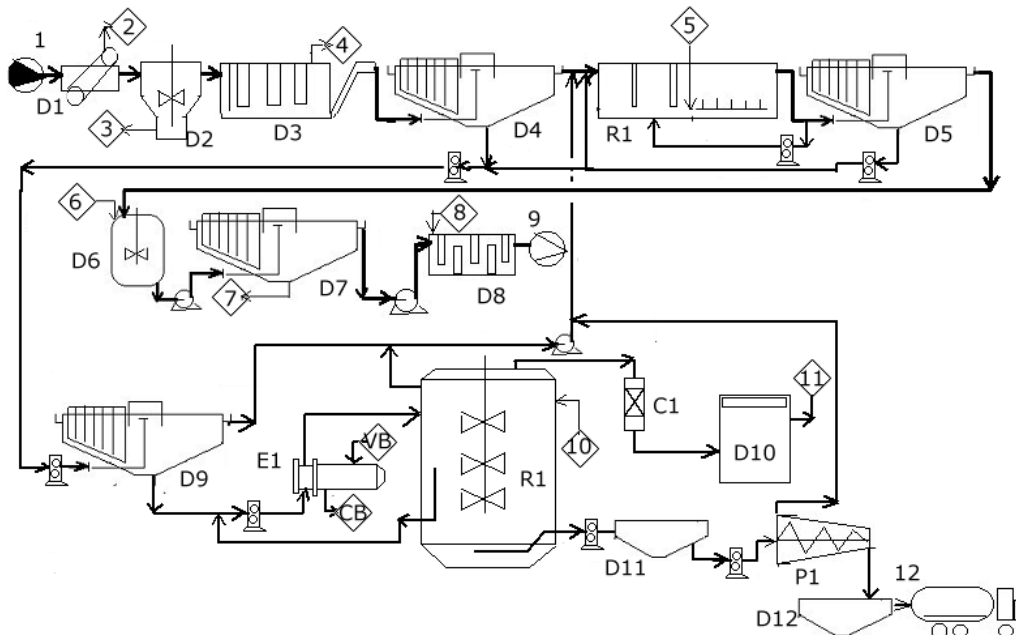
Per la **linea di trattamento ACQUE** si distinguono le seguenti fasi (trattate singolarmente in documento **acque4**):

TRATTAMENTI PRELIMINARI	grigliatura – dissabbiatura – sgrassatura o disoleatura - preareazione
SEDIMENTAZIONE	separazione dei solidi sedimentabili
OSSIDAZIONE BIOLOGICA e SEDIMENTAZIONE SECONDARIA	con impiego di microrganismi essenzialmente aerobici vengono demolite le sostanze biodegradabili e assorbite quelle inorganiche
TRATTAMENTI TERZIARI	trattamenti per abbattere ulteriormente azoto e fosforo
DISINFEZIONE FINALE	eliminazione completa dei batteri con sistemi di disinfezione a base di biossido di cloro, ipocloriti, acido peracetico e altro

Per la **linea trattamento FANGHI** si distinguono le seguenti fasi:

PRE-ISPESSIMENTO	riduzione del quantitativo d'acqua e quindi del volume dei fanghi
DIGESTIONE O STABILIZZAZIONE	demolizione, anaerobica o aerobica, del contenuto organico dei fanghi e stabilizzazione (non putrescibilità e non patogenicità); diminuzione di volume, aumento del tenore di sostanze inorganiche
DISIDRATAZIONE E/O POST-ISPESSIMENTO	diminuzione di volume e eliminazione di acqua fino a circa il 30/ 50% in solido, di tipo meccanico e/o termico
SMALTIMENTO FINALE	smaltimento del fango residuo per discarica, compostaggio, termovalorizzazione

SCHEMA DI PROCESSO DEPURAZIONE REFLUI URBANI E TRATTAMENTO FANGHI



LEGENDA:

- 1 liquame in arrivo
 - 2 grigliato
 - 3 sabbie
 - 4 oli grassi
 - 5 aria in pressione
 - 6 agente precipitante del fosforo
 - 7 uscita fanghi chimici
 - 8 agente sterilizzante
 - 9 acqua depurata in uscita
 - 10 agente controllante pH
 - 11 biogas
 - 12 fanghi allo smaltimento
- D1 grigliatura
D2 dissabbiatura centrifuga
D3 disoleatura
D4 sedimentaz primaria
R1 reattore anossico+aerobico fanghi attivi
D5 sedim secondario
D6 miscelatore reagenti defosfatizzanti
D7 sedimentatore precipitazione chimica del fosforo
D8 sterilizzazione finale
D9 serbatoio ispessimento accumulo
D10 gasometro biogas
E1 riscaldatore fanghi
R2 digestore anaerobico fanghi
C1 filtro biogas
D11 accumulo fanghi digeriti
P1 centrifuga decanter per fanghi
D12 accumulo fanghi disidratati

by Prof.A.Tonini

- 1° PARTE - DIMENSIONAMENTO del processo a FANGHI ATTIVI

PARAMETRI CARATTERISTICI DELLA DEPURAZIONE -

Nelle acque reflue si trova una quantità estremamente variabile di sostanze disciolte e sospese.

Per il dimensionamento degli impianti di depurazione non sempre è necessario conoscere la concentrazione delle singole sostanze, ma specialmente negli impianti di natura civile, si può caratterizzare l'acqua con poche grandezze caratteristiche:

[BOD₅]	quantità di ossigeno richiesta dai microrganismi per la demolizione biologica delle sostanze organiche biodegradabili (in concentrazione)	KgBOD₅ / m3 ppm = mg BOD₅/dm3
[COD]	quantità di ossigeno richiesta per la ossidazione chimica delle sostanze organiche e inorganiche (conc.)	KgCOD₅ / m3
CARICO ORGANICO Co	è la quantità giornaliera di sostanza organica biodegradabile presente nel liquame da trattare	KgBOD₅/giorno
PORTATA GIORNALIERA MEDIA - Fm -	portata giornaliera media di acqua inquinata da trattare nell'impianto [vedi appendice]	m₃ / giorno
azoto	contenuto di azoto nel liquame	g TN/d
fosforo	contenuto di fosforo nel liquame	g P/d
solidi sospesi	contenuto di solidi sospesi (sedimentabili) nel liquame	g SS/d

ALTRI PARAMETRI del PROCESSO

► carico idraulico **Fm** - m3/d

[vedi anche **appendice**]

Per acque reflue di origine domestica (acque civili) i dati statistici dicono che la produzione giornaliera specifico di acqua relativa al singolo abitante varia tra $Fm^* = 250$ e 350 litri/ab.d; quindi si può calcolare il carico idraulico giornaliero, cioè la portata media giornaliera **$Fm = (ab) \times Fm^*$** ; **$(ab) \times (m_3/ab.giorno) \rightarrow m_3/giorno$**

► carico organico **Co** - kg BOD₅/d

Il carico organico giornaliero è il cibo giornaliero per la carica microbica.

per acque reflue di origine domestica (acque civili) i dati statistici dicono che **[BOD₅]* specifico** si può assumere variabile tra i 60 e i 90 (grBOD₅/ab. giorno), cioè 0,06 e i 0,09 kgBOD₅/ab.giorno;

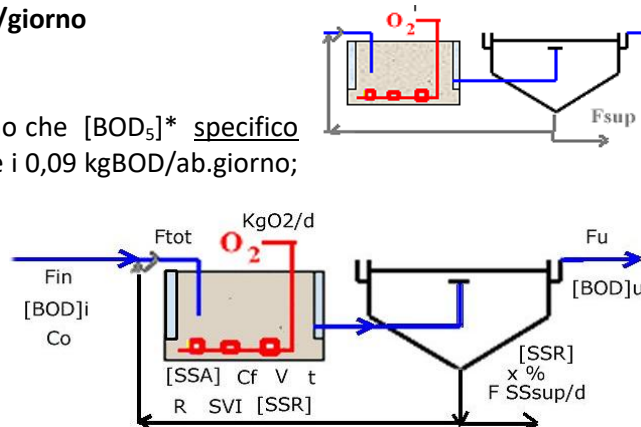
quindi **$Co = (ab) \times (KgBOD_5/ab.giorno) = KgBOD_5 / giorno$**

($\rightarrow ab =$ abitanti equivalenti, caratteristica che tiene conto di reflui misti urbani e industriali biodegradabili).

► concentrazione di **[BOD₅]** medio dei reflui - kg/m3

espresso anche in ppm (ricordando che ppm $\equiv mgr/dm^3 = 0,001Kg/m^3$); se non è dato, ma si conosce la portata giornaliera di acqua da depurare **Fm**, e il carico organico **Co**, si ottiene come **$[BOD_5] = Co/Fm$** come **kg/m3**; se è nota la **[BOD₅]**, si può calcolare il

carico organico con l'espressione: $\rightarrow Co = Fm \times [BOD_5]$; ovvero: **$(m_3/giorno) \times (KgBOD_5 / m^3) = Kg BOD_5/giorno$**



REATTORE A FANGHI ATTIVI - aerobico -

Caratteristiche del fango attivo (reattore in fase dispersa continuo - CSTR):

comunità di organismi viventi che rimuovono le sostanze inquinanti metabolizzandole.



CARATTERISTICHE DEL PROCESSO:

► carico del fango **Cf** - definito come la quantità di refluo (cibo)

alimentata al reattore nell'unità di tempo, riferita alla massa di microrganismi: $\rightarrow Cf = Co / kg SSA$ Kg BOD/giorno//Kg SSA dove:

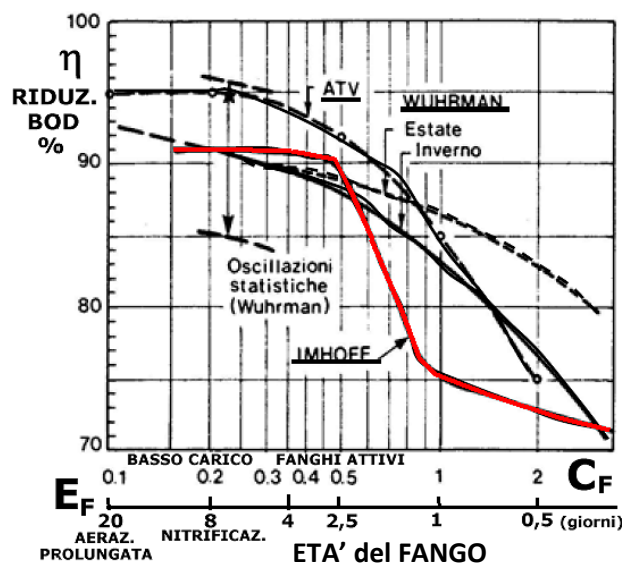
$kgSSA = [SSA] \times V$ = concentrazione dei solidi totali sospesi, o biomassa nella vasca di depurazione, x Volume;

[SSA]: il valore di progetto è scelto tra 3 e 6 KgSSA/m³;

dato o scelto Cf, (p.es. 0,2 o 0,5; vedi diagr a lato), per un buon rendimento di depurazione, si può calcolare:

► volume **V** del reattore biologico:

$\rightarrow V = Co / ([SSA] \times Cf)$ volume in m³ della vasca necessario a abbattere il carico organico Co da trattare.



ANNOTAZIONI dal diagramma precedente:

Cf basso → miglior nitrificazione; per reflui scarsamente biodegradabili; per oscillazioni di portata; per avere fango più stabilizzato in caso di bassa temperatura;

Cf alto → basso rendimento depurazione; alto volume fango prodotto.

[SSA] alto → vol.reattore minore; maggior richiesta energia e ossigeno; scarsa sedimentaz fango.

TIPI DI IMPIANTO A FANGHI ATTIVI:

Gli impianti si possono classificare in base al valore del carico del

fango (Cf) impostato al momento della progettazione; i valori di Cf sono riassumibili nella tabella a lato.

TIPO DI IMPIANTO	CARICO DEL FANGO
Areazione prolungata	0,02 - 0,15
A basso carico	0,2 - 0,3
A medio carico	0,3 - 0,5
Ad alto carico	0,5 - 0,8

■ **parametro carico organico volumetrico CoV** [vedi **appendice**]

■ **rendimento depurativo η**

La scelta più opportuna va fatta in base a diverse considerazioni, prima fra tutte il tipo di impianto e di rendimento depurativo in funzione di Cf: in genere si considera un impianto a medio carico, rendimento η circa 92÷90% per Cf=0,2÷0,5; [BOD₅]_i e [BOD₅]_u sono rispettivamente la conc. di carico organico in ingresso e in uscita dall'impianto; formula calcolo η a lato →

$$\text{Rendimento} = \frac{\text{BOD}_5 i - \text{BOD}_5 u}{\text{BOD}_5 i} \times 100$$

■ **ricircolo di fango di supero R:**

produzione di fango elevata, quindi necessario il ricircolo R del fango di supero, necessario per assicurare adeguata concentrazione di biomassa nel reattore; la determinazione della portata di riciclo si effettua considerando l'espressione a lato:

$$R = \frac{[SSA]}{[SSR] - [SSA]} \text{ RICICLO FANGHI}$$

Il valore della concentrazione [SSA] è scelto tra 3 e 6 (Kg / m³), il valore di [SSR] – *concentrazione dei solidi di riciclo* –, (Kg/m³), viene scelto oppure si determina con la formula dello SVI;

■ **SVI – indice di volume di fango (dm³/Kg)** -

si determina ponendo un Kg di campione di fango in un cono Imhoff lasciato in quiete, e leggendo il volume in dm³ occupato dai fanghi dopo 30 minuti; la costante di

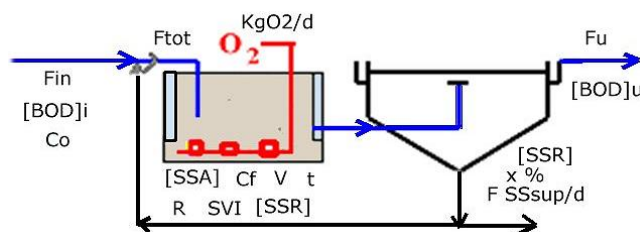
proporzionalità K_{SVI} dipende dalle caratteristiche del sedimentatore (condizioni statiche K=1 o dinamiche K=1,1;1,2;1,3...); valori accettabili di SVI risultano = 120 dm³/Kg, comunque non superiori a 150, valore oltre il quale si evidenziano problemi per i fanghi nel sedimentatore.

■ **t tempo di permanenza/ritenzione idraulico:**

nota F_m portata giornaliera di liquami da trattare, noto il fattore di ricircolo R, si può calcolare la portata in arrivo totale, giornaliera +

ricircolo, alla vasca di trattamento, che sarà quindi: → **F_{tot} = F_m + F_m x R = F_m x (1+R)** m³/d

noto il volume della vasca V dalla formula del carico del fango, risulta possibile determinare il tempo di permanenza idraulico del trattamento a Fanghi Attivi: → **t = V/F_{tot}** in giorni/ore; mediamente ≅ 2 - 4 h per processo a medio carico



$$SVI = \frac{K \cdot 10^3}{[SSR]}$$

PRODUZIONE DI FANGHI DI SUPERO:

La quantità di biomassa prodotta nella depurazione può essere usata con vantaggio per mantenere attiva la fase di depurazione, in particolare per mantenere costante la [SSA] e il Cf, operando un opportuno **ricircolo**, e inviando al trattamento fanghi l'eccesso - **fanghi di supero** - di fanghi uscenti dal sedimentatore secondario.

Metodi di calcolo:

1 -PARTE SOLIDA DEL FANGO, KgSSsup/d (ovv. KgFFsup/d)

a) la quantità di Fanghi di Supero SS prodotti (**parte solida**) si può calcolare con la formula seguente:

noto il fattore β = Kg SSsup/Kg BOD abbattuto (p.es 0,78) → **KgSSsup/d = β x Co***

b) altro modo per calcolare la quantità di fanghi di supero (**parte solida**) più specificatamente si può effettuare come segue:

KgSSsup/d = nuova biomassa prodotta + solidi assorbiti sul solido – batteri scomparsi =
 → **KgSSsup/d = y x (BOD abbattuto) + f x (BOD abbattuto) – Kd x Kg SSA**

y= coefficiente crescita batterica (p.es. 0,5 Kg SS/Kg BOD abb.)

f= coeff. Bioflocculazione (solidi catturati dal fango per effetto della flocculazione; p.es.0,5 KgSS/Kg BOD abb.);

Kd= costante di decadimento =massa scomparsa per decadim.batterico; (p.es. 0,05 1/d); Kg SSA = [SSA] x Vol;

2 -PORTATA DI FANGHI uscenti dal sedimentatore, F_{SSsup} : PARTE SOLIDA + LIQUIDO

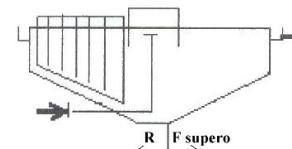
La **portata F** dei fanghi di supero globale (parte solida + liquido) si può calcolare con le formule seguenti:

$$F_{SSsup} \text{ volum.} = [KgSSsup/d]/[SSR] \text{ m}^3/d;$$

$$F_{SSsup} \text{ ponderale} = [F_{SSsup} \text{ vol.}/d] \times \gamma \text{ Kg/d; (con } \gamma=1000\text{Kg/m}^3 \text{ p.specif.fanghi)}$$

3 - % in peso dei fanghi di supero: risulta dalla formula seguente (a seguito di bilancio di materia)

$$x \% \text{ peso} = ([SSR]/1000) \times 100$$



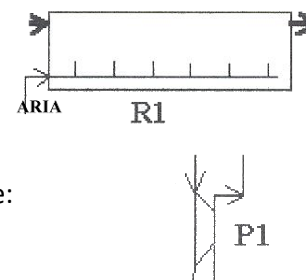
■ Eta' del fango E_f :

è indice del tempo di residenza della biomassa nel sistema reattore + sedimentatore, o tempo di rigenerazione della biomassa; definito come rapporto tra le Sostanze Solide interne e quelle in Uscita:

$$E_f = \text{Sost.Solide_interne} / \text{Sost.Sol.uscita}; \rightarrow E_f = \text{KgSSA} / \text{KgSSsupero} = [\text{SSA}] * V / [\text{KgSSsupero}/d]$$

-per E_f elevati = bassa portata di FFsup; alte [SSA]; basso Cf; alta richiesta O_2 e specie batteriche indesiderate (filamentosi) di difficile sedimentazione; buona nitrificazione ($E_f = 7 \div 20$ d).

-per E_f bassi = alto Cf, processo ad alto carico.



■ RICHIESTA DI OSSIGENO per processo a FANGHI ATTIVI – potenza compressore –

Si definisce **Carico Organico abbattuto** (BOD abbattuto) la quantità $Co^* = Co \times \eta$,

con η = rendimento di depurazione (già precedentemente visto).

La richiesta di ossigeno nel processo risponde alle esigenze di vita/attività della biomassa depurante:

Modi di calcolo per l'ossigeno:

1. la quantità di ossigeno si può calcolare con la formula seguente:

con $\alpha = \text{KgO}_2 / \text{KgBOD abbattuto}$ (p.es. 0,98) $\rightarrow \text{KgO}_2/d = \alpha \times Co^*$ KgO_2/d

2. la quantità di ossigeno richiesta si può calcolare come segue:

$\text{Kg/d O}_2 = \text{metabolizzare la sost. Organica in arrivo} + \text{ossidazione delle cellule degradate (fase decadimento)} =$

$$\text{KgO}_2/d = z \times (\text{BOD abbattuto}) + re \times (\text{Kg SSA})$$

$$\text{ovvero } \rightarrow \text{KgO}_2/d = z \times Co^* + re [\text{SSA}] V;$$

z = coefficiente respirazione attiva (l' O_2 consumato sul BOD5 rimosso; p.es. 0,5 Kg O_2 /Kg BOD abbattuto.);

carico org. abbattuto $Co^* = Co \times \eta$;

re = coeff. respirazione endogena (O_2 consumato sulla biomassa in fase di decadimento; p.es. 0,1 Kg O_2 /Kg SSA); $\text{Kg SSA} = [\text{SSA}] \times \text{Vol}$.

■ POTENZA DEL COMPRESSORE N:

per dimensionare il compressore necessario a fornire l'ossigeno richiesto, nota la potenza specificata $N = \delta \text{ kWh/Kg O}_2$ (N.B. p.es. $\delta = 0,9 \div 1,5 \text{ KgO}_2/\text{KWh}$ circa), si calcola il fabbisogno di ossigeno massimo del processo, $[\text{kgO}_2/d]_{\text{max}} = x [\text{kgO}_2/d]_{\text{teor.}}$, moltiplicando z per il coefficiente di punta C_p (circa $= 1,5 \div 2$), e quindi calcolando la potenza del compressore N ,

$$\rightarrow [\text{kgO}_2/d]_{\text{MAX}} = C_p z Co^* + re x [\text{SSA}] x V;$$

quindi: $\rightarrow N_{\text{COMPRESS}} = [\text{kgO}_2/d]_{\text{MAX}} / (24 \times \delta) \text{ kW}$

■ N.B.: PROBLEMI DI ESERCIZIO PER SEDIMENTATORE II° NEL PROCESSO A FANGHI ATTIVI

- Poco ossigeno nel reattore = assenza di protozoi, rotiferi, possibili scarichi industriali;
- Bulking = fiocchi rigonfiati scarsamente sedimentabili (batteri filamentosi prevalenti);
- Pin point = fiocchi disgregati non resistenti fisicamente (con $\text{SVI} > 150$ e difetto zooglari); evitato con aumento ossigeno, bacino precontatto, $C_f = 3 \dots$
- Rising = risalita di fango causa bolle azoto o condizioni settiche; evitato con aumento ossigeno e tempo sedim. Basso;
- Schiume = per presenza elevata di batteri filamentosi, oli, grassi.

■ OSSIGENO PER NITRIFICAZIONE: IMPIANTO COMBINATO BIOLOGICO + NITRIFICAZIONE: [VEDI anche ACQUE PARTE 4] - impianto combinato – stessa vasca – zone diverse:

abbattimento di C e di N ammoniacale (da demolizione proteine amminoacidi urea...) con **batteri nitrificanti** (autotrofi – richiedono più ossigeno e sono a crescita lenta) + **b.eterotrofi**:



➤ Caratteristiche impianto combinato:

- consumo di $O_2 = 4,57 \text{ g/g N}_{\text{ABBATTUTO}}$;

- vasca con concentrazione $O_2 \geq 5 \text{ ppm}$; basso Cf (per crescita batteri uniforme e no dilavamento b.nitrificanti; bassa quantità SSsupero);

- età del fango $\cong 10 \div 20$ giorni;

➤ calcolo dell'ossigeno richiesto **impianto combinato**:

definizioni: CoN [kgN/d] = carico organico Nammoniacale; η_N = resa abbattimento N;

carico N rimosso: $CoN^* = CoN \times \eta_N$; carico C rimosso: $Co^* = Co \times \eta$; [η = resa depurazione processo]

➤ quantità totale O_2 : $[\text{kgO}_2/d] = z Co^* + re \text{ Kg SSA} + 4,57 CoN^*$; [vedi proc.fanghi attivi].

➤ quantità totale O_2 massima: $[\text{kgO}_2/d]_{\text{MAX}} = C_p z Co^* + re \text{ Kg SSA} + C_p 4,57 CoN^*$; coefficiente di punta C_p (circa $= 1,5 \div 2$)

➤ $\rightarrow N_{\text{COMPRESS}} = [\text{kgO}_2/d]_{\text{MAX}} / (24 \times \delta) \text{ kW}$

[INIZIO]

- 2° PARTE – DIGESTIONE ANAEROBICA DEI FANGHI

DIGESTORE ANAEROBICO – caratteristiche generali [VEDI anche ACQUE PARTE 4]

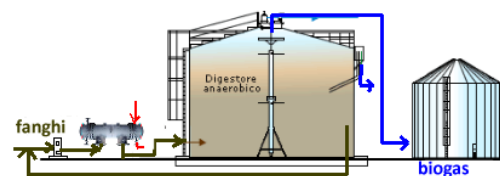
Questo reattore serve per stabilizzare il fango in condizioni economiche e stabili: provvede alla inertizzazione (aumento della frazione inorganica fino al 60%) e alla diminuzione di volume, alla scomparsa di patogenicità, alla asetticità.

Le condizioni di funzionamento richiedono una bassa spesa energetica, recuperabile con la produzione di biogas, un accurato controllo delle condizioni di processo (T, pH, gas, ...), condizioni di assenza di ossigeno, tipo di batteri facoltativi e anaerobici.

In relazione al tipo di batteri utilizzati, esistono due valori di temperatura in cui viene condotta la digestione anaerobica:

- con batteri **mesofili** si lavora a temperature comprese tra 20-45 °C, con un intervallo ottimale di 37-41 °C; il tempo di residenza è compreso tra i 15 e i 30 giorni (caso più comune).
- con batteri **termofili** le condizioni di esercizio implicano un intervallo di temperatura compreso tra i 50°-52 °C, e tempi dimezzati di residenza rispetto ai precedenti, ma con notevoli spese energetiche e di impianto.

I digestori più comuni sono quelli continui con intervallo di temperatura 30°/40°C. Per mantenere un volume ragionevolmente costante, durante l'aggiunta continua di materiale organico, ci sono dispositivi atti a mescolare il materiale, a estrarne in continuazione una parte da riciclare e scaldare per mantenere il reattore alla temperatura richiesta, e ad estrarre la parte maturata.



La digestione anaerobica è suddivisibile in tre stadi di fermentazione (dallo stadio di avviamento del processo fino **a regime**):

- **Idrolisi**, dove le molecole organiche (polisaccaridi, proteine, peptidi, lipidi) subiscono scissione in composti più semplici quali i monosaccaridi, amminoacidi e acidi grassi.
- **Acidogenesi**, dove avviene l'ulteriore scissione in molecole ancora più semplici come gli acidi grassi volatili (ad esempio acido acetico, propionico, butirrico, lattico e valerico), con produzione di ammoniaca, anidride carbonica e acido solfidrico quali sottoprodotti; e **Acetogenesi**, dove le molecole semplici prodotte in precedenza sono ulteriormente digerite producendo biossido di carbonio, idrogeno e principalmente acido acetico. In presenza di acidi e ioni Ca^{2+} Mg^{2+} NH_4^+ , con formazione di sali, il pH viene tamponato e sale a 6 / 7.
- **Fermentazione alcalina**, o **Metanogenesi**, **[a regime]** dove avviene la produzione, a partire da acidi volatili e non v. e alcoli, del biogas, costituito da gas metano, biossido di carbonio e acqua (+ H_2S e NH_3), e sostanze parzialmente mineralizzate.

Il processo a regime funziona nell'ultima fase, le sostanze organiche in arrivo seguono i processi indicati.

Il controllo di pH nelle varie fasi si esercita con aggiunte di Na Carbonato.

All'uscita si ottiene il fango digerito da avviare ai successivi processi di smaltimento.

[INIZIO]

- DIMENSIONAMENTO del DIGESTORE:

Spesso prima del digestore esiste una vasca di accumulo o di **ispessimento**, con diminuzione di volume dei fanghi e aumento della % sostanza solida, (aumento X% fango entrante).

Fasi di dimensionamento: [kg **SS**_{tot}=parte solida opp. kgSS_{sup} fanghi di supero]

1 - CALCOLO VOLUME DEL DIGESTORE -

DATI DI PROGETTO:

- **Tempo** di ritenzione t_{dig} p.es. $t = 20 \div 28$ giorni (d) (a $T_{\text{dig}} = 30^\circ \div 40^\circ\text{C}$)
- **Temperatura** del digestore T_{dig} , e dei fanghi entranti T_{fi} (p.es. 18°C)
- noti i **FANGHI in ingresso**: [N.B.: in assenza di ispessimento $\text{kgSS}_{\text{tot}}/\text{d} \equiv \text{kg SS}_{\text{sup}}/\text{d}$]
 $\text{kgSS}_{\text{tot}}/\text{d} = \text{kg sostanze solide}/\text{d}$; conc.Fanghi ingresso= [SS], oppure [SSR], in kg/m^3 ;
 $X\% = \%$ peso di sostanza solida nel fango;
 → portata totale **SS+LIQ**: $F_{\text{SVOL}} = (\text{kgSS}_{\text{tot}}/\text{d}) / [\text{SSR}] \text{ m}^3/\text{d}$; $F_{\text{SPOND}} = F_{\text{SVOL}} \times \gamma \text{ kg}/\text{d}$;
 → portata totale **SS+LIQ**: $F_{\text{SVOL}} = (\text{kgSS}_{\text{tot}}/\text{d}) / (X\%/100 \cdot \gamma) = \text{m}^3/\text{d}$;
- nota la **portata volumetrica in ingresso** $F_{\text{SVOL}} \text{ m}^3/\text{d}$; [ponderale $F_{\text{SPOND}} = F_{\text{SVOL}} \times \gamma \text{ kg}/\text{d}$]



VOLUME DEL DIGESTORE ► **volume V = $t_{\text{dig}} \times F_{\text{SVOL}} = \text{m}^3$;**

[→in **appendice** calcolo col carico org.volumetrico].

■ **CALCOLO di SOLIDO in ingresso** $\text{kgSS}_{\text{tot}}/\text{d}$, nota la **portata volumetrica in ingresso** $F_{\text{SVOL}} \text{ m}^3/\text{d}$:

→ $\text{kgSS}_{\text{tot}}/\text{d} = F_{\text{SVOL}} \times [\text{SS}] \text{ kg}/\text{d}$

→ $\text{kgSS}_{\text{tot}}/\text{d} = F_{\text{SVOL}} \times (\gamma \cdot X\%/100) \text{ kg}/\text{d}$

2 - PORTATA BIOGAS F_{GAS} – Dati di progetto –

[kg SSV= kg sost.solide volatili o organiche, frazione organica decomponibile]

- calcolo del Carico organico del digestore Co_{DIG} ;

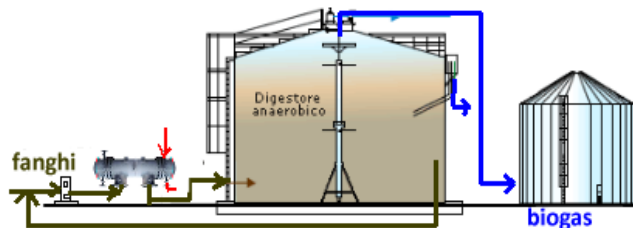
DATI:

- quantità specifica sost.organica o volatile SSV presente nella parte solida del fango biodegradabile $\alpha_{SSV} = \text{kgSSV}/\text{kgSStot}$; (p.es. $\alpha=3/4=0,75$ oppure $\alpha=2/3=0,66$);
- F_{GAS}^* portata biogas specifica = $\text{Nm}^3\text{gas prodotto}/\text{Kg SSV abbattute}$, (p.es. $1,1\text{Nm}^3/\text{KgSSVabb.}$),
- β = % di abbattimento del carico organico entrante KgSSV/d , (p.es. 50%);

► carico organico del digestore $Co_{DIG} = \text{KgSSV}/\text{d} = \alpha \times \text{KgSStot}/\text{d}$,

► PORTATA DI BIOGAS PRODOTTA F_{GAS} :

→biogas $F_{GAS} = \beta \times \text{KgSSV}/\text{d} \times F_{GAS}^* \text{ Nm}^3/\text{d}$;
 $[\text{Nm}^3/\text{d} / (24 \times 3600) = \text{Nm}^3/\text{s}]$



3 - BILANCIO ENERGETICO DEL DIGESTORE:

Dati: **Potere calorifico** del biogas prodotto $PC = \text{kJ}/\text{Nm}^3$ [18000÷25000], p.es. $PC = 22572 \text{ kJ}/\text{Nm}^3$ [5400 Kcal/ Nm^3], dipendente da % CH4 nel gas. [N.B. $1\text{d} \equiv 24 \times 3600 \text{ s}$]

- Energia Totale disponibile $En_{tot} = PC \times F_{gas}$ kW [$\text{kJ}/\text{Nm}^3 \times \text{Nm}^3/\text{s} = \text{kJ}/\text{s} = \text{kW}$]
- Energia utilizzata per riscaldare i fanghi in ingresso (+ ricircolo)
 $En_{risc} = F_s \text{ ponderale} \times C \times (T_{dig} - T_{fi})$ kW ; con calore specifico fanghi $C = 4,18 \text{ kJ}/\text{Kg}^\circ\text{C}$;
- CALCOLO dell'Energia utile → $En_{utile} = En_{totale} - En_{riscaldam.fanghi}$ kW

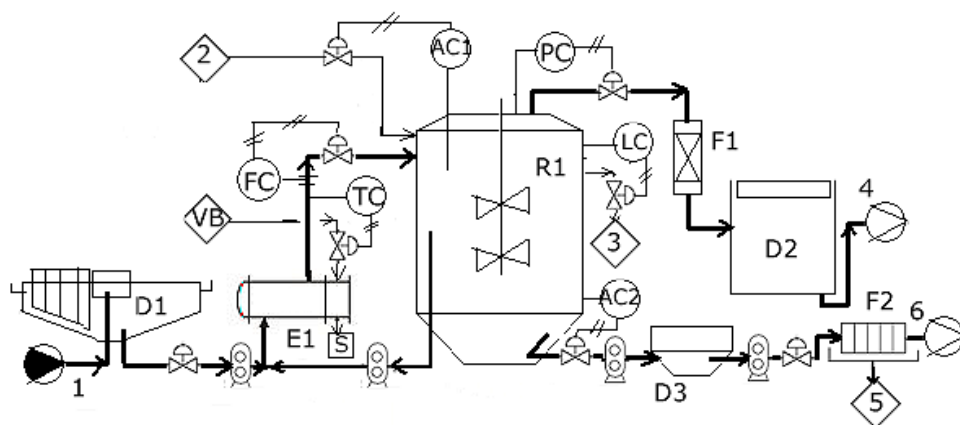
- ALTRA OPZIONE DI UTILIZZO EN.BIOGAS:

a) sfruttamento del 30% En_{totale} per produrre en.elettrica: $En_{el} = 0,30 \times En_{tot}$;

b) sfruttamento calore dei fumi (70% dell' En_{totale}), recuperandone il 50% per scaldare i fanghi, se sufficiente:

$$\rightarrow En_{risc} \text{ fanghi} = En_{tot} \times 0,70 \times 0,50 = F_{SSup} \text{ ponderale} \times C \times (T_{dig} - T_{fi}).$$

SCHEMA DI PROCESSO DIGESTORE ANAEROBICO MONOSTADIO



LEGENDA:

D1	ISPESITTORE	4	BIOGAS
E1	RISCALDATORE	5	LIQUIDI FILTRATI
R1	DIGESTORE	6	FANGHI DA SMALTIRE
F1	FILTRO DI DEPURAZIONE GAS	TC	CONTROLLO TEMPERATURA
D2	GASOMETRO BIOGAS	FC	CONTROLLO PORTATA
D2	SERBATOIO	PC	CONTROLLO PRESSIONE
F2	FILTRO PRESSA	AC1	CONTROLLO Ph DIGESTORE
1	FANGHI DI SUPERO	Ph	DIGESTORE
2	SOLUZIONE TAMPONE	AC2	CONTROLLO FANGHI DIGERITI
3	ACQUE DI SUPERO	LC	CONTROLLO LIVELLO

APPENDICI: -----

A1- CALCOLO DELLE PORTATE REFLUI al DEPURATORE:

a – raccolta delle acque e loro omogeneizzazione prima dell'invio all'impianto di trattamento, che di solito lavora meglio con portate costanti; acque in arrivo = acque adoperate – acque disperse [irrigazione, fogne,...]

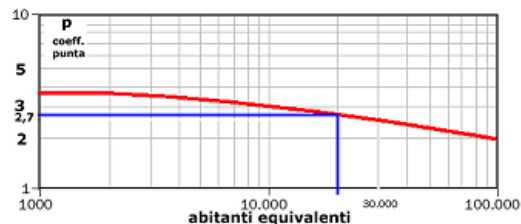
b - portata idrica giornaliera, o consumo specifico di acqua per abitante equivalente: $Fidr. \cong 0,25 \div 0,30 \text{ m}^3/\text{ab.d.}$ [d= giorno]

c – coefficiente di afflusso di fogna $C_{Fogna} < 1$;

d – **portata media all'impianto** $Fm = \text{ab.eq.} \times Fidr \times C_{Fogna}$;

e – variazione della portata nell'arco del giorno:

→ coeff.punta $p = Fmax/Fmedia$; [da dati sperimentali – cfr.diagr.]



A2 – CARICO ORGANICO VOLUMETRICO:

def. Carico organico volumetrico per unità di volume vasca aerazione:

→ $CoV = Co/Vol$ vasca di aerazione, = [SSA] x Cf;

valori in tabella -

TIPO DI IMPIANTO	CoV (kg BOD/d. m3)	
	SENZA SEDIM. PRIMARIA	CON SEDIM. PRIMARIA
Areazione prolungata	0,10 ÷ 0,75	-
A basso carico	1 ÷ 1,5	0,70 ÷ 1,05
A medio carico	1,50 ÷ 2,50	1,05 ÷ 1,75
Ad alto carico	-	1,75 ÷ 2,30

A3 – DIGESTORE – CALCOLO VOLUME COL CARICO ORGANICO VOLUMETRICO:

carico organico volumetrico del digestore $CoV = SSV/Vol$ [kg SSV/d]/m3;

da cui → $Vol = SSV/CoV$ m3.

Dati - digestione mesofila 1 stadio medio carico : $CoV = 1,6 \text{ kgSSV/d.m}^3$;

digestione mesofila 2 stadi alto carico: $CoV = 5 \text{ kgSSV/d.m}^3$.

[INIZIO]