

ENEGADA D'UN REACTOR ANAEROBI DE LLIT DE LLOTS (UASB) PER A LA DEPURACIÓ DE L'AIGUA RESIDUAL D'UNA FECULERA

M.D. Balaguer¹, C. Cassú¹, T. Vicent¹ i J.M. París²

¹ Laboratori d'Enginyeria química. Unitat de Química. Col·legi Universitari de Girona (UAB). Hospital, 6.17001-Girona.

² Unitat d'Enginyeria química. Departament de Química (UAB). 08193-Bellaterra (Barcelona).

RESUM

El treball present es centra en l'estudi de la depuració de l'efluent d'una feculera a causa del gran problema de contaminació que presenta. Entre les diferents alternatives, s'ha optat pel tractament anaerobi, perquè, a més d'aconseguir la degradació de la matèria orgànica, produeix un gas combustible compost principalment de metà. Per tal de millorar el rendiment de depuració i augmentar la producció de biogàs, s'escull un reactor anaerobi d'alta velocitat: el llit de llots o UASB (upflow anaerobic sludge blanket).

RESUMEN

El presente trabajo se centra en el estudio de la depuración del efluente de una feculera debido al gran problema de contaminación que presenta. Entre diferentes alternativas, se ha optado por el tratamiento anaerobio, porque, además de conseguir la degradación de la materia orgánica, produce un gas combustible compuesto principalmente de metano. Para mejorar el rendimiento de depuración i aumentar la producción de biogás, se escoge un reactor anaerobio de alta velocidad: el lecho de lodos o UASB (upflow anaerobic sludge blanket).

ABSTRACT

This paper deals with the treatment of wastewater from a potato-starch factory owing to the great problem of contamination that this presents. From the different options, anaerobic treatment has been chosen, because, besides obtaining the degradation of organic water, it produces a combustible gas composed mainly of methane. High-rate anaerobic treatment has been chosen to improve the yield of the treatment and increase production of biogas: Upflow Anaerobic Sludge Blanket Reactor (UASB).

Key words: wastewater potato starch, anaerobic treatment, biogas, UASB.

INTRODUCCIÓ

Un dels medis més amenaçats per la contaminació urbana i industrial és l'aigua. Aquesta és molt important en moltes activitats humanes essencials com l'agricultura, la pesca, la indústria, el bany i el subministrament.

Dins d'aquest esquema trobem un cas concret en l'efluent de les feculeres. Presenten un gran problema de contaminació per la seva càrrega orgànica (DQO de 10 a 20 g.l⁻¹). D'aquí la necessitat que siguin depurats, abans de procedir-ne a l'abocament, per mètodes eficaços que permetin reduir-ne la càrrega orgànica contaminant. Per a qualsevol indústria el consum energètic és una despesa molt important. Per tant, un factor a tenir en compte és com obtenir d'aquest residu una revalorització energètica.

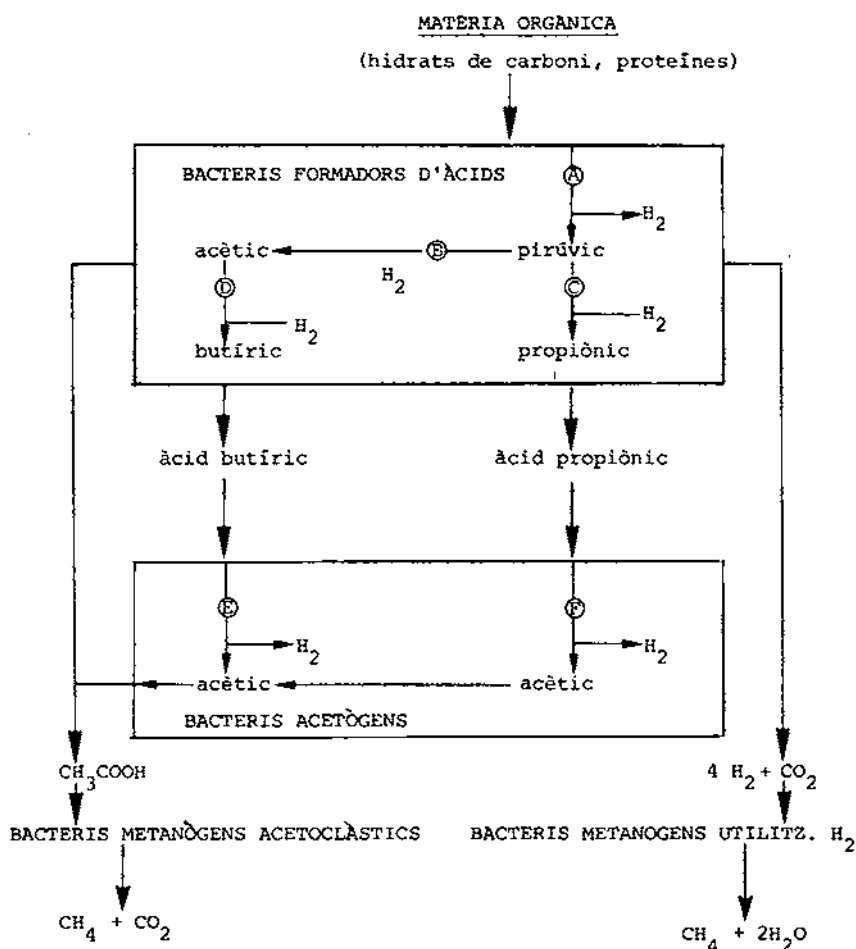


Figura 1. Ecologia del procés de digestió anaeròbia.

Taula 1. Comparació de digestors anaerobis.

	Biomassa en suspensió			Biomassa fixada	
	Sense recirculació	Amb recirculació de sòlids	Llit de llots	Pel·lícula fixada	Llit fluiditzat
Facilitat d'engegada	Dolenta	Excel·lent	Acceptable	Molt bona	Bona
Facilitat d'operació	Acceptable	Acceptable	Bona	Excel·lent	Bona
Controlabilitat	Dolenta	Excel·lent	Bona	Bona	Bona
Resistència a canvis en:					
-Temperatura	Dolenta	Bona	Excel·lent	Excel·lent	Excel·lent
-Tòxics	Dolenta	Bona	Molt bona	Excel·lent	Excel·lent
-Càrrega orgànica	Dolenta	Molt bona	Excel·lent	Excel·lent	Excel·lent
-Sòlids en susp. a l'aliment	Molt bona	Bona	Acceptable	Dolenta	Acceptable
Capacitat per processar llots	Excel·lent	Molt bona	Dolenta	Dolenta	Dolenta

Per depurar aquests tipus d'efluents s'utilitzen les alternatives següents:

a) Procés aerobi: consisteix a transformar la càrrega orgànica contaminant en material sòlid biològic (llot) principalment. S'hi formen també diòxid de carboni, amoníac i petites quantitats d'altres gasos, i va acompanyat d'un despreniment de calor. Per a aquest procés es necessita aportar oxigen al medi.

b) Procés anaerobi: consisteix a transformar la càrrega orgànica contaminant en metà i diòxid de carboni principalment, i tan sols una petita part en llots biològics. També s'obtenen H_2S i traces d'altres gasos (H_2 , NH_3 , etc.). Hi ha un despreniment calorífic menor, i per això els productes resultants tenen un contingut energètic major. A més hi ha una major retenció del nitrogen original en els residus digerits.

El tractament anaerobi d'aigües residuals és adequat, en general, per a abocaments industrials fàcilment fermentables, especialment per als efluents de la indústria alimentària.

Tenint en compte els nombrosos avantatges que presenten enfront dels processos convencionals, com la baixa producció de llots (en excés), l'obtenció d'energia, un grau de purificació alt, etc., s'ha escollit un procés anaerobi per depurar l'efluent d'una feculera.

A la Figura 1 es mostren l'ecologia del procés de digestió anaeròbia i les etapes corresponents.

Els digestors que s'utilitzen es poden classificar en sistemes amb microorganismes en suspensió i sistemes amb microorganismes adherits a superfícies fixes o mòbils.

A la Taula 1 es comparen diferents digestors anaerobis.

Per tractar l'efluent de la feculera s'ha decidit treballar amb un reactor de llit de llots tipus UASB, per l'elevada velocitat de càrrega orgànica a què pot treballar donada la gran concentració de biomassa que pot retenir a l'interior.

REACTOR DE LLIT DE LLOTS (UASB)

La tecnologia UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket), es basa en l'acumulació de microorganismes en un reactor amb decantació interna. L'aigua a tractar entra repartida per tota la superfície inferior del fermentador i travessa, en flux ascendent, un llit de partícules bacterianes agregades, mantingudes en expansió pel gas produït i pel líquid que circula pel reactor.

Els principals requeriments que ha de reunir aquest procés són:

1. Una separació efectiva entre gas, sòlid i líquid.
2. Els llots anaerobis han de sedimentar fàcilment (preferentment en forma de llot granulat).

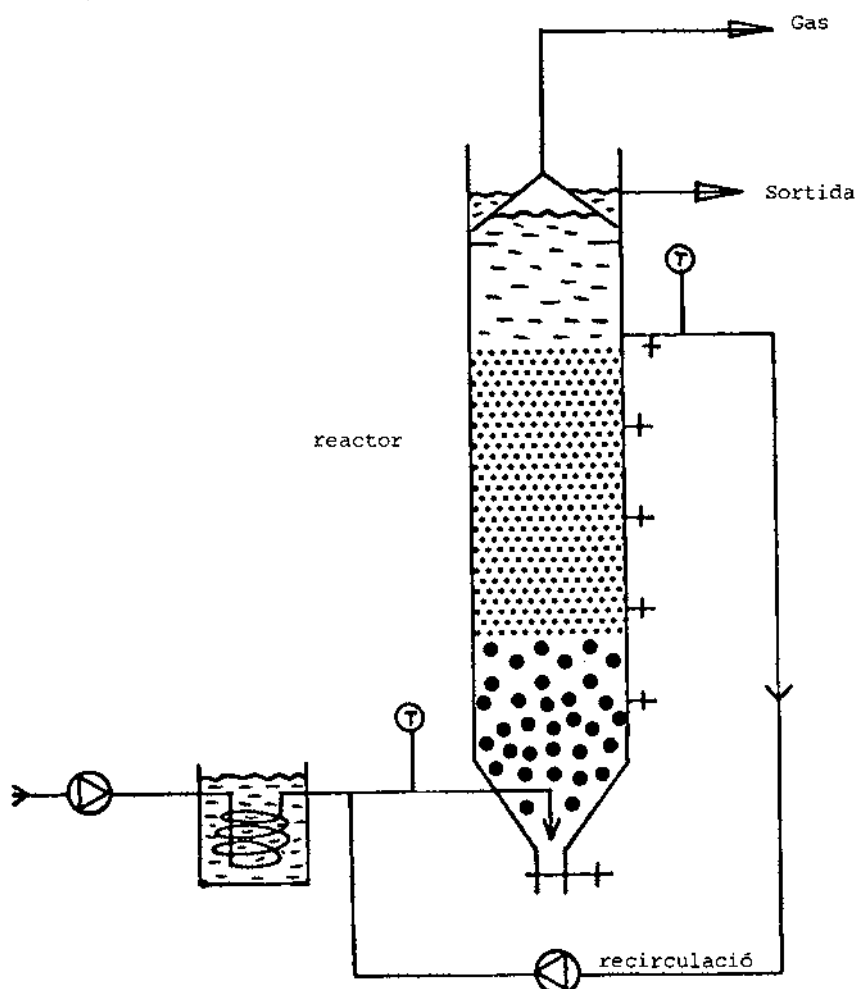


Figura 2. Esquema de la instal·lació experimental.

3. Un sistema d'introducció uniforme d'aliment a la base del reactor.

El disseny acurat del fermentador i la vigilància de les condicions d'operació permeten augmentar aquesta concentració cel·lular i seleccionar una biomassa bacteriana fortament agregada i que posseeixi una velocitat de decantació elevada. En aquest sentit, s'ha de ressaltar la gran importància que té l'etapa d'engegada en el bon funcionament d'aquest tipus de reactor. L'engegada dels digestors anaerobis UASB es realitza generalment a partir de fangs anaerobis procedents d'una depuradora d'aigües residuals urbanes.

El llit de llots, en la majoria d'aquests experiments, ocupa com a molt un 60% del volum total del reactor. Sembla que les velocitats de càrrega més altes poden ser aplicades a 30 °C. En augmentar la temperatura del reactor de 30 °C a 38 °C es pot augmentar la velocitat de càrrega.

És essencial la instal·lació d'un mecanisme de separació a la part superior del reactor. L'objectiu primer i principal del mecanisme de separació és la desgasificació per una campana i, d'altra part, crear una zona de decantació a la part superior del reactor que permeti la sedimentació dels llots i el retorn dels agregats bacterians a la zona activa inferior.

Per a una engegada òptima és important que tots els nutrients essencials per al creixement hi siguin presents en quantitat suficient i de forma disponible, i que les aigües residuals siguin lliures de concentracions inhibidores de components tòxics.

INSTAL·LACIÓ EXPERIMENTAL

El reactor de laboratori era un digestor de 5,6 l de capacitat. Tenia forma cilíndrica, amb una alçada d'1 m i un diàmetre intern de 8,5 cm (Fig. 2).

La part inferior era cònica, i l'entrada d'aliment era una boca lateral connectada amb un tub interior en forma de L invertida per aconseguir una millor distribució del corrent d'entrada.

Al llarg de la part cilíndrica del digestor, a una distància regular d'aproximadament 15 cm, hi havia situades cinc preses de mostra. De la que estava situada a la part més alta es prenia, si calia, la recirculació que s'unia amb l'alimentació abans d'entrar al reactor.

A la part superior, tancant el digestor, hi havia el dispositiu de separació gas-sòlid-líquid. L'efluent sortia per una boca lateral i el gas per la part superior.

El reactor era situat a l'interior d'una cambra en què es mantenia la temperatura a 30 °C mitjançant un controlador de temperatura connectat a una sonda i a un calefactor.

L'aliment estava a temperatura ambient, fora de la cambra, i abans d'entrar al reactor passava per un serpentí submergit en un bany termostàtic per realitzar el preescalfament de l'aliment de manera que entrés al reactor a 30 °C.

El gas que es produïa al digestor passava a un comptador de gasos i després s'alliberava a l'atmosfera.

Abans del comptador de gasos hi havia situada una presa de mostra de gas.

L'alimentació (i la recirculació, si calia) es realitzava mitjançant una bomba peristàltica de quatre canals i velocitat variable.

PROCEDIMENT EXPERIMENTAL

L'engegada d'un reactor anaerobi UASB és potser una de les etapes més difícils. Per obtenir una operació satisfactòria s'han satisfet els següents requeriments:

- Concentració inicial de llots en el digestor: 10-15 Kg SSV.m⁻³.
- Càrrega màssica inicial: 0,05 Kg DQO.Kg SSV⁻¹.d⁻¹ o càrrega volumètrica inicial: 0,5 Kg DQO.m⁻³.d⁻¹.
- No augmentar la càrrega fins que els àcids grassos volàtils inicials s'hagin degradat més del 80 %.
- Permetre el rentat del llot voluminos i de les partícules fines.

Un cop establertes les condicions de treball, es va inocular el digestor.

La temperatura del reactor es va mantenir sempre a 30 °C.

Es va caracteritzar l'aigua residual fent-ne les anàlisis següents: DQO, SSV, SST, SV, ST, pH, N-NH₄⁺, DQO_{sol}, proteïna, fosfats, i els ions Ca⁺⁺, Na⁺, K⁺. A la Taula 2 es donen els resultats d'aquestes anàlisis.

Aquesta aigua es guardava en una cambra freda a 4 °C. Cada dia es preparava aliment, deixant-lo a temperatura ambient. L'alimentació només es realitzava cinc dies a la setmana. Si aquest cabal no era suficient per mantenir el llit de llots expandit com a mínim a un terç del digestor, es recirculava.

Taula 2. Característiques mitjanes de l'aigua residual.

DQO (g.l ⁻¹)	13,63
DQO _{sol} (g.l ⁻¹)	11,96
pH	5,7
N-NH ₄ ⁺ (mg.l ⁻¹)	590,0
Àcid acètic (g.l ⁻¹)	1,97
Àcid propiònic (g.l ⁻¹)	1,55
Àcid n-butíric (g.l ⁻¹)	0,66
Àcid n-valèric (g.l ⁻¹)	0,09
ST (g.l ⁻¹)	10,78
SV (g.l ⁻¹)	6,87
SSV (g.l ⁻¹)	0,48
Proteïna (g.l ⁻¹)	2,21
Na ⁺ (mg.l ⁻¹)	22,40
Ca ²⁺ (mg.l ⁻¹)	103,00
K ⁺ (mg.l ⁻¹)	127,90
P-PO ₄ ³⁻ (mg.l ⁻¹)	4,50

Amb el volum de líquid que sortia diàriament del digestor, es feien les anàlisis que es consideraven necessàries per al control del procés: DQO, AGV, $N:NH_4^+$, pH, DQO_{50} , SSV, SST, alcalinitat. En cas que alguna d'aquestes anàlisis no es pogués fer immediatament, s'emmagatzemava en una cambra freda a 4 °C.

Cada dia a la mateixa hora es mesurava la quantitat de gas produït.

També es mesurava el pH de l'aliment, i s'ajustava si era necessari.

La càrrega inicial amb què es va començar a alimentar el digestor era de 0,5 Kg DQO. $m^{-3}.d^{-1}$. Es va anar augmentant, com es veurà posteriorment, fins a una càrrega de 3,56 Kg DQO. $m^{-3}.d^{-1}$.

Durant tota l'experiència es va mantenir constant el temps de residència a 5,6 dies.

RESULTATS I DISCUSSIÓ

Les característiques dels llots amb què es va carregar el digestor són:

pH: 6,67

SSV: 18,17 $g.l^{-1}$

Àcids grassos volàtils ($g.l^{-1}$):

àcid acètic: 2,05

àcid propiònic: 1,55

àcid butíric: 0,59

àcid i-valèric: 0,55

àcid n-valèric: 0,22

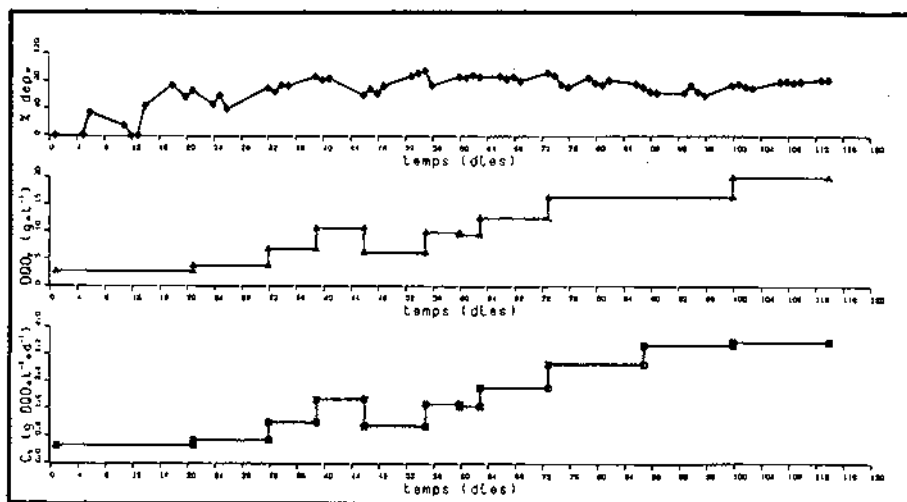


Figura 3. Representació gràfica de la càrrega volumètrica, DQO_e, i percentatge de depuració enfront del temps.

La meitat del digestor es va carregar amb llots (2,8 l), i l'altra meitat amb aigua prèviament escalfada a 33 °C, amb la qual cosa teníem una concentració de SSV inicial de 9,085 g.l⁻¹.

Tenint en compte que la DQO de l'aigua residual a tractar era de 12,7 g DQO.l⁻¹, per aplicar una càrrega màssica de 0,05 Kg DQO.Kg SSV⁻¹.d⁻¹, el cabal d'alimentació hauria hagut de ser de 2.10⁻⁴ m³.d⁻¹. Com que era un cabal molt petit, es va optar per diluir l'aigua residual, subministrant un cabal cinc vegades major (1,001.10⁻³ m³.d⁻¹), cosa que suposava un temps de residència de 5,6 dies.

Aquest cabal d'alimentació no era suficient per mantenir el llit de llots expandit fins a l'alçada mínima d'un terç que ens havíem fixat. Es va optar, doncs, per aplicar una velocitat de recirculació de 10,5.10⁻³ m³.d⁻¹.

A continuació es presenten els resultats obtinguts.

A la Figura 3 es representen la càrrega volumètrica (C_v), la DQO d'entrada i el percentatge de depuració aconseguït en front del temps en dies. La DQO d'entrada augmenta des de 2,8 fins a 19,9 g.l⁻¹ (el dia 46 la DQO d'entrada es baixava per compensar un accident).

El percentatge de depuració va augmentant fins al dia 56, a partir del qual es pot considerar que es manté constant als voltants del 80% independentment de l'augment de la càrrega (C_v). A partir d'aquest dia també s'observa que augmenta la producció de gas.

A la Figura 4 es representa la càrrega volumètrica, la DQO de sortida i la concentració d'àcids grassos volàtils (AGV) a la sortida en front del temps en dies. S'observa que inicialment la concentració d'AGV és alta, ja que prove-

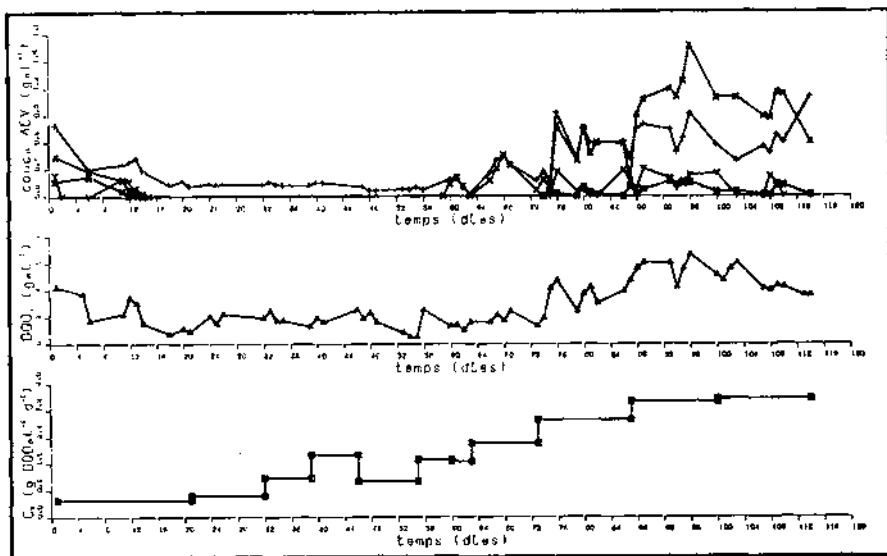


Figura 4. Representació gràfica de la càrrega volumètrica, de la DQO_s, i de la concentració d'àcids grassos volàtils.

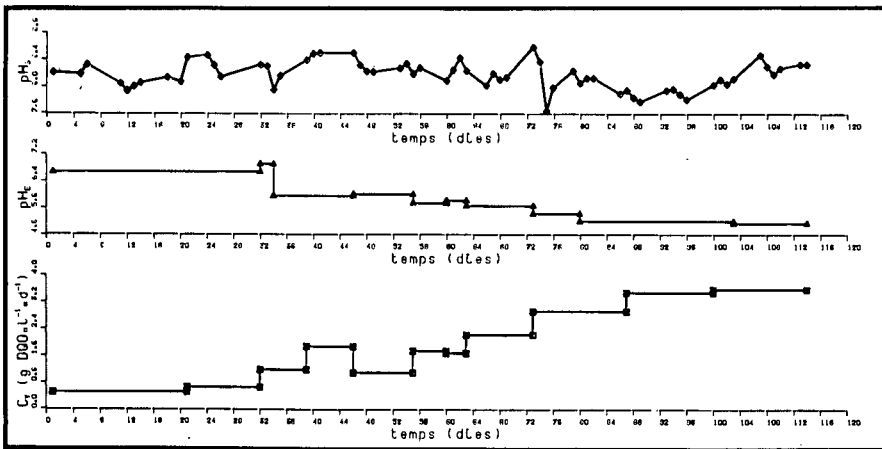


Figura 5. Representació gràfica de la càrrega volumètrica, del pH d'entrada i del pH de sortida enfront del temps.

nen dels llots amb què s'ha carregat el digestor, però es van degradant fins al dia 16, que ja només hi queda àcid acètic i en una quantitat molt petita. A partir del dia 59 hi torna a aparèixer àcid propiònic i posteriorment la resta d'àcids com a conseqüència d'una desestabilització del reactor en augmentar la càrrega volumètrica fins a $1,6 \text{ Kg DQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ el dia 56. El dia 73, en haver-hi un augment considerable de C_v , la concentració d'àcids volàtils augmenta fins al dia 87, que torna a baixar. A partir d'aquest dia i com a conseqüència d'un altre augment de C_v de $3,47 \text{ g DQO} \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$, la concentració d'àcids grassos volàtils augmenta molt. Després d'un lleuger augment de la C_v el dia 100, aquesta es manté a $3,56 \text{ g DQO} \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$, i el dia 114 ja s'observa la desaparició dels àcids butíric i i-valèric i la disminució de la concentració de propiònic.

A la Figura 5 es mostren la càrrega volumètrica, el pH d'entrada i el pH de sortida enfront del temps. El pH d'entrada inicial és de 6,4, i el pH de sortida es manté quasi sempre superior a 8. El pH d'entrada variava en canviar la càrrega de l'aliment, i encara que cada cop era més àcid, el pH de sortida no baixava, per la qual cosa, a partir del dia 72, es va decidir acidificar l'entrada fins a pH 5,4 i el dia 80 a pH 5,2; però, com es pot observar a la figura, no es nota una gran millora en el pH de sortida. També s'ha de notar que l'augment de la concentració d'AGV no repercuteix en el pH de sortida; això és degut al fort tamponament del medi, com es podrà comprovar posteriorment als resultats obtinguts de nitrogen amoniacal i d'alcalinitat.

A la Figura 6 es representen la càrrega i els valors de DQO soluble i de nitrogen amoniacal a la sortida en front del temps en dies. La DQO soluble es manté baixa sempre fins al dia 66, que, com era d'esperar, comença a augmentar en fer-ho la concentració d'àcids grassos volàtils. Si el reactor funciona bé i no s'acumulen els àcids grassos volàtils, la DQO soluble ha de ser molt baixa.

Quant a l'evolució de la concentració de nitrogen amoniacal a la sortida, s'observa que per a càrregues baixes es manté sempre baixa i aproximadament

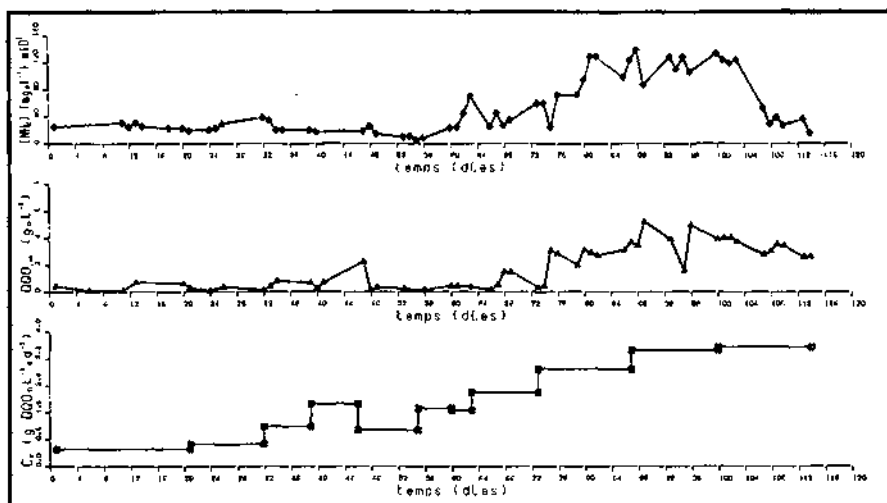


Figura 6. Representació gràfica de la càrrega volumètrica, de la DQO soluble i de la concentració de nitrogen amoniacal enfront del temps.

constant. A partir del dia 55 i en augmentar C_v fins a $1,73 \text{ g DQO} \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$, es nota un augment progressiu que coincideix amb l'augment d'àcids grassos volàtils. Això demostra, tal com han assenyalat altres autors, que existeix un efecte sinèrgic entre l'acumulació d'àcids grassos volàtils i de nitrogen amoniacal. Aquesta darrera acumulació fa que el medi estigui molt tamponat com ja avançàvem en estudiar l'evolució del pH.

AVALUACIÓ DE L'ESTAT ESTACIONARI CORRESPONENT A $C_v = 3,5 \text{ Kg DQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$

Les dades hidrodinàmiques corresponents a l'estat estacionari són:

- Cabal d'alimentació $10^{-3} \text{ m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$.
- Cabal de recirculació $0,105 \text{ m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$.
- Velocitat ascensional $0,78 \text{ m} \cdot \text{h}^{-1}$.

A la Taula 3 es presenten els valors dels diferents paràmetres obtinguts per a l'estat estacionari corresponent a aquesta càrrega. Quant a la producció de gas mitjana, ha estat de $6 \text{ l} \cdot \text{d}^{-1}$ i els percentatges de CH_4 i CO_2 han estat del 86,4% i del 13,6% respectivament.

La reducció de la càrrega contaminant ha estat:

- Reducció DQO: 78,9%
- Reducció DQOsol: 77,5%
- Reducció ST: 55,4%
- Reducció SV: 93,5%

Taula 3. Dades de l'estat estacionari per a $C_0 = 3,5 \text{ Kg DQO m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$.

	Entrada	Sortida
DQO ($\text{g} \cdot \text{l}^{-1}$)	19,95	4,20
DQO _{sol} ($\text{g} \cdot \text{l}^{-1}$)	14,23	3,20
ST ($\text{g} \cdot \text{l}^{-1}$)	11,19	4,99
SV ($\text{g} \cdot \text{l}^{-1}$)	5,87	0,38
SSV ($\text{g} \cdot \text{l}^{-1}$)	0,48	0,28
N-NH ₄ ⁺ ($\text{g} \cdot \text{l}^{-1}$)	162,60	289,20
pH	5,14	8,10
Proteïna ($\text{mg} \cdot \text{l}^{-1}$)	1905,80	245,30
Ac. acètic ($\text{g} \cdot \text{l}^{-1}$)	2,19	0,48
Ac. propiònic ($\text{g} \cdot \text{l}^{-1}$)	2,94	0,87
Ac. n-butíric ($\text{g} \cdot \text{l}^{-1}$)	1,66	0,21
Ac. n-valèric ($\text{g} \cdot \text{l}^{-1}$)	0,24	0,14

La reducció de la DQO és de l'ordre del 79%, tot i que la bibliografia diu que aquesta aigua és difícil de degradar, ja que conté proteïnes i lignines.

Però si comparem aquesta reducció de DQO amb la dels SV es veu que no és del mateix ordre. Això demostra que la DQO no mesura únicament la matèria biodegradable i, per tant, l'eficàcia de transformació d'aquesta és millor mesurar-la amb la concentració de SV.

Un altre resultat que podria demostrar el que acabem de concloure és la producció de gas per DQO eliminada. Si es calcula teòricament amb les condicions que tenim al reactor dóna de l'ordre de $0,39 \text{ l CH}_4 \cdot \text{DQO}_{\text{el}}^{-1}$, i, en canvi, s'obté $0,33 \text{ l CH}_4 \cdot \text{DQO}_{\text{el}}^{-1}$. L'explicació podria ser, com ja hem dit, que la DQO no és una mesura representativa de la matèria biodegradable.

CONCLUSIONS

S'ha comprovat que un bon procediment per engegar el reactor UASB és el següent: carregar el reactor amb llots procedents d'un digestor anaerobi, que tracti els llots d'una planta aeròbia de depuració d'aigües residuals urbanes. Omplir la resta amb aigua calenta de manera que la concentració sigui de $9,085 \text{ g} \cdot \text{l}^{-1}$. Començar aplicant una càrrega de $0,5 \text{ Kg DQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ mantenint constant el temps de retenció a 5,6 dies i anar augmentant-la fins a la càrrega d'operació.

Amb aquest procediment s'aconsegueix que la depuració, al llarg de tot el període, sigui constant i de l'ordre del 80% de DQO.

Amb aquest mètode d'engegada s'aconsegueix un rentat de fins per poder assolir una ràpida floculació dels llots.

S'ha comprovat que hi ha un efecte sinèrgic entre la concentració d'AGV i nitrogen amoniacal, de manera que un augment d'àcids dóna una acumulació d'amoni. Això podria ser perquè l'acumulació d'àcids provoca una disminució de l'activitat i, per tant, una disminució del consum de nitrogen amoniacal per al creixement de la flora microbiana.

La depuració d'aigua residual obtinguda (aproximadament un 80%) respecte de la DQO és bona, però encara ho és més si fa referència a l'eliminació de SV (aproximadament un 93%).

Donat que la DQO i els SV estan relacionats amb la matèria orgànica, i tenint en compte que el rendiment de gas és de $0,34 \text{ l CH}_4 \cdot \text{g}^{-1} \text{ DQO}_{\text{el}}$ i hauria de ser teòricament $0,39 \text{ l CH}_4 \cdot \text{g}^{-1} \text{ DQO}_{\text{el}}$, sembla que per a aquest tipus d'aigua residual la concentració de SV és un indicador més precís de la matèria orgànica biodegradable.

S'ha posat a punt un reactor experimental de laboratori que ha permès estudiar l'eficàcia de la depuració i la producció de biogàs, i també la caracterització de l'estat estacionari i del seu perfil. El funcionament ha estat correcte.

Bibliografia

- LEMA, J.M. (1986). Selección de tecnología en digestión anaerobia. Proc. 3^{er} Seminario sobre depuración anaerobia de aguas residuales, Valladolid.
- LETTINGA, G. (1981). *Biotechnol. and Genetic Eng. Reviews* 2, 10.
- LETTINGA, G. et al. (1980). *Biotechnol. Bioeng.* 22, 699.
- (1985). *Anaerobic wastewater treatment based on biomass retention with emphasis on the UASB-process*. Department of Water Pollution Control. Agricultural University. Wageningen. Holanda.
- MULLIER, P.H. (1986). Reactores UASB. Proc. 3^{er} Seminario sobre depuración anaerobia de aguas residuales. Valladolid.
- SINGM, R.B. (1971). Biogas plant. Generating methane from organic wastes. *Gobar Gas Res. St. Ajmal*, Etawah (U.P.). India.
- SMITH P.H. et al. (1966). *Appl. Microbiol.* 14, 368.