

Résumé

Au Mexique, l'agro-industrie du café rejette en six mois 42 000 tonnes de demande chimique en oxygène (DCO). La station d'épuration pilote de Tlapexcatl, Coatepec (Ver.), comprend un bassin de décantation, un réacteur anaérobie hybride (lit de boues et filtre anaérobie) et un filtre aérobie en traitement de finition. Après une saison, le système pilote a un rendement total d'épuration de 85 % pour un séjour de six jours, sans traitement de finition. Le digesteur anaérobie admet une charge organique maximale de 3 kg de DCO/m³ de réacteur/jour, avec un rendement d'épuration de 70 % et une production de biogaz de 0,77 m³/m³ de réacteur/jour.

Abstract

In Mexico, the coffee processing industry discharges 42,000 tons of chemical oxygen demand (COD) in six months. The pilot waste water treatment station at Tlapexcatl, Coatepec (Ver.) has a sedimentation tank, a hybrid anaerobic reactor (sludge blanket and anaerobic filter) and an aerobic tank as the final stage. After a year's operations, the pilot system reaches a total efficiency of 85%, with a retention time of six days, excluding the final stage. The anaerobic digester can currently handle a maximum organic load of 3 kg of COD/m³ of reactor/day, with an efficiency rate of 70% and biogas production of 0.77 m³/m³ of reactor/day.

Resumen

En México, la agroindustria cafetalera mexicana desaloja en seis meses 42.000 toneladas de demanda química de oxígeno (DQO). La planta depuradora piloto en Tlapexcatl, Coatepec (Ver.) incluye un tanque de decantación, un reactor anaerobio híbrido (lecho de lodos y filtro anaerobio) y de un filtro aerobio de pulimento. Después de una temporada, el sistema alcanzó un rendimiento total del 85 % con un tiempo de permanencia de seis días, sin el tratamiento de pulimento. El digester anaerobio admite una carga orgánica máxima de 3 kg de DQO/m³ reactor/día, con un rendimiento de depuración del 70 % y una producción de biogás de 0.77 m³/m³ reactor/día.

Tlapexcatl, unité pilote d'épuration des eaux résiduaires d'une usine à café au Mexique

II - Fonctionnement

Pommarès P.¹, Sallée B.²

1 MAE/CIRAD, Mexique

3 CIRAD-CP, I.I.C.A. Apartado 01-78 San Salvador, El Salvador C.A.

Le diagnostic de pollution des eaux résiduaires issues d'usines de transformation du café par voie humide (Bailly *et al.*, 1992) a conduit à la construction de l'unité de traitement pilote Tlapexcatl (Violle *et al.*, 1995). Après une période de fonctionnement correspondant à une récolte (environ trois mois), on peut esquisser l'évaluation technique du système mis en place. Les performances techniques du système de traitement dans son ensemble et celles du digesteur anaérobie sont analysées.

Conditions expérimentales

Le substrat : les eaux résiduaires du *beneficio*

La transformation du café cerise en café parche génère une pollution organique, acide et constituée d'éléments dissous. Le système Tlapexcatl (Bailly *et al.*, 1992) a été conçu pour épurer la totalité des eaux résiduaires d'un *beneficio*⁽¹⁾ remodelé pour économiser l'eau (consommation moyenne de 2 l/kg de café cerise). Actuellement, le *beneficio* Tlapexcatl utilise environ 8 l/kg de cerise, dont la charge organique moyenne, exprimée en demande chimique en oxygène

(DCO), est de 3 000 mg de O₂ par litre (Castillo *et al.*, 1993). Cependant, seules les eaux de dépulpage, de premier et de second lavages, vont être traitées, ce qui donne une charge organique moyenne de 5 000 à 6 000 mg de O₂ par litre à l'entrée du bassin de stockage.

Le système de traitement Tlapexcatl

La station de traitement pilote a été construite dans le *beneficio* Tlapexcatl (Violle *et al.*, 1995). Le système se compose de trois éléments : un bassin de stockage/décantation, un digesteur ou réacteur anaérobie hybride et un filtre aérobie de finition. Le réacteur (V_{Total} = 13 m³, V_{Utile} = 10 m³) constitue la partie centrale du système, autour duquel s'articulent tous les autres éléments. Il est constitué de deux parties séparées par une paroi poreuse : un lit de boues de type UASB⁽²⁾ dans la partie inférieure et un filtre anaérobie dans la partie supérieure (± 1/3 du volume total, c'est-à-dire 4 m³), formé de pierres volcaniques.

Inoculation et conditions d'alimentation du digesteur

L'inoculum provient d'une station d'épuration urbaine, de type «fosse septique». Il est composé de boues granulaires et floculentes ainsi que de substrat résiduel (eaux d'égouts), dans les proportions 4/2/4 (v/v/v) déterminées par décantation dans un cône Imhoff. L'inoculation du

(1) Unité de transformation par voie humide du café cerise en café parche sec.

(2) *Uplow Anaerobic Sludge Blanket*.

digesteur a été réalisée en deux étapes. La première, effectuée en février 1992, a été suivie d'une courte période d'adaptation (trois semaines), très perturbée, principalement par des problèmes d'acidification et de lessivage des boues. En décembre 1992, au début de la récolte, un complément de 750 l d'inoculum de même origine a été apporté.

Durant la phase d'adaptation de deux semaines, le réacteur a été directement alimenté par des eaux résiduaires de café, mais avec des charges organiques faibles (1 000 mg de DCO/l), et un temps de rétention hydraulique (TRH) de ± 48 heures. Après la phase d'adaptation, la charge organique entrant dans le digesteur a été progressivement augmentée, avec un influent de plus en plus concentré.

Le digesteur, isolé par une couche de 2 cm de polystyrène et enterré, fonctionne donc à la température de l'influent, maintenue constante à ± 20 °C.

Choix des paramètres pour l'évaluation technique du système

Le rendement de dépollution, ou efficacité du procédé, est le principal critère d'évaluation choisi. Il représente la diminution relative de la charge organique entre influent et effluent de l'élément du système considéré. Un problème de flux n'a pas permis de calculer avec exactitude le TRH. Cependant, lorsque tous les résultats de la période d'évaluation sont pris en compte, on peut déterminer un TRH moyen de trois jours, ce qui correspond à un taux de dilution de $0,33 \text{ j}^{-1}$. Deux autres paramètres ont été considérés :

- la quantité d'acides gras volatils (AGV) dans l'influent et l'effluent, une fois par jour ;
- les quantités et composition du biogaz produit, une fois par semaine.

Les méthodes d'analyse chimique sont celles définies par la SEDUE⁽³⁾ (méthodes identiques à celles des Etats-Unis : *Standard Methods for Examination of Water and Waste Water, American Public Health Association*), sauf pour la composition du biogaz, déterminée en le faisant buller à travers une solution de NaOH à 1 % (p/p) afin d'absorber le CO₂ dissous. Le volume restant correspond à du méthane, la proportion en autres gaz étant infime (< 1 %, Orozco *et al.*, 1992).

(3) Equivalent mexicain du ministère de l'Environnement et de l'Urbanisme français, aujourd'hui disparu.

Cette mesure est faite à température ambiante (± 20 °C).

Résultats

Les rôles du bassin de stockage

En plus des fonctions de régulation et de stockage des eaux résiduaires du *beneficio*, ce bassin joue deux autres rôles importants :

- un rôle de dépollution physique. Par les effets conjugués de la sédimentation des particules les plus denses et du flottement des plus légères (pour former une nappe en surface), la charge moyenne des eaux résiduaires (5 500 à 6 000 mg de DCO/l) diminue en quelques heures d'environ 30 %. Ces phénomènes peuvent être considérablement augmentés si l'on ajoute de la chaux ou tout autre alcalinisant ;
- un rôle de dépollution biologique. Dans ce bassin, la digestion anaérobie commence par l'hydrolyse des molécules complexes qui composent l'influent, en monomères directement métabolisables par les bactéries acidogènes. Lorsque le TRH du bassin est suffisant, l'acidification débute également : les bactéries acidogènes transforment les monomères en AGV (eux-mêmes substrat des bactéries acétogènes). Ainsi, on considère qu'avec un pH légèrement acide (5 à 6) et suffisamment d'alcalinité, conditions qui peuvent être atteintes en ajoutant un alcalinisant comme la soude, l'efficacité journalière due à cette forte activité microbologique atteint 6 %.

Pour optimiser le traitement, ce bassin de stockage devrait être conçu comme un véritable bassin de sédimentation, dont les dimensions seraient déterminées de façon à obtenir un TRH propre d'au moins trois jours, et un écoulement pratiquement laminaire afin d'alimenter le réacteur avec un substrat déjà hydrolysé et acidifié. La composition de la DCO en sortie du bassin de stockage varie donc avec le TRH de ce dernier ; 20 à 80 % de la DCO soluble correspond aux AGV dosés selon que le TRH du bassin varie de 12 à 72 heures (Orozco *et al.*, 1992). A chaque meq d'AGV dosé dans l'influent d'un UASB correspond 75 mg de DCO. Le reste se compose essentiellement de sucres simples et d'acide galacturonique issus de l'hydrolyse des pectines (IRCC, 1992).

Fonctionnement du réacteur

Le réacteur ou digesteur anaérobie est la partie centrale du système de traitement. La majeure partie de la matière organique contenue dans les eaux à traiter s'y transforme et disparaît.

Rendement de dépollution ou efficacité du traitement

A cause de l'hétérogénéité, en quantité et en concentration, des eaux résiduaires du *beneficio*, l'efficacité a été calculée avec une moyenne sur trois jours des DCO en entrée et des DCO en sortie, afin d'atténuer les valeurs extrêmes instantanées. Ainsi, l'efficacité d'un jour *x* est calculée en prenant la moyenne des DCO de l'influent (non filtré) du jour choisi et des deux précédents (DCO entrée), à laquelle on retire la moyenne des DCO de l'effluent (non filtré) de ce même jour et des deux suivants (DCO sortie). En divisant ce résultat par la DCO entrée, on obtient la courbe du rendement de dépollution (figure 1).

On distingue trois périodes :

- une phase d'adaptation : après 26 jours environ, une efficacité maximale d'un peu plus de 70 % est atteinte avec des charges assez faibles (de l'ordre de 0,5 à 1 kg de DCO/m³ de réacteur/j) ;
- la seconde période se caractérise par de petites erreurs d'opération qui se sont traduites par de brusques variations de l'efficacité. Par exemple, la chute enregistrée au début de cette période est due à une surcharge (évaluée à ± 4 kg de DCO/m³ de réacteur/j) ; trois jours de fermeture ont été nécessaires pour retrouver une efficacité normale. Le digesteur a ensuite été alimenté avec des charges fluctuant entre 1,5 et 2,5 kg de DCO/m³/j. L'efficacité s'est alors maintenue entre 60 et 70 %, diminuant jusqu'à 50 % quand la charge était trop élevée.

En considérant ces deux premières périodes, une régression linéaire a été réalisée sur les 57 premiers jours, laps de temps durant lequel on a pu calculer une augmentation moyenne journalière de 0,46 %, avec un coefficient de régression (R²) de 0,57. Les valeurs extrêmes sont dues aux brusques fluctuations de la charge instantanée de l'influent qui résultent de l'incapacité à contrôler le flux ;

- la troisième et dernière période correspond à un fonctionnement du digesteur proche des conditions limites de cette première campagne. Il a été alimenté avec des charges oscillant entre 3 et 3,5 kg de DCO/m³/j. Dès lors, une légère

Figure 1.
Evolution du rendement de dépollution.
Evolución del rendimiento de descontaminación.

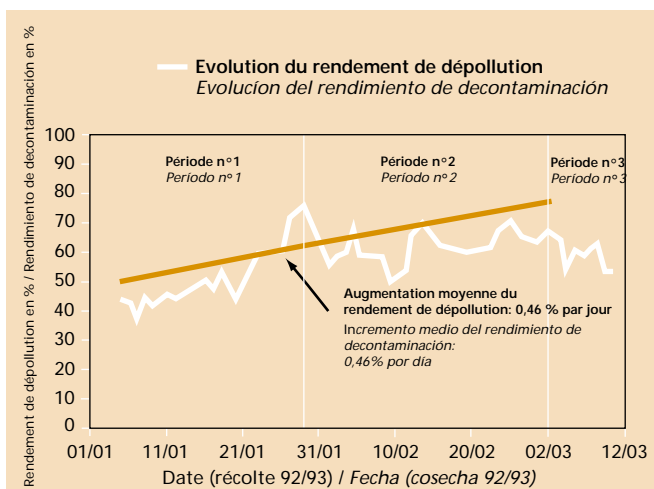


Figure 2.
Comparaison des acides gras volatils (AGV) et de la demande chimique en oxygène (DCO) dans l'effluent.
Comparación de ácidos grasos volátiles (AGV) y demanda química de oxígeno (DCO) en el efluente.

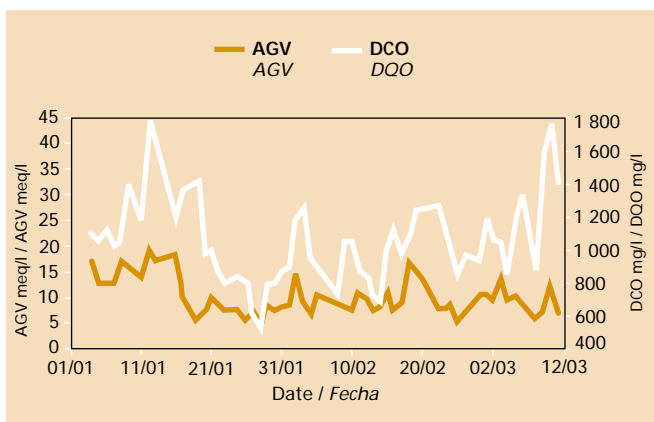
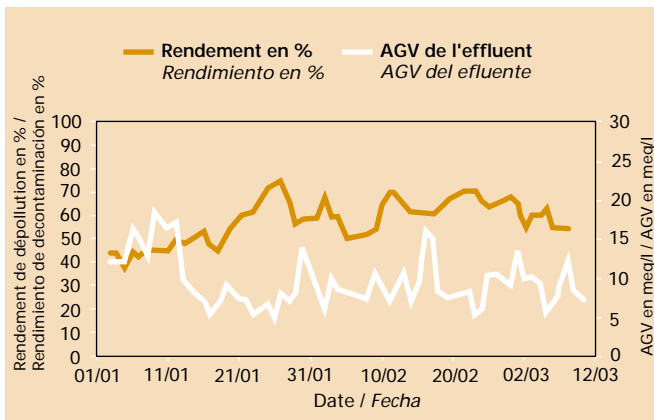


Figure 3.
Comparaison des variations du rendement de dépollution et des acides gras volatils (AGV) de l'effluent.
Comparación de las variaciones del rendimiento de descontaminación y de ácidos grasos volátiles (AGV) del efluente.



diminution du rendement d'épuration a pu être observée. Quelques impuretés (résidus de matière organique indigestible, boues), apparaissent dans l'effluent, augmentant sa DCO (figure 2), et donc diminuant l'efficacité apparente du traitement.

Relation AGV/ DCO

La figure 2 montre que les concentrations de l'effluent en AGV et en DCO évoluent de la même manière. Un pic d'AGV précède de peu son correspondant en DCO.

Le laps de temps qui s'écoule entre les deux dépend du TRH.

Le digesteur a été alimenté afin d'obtenir un TRH moyen de trois jours, mais celui-ci n'a pu être maintenu constant car la régulation de la charge journalière entrant dans le réacteur s'est faite en ajustant le flux. Ainsi, le TRH diminue quand la charge de l'effluent est faible et augmente avec un effluent concentré. Donc, avec un TRH long, le pic d'AGV apparaît bien avant celui de la DCO (à la fin de la récolte par exemple, lorsque le

digesteur a été alimenté par des eaux résiduaires concentrées). Au contraire, au début de la saison, le digesteur épurait un influent dilué, avec un TRH court, ce qui explique que les pics d'AGV et de DCO étaient pratiquement ou totalement en phase. De manière générale, le fonctionnement correct du réacteur peut être contrôlé par des mesures fréquentes et régulières de la concentration de l'effluent en AGV. Cette mesure peut, à elle seule, servir à piloter automatiquement le système si la charge organique de l'influent est précisément connue et lorsque le flux d'alimentation se régule instantanément (Moletta, 1993).

La figure 3 présente les variations de l'efficacité et de la concentration de l'effluent en AGV. Pour comparer ces deux variables dans des conditions identiques, on calcule une valeur moyenne sur trois jours pour la concentration en AGV. On peut noter que les deux courbes varient inversement. Il a été calculé un coefficient de corrélation négatif de -0,54 entre ces deux variables, ce qui signifie qu'un peu plus de 25 % des variations de l'efficacité peuvent être expliquées par celles de la concentration de l'effluent en AGV.

Production de biogaz

La production de biogaz varie avec l'efficacité et avec la charge qui entre dans le digesteur. D'après les mesures réalisées, le réacteur produit un maximum de 7,7 m³ de biogaz par jour, c'est-à-dire 0,77 m³/m³ de réacteur/jour, ce qui correspond à l'épuration de 3 kg de DCO/m³ de réacteur/jour, avec une efficacité d'environ 70 %. La teneur du biogaz en méthane varie de 76 à 82 %, selon la charge et la température de l'influent.

Activité méthanogène des boues

Pour étudier la dynamique de production de biogaz à l'intérieur du digesteur, trois échantillons ont été pris en trois points distincts du réacteur, en fin de campagne (figure 4). Il faut cependant préciser que les boues du troisième échantillon étaient très diluées et mêlées à des résidus de matière organique non digérés et en suspension, accumulés avant le filtre. Le tableau résume les résultats obtenus.

Les échantillons 1 et 2 sont semblables. Le troisième diffère par sa faible concentration en solides volatils en suspension (SSV) car les boues sont très diluées, mais cet échantillon a une activité méthano-

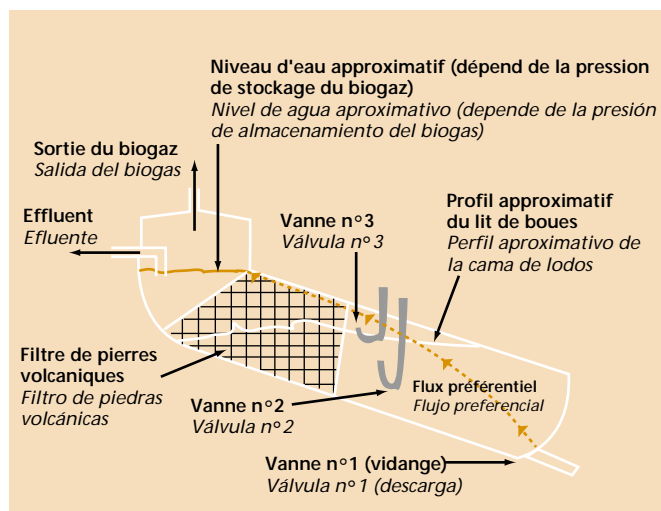


Figure 4. Zones d'échantillonnage dans le digesteur. Zonas de muestras en el digestor.

un TRH plus long que celui initialement prévu où l'influent, mélange de toutes les eaux résiduaires du *beneficio*, avait une DCO plus faible.

En outre, un influent de composition complexe, du type eaux résiduaires de café, ne se décompose pas uniquement en acétate, substrat principal des bactéries méthanogènes, mais aussi en propionate et butyrate, d'où la nécessité d'un TRH plus long. Dans l'effluent d'un réacteur qui fonctionne correctement, on ne doit pratiquement pas trouver ces deux derniers types d'AGV. Ils sont dégradés à l'intérieur du digesteur par des bactéries spécifiques, à condition de travailler avec un TRH suffisant. D'après Lin *et al.*, (1988), on peut obtenir une méthanogénèse normale avec des influents de 20 000 mg de DCO/l (ratio acétate/propionate/butyrate de 2 : 1 : 1, semblable à l'influent acidifié de Tlapexcatl) et avec un TRH de 2,91 jours.

Par ailleurs, lorsque le TRH est trop faible, un phénomène de lessivage des boues apparaît, comme ici, en fin de saison, quand le taux de dilution a été augmenté. En effet, la conception du digesteur (incliné à 20°) semble gêner la décantation des boues. De plus, tout au long de la saison, les boues et autres solides en suspension s'accumulent juste avant le filtre de pierres volcaniques et sont entraînés vers la sortie par les volumineuses bulles de biogaz. Cette perte de solides en suspension dans l'effluent est, bien sûr, à l'origine de la baisse du rendement d'épuration observé en fin de saison, puisque le calcul prend en compte les eaux d'entrée et de sortie non filtrées. Mais, à la diminution de l'efficacité, s'ajoute une perte de bactéries actives qui pourraient être récupérées en installant un décanteur à la sortie du digesteur ; celui-ci permettrait aussi de remettre en circuit une certaine partie (à déterminer) de l'effluent. Cela permettrait aussi de travailler avec des flux plus élevés tout en profitant de la forte alcalinité de l'effluent pour neutraliser, au moins partiellement, les eaux d'entrée.

pH et alcalinité de l'influent : les clefs d'un traitement efficace

Le contrôle du pH est l'autre point crucial du bon fonctionnement du système. À la sortie du *beneficio*, les eaux résiduaires ont un pH moyen de 6, mais ce pH baisse très rapidement avec les processus d'hydrolyse et d'acidification qui ont lieu dans le bassin de stockage. Toute

Tableau. Activité méthanogénique des boues. / Actividad metanogénica de los lodos.

	SSV g/l SSV g/l	mmol CH ₄ /h/l phase gazeuse mmol CH ₄ /h/l fase gaseosa	mmol CH ₄ /h/l phase liquide mmol CH ₄ /h/l fase liquido
Vanne 1 / Válvula 1	0,15	0,105	1,20
Vanne 2 / Válvula 2	0,14	0,096	1,31
Vanne 3 / Válvula 3	0,03	0,101	5,76

gène spécifique presque cinq fois plus élevée que les autres. Cela s'explique par la position inclinée du réacteur : dans cette partie, juste avant le filtre, le substrat se diffuse mieux et la production de biogaz favorise une meilleure expansion des boues. Les bulles de biogaz, formées dans la partie basse, montent verticalement jusqu'à la paroi supérieure du réacteur qu'elles suivent jusqu'à rencontrer le support poreux du filtre et le traverser. Par ailleurs, lorsqu'elles entrent dans le digesteur, les eaux résiduaires ont déjà subi l'étape d'hydrolyse et l'acidogénèse est bien entamée. Dans la première partie du réacteur, l'acidogénèse prend fin, et les étapes d'acétogénèse et de méthanogénèse se mettent en place. Ainsi, l'échantillon 3 contient un substrat déjà très dégradé, ce qui favorise l'activité méthanogène.

Discussion

Le contrôle de la charge organique et du TRH

Ces deux paramètres, essentiels pour optimiser les performances du digesteur, sont liés et dépendent de quatre facteurs :

- la concentration de l'influent en matière organique (DCO) ;
- la composition de cette même matière

organique, qui sera beaucoup plus rapidement méthanisée si elle est constituée d'AGV ou de monomères, que si elle est formée de molécules plus complexes ;

- la régulation du flux. Il est, en effet, indispensable de connaître exactement la quantité de substrat qui entre dans le réacteur pour calculer la charge appliquée en mesurant la DCO. Dans le cas du réacteur Tlapexcatl, toute l'alimentation se fait par gravité ; les 70 cm de dénivelé existant entre le réservoir d'alimentation et la sortie du réacteur ne sont pas suffisants pour garantir un flux constant ;
- la proportion volumétrique boues/substrat dont dépendra finalement la charge journalière admissible. D'après Moletta *et al.*, (1986) avec un ratio boues/substrat de 88/12, environ 27 heures sont nécessaires pour atteindre la phase stationnaire de production de biogaz. Si ce ratio tombe à 80/20, il faut alors 55 heures pour arriver au même résultat.

Ainsi, dans le plan réalisé par Violle *et al.*, 1995, il était proposé de travailler avec un TRH d'un jour. Il s'est finalement avéré, que, dans les conditions d'opération actuelles, ce TRH est de \pm trois jours car les eaux de dépulpage et de premier lavage (les plus concentrées en DCO) sont traitées en priorité. On obtient donc

l'alcalinité naturellement présente dans l'eau est donc très vite consommée. Normalement, un digesteur anaérobie fonctionne avec un influent à pH 6,5 - 7. Pour épurer les eaux de café, il faudrait donc ajouter de grandes quantités d'alcalinisant, ce qui conduirait à des coûts d'opération prohibitifs. Par ailleurs, il existe des réacteurs qui travaillent avec des substrats très acides (Moletta *et al.*, 1986), mais en *batch* et avec un ratio boues/substrat élevé, ce qui signifie, pour un réacteur fonctionnant en continu, un TRH beaucoup plus long. Le problème ici est l'inhibition de la méthanogenèse par les AGV non ionisés à cause d'un pH faible. La méthanogenèse est alors plus longue. Cependant, si le ratio boues/substrat est élevé, la forte alcalinité naturellement produite dans le réacteur suffit à neutraliser rapidement l'influent, et permet d'obtenir une acetogenèse et une méthanogenèse normales.

Dans le cas du digesteur Tlapexcatl, la neutralisation de l'influent, bien qu'elle ne soit que partielle, permet la réalisation de l'étape d'acidification dans le bassin de stockage. Il a été décidé de faire fonctionner le digesteur à un pH maintenu aux alentours de 5 à 5,5. La neutralisation s'est faite à la soude et non à la chaux pour éviter que le réacteur ne se remplisse de matière inorganique (CaCO₃).

Conclusion

L'installation de cette unité pilote de traitement des eaux résiduaires de café a

permis d'expérimenter une nouvelle alternative au problème de contamination généré par l'agro-industrie du café. Avec un coût d'installation raisonnable et compatible avec les exigences économiques des *beneficios*, le rendement d'épuration atteint, après une seule saison d'utilisation, 70 % pour le seul réacteur et 85 % en tenant compte du système dans son intégralité, c'est-à-dire avec le bassin de stockage, pour un TRH total de six jours. Cependant, le digesteur a été conçu pour traiter toutes les eaux résiduaires d'un *beneficio* ne consommant que deux litres d'eau par kg de cerises transformées. Actuellement, le *beneficio* Tlapexcatl en utilise en moyenne 8 l/kg, ce qui explique que le système installé ne puisse pas traiter plus du quart de sa production totale en eaux usées.

D'après les résultats obtenus durant cette première saison de fonctionnement, il semble qu'un système intégré de traitement des eaux résiduaires de café type Tlapexcatl puisse parvenir à une efficacité totale de 85 %. En ajoutant le dernier élément pour la prochaine saison (un filtre aérobie à la suite du réacteur), les 95 % d'efficacité globale du système devraient pouvoir être atteints, conformément à l'objectif initial. ■

Remerciements : nous tenons à remercier spécialement le Dr O. Monroy de l'UAM-Iztapalapa, ainsi que tout le personnel de son laboratoire pour leur précieuse collaboration.

Bibliographie / Bibliografía

- BAILLY H., SALLÉE B., GARCIA G.S., 1992. - Projet de traitement des eaux résiduaires d'usines de transformation du café par voie humide. I. Diagnostic de la pollution. *Café Cacao* Thé 36 (2) : 129-136.
- CASTILLO M., BAILLY H., VIOLLE P., POMMARES P., SALLÉE B., 1993. Traitement des eaux résiduaires d'usines de transformation du café par voie humide. Analyse d'un projet pilote dans la région Xalapa-Coatepec (Mexique). *In*: XV^e colloque scientifique international sur le café, Montpellier, France, 6-11 juin 1993. Vevey, Suisse, ASIC, p. 370-379.
- INSTITUT DE RECHERCHES DU CAFÉ, DU CACAO ET AUTRES PLANTES STIMULANTES, 1992. Stage de formation théorique et pratique sur le café. Montpellier, France, IRCC, 120 p.
- LIN C.Y., SATO K., NOIKE T., MATSUMOTO J., 1988. Methanogenic digestion using mixed substrate of acetic, propionic and butyric acids. *Water Res.* 20 (3) : 385-394.
- MOLETTA R., VERRIER D., ALBAGNAC G., 1986. Dynamic modelling of anaerobic digestion. *Water Res.* 20 (4) : 427-434.
- MOLETTA R., 1993. La digestion anaérobie : du plus petit au plus grand. *Biofutur* (119) : 16-25.
- OROZCO S.C., CANTARERO P.V.R., RODRIGUEZ M.J.F., 1992. Tratamiento anaeróbico de las aguas mieles de café. *Manuel de referencia*. San José, Costa Rica, PEICCE, 66 p.
- VIOLLE P., POMMARES P., VIVIER D., CASTILLO M.F., SALLÉE B., 1995. Tlapexcatl, unité pilote d'épuration des eaux résiduaires d'une usine à café au Mexique. I. Construction. *Plantations, recherche, développement* 2, 3 : 35-44.

Tlapexcatl, planta piloto de tratamiento de las aguas residuales de un beneficio de café en México

II. Funcionamiento

Pommarès P.¹, Sallée B.²

1 MAE/CIRAD, México

2 CIRAD-CP, I.I.C.A. Apartado 01-78 San Salvador, El Salvador C.A.

El diagnóstico de contaminación de las aguas residuales provenientes de beneficios de transformación del café por vía húmeda (Bailly *et al.*, 1992) condujo a la construcción de la planta depuradora piloto Tlapexcatl (Violle *et al.*, 1995). Después de una temporada de funcionamiento que corresponde a una cosecha (unos tres meses), se pueden esbozar la estimación técnica del sistema implantado. Se analizan los resultados técnicos del sistema de tratamiento en su totalidad y las del digestor anaerobio.

Condiciones experimentales

El sustrato: las aguas residuales del beneficio

La transformación del café cereza en café pergamino genera una contaminación orgánica, ácida y constituida de elementos disueltos. El sistema Tlapexcatl (Bailly *et al.*, 1992) fue diseñado para procesar todas las aguas residuales de un beneficio remodelado para ahorrar agua (consumo medio de 2 l/kg de café cereza). Ahora, el beneficio Tlapexcatl utiliza unos 8 l/kg de café cereza, cuya carga orgánica media, expresada en demanda química de oxígeno (DQO), es de 3,000 mg de O₂/litro (Castillo *et al.*, 1993). Sin embargo, solo se tratarán las aguas de despulpado, de primer y segundo lavado, lo que da una carga orgánica media de 5,000 a 6,000 mg de O₂ por litro a la entrada del tanque de almacenamiento.

El sistema de tratamiento Tlapexcatl

La planta depuradora piloto de tratamiento fue construida en el beneficio Tlapexcatl (Violle *et al.*, 1995). El sistema se compone de tres elementos: un tanque de almacenamiento/decantación, un digestor o reactor anaerobio híbrido y un filtro aerobio de pulimento. El reactor ($V_{\text{Total}} = 13 \text{ m}^3$, $V_{\text{Uti}} = 10 \text{ m}^3$) constituye la parte central del sistema, en torno al cual se articulan todos los demás elementos. Está compuesto de dos partes separadas por una parrilla porosa: un lecho de lodos de tipo UASB⁽¹⁾ en la parte baja, y un filtro anaerobio en la parte alta ($\pm 1/3$ del volumen total, o sea 4 m³), formado por piedras volcánicas.

(1) *Upflow Anaerobic Sludge Blanket*

(2) Equivalente mexicano de la Secretaria francesa del Medio Ambiente y del Urbanismo, hoy desaparecido

Inoculación y condiciones de alimentación del digestor

El inóculo proviene de una planta depuradora urbana, tipo "fosa séptica". Se compone de lodos granulares y floculentos así como de sustrato residual (aguas negras urbanas) según las proporciones 4/2/4 (v/v/v), determinadas por decantación en un cono Imhoff. La inoculación del digestor se hizo en dos etapas. La primera se realizó en febrero de 1992 y fue seguida de una corta fase de arranque (tres semanas) muy trastornada por problemas de acidificación y de lixiviación de lodos. A principios de cosecha, en diciembre 1992, fue reinoculado con 750 litros adicionales de lodos de la misma fuente.

Durante la corta fase de arranque de dos semanas, el reactor fue directamente alimentado con aguas residuales de café, pero con cargas orgánicas reducidas (1,000 mg de DQO/l), y un tiempo de retención hidráulica (TRH) de ± 48 horas. Después de la fase de arranque, la carga orgánica que entra en el digestor fue paulatinamente aumentada, con un afluente cada vez más concentrado.

El digestor, aislado con una capa de 2 cm de poliestireno y enterrado, funciona pues a la temperatura del afluente, mantenida constante a ± 20 °C.

Selección de parámetros para la evaluación técnica del sistema

El rendimiento de descontaminación o eficiencia del procedimiento es el principal criterio de evaluación elegido. Representa la disminución relativa de la carga orgánica entre afluente y efluente del elemento del sistema estudiado. Un problema de flujo impidió determinar con exactitud el TRH. Sin embargo, al considerar todos los resultados del período de evaluación, se puede determinar un TRH medio de tres días, lo que corresponde a una tasa de dilución de 0.33 d⁻¹. Otros dos parámetros fueron tomados en cuenta:

- se midieron diariamente la cantidad de ácidos grasos volátiles (AGV) en el afluente y en el efluente;
- las cantidades y calidad del biogás producido, una vez por semana.

Los métodos de análisis químicos son los definidos por la SEDUE⁽²⁾ (métodos idénticos a los de Estados Unidos: *Standard Methods for Examination of Water and Waste Water - American Public*

Health Association), excepto para la composición del biogás determinado al hacerlo burbujear a través de una solución de NaOH al 1 % (p/p) para absorber el CO₂ disuelto. El volumen quedando corresponde a metano, ya que la proporción entre otros gases es mínima (< 1 %, Orozco *et al.*, 1992). Esta medida se realizó a temperatura ambiente (± 20 °C).

Resultados

El papel del tanque de almacenamiento
Además de sus funciones de regulación y de almacenamiento de las aguas residuales del beneficio, este tanque desempeña otros dos papeles importantes:

- un papel de descontaminación física: por medio de los efectos conjugados de la sedimentación de las partículas más pesadas y de la flotación de las más ligeras (para formar una nata en la superficie), la carga media de las aguas residuales (5,500 a 6,000 mg DQO/l) se reduce en algunas horas de aproximadamente el 30 %. Estos fenómenos pueden ser considerablemente aumentados al agregar cal o cualquier otro alcalinizante;
- un papel de descontaminación biológica: en este tanque empieza la primera fase de la digestión anaerobia, mediante la hidrólisis de las moléculas complejas que componen el afluente, en monómeros directamente metabolizables por las bacterias acidogénicas. Cuando el tiempo de retención del tanque es suficiente, también se inicia el proceso de acidificación: las bacterias acidogénicas van a transformar los monómeros en AGV (ellos mismos sustrato de las bacterias acetogénicas). Así, se considera que con un pH ligeramente ácido (5 a 6) y la cantidad suficiente de alcalinidad, condiciones a las cuales se puede llegar agregando alcalinizantes como sosa, alcanza el 6 % la eficiencia diaria, debida a esta fuerte actividad microbiológica.

Para optimizar el tratamiento, este tanque de almacenamiento debería ser diseñado como un verdadero tanque de sedimentación cuyas dimensiones serían determinadas de manera a tener un TRH propio de por lo menos tres días y un derrame casi laminar, de modo que se alimente el reactor con un sustrato ya hidrolizado y acidificado. La composición de la DQO a la salida del tanque de almacenamiento fluctúa con el TRH de éste último; del 20 al

80 % de la DQO soluble corresponde a los AGV dosificados según que el TRH del tanque varíe de 12 a 72 horas. A cada meq de AGV presente en el afluente de un reactor UASB corresponde 75 mg de DQO, (Orozco *et al.*, 1992). Lo demás se compone principalmente de azúcares simples y ácidos galacturónicos que provienen de la hidrólisis de las pectinas (IRCC, 1992).

Funcionamiento del reactor

El reactor o digestor anaerobio es la parte central del sistema de tratamiento. La mayor parte de la materia orgánica contenida en las aguas por tratar, aquí se transforman y desaparecen.

Rendimiento de descontaminación o eficiencia del tratamiento

Debido a la heterogeneidad, en cantidad de concentración de las aguas residuales del beneficio, se cálculo sobre un promedio de tres días de las DQO en entrada y de las DQO en salida, con el fin de atenuar los valores instantáneos extremos. Así, la eficiencia de un día x , se calcula tomando el promedio de las DQO del afluente (no filtrado) del día escogido y de los dos anteriores (DQO entrada), a la cual retiramos el promedio de las DQO del efluente (no filtrado) del mismo día y de los dos siguientes (DQO salida). Al dividir este resultado entre la DQO de la entrada, se obtiene la curva de rendimiento de descontaminación (figura 1).

Se distinguen tres períodos:

- una fase de arranque: después de unos 26 días se alcanzó una eficiencia máxima de un poco más del 70 %, pero con cargas bastante reducidas (del orden de 0.5 a 1 kg de DQO/m³ de reactor/día);
- el segundo periodo se caracteriza por pequeños errores de operación que se tradujeron por bruscas variaciones de la eficiencia. Por ejemplo, la disminución registrada al principio de este período es debida a una sobrecarga (evaluada a ± 4 kg de DQO/m³ de reactor/día); se tuvo que cerrar tres días el reactor para recuperar una eficiencia normal. Luego, se trabajó con cargas fluctuando entre 1.5 y 2.5 kg de DQO/m³/día. La eficiencia se mantuvo entonces entre el 60 y el 70 % disminuyendo hasta el 50 % cuando la carga era demasiado alta.

Considerando estos dos períodos, se hizo una regresión lineal sobre los 57 primeros días, tiempo durante el cual se pudo calcular un incremento medio de la eficiencia diaria del 0.46 %, con un coeficiente de regresión (R^2) de 0.57. Los valores extremos son debidos a las fluctuaciones bruscas de la carga instantánea del influente, que resulta de la incapacidad a controlar el flujo;

- el tercero y último periodo corresponde a un funcionamiento del digestor parecido a las condiciones límites de esta primera cosecha. Se alimentó con cargas que oscilan entre 3 y 3.5 kg de DQO/m³/día. Se observó desde entonces una ligera disminución del rendimiento de depuración. Algunas impurezas (residuos de materia

orgánica indigerible, lodos) se encontraron en el efluente, lo que hizo aumentar su DQO (figura 2) y por consecuencia, disminuir la aparente eficiencia del tratamiento.

Relación AGV/DQO

La figura 2, señala que las concentraciones del efluente en AGV y en DQO evolucionan de la misma manera. Un pico de AGV precede por poco su correspondiente en DQO. El tiempo que los separa depende del TRH.

Se alimentó el digestor para obtener un TRH medio de tres días, pero este no pudo ser mantenido constante porque la regulación de la carga diaria que entra en el reactor se hizo ajustando el flujo. Así, el TRH disminuye cuando la carga del afluente resulta reducida y aumenta con un efluente concentrado. Entonces, con un TRH largo, el pico de AGV aparece mucho antes que el de la DQO (al terminarse la cosecha por ejemplo, cuando se alimentó el digestor por medio de las aguas residuales concentradas). Al contrario, al empezar la temporada, el digestor procesaba un afluente diluido, con un TRH bajo, lo que explica que los picos de AGV y DQO coincidan o casi. De manera general, el buen funcionamiento del digestor puede ser controlado al medir frecuente y regularmente la concentración del efluente de AGV. Esta medición puede, por si sola, servir para manejar automáticamente el sistema si se conoce con precisión la carga orgánica del afluente y si se puede ajustar instantáneamente el flujo de alimentación (Moletta, 1993).

La figura 3 presenta las evoluciones de la eficiencia y de la concentración del efluente de AGV. Para comparar estas dos variables en condiciones idénticas, se calcula también un valor medio, sobre tres días para la concentración de AGV. Se puede notar que las dos curvas siguen variaciones inversas. Se calculó un coeficiente de correlación negativo entre estas dos variables de - 0.54, lo que significa que un poco más del 25 % de las variaciones de la eficiencia pueden explicarse por las de la concentración de AGV.

Producción de biogás

La producción de biogás fluctúa con la eficiencia y con la carga que está entrando en el digestor. De acuerdo con las observaciones realizadas, se llegó a una producción máxima de 7.7 m³ de biogás por día, a saber 0.77 m³/m³ de reactor/día, lo que corresponde al proceso de 3 kg de DQO/m³ de reactor/día, con una eficiencia de aproximadamente el 70 %. El contenido de metano del biogás fluctúa entre el 76 y el 82 % según la carga y la temperatura del afluente.

Actividad metanogénica de los lodos

Para estudiar la dinámica de la producción de biogás adentro del digestor, se tomaron tres muestras en tres puntos distintos del reactor al terminarse la cosecha (figura 4). No obstante, hay que precisar que los lodos de la tercera muestra estaban muy diluidos y mezclados con residuos de materia orgánica no digerida y en suspensión, acumulados antes del filtro. La tabla resume los resultados logrados.

Las muestras 1 y 2 son similares. La muestra 3 es diferente por su concentración de sólidos suspendidos volátiles (SSV) puesto que los lodos se hallan muy diluidos, pero esta muestra tiene una actividad metanogénica específica casi 5 veces más alta que las demás. Lo que se explica por el diseño inclinado del reactor: en esta parte, justo antes del filtro, hay una mejor circulación del sustrato y la producción de biogás favorece una mejor expansión de los lodos. Las burbujas de biogás formadas en la parte baja, suben verticalmente hacia la pared superior del reactor, que siguen hasta encontrar el soporte poroso del filtro y atravesarlo. Por otra parte, cuando las aguas residuales entran en el digestor, han pasado ya por la fase de hidrólisis y la acidogénesis ya empezó. En la primera parte del reactor, se termina la acidogénesis y se implantan las etapas de acetogénesis y metanogénesis. Así, la muestra tres contiene un sustrato ya muy digerido, lo que favorece la metanogénesis.

Discusión

El control de la carga orgánica y del TRH

Estos dos parámetros, esenciales para optimizar los resultados del digestor están vinculados y dependen de cuatro factores:

- la concentración del afluente en materia orgánica (DCO),
- la composición de esta misma carga orgánica, que se va a degradar mucho más rápido si está constituida de AGV o de monómeros, que si está constituida de moléculas más complejas,
- la regulación del flujo: es indispensable conocer exactamente la cantidad de sustrato que entra en el reactor para calcular la carga aplicada midiendo la DQO. En el caso del reactor Tlapexcatl, toda la alimentación se hace por gravedad; los 70 cm de desnivel que existen entre el tanque regulador y la salida del reactor no son suficientes para garantizar un flujo constante,
- la proporción volumétrica lodos/sustrato de la cual va a depender finalmente la carga diaria admisible. Según Moletta *et al.*, (1986), con una relación lodos/sustrato de 88/12, se necesitan unas 27 horas para llegar a la fase estacionaria de producción de biogás. Si esta relación baja a 80/20, se requerirán 55 horas para lograr el mismo resultado.

Así, en el diseño realizado por Violle *et al.*, (1995) se propuso trabajar con un TRH de un día. Se comprobó finalmente que mediante las condiciones de operación actuales, este TRH es de \pm tres días, debido a que las aguas de despulpado y de primer lavado (las más concentradas en DQO) se procesan con prioridad. Se obtiene entonces un TRH más largo que lo que se había previsto anteriormente, cuando el efluente, mezcla de todas las aguas residuales del beneficio, tenían una DQO más bajo.

Además, un efluente de composición compleja, como el de las aguas residuales de café, no se descom-

pone solamente en acetato, sustrato principal de las bacterias metanogénicas, sino también en propionato y butirato, por lo cual se necesita un TRH más largo. Dentro del efluente de un reactor que funciona correctamente, no se debe encontrar estas dos últimas especies de AGV. Están digeridos dentro del digestor por bacterias específicas, si se trabaja con un TRH suficiente. Según Lin *et al.*, (1988), se puede obtener una metanogénesis normal con efluentes de 20,000 mg de DQO/l (relación acetato/propionato/butirato de 2:1:1, parecido al efluente acidificado de Tlapexcatl) y con un TRH de 2.91 días.

Por otra parte, cuando el TRH es demasiado reducido, aparece un fenómeno de lixiviación de lodos, como en nuestro caso, al terminarse la cosecha, cuando se aumentó la tasa de dilución. En efecto, el diseño del digestor (inclinado a 20°) parece estorbar la decantación de lodos. Además, durante toda la cosecha, lodos así como otros sólidos suspendidos se acumulan justo antes del filtro de piedras volcánicas y están arrastradas hacia la salida por las voluminosas burbujas de biogás. Esta pérdida de sólidos suspendidos en el efluente causa por supuesto, la baja de rendimiento de depuración observada al terminarse la cosecha, puesto que el cálculo toma en cuenta las aguas de entrada y de salida no filtradas. Pero, a la disminución de la eficiencia se añade también una pérdida de bacterias activas que podrían ser recuperadas al instalar un sedimentador a la salida del digestor. Éste permitiría además, recircular cierta parte (a determinar) del efluente. Se podría así trabajar con flujos más altos, a la par de aprovechar la fuerte alcalinidad del efluente para neutralizar por lo menos parcialmente las aguas de entrada.

pH y alcalinidad del afluente: las llaves de un tratamiento eficiente

El control del pH es el otro punto crucial del manejo del sistema. Cuando salen del beneficio, las aguas residuales tienen un pH medio de 6, pero este pH baja muy rápidamente con los procesos de hidrólisis y de acidificación que ocurren en el tanque de almacenamiento. Consumiéndose pues toda la alcalinidad naturalmente presente en el agua. Normalmente, un digestor anaerobio funciona con un afluente a pH 6.5 - 7. Para depurar las aguas de café, se necesitaría añadir grandes cantidades de alcalinizante lo que conduciría a costos de operación prohibitivos. Por otro lado, existen reactores que procesan mediante sustratos muy ácidos (Moletta *et al.*, 1986), pero en *batch* y con una relación lodos/sustrato alto, lo que significa, para un reactor funcionando en continuo, un TRH mucho más largo. El problema en este caso es la inhibición de la metanogénesis por los AGV no ionizados, por cuestión de pH bajo. La metanogénesis necesita en tal caso mucho más tiempo. Sin embargo, si el ratio lodos/sustrato está elevado, la fuerte alcalinidad naturalmente producida en el reactor resulta suficiente para neutralizar rápidamente el efluente y permitir unas acetogénesis y metanogénesis normales.

En el caso del digestor Tlapexcatl, la neutralización del efluente aunque sea parcial, permite que la etapa de acidificación tenga lugar en el tanque de almacenamiento. Se decidió manejar el reactor a un pH mantenido a eso de 5.0 - 5.5. Se realizó la neutralización con sosa y no con cal para evitar que el reactor se rellene de materia inorgánica (CaCO₃).

Conclusión

La instalación de esta planta piloto de tratamiento de las aguas residuales de café permitió experimentar una nueva alternativa al problema de contaminación generado por la agroindustria cafetalera. Con un costo de instalación razonable y compatible con las exigencias económicas de los beneficios, el rendimiento de depuración alcanza, al cabo de tan solo una temporada de utilización, el 70 % únicamente con el reactor y el 85 % al tomar en cuenta el sistema entero, a saber con el tanque de almacenamiento, para un TRH total de seis días. Sin embargo, el digestor fue diseñado para tratar todas las aguas residuales del beneficio con un consumo de tan solo 2 l/kg de cerezas transformadas. Actualmente, el beneficio Tlapexcatl tiene un consumo medio de 8 l/kg lo que explica que el sistema instalado no logre tratar más de una cuarta parte de su producción total de aguas residuales.

Según los resultados obtenidos durante esta primera temporada de operación, parece que un sistema integrado de tratamiento de las aguas residuales de café tipo Tlapexcatl pueda lograr una eficiencia total del 85 %. Al añadir el último elemento el próximo año, (el filtro aerobio después del reactor) se debería de llegar a los 95 % de eficiencia global del sistema, de acuerdo con el objetivo inicial. ■

Reconocimiento: queremos expresar nuestro más profundo reconocimiento al Dr. O. Monroy de la UAM-Iztapalapa, así como a todo el personal de su laboratorio por su apreciable colaboración.