

PULVERISATION DE BOUES GRANULAIRES TRAITANT DES EAUX USEES DE FROMAGERIE

Monroy O^{1.}, Fama G^{1.}, Laguna A^{1.}, Prunier S^{1,2.}, Macarie H^{1,2.}

¹Departamento de Biotecnología, Universidad Autónoma Metropolitana, A. P. 55-535, 09340 Iztapalapa, México D. F., Mexico, ² Institut Français de Recherche Scientifique pour le Développement en Coopération (ORSTOM)

Introduction.

Le traitement anaérobie des effluents de fromagerie n'est pas une nouveauté. Au moins 17 réacteurs de taille industrielle sont actuellement en fonctionnement dans le monde pour traiter ce type d'eau usée (Tableau 1). Tous les genres de digesteurs ont été appliqués en partant des réacteurs à faible charge (< 2 kg DCO/m³.d) jusqu'aux réacteurs à forte charge (2 à 15 kg DCO/m³.d). Dans cette dernière catégorie, suivant la tendance générale, ce sont les réacteurs UASB qui ont été les plus utilisés (60% des digesteurs à forte charge construits). Bien que les effluents de fromagerie soient facilement biodégradables et que des abattements de DCO très élevés aient été atteints (Tableau 1), des difficultés d'opération ont été rapportées aussi bien à l'échelle industrielle que pilote particulièrement pour les réacteurs UASB où des problèmes de granulation (absence de granulation des inocula non granulaires, dégranulation des inocula granulaires) ont été rencontrés (Carrozzi, 1993; Clark, 1988; Guiot *et al.*, 1996; Hickey *et al.*, 1991). Ces problèmes restent toutefois mal connus et des solutions générales n'ont pas encore été proposées. Au Mexique, un tel phénomène a été observé durant l'opération de 2 réacteurs UASB traitant les effluents de la fromagerie "Caperucita" dans l'état de Queretaro. En fait, une véritable pulvérisation de la boue a été obtenue, laquelle s'est traduite par une perte importante de biomasse à l'effluent entraînant une détérioration dramatique des performances épuratoires de la station. Dans cet article, nous nous proposons d'analyser les facteurs potentiellement responsables de la dégranulation de la biomasse et d'indiquer les opérations qui pourraient permettre de résoudre le problème.

Nature des eaux résiduaires de la "Caperucita" et description de la station d'épuration.

La fromagerie la "Caperucita" transforme 250 000 à 750 000 litres de lait par semaine, ce qui à raison de 9 litres de lait par kg de fromage correspond à une production de 28-84 tonnes de fromage par semaine. Les opérations de nettoyage correspondent à la source majoritaire d'eau résiduaire (160 m³) à laquelle il faut ajouter l'eau provenant des sanitaires et des douches du personnel (12 m³). Les eaux de nettoyage contiennent des détergents, des désinfectants ainsi que de l'acide phosphorique. L'eau usée résultant du mélange a la composition moyenne présentée dans le tableau 2. La DCO peut parfois augmenter de façon significative (jusqu'à 13 000 mg/l) lorsque le lactosérum s'acidifie et qu'il est déversé directement dans le réseau d'égout de l'usine.

Etant donné les caractéristiques de l'eau usée (concentrations en graisse et DCO élevées) et suite à des études de biodégradabilité réalisées à l'échelle du laboratoire, en 1993, la "Caperucita", afin d'atteindre les normes particulières de rejet qui lui étaient imposées par le gouvernement mexicain, décida la construction d'une station d'épuration constituée d'un prétraitement par flottation avec de l'air dissous (élimination des graisses) suivi d'un traitement secondaire par digestion anaérobie dans deux réacteurs UASB de 60 m³ de volume utile chacun (Figure 1). De façon plus détaillée, dans ce dispositif, l'eau usée provenant de l'usine passe successivement par un intercepteur de graisse (IG) dont le rôle est d'éliminer la graisse facilement séparable afin d'éviter son accumulation dans la tuyauterie puis, par un bassin d'homogénéisation (BH) agité avec 12 h de temps de rétention hydraulique et enfin par un traitement primaire de flottation par air dissous (DAF) au niveau duquel sont ajoutés du sulfate d'alumine (Al₂(SO₄)₃) ainsi qu'un polyélectrolyte de polyacrylamide, le Vistafloc 307 dont le rôle est de flocculer les graisses. Du NaOH est également ajouté à ce niveau afin de maintenir un pH optimum pour la floculation. Ce prétraitement élimine environ 97% des graisses, 64% de la DCO totale et 25% de la DCO soluble (tableau 2). La concentration résiduelle de phosphore, particulièrement celle de phosphate, reste toutefois très élevée et correspond à un rapport

Tableau 1. Expériences de traitement anaérobie dans l'industrie de fabrication du fromage

Type de réacteur	Vol m ³	So gDCO/l	Débit m ³ /d	Bv kgDCO/m ³ ·d	E % DCO	Localisation (date de construction)	Constructeur
RP ¹	450	37	1273	15	92	Canada, 1992	SNC
FA ²	84	-	-	13	-	Espagne, 1988	ENADIMSA
DSFF ³	110	-	-	11,8	90	France, 1987	Proserpol
UASB ⁴	500	8	720	11,4	-	USA, 1992	Biothane
FA ⁵	254	2,8	1000	11	75	France, 1986	Degremont
UASB ^{4,6}	500	3,0	1600	4,8	70	Allemagne, 1987	Biothane
UASB ⁷	2*590	5	2000	8,47	60-70	Hollande, 1992	Paques
UASB ⁴	400	2,3	1392	8,2	-	Canada, 1990	Biothane
UASB ⁴	260	14,5	2080	8	-	Chypre, 1992	Biothane
UASB ⁸	400	1,8	1500	7,5	85	Canada, 1984	Euroconsult
FA ⁹	0,6	5,0	0,72	6	> 85	Angleterre	Echelle pilote
PM ¹⁰	1110	65	26	1,6	80	Canada, 1984	Canviro
BVF ¹¹	39 300	25	1860	1,18	85	Australie, 1993	ADI
BVF ¹¹	7200	12	600	1	90	USA, 1996	ADI
BVF ¹¹	9470	12	680	0,87	75	USA, 1988	ADI
Lagune ¹²	4000	4,4	500	0,55	85	Mexico, 1992	UAM-I
BVF ¹¹	116 280	3,7	16 660	0,53	80	USA, 1988	ADI
BVF ^{11,13}	11 355	3,8	1136	0,38	87	USA, 1985	ADI

Guiot *et al.* (1995)¹, García-Buendía & Fernández (1988)², Camilleri (1988)³, liste de référence 1994 de Biothane⁴, 1993 de Degremont⁵, Carozzi (1993)⁶, liste de référence 1995 de Paques⁷, Samson *et al.* (1984)⁸, Kasapgil *et al.* (1994)⁹, Adams & Prairie (1988)¹⁰, liste de référence 1995 de ADI¹¹, Monroy *et al.* (1995)¹², Bough *et al.* (1987)¹³, So concentration en DCO de l'eau usée, Bv charge volumique, E% DCO abattement de DCO, RP réacteur à plateau, DSFF réacteur à film fixe et flux descendant, UASB réacteur à lit de boue et flux ascendant, FA Filtre anaérobie, PM parfaitement mélangé, BVF réacteur à lit de boue de faible charge.

Tableau 2. Composition de l'eau usée générée à la Caperucita avant et après prétraitement par flottation (*)

	Température °C	pH	huiles & graisses mg/l	DCO totale mg/l	DCO soluble mg/l	MES mg/l	N total mg/l	P total mg/l	PO ₄ ³⁻ mg/l
Effluent brut	24-29	5	1000	7784	3222	2100	-	88	-
Effluent après flottation	24-29	6,5	28	2780	2380	227	36	-	104

(*) MES: Matières en suspension

DCO/P qui est 4,3 fois plus élevé que celui requis pour la biodégradation (82 contre 350). L'effluent du DAF est alors dirigé vers une fosse de pompage (FP1) où il est mélangé avec les eaux des toilettes préalablement traitées dans des fosses septiques afin d'hydrolyser la matière fécale. Le débit provenant de la fosse de pompage est ensuite divisé entre les deux digesteurs (DA1, DA2). Ces derniers correspondent à des ouvrages préexistants modifiés de telle façon que l'eau pénètre par le fond et soit distribuée de façon homogène dans le lit de boue. Leur partie supérieure n'est pas équipée d'un système de séparation gaz-liquide-solide. A cause de cela, et afin de récupérer les solides sortant des digesteurs, l'effluent de chacun d'entre eux passe par un bassin de sédimentation (BS1 et BS2) avant d'arriver dans une même fosse de pompage (FP2). L'eau ainsi traitée est utilisée pour l'irrigation d'un terrain de 5 hectares propriété de la compagnie. Grâce au bassin d'homogénéisation, la station d'épuration fonctionne de façon continue 365 jours par an, 24 h par jour.

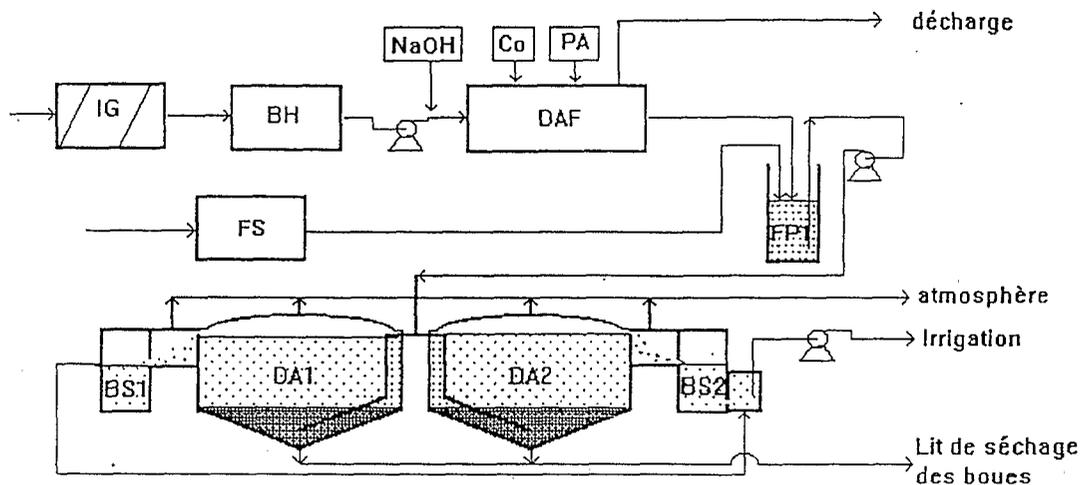


Figure 1. Schéma de la station d'épuration de la "Caperucita" (Co = coagulant)

Inoculation, conditions d'opération, performances épuratoires et évolution des boues des digesteurs de la station d'épuration.

En septembre 1994, chaque réacteur fut inoculé avec 10 m^3 (190 kg MVES = Matières Volatiles en Suspension) d'une boue granulaire provenant d'une lagune anaérobie à faible charge traitant un effluent similaire, celui de la fromagerie "El Sauz" (Tableau 1, Monroy *et al.*, 1995). Les principales caractéristiques de cette boue sont présentées dans le tableau 3. Jusqu'en janvier 1996, les deux digesteurs furent opérés de la même façon (Tableau 4). Rapidement après l'inoculation, à cause d'une augmentation de la DCO qui atteint les valeurs indiquées dans le tableau 2, mais également à cause d'une augmentation du volume d'eau produit (172 au lieu de $120 \text{ m}^3/\text{jour}$), les charges volumiques (B_v) appliquées aux réacteurs ont été supérieures à celles de "design" et le TRH a diminué (Tableau 4). Bien que la vitesse ascensionnelle correspondant à ces nouvelles conditions d'opération soit restée très faible, la mise en marche des digesteurs a été immédiatement suivie par une perte de biomasse à l'effluent de l'ordre de 260 mg MES/l (MES = Matières en suspension; Tableau 4). Cette perte de biomasse s'est associée à une détérioration de la capacité de sédimentation de la boue (la diminution de l'TVL pour DA2 en avril est liée à une minéralisation de la biomasse), elle même liée à une diminution de la taille des granules bactériens qui la composent. Par exemple, 19 mois après l'inoculation (avril 1996) la proportion de granules de plus de $0,6 \text{ mm}$ composant la boue du digesteur DA1 est passé de $51,5$ à $36,5\%$ des MVES (Tableau 3) ce qui correspond à une différence de 15% . Encore plus frappant est le fait que cette différence se retrouve presque intégralement dans l'augmentation du % de granules de plus petite taille ($< 0,23 \text{ mm}$) (Tableau 3). La perte de MES à l'effluent s'est bien entendu traduite par une diminution du volume de boue dans les digesteurs et en conséquence par le fait qu'ils aient été opérés à une charge massique (B_x) extrêmement élevée (Tableau 4). Le temps de résidence des solides (TRS) s'en est trouvé également fortement diminué ($9-13$ jours au lieu de 90 pour le "design"). Un suivi des acides gras volatils à l'entrée et à la sortie des digesteurs a indiqué qu'à ce TRS une rétention efficace des bactéries acétogènes ne pouvait être obtenue. En effet, les acides butyriques et propioniques qui représentent environ 45% de la DCO de l'eau usée ne sont pas

dégradés au cours de leur passage dans les réacteurs. Leur concentration augmente au contraire au cours du traitement anaérobie. Dans ces conditions, les performances épuratoires de la station se sont retrouvées limitées en dessous de 20% tant en ce qui concerne la DCO totale que la DCO soluble (tableau 4). Malgré la surcharge imposée au système, le pH et le potentiel rédox (POR) des boues de chaque digesteur se sont toujours maintenus à une valeur adéquate pour la méthanisation ($6,4 < \text{pH} < 7,4$; $\text{POR}_{\text{AgCl/Ag saturé}} < -330 \text{ mV}$).

Début février 1996, volontairement, le débit d'alimentation du digesteur DA2 a été ajusté à la valeur de "design". Depuis cette date, aucune amélioration des performances n'a pu être observée et la perte de biomasse a continué au même rythme (Tableau 4). De même, la granulométrie de la boue n'a pratiquement pas évolué (Tableau 3). L'absence de résultats semble venir du fait que l'activité spécifique de la boue de DA2 est très faible et que cette dernière est par conséquent incapable de prendre une charge massique de 1 kg DCO/kg VSS.jour (Tableau 3).

Tableau 3. Caractéristiques de la boue de "El Sauz" comparées à celles de la Caperucita après plus d'un an d'opération (*)

Boue	El Sauz	Caperucita		
	Septembre 1994	DA1 Avril 1996	DA2 Février 1996	DA2 Avril 1996
MVES (g/l)	19	17	20	25
MVES/MES (%)	46	50	20	18
IVL (ml/g MES)	29	119	60	27
Vitesse de sédimentation (m/h)	7,5		non mesurable	
Activité spécifique (g DCO/g MVES.jour)	0,14	0,07	-	0,11
Granulométrie				
Diamètre (D) des particules		% MVES		
D < 0,23	37	49	44	41
0,23 < D < 0,59	11,5	14,5	12,5	13
0,59 < D < 0,8	14	15,5	19,5	21,5
0,8 < D < 2	24	14	22	20
D > 2	13,5	7	2,5	4,5

(*) MES: Matières en suspension, MVES: Matières volatiles en suspension, IVL: Indice volumique.

Hypothèses liées au phénomène de dégranulation.

Très peu de raisons ont été avancées dans la littérature pour expliquer le problème de dégranulation rencontré avec certains effluents de fromagerie. Il semble même que ce problème puisse avoir été parfois sous-évalué. Ainsi Guiot *et al.* (1992) attribuent la forte diminution de taille des granules d'un réacteur à plateau opérant sur du perméat de lactosérum (Tableau 1) après 300 jours d'opération (50% MVES < 0,8 mm le jour 250; 80% MVES < 0,8 mm le jour 310) à une simple désintégration mécanique due au passage de la boue dans une pompe de recirculation.

Des concentrations élevées de calcium (Clark, 1988) et de phosphate (Carozzi, 1993) ont également été pressenties comme de possibles causes. En ce qui concerne le calcium, il est bien connu que les effluents de fromagerie sont riches en cet élément (Carozzi, 1993; Guiot *et al.*, 1996, Samson *et al.*, 1984) et que bien qu'il ait un effet positif sur le développement des granules entre 80 et 200 mg/l, des concentrations supérieures à 450 mg/l ne sont plus favorables, voire même, peuvent entraîner leur désintégration (El Mamouni *et al.*, 1995). Cette raison ne semble toutefois pas à retenir dans le cas de la "Caperucita" puisque la concentration en calcium résiduelle soluble dans l'eau après le DAF se trouve exactement dans l'intervalle adéquat pour la granulation (Tableau 5). L'intervention des phosphates, également présents en forte concentration dans les eaux de fromagerie, a été suggérée par Carozzi (1993) et résulte d'observations réalisées au niveau d'un digesteur industriel en Allemagne. Ces derniers, ont la propriété de former des sels très peu solubles ($K_{sp} < 10^{-25}$, Callander et Barford, 1983) avec le calcium (par ex. $\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$) mais également les principaux métaux traces (Fe^{2+} , Ni^{2+} ,

Co²⁺, Cu²⁺, Mg²⁺, Zn²⁺) requis par les bactéries méthanogènes (Ni₃(PO₄)₂, Co₃(PO₄)₂, Cu₃(PO₄)₂, etc), laissant ces composés non disponibles pour la croissance et l'agglomération des microorganismes. En ce qui concerne la "Caperucita", bien que la concentration en phosphore réactif (H₃PO₄ + H₂PO₄⁻ + HPO₄²⁻ + PO₄³⁻) dans l'effluent prétraité par flottation soit élevée (104 mg/l), le pH des digesteurs (6,8) est tel que la proportion de PO₄³⁻ qui correspond à la forme réagissant avec les métaux est très faible (0,000076% du phosphore réactif). En conséquence, la précipitation de ces derniers est minime excepté pour le cobalt qui d'ailleurs n'est pas détectable dans l'eau usée (Tableau 5). En fait, plus qu'un problème de niveau de concentration, il semble que la boue des digesteurs de la Caperucita n'ait pas accès aux métaux présents dans l'eau. La concentration en métaux solubles est en effet pratiquement la même à l'entrée et à la sortie des digesteurs (Tableau 5). Ce phénomène pourrait être lié à la présence d'une autre forme de phosphore, les polyphosphates qui sont d'excellents complexants et réduisent par conséquent la concentration en métaux libres en solution, laquelle est réellement disponible pour les microorganismes (Callander et Barford, 1983).

Tableau 4. Comparaison entre les conditions d'opérations de "design" recommandées et celles réellement appliquées aux digesteurs et performances épuratoires obtenues (*)

Digesteur	valeurs de "design"	DA1 jusqu'à DA2 avril janvier 1996		DA2 Février-Avril 1996
Débit (m ³ /jour)	60	88		56
Bv (kg DCO/m ³ .jour)	2	4,13		2,6
TRH (jour)	1	0,7		1,08
Vup (m/h)	0,08	0,12		0,076
Bx (kg DCO/kg MVES.jour)	0,6	2,7	1,65	0,97
masse de boue (kg/réacteur)	190	106	148	148
TRS (jour)	90	9	13	20
E% DCO totale (%)	75	13		20,3
E% DCO soluble (%)	80	21,6		24
MES dans l'effluent (mg/l)	70	260		260

(*) Bv: charge volumique, TRH: temps de rétention hydraulique, Vup: Vitesse ascensionnelle, Bx: charge massique, E: Abattement.

Tableau 5. Concentration en certains métaux (en mg/l) à divers niveaux de la station d'épuration (*)

Lieu d'échantillonnage	Métaux			
	Ni	Fe	Co	Ca
FP1 total	5,2	2,97	< 0,006	175
soluble	3,75	2,26	< 0,006	150,5
Effluent soluble DA1	2,25	2,03	< 0,006	150
DA2	2,75	1,97	< 0,006	139

(*) FP1: Fosse de pompage n°1, une partie des mesures a été effectuée par spectrométrie d'adsorption atomique, l'autre avec un plasma.

Co²⁺, Cu²⁺, Mg²⁺, Zn²⁺) requis par les bactéries méthanogènes (Ni₃(PO₄)₂, Co₃(PO₄)₂, Cu₃(PO₄)₂, etc), laissant ces composés non disponibles pour la croissance et l'agglomération des microorganismes. En ce qui concerne la "Caperucita", bien que la concentration en phosphore réactif (H₃PO₄ + H₂PO₄⁻ + HPO₄²⁻ + PO₄³⁻) dans l'effluent prétraité par flottation soit élevée (104 mg/l), le pH des digesteurs (6,8) est tel que la proportion de PO₄³⁻ qui correspond à la forme réagissant avec les métaux est très faible (0,000076% du phosphore réactif). En conséquence, la précipitation de ces derniers est minime excepté pour le cobalt qui d'ailleurs n'est pas détectable dans l'eau usée (Tableau 5). En fait, plus qu'un problème de niveau de concentration, il semble que la boue des digesteurs de la Caperucita n'ait pas accès aux métaux présents dans l'eau. La concentration en métaux solubles est en effet pratiquement la même à l'entrée et à la sortie des digesteurs (Tableau 5). Ce phénomène pourrait être lié à la présence d'une autre forme de phosphore, les polyphosphates qui sont d'excellents complexants et réduisent par conséquent la concentration en métaux libres en solution, laquelle est réellement disponible pour les microorganismes (Callander et Barford, 1983).

Tableau 4. Comparaison entre les conditions d'opérations de "design" recommandées et celles réellement appliquées aux digesteurs et performances épuratoires obtenues (*)

Digesteur	valeurs de "design"	DA1	DA2	DA2
		avril	jusqu'à janvier 1996	Février-Avril 1996
Débit (m ³ /jour)	60		88	56
Bv (kg DCO/m ³ .jour)	2		4,13	2,6
TRH (jour)	1		0,7	1,08
Vup (m/h)	0,08		0,12	0,076
Bx (kg DCO/kg MVES.jour)	0,6	2,7	1,65	0,97
masse de boue (kg/réacteur)	190	106	148	148
TRS (jour)	90	9	13	20
E% DCO totale (%)	75		13	20,3
E% DCO soluble (%)	80		21,6	24
MES dans l'effluent (mg/l)	70		260	260

(*) Bv: charge volumique, TRH: temps de rétention hydraulique, Vup: Vitesse ascensionnelle, Bx: charge massique, E: Abattement.

Tableau 5. Concentration en certains métaux (en mg/l) à divers niveaux de la station d'épuration (*)

Lieu d'échantillonnage		Métaux			
		Ni	Fe	Co	Ca
FP1	total	5,2	2,97	< 0,006	175
	soluble	3,75	2,26	< 0,006	150,5
Effluent soluble	DA1	2,25	2,03	< 0,006	150
	DA2	2,75	1,97	< 0,006	139

(*) FP1: Fosse de pompage n°1, une partie des mesures a été effectuée par spectrométrie d'adsorption atomique, l'autre avec un plasma.

Possibles opérations pour résoudre le problème.

en fonction de la discussion précédente et de la très faible activité de la boue, afin d'obtenir une opération adéquate des digesteurs, les actions suivantes seront ou sont en cours de mise en place:

- Réinoculation et contrôle précis de la charge massique appliquée aux réacteurs
- Changement de détergents pour des détergents sans phosphate, l'acide phosphorique ne peut toutefois être remplacé
- Remplacement du NaOH par $\text{Ca}(\text{OH})_2$ afin de réguler le pH dans le DAF et de précipiter parallèlement le PO_4^{3-} restant
- Addition de métaux traces pour stimuler la biomasse, particulièrement, Co, Ni et Fe

Remerciements

Nous remercions Margarita Salazar (UAM-I) pour son aide dans la détermination des métaux traces, Françoise Thibaud, Florence Voisinnet et Serge Macarie pour vérifier le manuscrit ainsi que Leo Habets (Paques), Robert Landine (ADI), Victor Flores (Biothane), Jean-Jacques Disetti (Proserpol) et D. Marchand (Degrémont) pour nous avoir envoyé la liste de référence de leur entreprise respective et enfin Gerardo Gonzalez (Caperucita) pour l'appui apporté durant cette étude.

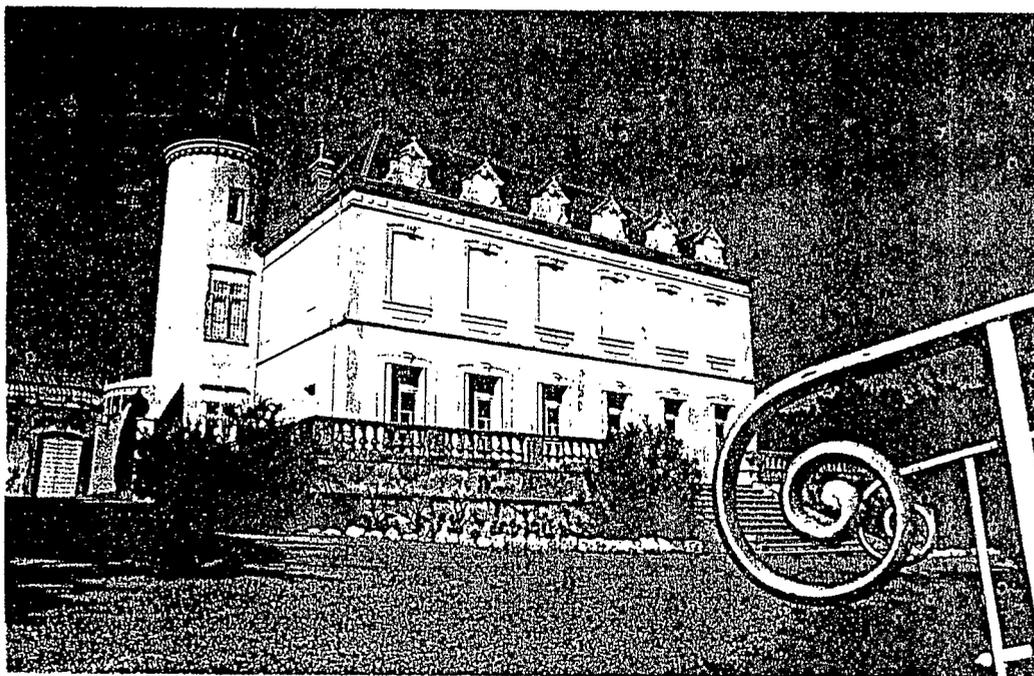
Références

- Adams G.P., Prairie D.M. (1988), Monitoring and optimization program for a completely mixed full-scale anaerobic digester at a Canadian cheeseplant. In: *Poster-Papers of the 5th Int. Symp. on Anaerobic Digestion, Bologna, Italy*, Tilche, A. and Rozzi, A. (eds.), Monduzzi Editore, Bologna pp. 437-441.
- Bough W. A., Bybee, E. C., Eckert, R. W., Clark-Thomas, D. (1987). The evolution of a treatment system for high strength dairy processing waste. *Proc. Food Processing Waste Conference*. 1-2 Sept 1987, Atlanta, GA, Georgia Tech Research Institute. 25 pages.
- Callander I. J. and Barford J.P. (1983). Precipitation, chelation, and availability of metals as nutrients in anaerobic digestion. I. methodology, II. applications. *Biotechnol. Bioeng.* 25, 1947-1972.
- Camilleri C. (1988). Anaerobic digestion of food processing wastewater: industrial performance of fixed-film technologies for methane recovery and pollution abatement. In: *Poster-Papers of the 5th Int. Symp. on Anaerobic Digestion*, Tilche, A. and Rozzi, A. (eds.), Monduzzi Editore, Bologna, Italy. pp. 473-476
- Carozzi A. (1993). Pretratamiento de las aguas superficiales de la industria lechera. In: *Depuración Anaerobia de Aguas Residuales, Actas del V Seminario D.A.A.R.*, Universidad de Valladolid, España. 20 pages.
- Clark J.N. (1988). Anaerobic digestion of whey in a pilot-scale upflow anaerobic sludge blanket digester. In: *Poster-Papers of the 5th Int. Symp. on Anaerobic Digestion*, Tilche, A. and Rozzi, A. (eds.), Monduzzi Editore, Bologna, Italy. pp. 489-493.
- El Mamouni R., Guiot S. R., Mercier P., Safi B., Samson R. (1995). Liming impact on granules activity of the multiplate anaerobic reactor (MPAR) treating whey permeate. *Bioprocess Eng.* 12, 47-53.
- García-Buendía A. and Fernández R. (1988). Development and evaluation of biofilters with oriented support - B.S.O.- by ENADIMSA. In: *Poster-Papers of the 5th Int. Symp. on Anaerobic Digestion*, Tilche, A. and Rozzi, A. (eds.), Monduzzi Editore, Bologna, Italy. pp. 263-266.
- Guiot S.R., Safi B., Frigon J.C., Mercier P., Mulligan C., Tremblay R., (1995). Performance of a Full Scale Novel Multiplate anaerobic reactor treating cheese whey effluent. *Biotech. Bioeng.* 45: 398-405
- Hickey R.F., Wu W.M., Veiga M.C., Jones R., (1992). Start up, operation, monitoring & control of high rate anaerobic treatment systems. *Wat. Sci. Tech.* 24 (8): 207-255
- Kasapgil B., Anderson G.K. and Ince O. (1994). An investigation into the pre-treatment of dairy wastewater prior to aerobic biological treatment. *Wat. Sci. Tech.* 29 (9): 205-212
- Monroy O., Vázquez F., Derramadero J.C., Guyot J.P. (1995). Anaerobic-aerobic treatment of cheese wastewater with national technology in Mexico: the case of "El Sauz". *Wat. Sci. Tech.* 32 (12): 149-156.
- Samson R., van den Berg B., Peters R., Hade C. (1984). Dairy waste treatment using industrial-scale fixed film and upflow sludge bed anaerobic digesters: design and start-up Experience. In: *Proc. of the 39th Industrial Waste Conference, Purdue University, Butterworth Publishers, London*, pp. 235-241.

Journées Industrielles sur la Digestion Anaérobie

JIDA 96

17 - 19 juin 1996
Narbonne - France



Domaine de Montplaisir 11100 Narbonne - France

CFRP / INRA / CQVB

