



# Utilisation de l'oxygène pur en pisciculture

Jean Petit

## ► To cite this version:

Jean Petit. Utilisation de l'oxygène pur en pisciculture. Aquaculture in heated effluents and recirculation systems, Vol. 1, Heenemann Verlagsgesellschaft, 1981, 3-87903-055-3. hal-01600256

**HAL Id: hal-01600256**

**<https://hal.science/hal-01600256>**

Submitted on 8 Jun 2020

**HAL** is a multi-disciplinary open access archive for the deposit and dissemination of scientific research documents, whether they are published or not. The documents may come from teaching and research institutions in France or abroad, or from public or private research centers.

L'archive ouverte pluridisciplinaire **HAL**, est destinée au dépôt et à la diffusion de documents scientifiques de niveau recherche, publiés ou non, émanant des établissements d'enseignement et de recherche français ou étrangers, des laboratoires publics ou privés.



Distributed under a Creative Commons Attribution - ShareAlike 4.0 International License

## UTILISATION DE L'OXYGÈNE PUR EN PISCICULTURE

par J. PETIT

INRA, Laboratoire de Physiologie des Poissons  
Campus de Beaulieu  
35041 Rennes Cedex, France

SOMMAIRE	Page
1 Introduction	430
2 Analyse theorique	430
3 Interet et inconvenients de l'oxygene pur	431
4 Mise en oeuvre	432
5 Discussion	434
6 Annexes calculs	436
7 Exemples numeriques	440
8 References	443
9 Figures 1 - 21	443

## RÉSUMÉ

L'utilisation d'oxygène pur pour augmenter la pression partielle d'oxygène dans un mélange de gaz permet de s'affranchir à haute température d'une insuffisance de débit lorsque les appareils fonctionnant à l'air ont un apport d'oxygène faible ou nul.

Les appareils de brassage du mélange diphasique sont les mêmes qu'à l'air mais on opère en ciel fermé.

Pour une capacité d'oxygénation donnée, plusieurs solutions sont possibles, en fonction des coûts d'investissement et de fonctionnement optimaux pour chaque entreprise.

Le coût de fonctionnement est lié essentiellement à la dépense due à l'oxygène pur.

Le coût de l'investissement est fonction de la puissance de brassage mise en œuvre, et du dispositif adopté: pression supérieure ou non à la pression atmosphérique.

## 1. INTRODUCTION

L'augmentation de la température des eaux en pisciculture s'accompagne de deux phénomènes qui aggravent les problèmes d'oxygénation:

- les besoins en oxygène par kg de poissons augmentent;
- la quantité d'oxygène transférée par ces appareils d'aération diminue si l'on veut maintenir la même concentration dans le bassin.

En conséquence du premier phénomène, le problème de l'oxygénation sera déterminant pour la rentabilité de l'exploitation chaque fois qu'il sera question d'élever des espèces à fort besoin en oxygène, tels les salmonidés, dans des eaux à plus de 15°C.

Le deuxième phénomène pourra être évité grâce à l'utilisation d'oxygène pur. En effet, la quantité d'oxygène transféré par des appareils fonctionnant à l'air est nulle lorsque l'on atteint le point de saturation en oxygène à la pression atmosphérique. Si l'on envisage de pressuriser le mélange air-eau pour augmenter le transfert d'oxygène, on provoque des sursaturations en azote, avec des conséquences dramatiques pour les poissons.

Les dispositifs de brassages et les conditions de mesures de leurs performances ont été décrits dans le livre édité par la C.T.G.R.E.F. (1980) et ne sont pas décrits ici.

## 2. ANALYSE THEORIQUE

La formule générale d'échange gaz-liquide met en évidence l'intérêt de l'oxygène pur, qui permet d'augmenter  $P_S$  et donc le terme  $(P_S - P)$ :

$$\frac{dC}{dt} = K_L \frac{A}{V} H (P_S - P)$$

Avec:  $\frac{dC}{dt}$ , transfert gaz-liquide, kg/m<sup>3</sup>/s

$K_L$ , coefficient de film liquide, m/s

$A$ , Surface d'échange, m<sup>2</sup>

$V$ , Volume d'échange, m<sup>3</sup>

$H$ , constante de Henry, kg/m<sup>3</sup>/Pa

$P$ , pression partielle dans le mélange initial (Pa)

$P_S$ , pression partielle d'équilibre (saturation) (Pa)

Les valeurs numériques de la constante de Henry H. pour les gaz intéressant la pisciculture, sont les suivantes (par exemple à 15°C en eau douce):

$$H_{O_2} = 0,5 \cdot 10^{-6} \text{ kg/m}^3/\text{Pa}$$

$$H_{N_2} = 0,21 \cdot 10^{-6} \text{ kg/m}^3/\text{Pa}$$

$$H_{CO_2} = 20 \cdot 10^{-6} \text{ kg/m}^3/\text{Pa}$$

Le coefficient de film liquide  $K_L$  varie de  $10^{-4}$  à  $4 \cdot 10^{-4}$  m/s (pour l'oxygène). On a en effet:

$$K_L = \frac{D}{e}$$

Avec: D, diffusivité du gaz

e, épaisseur du film liquide (5 à 20  $\mu$ )

(e varie suivant les systèmes d'oxygénation)

$$D_{O_2} = 2 \cdot 10^{-9} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$D_{N_2} = 2 \cdot 10^{-9} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$D_{CO_2} = 1 \cdot 10^{-9} \text{ m}^2/\text{s}$$

En résumé, l'efficacité de l'oxygène pur provient de ce que, chaque fois que l'on augmente la pression partielle d'un gaz dans un mélange de gaz au contact d'un liquide, on augmente le flux gazeux au travers du film liquide séparant les deux phases (liquide et gazeuse). On remarquera que cela est vrai dans les deux sens. C'est à dire qu'en mettant de l'oxygène pur au contact de l'eau naturelle, on augmente non seulement le transport d'oxygène vers l'eau, mais aussi, parallèlement vers la phase gazeuse. Ainsi, un nouveau mélange azote-oxygène se forme et le transfert d'oxygène restera proportionnel à la pression partielle de l'oxygène dans ce mélange.

### 3. INTERET ET INCONVENIENTS DE L'OXYGENE PUR

Le recours à l'oxygène pur peut être envisagé lorsque:

- La température est élevée (faible concentration en oxygène à l'entrée);
- Le débit est limitant.

C'est à dire chaque fois que la capacité d'oxygénation de l'eau d'apport est faible. Cette capacité d'oxygénation disponible CO s'écrit:

$$CO = Q \times (C_1 - C_2)$$

Avec Q = débit

$C_1$  = concentration en  $O_2$  à l'entrée de l'élevage

$C_2$  = concentration minimum de sortie de l'élevage (entre 4 et 7 mg/l suivant les conditions d'élevage).

#### Intérêt

l'oxygène pur permet d'obtenir un transfert d'oxygène plus important avec le même appareil de brassage, et d'atteindre la saturation, voir la sursaturation en oxygène de l'eau à l'entrée des bassins exposés à l'air ambiant (1).

(1) En Grande-Bretagne des bassins ont été conçus pour obtenir une ambiance enrichie en oxygène au-dessus de la surface du bassin lui-même (BUAC-Sherwater).

En effet la saturation en oxygène de l'eau, en présence d'oxygène pur, à la pression atmosphérique, est environ cinq fois plus élevée qu'à l'air ambiant (47 mg/l à 15°C).  $P_g$ , pression partielle de l'oxygène à l'équilibre atteint alors 101300 Pascal contre 20900 Pascal seulement en présence d'air.

La capacité d'oxygénation standart (C.O.S.) du dispositif est ainsi augmentée dans les mêmes proportions.

La consommation énergétique de transfert, qu'il s'agisse d'une injection par brassage (turbine) ou par diffuseur (compresseur), sera également diminuée. Pour des performances comparables la réduction de puissance est de l'ordre de 4 lorsque l'on passe de l'air à l'oxygène pur. Cette réduction n'atteint cependant pas le facteur 5, comme on pourrait s'y attendre, car une puissance minimum de brassage de 15 à 50 W/m<sup>3</sup> reste nécessaire (Bernard, 1977).

D'autre part, l'oxygène pur étant livré et stocké sous forme liquide, il n'est plus nécessaire de recourir à des compresseurs pour alimenter des diffuseurs.

Donc appareils plus petits, ou même supprimés.

- On peut l'utiliser dans des dispositifs fonctionnant à l'air (tube en U par exemple) dont on souhaite momentanément augmenter les performances à moindre coût d'investissement.
- On peut travailler en sursaturation sur un débit d'eau réduit venant se mélanger à la masse d'eau des bassins. Ceci n'était pas possible à l'air, puisqu'une sursaturation en oxygène entraînait une sursaturation en azote non supportable par les poissons.
- On peut combiner l'oxygénation à une stérilisation à l'ozone, d'autant mieux que la production d'ozone est doublée avec de l'oxygène pur.

#### Inconvénients

- C'est un gaz que l'on doit acheter;
- Il pose des problèmes de stockage (emplacement, sécurité).
- Lorsque les conditions d'emploi sont instables (débit, concentration d'entrée en oxygène), une régulation est indispensable. Or on sait que les problèmes posés par les capteurs d'oxygène travaillant en continu sont loin d'être tous résolus.

#### 4. MISE EN OEUVRE

La dissolution d'oxygène dans l'eau à partir d'oxygène pur peut faire appel aux procédés classiques qui engendrent un mélange eau-air: jets, turbines, hydroéjecteurs, etc... La différence essentielle est que le gaz non dissous doit être récupéré pour des raisons de coût, ce qui oblige à travailler à ciel fermé, même à la pression atmosphérique.

Dans le cas où il n'est pas possible de travailler à ciel fermé, on se contente d'enrichir en oxygène pur l'air injecté.

##### 4.1 Dispositif sous pression

- Chambre gazeuse placée sur l'écoulement (figure 1)

Le principe de fonctionnement consiste à entretenir une chambre d'oxygène pur sous une grille. L'eau sous pression traverse cette chambre en jets multiples, et s'enrichit au passage en oxygène. On introduit de l'oxygène à mesure de sa consommation dans la chambre.

La pression de pompage est de 1 bar, le rendement peut atteindre 85 à 95%.

L'appareil mis au point par la Société l'Air Liquide sur ce principe débite  $25 \text{ m}^3/\text{h}$  et fournit 500 g d'oxygène dissous par heure pour 2 kW consommés, dans des conditions classiques de pisciculture (5 à 7 mg/l d'oxygène dans les bassins). Ses faibles dimensions (1,5 m de haut, 35 cm de diamètre) le rendent mobile.

#### Bicône (figure 2)

Le principe consiste à injecter un mélange eau-oxygène au sommet d'un cône. La vitesse du mélange diphasique chute progressivement lors de la descente, on arrive à stabiliser la phase gazeuse et à éviter l'entraînement hors du dispositif de l'oxygène non dissous. Le jet placé au sommet du cône fractionne les bulles qui remontent en petites bulles qui sont réentraînées vers le bas de par leur moindre vitesse ascensionnelle. Leur coalescence progressive en grosses bulles et la diminution de vitesse du mélange diphasique les amènent ensuite à remonter vers le haut du cône.

Dans ce type d'appareil, la vitesse passe de 1,5 m/s à 0,1 - 0,15 m/s de haut en bas du cône (Speece *et al.*, 1971). Le rendement peut atteindre 50 à 80% dans les conditions usuelles de pisciculture.

Il s'agit d'appareils de 100 à 300  $\text{m}^3/\text{h}$ , délivrant de 2 à 6 kg d'oxygène par heure, placés à poste fixe, qui fonctionnent sous une pression d'alimentation de 1 bar.

#### - Hydroéjecteurs (figure 3)

L'oxygène présent dans une chambre gazeuse est aspiré par effet venturi, le gaz non dissous remonte dans cette chambre où il est réaspiré par l'hydroéjecteur.

Les capacités vont jusqu'à 5 kg/h. d'oxygène, mais on peut réaliser des appareils mobiles de petite taille.

### 4.2 Dispositifs à grande capacité

#### - Turbine (figure 4)

L'eau enrichie en oxygène par une turbine travaillant en ciel fermé transite ensuite dans des chambres successives où l'oxygène non dissous est récupéré (décanteur à bulles).

Les premiers dispositifs proposés selon ce principe se présentaient sous la forme de caissons en tôle peu maniables. A l'heure actuelle, ce sont des installations réalisées en béton, et donc à poste fixe.

Les capacités d'oxygénation atteignent 12 kg/h pour un écart (gain maximum de 10 mg/l, la perte de charge occasionnée par ces dispositifs étant de l'ordre de 15 à 20 cm.

#### - Les jets (figure 5)

On provoque l'aération de l'eau par l'impact de jets en ciel fermé, l'orientation des jets servant également à mettre en rotation le mélange diphasique pour augmenter le temps de contact. L'eau enrichie en oxygène dissous transite par une fosse où les gaz non dissous sont récupérés. Le volume de la chambre d'oxygénation est dimensionné pour un temps de séjour de l'ordre de 10 à 20 secondes.

Ce procédé avait été proposé par Sills (1964) pour l'oxygénation de bassins de pisciculture. Les capacités d'oxygénation qu'on peut en attendre sont du même ordre que celles d'un oxygénateur à turbine.

## 5. DISCUSSION

### 5.1 Problèmes de mise en oeuvre (figure 6)

On peut se contenter d'oxygéner une fraction ( $q$ ) du débit total ( $Q$ ). La concentration initiale en oxygène étant  $C_0$ , on porte la fraction de débit ( $q$ ) à une concentration ( $C_1$ ) telle que  $C_1$  soit inférieure à la saturation ( $CO_2$ ) en oxygène dans le dispositif, et telle que la concentration du mélange des débits  $Q$  et  $q$  ( $C_2$ ) ne soit pas supérieure à la saturation ( $C_a$ ) correspondant à la pression partielle de l'oxygène dans l'air.

Contrairement à ce qui se passe avec les systèmes d'oxygénation fonctionnant à l'air, la température devient alors un facteur négligeable. En effet, les quelques mg/l de variation du taux de saturation qu'elle provoque sont négligeables vis-à-vis des 40 à 50 mg/l de plage dont on dispose pour déterminer  $C_1$ .

Le problème est déplacé au niveau du calcul du mélange ( $q \times C_1$ ) avec ( $Q \times C_0$ ), dont la concentration en oxygène ne devrait pas dépasser la valeur de saturation correspondant à la pression partielle de l'oxygène dans l'air ( $0,209 \times$  pression atmosphérique). (1).

En fait, puisque  $C_0$  varie dans la pratique, on est amené à prévoir un dispositif de régulation modifiant  $C_1$  en fonction des besoins.

L'inertie du système et la sensibilité des organes de mesure et effecteurs font que l'on doit choisir entre:

- Une perte de gaz pour maintenir  $C_2$  voisin de la saturation;
- ou une moindre capacité d'oxygénation en maintenant  $C_2$  inférieur à la saturation.

Il semble toutefois de plus en plus admis que l'on peut maintenir des eaux sursaturées en oxygène dissous à la pression atmosphérique, sur un parcours suffisant pour atteindre les bassin d'élevage, sans dégazage.

### 5.2 Problème de la présence d'autres gaz

Dans les conditions naturelles, l'eau à oxygéner contient de l'azote. En ciel d'oxygène pur, la chambre (ou les bulles) où s'opère le transfert s'enrichissent en azote. L'oxygène ayant une pression partielle supérieure dans le gaz va être transféré dans l'eau, l'azote ayant lui, une pression partielle plus importante dans la phase liquide, va être transféré dans le gaz (ciel fermé et bulles).

Il convient donc de purger périodiquement le système, ce qui entraîne une perte d'oxygène pur.

Ce phénomène de stripping se produit de la même manière avec le  $CO_2$  (Speece et al., 1971) - Il diminue quand la pression augmente, et concerne donc principalement les installations à grand débit (turbines, pompes) fonctionnant à la pression atmosphérique.

---

(1) Certaines observations laissent penser cependant qu'il serait possible d'amener de l'eau en sursaturation au contact des poissons.

Il résulte de ces phénomènes de stripping et de la nécessité (économique) de récupérer l'oxygène non dissous, que la détermination des caractéristiques des dispositifs de transfert à l'oxygène pur est plus complexe que celle de dispositifs fonctionnant à l'air.

### 5.3 Influence de la pression sur la perte en oxygène

En théorie, si aucun renouvellement du ciel gazeux n'intervenait, on ne pourrait tirer un gain de l'oxygène pur qu'en travaillant sous pression.

Prenons l'exemple d'un dispositif fonctionnant à la pression atmosphérique: 101300 Pascal (fig. 7). De l'eau à 15°C entre dans le dispositif, avec une concentration en oxygène nulle et une concentration en azote égale à la saturation en présence d'air (16,9 mg/l), soit une pression partielle de 80400 Pascal.

Après avoir rempli le dispositif d'oxygénation avec l'eau à traiter, on introduit l'oxygène pur et on laisse l'eau circuler.

L'eau va céder son azote à la phase gazeuse jusqu'à ce que celle-ci ait atteint la pression partielle d'azote de  $80,4 \cdot 10^3$  Pascal.

Comme on opère à la pression atmosphérique, la pression partielle d'oxygène à l'équilibre sera de:

$$P_{O_2} = 101300 - 80400 = 20900 \text{ Pascal.}$$

On aura donc reconstitué un mélange identique à l'air et l'introduction d'oxygène pur n'aura eu aucun effet supplémentaire, du point de vue transfert d'oxygène dans l'eau.

Pour pallier à ce phénomène, il faut maintenir une pression partielle d'oxygène supérieure à 20900 Pascal, donc éliminer en permanence une partie de l'azote pour que la pression partielle de ce dernier se maintienne en dessous de 80400 Pascal.

Comme il n'est pas possible d'éliminer sélectivement l'azote, on admet une fuite du mélange azote-oxygène ou purge, ce qui se traduit par une perte d'oxygène. Par contre, si l'on travaille sous une pression absolue de 201300 Pascal (c'est-à-dire environ 1 kg/cm<sup>2</sup> dans le dispositif d'oxygénation), la pression partielle d'oxygène sera:

$$201300 - 80400 = 120900 \text{ Pascal}$$

Cette pression partielle plus élevée qu'à l'air permet un flux d'oxygène vers l'eau plus important, sans qu'il soit nécessaire de purger. Sous pression, le problème des pertes d'oxygène, dues aux purges, n'apparaît pas.

Dans un mélange diphasique stabilisé (bécane, tube en U), le même phénomène a lieu. L'enrichissement des bulles en azote affaiblit leur capacité d'oxygénation. Si l'on veut maintenir cette capacité, un supplément d'oxygène pur est introduit. Le rapport eau/gaz diminue, une partie du gaz s'échappe entraînant avec lui de l'oxygène pur (perte) (fig. 7).

On a supposé dans ces exemples que l'eau ne contenait pas d'azote à une concentration supérieure à 16,9 mg/l, et qu'elle ne contenait pas d'autres gaz.

Il faut également prendre en compte dans l'étude dynamique que la constante de Henry pour l'azote est plus faible que pour l'oxygène, pour une diffusivité égale, alors que pour le CO<sub>2</sub>, la constante de Henry est très élevée. Le raisonnement tenu pour l'azote est en effet valable pour le CO<sub>2</sub> (cas des eaux recyclées).



#### 5.4 Intérêt du travail en deux étapes

Lorsque le dispositif travaille à la pression atmosphérique, les pertes d'oxygène pur augmentent en fonction de l'écart entrée-sortie de l'appareil (voir annexe calcul). Or, les appareils actuels effectuent à l'oxygène pur la totalité de l'apport (les conditions et les coûts estimés sont indiqués dans l'annexe calculs).

Au niveau du principe de fonctionnement, il semblerait donc plus économique d'opérer en deux étapes pour atteindre les 25% ou 35% de pression partielle nécessaire en oxygène.

Une première étape consisterait alors à aérer l'eau dans un dispositif fonctionnant à l'air, de manière à atteindre une pression partielle de 0,16 à 0,17 bar à l'entrée du dispositif à l'oxygène pur, ce qui permettrait une économie substantielle de gaz sans accroissement notable de la puissance électrique consommée. La deuxième étape permettrait d'atteindre les 25% à 35% nécessaires, grâce à l'oxygène pur.

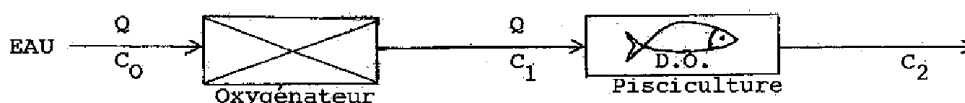
Autrement dit, lorsqu'une eau sortant de bassin à 5 mg/l est oxygénée pour atteindre 10 mg/l à 15°C, soit une "consommation" de 5 mg/l, ces 5 mg/l peuvent provenir:

- soit en totalité d'un réservoir à oxygène;
- soit, pour moitié de l'air (en admettant qu'à 15°C, atteindre à l'air 75% de la saturation est un objectif réalisable), et pour l'autre moitié d'un tank à oxygène.

Un bilan est à faire pour comparer l'économie de gaz ainsi faite au coût de l'énergie supplémentaire correspondant au brassage nécessaire à l'aération.

#### 6. ANNEXES CALCULS

Schéma de définition des concentrations:



Q , débit à traiter, m<sup>3</sup>/h

C<sub>0</sub> , concentration de l'eau à traiter en oxygène, g/m<sup>3</sup>

C<sub>1</sub> , concentration d'entrée dans le bassin d'élevage, g/m<sup>3</sup>

C<sub>2</sub> , concentration de sortie du bassin d'élevage, g/m<sup>3</sup>

D.O., demande en oxygène des poissons, l d'O<sub>2</sub>/H

##### 6.1 Calcul des pertes d'oxygène pur

Le calcul du volume de gaz à purger dans un dispositif fonctionnant avec un mélange de gaz comparable à l'air, mais enrichi en oxygène, est basé sur les hypothèses suivantes:

- l'eau entrant dans le dispositif est supposée saturée en azote, nous fixerons sa teneur à l'entrée à 16,9 mg/l;
- le gain de pression partielle en oxygène est lié à un abaissement de la pression partielle en azote, et éventuellement de celle d'autres gaz présents (CO<sub>2</sub>).

## Purge

La concentration d'équilibre  $C_N$  pour l'azote dans le dispositif est de:

$$C_N = H \cdot P_N = 21 \cdot P_N$$

(g/m<sup>3</sup>)                      (bars)  
(H, constante de Henry)

La concentration en azote de l'eau entrant dans le dispositif étant de 16,9 mg/l, il s'y produit donc un relargage d'azote qui peut s'écrire:

$$R_N = 16,9 - 21 P_N$$

$R_N$  étant exprimé en grammes d'azote par m<sup>3</sup> d'eau traité.

Si l'on passe en litre d'azote par m<sup>3</sup> d'eau traité, à 15°C, on a:

$$V_N = 13,5 - 17,7 P_N$$

(l d'azote/m<sup>3</sup> d'eau)

Le volume total de gaz (oxygène + azote + autres gaz) qu'il est nécessaire d'évacuer du dispositif pour obtenir cette élimination d'azote est:

$$V_P = \frac{13,5 - 17,7 P_N}{P_N} \times P_T$$

(l de gaz/m<sup>3</sup> d'eau)

$V_P$ , volume de la purge par m<sup>3</sup> d'eau

$P_N$ , pression partielle d'azote devant être maintenue dans le dispositif

$P_T$ , pression dans le dispositif

D'où la formule de calcul de la purge:

$$V_P = \frac{13,5}{P_N} - 17,7 P_T \quad (\text{équation n°1})$$

Le calcul de la perte d'oxygène liée à cette purge s'effectue comme suit:

$$V_P = \frac{\text{volume d'oxygène perdu}}{\text{pression partielle d'oxygène}} \times \text{pression totale}$$

$$\text{ou } V_P = \frac{V_{O_2}}{P_{O_2}} \times P_T$$

$$\text{soit } V_{O_2} = V_P \times \frac{P_{O_2}}{P_T}$$

La perte d'oxygène, exprimée en % d'oxygène perdu par rapport à la quantité totale consommée, est donc de:

$$PE = \frac{V_P \times (P_{O_2} / P_T)}{(V_P \times (P_{O_2} / P_T)) + (DO/Q)} \quad (\text{équation n° 2})$$

avec:  $P_{O_2}$ , pression partielle en oxygène (bars)

$DO/Q$ , litres d'oxygène dissous par m<sup>3</sup> d'eau traité

$P_T$ , pression totale (bars) = 1,013 dans l'atmosphère

$Q$ , débit en m<sup>3</sup>/H

## 6.2 Calcul des consommations d'oxygène

Dans un dispositif fonctionnant en ciel fermé à la pression atmosphérique soit une pression totale absolue ( $P_T$ ) de 1,013 bars.

### Hypothèses

- Le dispositif a une capacité d'oxygénation standard à l'air (COS) connue.
- La concentration de travail du dispositif de brassage est connue ( $C_T$ ).  
Dans la pratique,  $C_T \approx C_O$  (concentration d'entrée dans le dispositif).
- La capacité d'oxygénation standard varie linéairement avec la concentration d'équilibre de l'oxygène (saturation). On a donc:

$$\frac{\text{COS (dans le dispositif)}}{\text{COS (à l'air)}} = \frac{C'_s}{C_s}$$

$C_s$  étant la concentration d'équilibre de l'oxygène à l'air, et  
 $C'_s$  la concentration d'équilibre de l'oxygène dans le dispositif.

On sait que le gain en oxygène dissous d'un dispositif s'écrit:

$$\Delta C = \frac{CO}{Q}$$

CO étant la capacité d'oxygénation réelle,  
et Q étant le débit traité.

On a par ailleurs, pour un dispositif fonctionnant à l'air:

$$CO = \text{COS} \left( \frac{C_s - C_o}{C_s} \right)$$

Dans un dispositif fonctionnant à l'oxygène pur, on a donc:

$$\Delta C = \text{COS} \frac{C'_s}{C_s} \times \left( \frac{C'_s - C_o}{C'_s} \right) \times \frac{1}{Q}$$

avec:  $C'_s = H \cdot P_{O_2}$

$$C_s = H \times 0,21$$

et:  $P_{O_2}$ , pression partielle de l'oxygène dans le dispositif  
 $H$ , constante de Henry  
0,21, pression partielle de l'oxygène dans l'air.

On en déduit:

$$C'_s = \Delta C \times \frac{Q \cdot C_s}{\text{COS}} + C_o \quad (\text{équation n° 3})$$

(en remarquant que  $\frac{C_s}{\text{COS}} = \frac{1}{K_L \cdot V}$  constante)

### Signification de $C'_s$

$C'_s$  est la concentration d'équilibre en oxygène nécessaire pour obtenir le gain en oxygène  $\Delta C$ , elle détermine la pression partielle d'oxygène  $P_{O_2}$  dans le dispositif, telle que:

$$P_{O_2} = 0,21 \times \frac{C'_s}{C_s} \quad (\text{équation n° 4})$$

En pratique, on mesure  $C_1$ , et si l'on est au dessous de la valeur désirée, on augmente  $P_{O_2}$  tend à accroître la pression totale, or la pression dans le dispositif étant constante (pression atmosphérique), l'accroissement de  $P_{O_2}$  s'accompagne d'une purge.

## Calcul

La calcul des consommations d'oxygène s'effectue donc comme suit:

- Données: concentration en oxygène de l'eau disponible :  $C_0$ ,  
charge en poisson, débit:  $Q$ ,  
température:  $8^{\circ}\text{C}$ ,  
seuil admissible en sortie de pisciculture :  $C_2$ , COS
- Calculs: D.O étant la demande en oxygène des poissons en litres d'oxygène par heure,  
 $Q$ , le débit en  $\text{m}^3$  par heure,  
la quantité d'oxygène à transférer par mètre cube d'eau traité est de:

$$\frac{D.O}{Q} = \frac{\text{charge (kg)} \times \text{consommation (litres/kg/h)}}{\text{débit}}$$

Pour déterminer la consommation on peut utiliser la méthode de Liao, Sparre, etc.

La concentration de sortie de l'oxygénateur ( $C_1$ ) sera de:

$$C_1 = C_2 + D.O/Q$$

le gain à obtenir au niveau de l'oxygénateur sera de:

$$\Delta C = C_1 - C_0$$

On détermine la pression partielle d'oxygène  $P_{O_2}$  nécessaire pour obtenir ce gain par les équations (3) et (4).

Le volume de la purge est calculé à partir de l'équation (1).

La consommation en litre d' $O_2$  par  $\text{m}^3$  d'eau traité est de:

$$\text{Consommation d'oxygène} = \underbrace{D.O/Q}_{\text{Oxygène utilisé}} + \underbrace{V_P}_{\text{oxygène perdu}} \times \frac{P_{O_2}}{P_T}$$

### 6.3 Cas d'un dispositif fonctionnant à une pression supérieure à la pression atmosphérique

La pression partielle de l'azote dans l'air est d'environ 0,79 bar. Dans le dispositif, la pression partielle d'équilibre ne peut en principe excéder ces 0,79 bar ( $\approx 0,8$  bar).

- Cas d'un dispositif fonctionnant sous une pression constante supérieure à la pression atmosphérique

On calcule la pression partielle en oxygène nécessaire pour obtenir le  $\Delta C$  désiré. On aura choisi la pression totale ( $P_T$ ) tel que:

$$P_T = P_0 + 0,8$$

Dans ce cas, la purge est nulle (d'après (1)) et tout l'oxygène fourni est consommé.

Si les besoins en oxygène augmentent, la pression partielle en oxygène augmente et la pression partielle en azote diminue dans le ciel fermé pour tomber en dessous de 0,8 bar. La purge se calcule selon (1).

Notons que la pression totale est maintenue par l'intermédiaire de la pression d'oxygène. Si la pression totale est supérieure à 1 bar absolu, la pression partielle est supérieure à 0,2 bar. Il s'ensuit que si la demande en oxygène tombe en dessous d'un certain seuil, on obtient obligatoirement une sursaturation de sortie en oxygène.

- Cas d'un dispositif fonctionnant sous une pression variable supérieure à la pression atmosphérique

Dans ce cas, la purge est nulle et tout l'oxygène introduit est utilisé.

La pression d'équilibre de l'azote est de 0,8 bar et la pression totale suit les variations de la pression partielle en oxygène nécessaire au transfert.

## 7. EXEMPLES NUMERIQUES

Hypothèses générales des exemples:

- eau entrant sur le dispositif à 5 mg/L ( $C_o$ )
- saturation à l'air 10 mg/l ( $C_s$ )
- dispositif de brassage (COS)
- débit à traiter 1000 m<sup>3</sup>/H
- concentration souhaitée 10 mg/l ( $C_1$ )

7.1 Oxygénation à la pression atmosphérique: le dispositif de brassage a dans l'air une capacité d'oxygénation standard (C.O.S.) = 3 kg/H (1,5 à 2,5 KWH selon le matériel)

La pression partielle en oxygène nécessaire est de:

- . PO = 0,45 donc PN = 0,55
- . Purge = 7,5 l/m<sup>3</sup> traité
- . Perte d'oxygène = 3,37 l/m<sup>3</sup> traité

Perte totale: 3,37 m<sup>3</sup>/H, soit 48,5% de l'oxygène introduit,

Consommation: 6,9 m<sup>3</sup>/H.

7.2 Oxygénation à la pression atmosphérique: le dispositif de brassage a dans l'air une capacité d'oxygénation standard (C.O.S.) = 6 kg/H ( $\approx$  3 à 5 KWH)

La pression partielle en oxygène nécessaire est de:

- . PO = 0,28, donc PN = 0,72
- . Purge = 1,75 l/m<sup>3</sup> traité
- . Perte d'oxygène = 0,49 l/m<sup>3</sup> traité

Perte totale: 490 l/H, soit 12% de l'Oxygène introduit,

Consommation: 4,0 m<sup>3</sup>/H.

Conclusions: On note l'influence très importante de la puissance de brassage sur le taux de perte d'oxygène.

Pour 1,5 à 2,5 KWH en plus, on économise 2,88 m<sup>3</sup>/H d'oxygène pur

### 7.3 Aération suivie d'oxygénation

- Aération = 3 kg/H
- Oxygénation= le dispositif de brassage fournit dans l'air 3 kg/H

L'aération introduit  $3000 \times \left(\frac{10^{-5}}{10}\right) = 1,5 \text{ kg/H}$

La concentration à l'entrée de l'oxygénateur est alors de 6,5 g/m<sup>3</sup> et le  $\Delta C = 3,5 \text{ g/m}^3$ .

On a PO = 0,38, donc PN = 0,62

Purge = 4,77 l

Perte d'oxygène = 1,8 m<sup>3</sup>/H,

Consommation : 4,28 m<sup>3</sup>/H, soit 42%.

#### 7.4 Aération suivie d'oxygénation: puissance de brassage doublée à l'oxygénation

- PO	= 0,26
- Purge	= 1,24 l
- Perte d'oxygène	323 l/H ou 11%
- Consommation	= 2,9 m <sup>3</sup> /H

#### 7.5 Aération suivie d'oxygénation: puissance de brassage doublée à l'aération

- C <sub>O</sub>	= 8 g/m <sup>3</sup>
- ΔC	= 2 g/m <sup>3</sup>
- PO	= 0,30
- Purge	= 2,28 l/m <sup>3</sup> traité
- Perte d'oxygène	= 0,68 m <sup>3</sup> /H ou 32%
- Consommation	= 2,1 m <sup>3</sup> /H.

Conclusion: On diminue la consommation d'oxygène de moitié (2 m<sup>3</sup>/H au lieu de 4), avec en contre partie une augmentation de consommation électrique qui passe à environ 6 KWH au lieu de 4 KWH.

#### 7.6 Traitement sous pression de la totalité du débit

Le dispositif de brassage a dans l'air une COS de 3 kg/H (2KWH):

$$- PO = 0,45$$

On choisit PT = 1,25 bar absolu, soit environ 2,5 m colonne d'eau (8-9 KWH) la purge est nulle, la consommation d'oxygène est de 3,57 m<sup>3</sup>/H.

Conclusion: L'installation est complexe, et consomme une puissance élevée: 11 KWH.

Tableau I

Dispositif d'aération et d'oxygénation	Quantité d'oxygène consommée par le dispositif (m <sup>3</sup> /H)	Perte d'oxygène (m <sup>3</sup> /H)	Consommation électrique KWH	Coût mensuel en O <sub>2</sub> (2 F/m <sup>3</sup> )	Coût mensuel électricité (0,15 F/KWH)	Coût total
1) Pression atmosphérique Brassage sous oxygène pur	6,9	3,37	2	9936, F	216, F	10152, F
2) idem; mais puissance de brassage doublée +)	4,0	0,49	4	5760,	432,	6192,
3) Aération préalable avec brassage équivalent sur les 2 postes (aération et oxygénation)	4,28	1,8	4	6163,	432,	6595,
4) idem(3) mais puissance de brassage doublée à l'oxygénation	2,9	0,32	6	4176,	648,	4824,
5) idem(3) mais puissance de brassage doublée à l'aération +)	2,1	0,68	6	3024,	648,	3672,
6) Totalité du débit sous pression (très difficile à réaliser)	3,57	0	11	5140,	1188,	6328,
7) Débit dérivé (25%) sous pression avec aération sur le débit principal +)	2,5	0	9	3600,	972,	4572,

+ ) solutions les plus intéressantes. Notes: 1,50 à 2,80 F/m<sup>3</sup> d'O<sub>2</sub> suivant les quantités livrées.

### 7.7 Traitement sous pression d'un débit dérivé

On by pass 25% du débit sur un oxygénateur sous pression. Une aération de 3 kg/H est placée sur le débit principal et relève 750 m<sup>3</sup>/H de 2 ppm.

Le débit dérivé est équipé d'un dispositif de brassage ayant une COS à l'air de 3 kg/H. Le  $\Delta C$  nécessaire est de 14 ppm (sortie 19 mg/l).

$$P_O = 1,0$$

$$\text{d'où la } P_T = 1,8 \text{ (0,8 bar à la pompe)}$$

La purge et les pertes sont nulles ou faibles (fuite, perte de sursaturation).

La consommation d'oxygène est de 2,5 m<sup>3</sup>/H et la consommation électrique d'environ 7 KWH, soit au total 9 KWH.

### 7.8 Tableau comparatif des consommations et coûts pour relever 1000 m<sup>3</sup>/H de 5 à 10 mg/l en oxygène (tableau 1)

Hypothèses:  $C_O = 5 \text{ mg/l}$

$$C_S = 10 \text{ mg/l}$$

$$Q = 1000 \text{ m}^3/\text{H}$$

$$C_1 = 10 \text{ mg/l}$$

Solutions 1: le brassage insuffisant pénalise le système à l'oxygène pur.

2: c'est le système le plus économique à l'investissement, un seul dispositif est nécessaire, il ne fonctionne qu'à l'oxygène pur.

Nota: les dispositifs fonctionnant à l'oxygène OU à l'air se ramènent à ce cas. (Ne pas confondre avec les dispositifs fonctionnant à l'oxygène ET à l'air.

3: même remarque qu'en 1. Toutefois, une économie substantielle est faite grâce à l'aération (moins intéressante que 5).

4: pour un coût d'investissement identique à 5, le fonctionnement est plus onéreux.

5: c'est la solution la plus économique moyennant un investissement très supérieur à 2.

6: solution économique quand on ne veut ou ne peut traiter le débit entier.

L'investissement reste intéressant si le groupe électrogène peut absorber la puissance supplémentaire.

### 7.9 Critères de choix

Pour un objectif donné, exemple 1000 m<sup>3</sup>/H à oxygéner à 10 g/m<sup>3</sup>, les coûts de fonctionnement varient de 3672 F à 10152 F par mois.

Remarques: Le coût au m<sup>3</sup> d'oxygène se situe entre 1,50 et 2,80 F suivant les quantités achetées. Nous avons fait une hypothèse à 2 F/m<sup>2</sup>.

Le coût du KWH a été pris à 0,15 F/KWH sur de grosses piscicultures le coût moyen du KWH d'aération descend à 0,10 F.

Le choix est à faire en fonction des coûts de fonctionnement et d'investissement. Toutes les solutions demandent un groupe électrogène.

On remarquera qu'en fonctionnement, l'oxygène est le poste de loin le plus coûteux par rapport au KWH. Deux solutions sont envisageables pour faire baisser cette consommation:

- Aération préalable: le coût des KWH supplémentaires est minime par rapport à l'économie sur l'oxygène (comparaison des solutions 2 et 5). Mais on aura un investissement d'une machine en plus, et le groupe électrogène devra pouvoir absorber 2 KWH en plus.

- Mettre une partie du débit sous pression: L'investissement comporte une pompe pression. Le dispositif d'oxygénation sera de petite taille compte tenu que l'on ne traite qu'un petit débit, mais il devra pouvoir fonctionner sous pression. Le groupe électrogène devra absorber 5 KWH en plus (solutions 2 et 7).

#### 7.10 Réserves quant aux données ci-dessus

Les cas exposés ci-dessus ne couvrent pas tous les cas possibles. Ils nous semblent toutefois suffisamment généraux pour situer le problème.

Dans les cas où l'on souhaite impérativement une sursaturation en oxygène, les dispositifs comportant uniquement de l'oxygénation sont mieux adaptés.

Dans les cas où l'on a une concentration  $C_0$  d'entrée dans le dispositif déjà à 75% ou plus de la saturation, le choix se portera sur des dispositifs uniquement à l'oxygène pur.

Les calculs font abstraction de certains problèmes: transposition des dispositifs (notamment à l'air, sous enceinte, présence de  $CO_2$ ) etc...; à notre sens les ordres de grandeur donnés n'en sont pas affectés, compte tenue des variations des coûts d'oxygène et du KWH dans chaque cas particulier.

Ainsi nous avons pris une capacité d'oxygénation standard à l'air moyenne de 1,5 kg/KWH, alors que les performances des appareils sur le marché se situent entre 0,5 et 2 kg/KWH.

#### 8. REFERENCES

Bernard, J.: L'oxygène pur; nouvelles possibilités de traitement des eaux résiduaires. 1977 Techniques et Sciences Municipales, l'Eau. 72<sup>e</sup> année, No. 7: 285-298.

Ctgreff: Les performances des systèmes d'aération des stations d'épurations. 1980 Méthodes de mesures et résultats, Ministère de l'Agriculture, Division des Eaux, Pêche et Pisciculture. 123 p.

Liao, P.B.: Water requirements of salmonids. 1971 Progve. Fish Cult. 33: 210-215.

Sills, J.B.: Bureau of Sport Fisheries and Wildlife. Progve. Fish Cult. Oct. 1974. 166 p. 1964

Spaare, P.: Markovian decision process applied to optimization planning in fish farming. 1976 MEDBR Dan. Fisk OG Havunders, N.S.7: 111-197.

Speece, R.E.; Madrid, M.; Needham, K.: Down flow bubble contact aeration. J. of Sanitary Engineering Division, Proc. Am. Soc. Civil Engineers. August 1971: 434-441.

#### 9. FIGURES

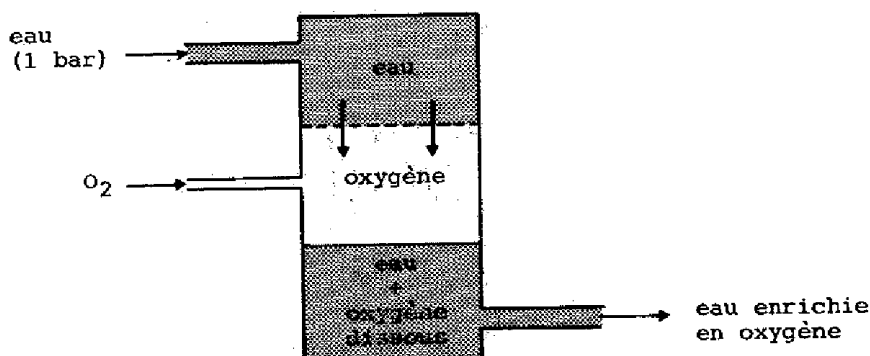


Fig. 1: Principe de la chambre gazeuse sur flux descendant



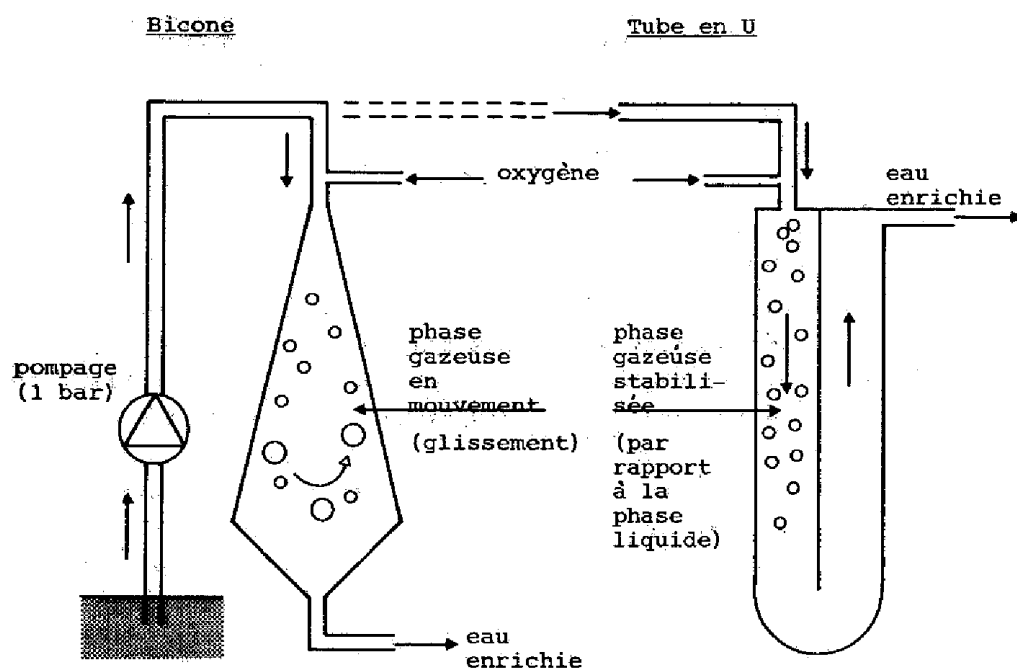


Fig. 2: Bicône et Tube en U

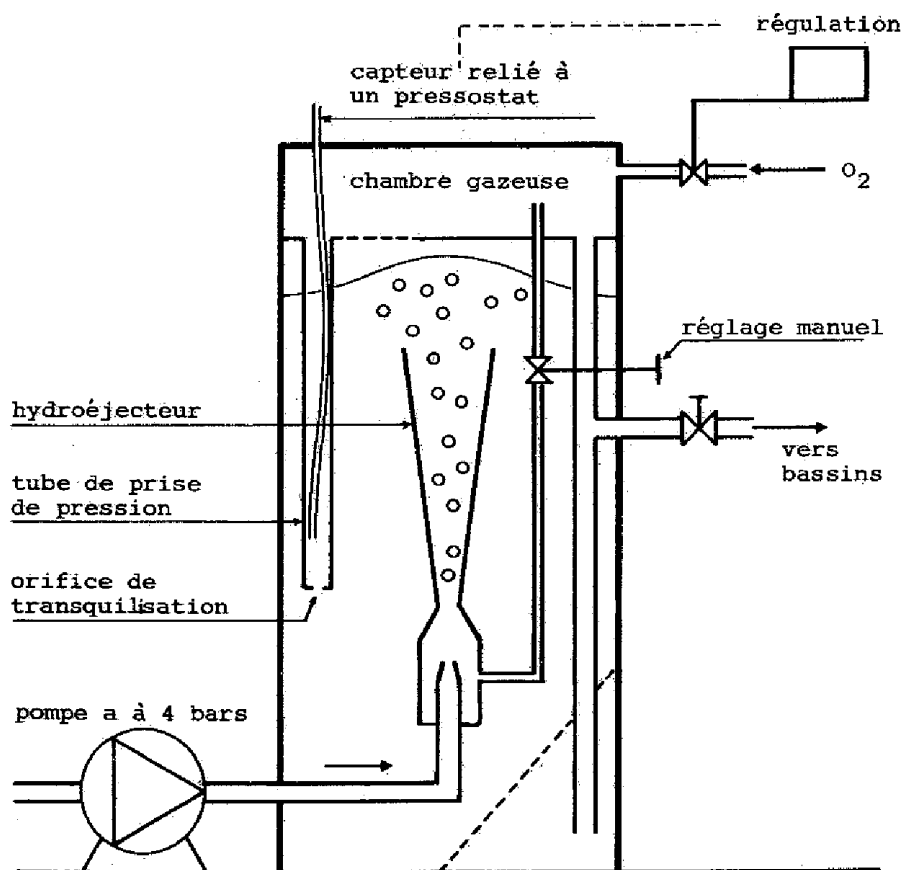


Fig. 3: Hydroejecteur

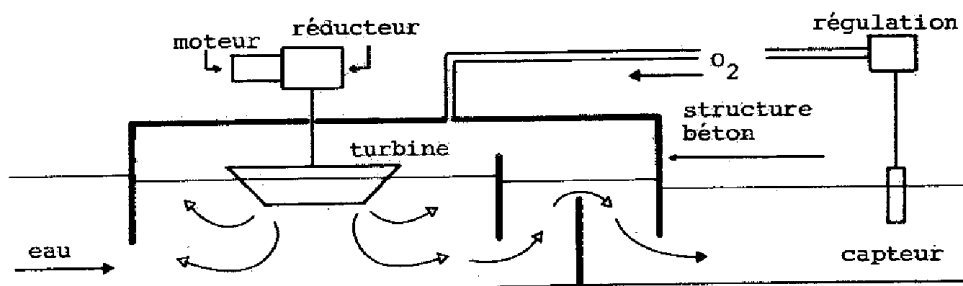


Fig. 4: Turbine

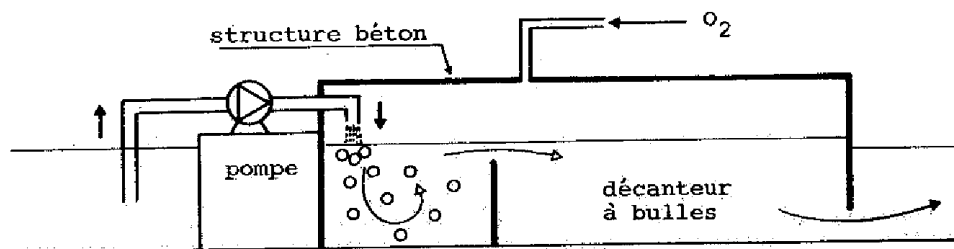
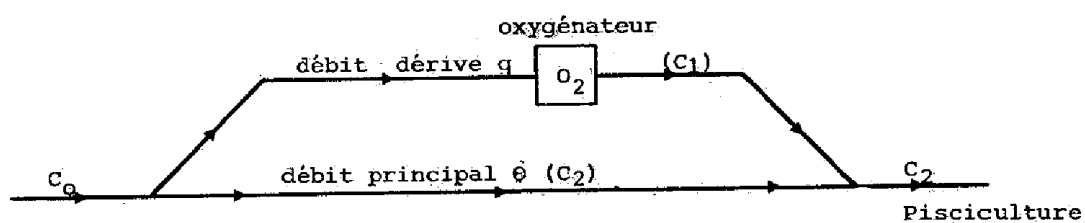


Fig. 5: Jets



On doit avoir:  $C_1 < C_{O_2}$  et  $C_2 < C_a$

avec:  $C_{O_2}$ , concentration de l'eau saturée en présence d'oxygène pur à la température  $\theta^\circ\text{C}$

$C_a$ , concentration de l'eau saturée en présence d'air à la température  $\theta^\circ\text{C}$

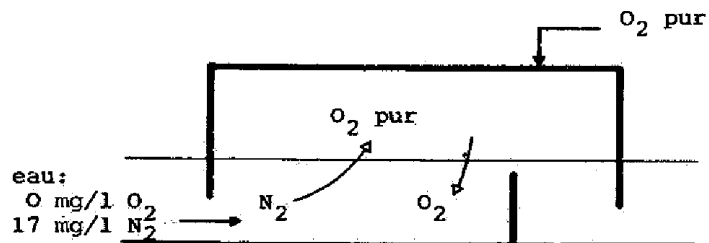
Fig. 6: Debit derive

Premier cas: pression dans l'enceinte  $10^5$  Pa absolu (atmosphérique)

A) Sans Purge

- Temps  $t_0$ :

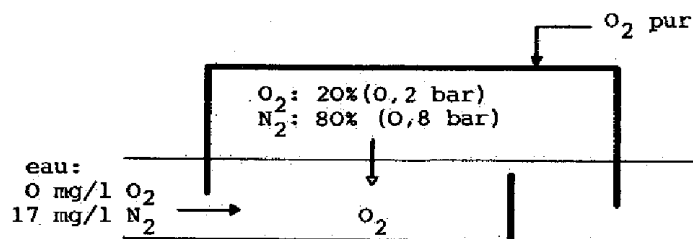
Echanges  $N_2$  et  $O_2$



- Temps  $t_1$ :

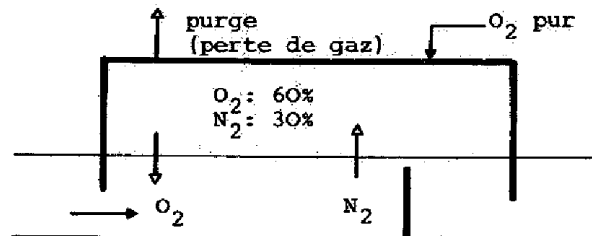
Echange  $O_2$  dans les mêmes conditions qu'à l'air:

$$P_{O_2} = 20\% \times 1 \text{ bar}$$



B) Avec Purge

On maintient 60% d' $O_2$  dans le ciel au prix d'une perte de gaz



Deuxième cas: pression dans l'enceinte  $2 \cdot 10^5$  Pa absolu

(1 bar à la pompe, par exemple)

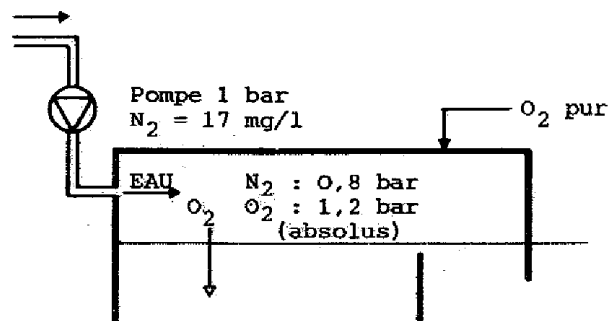
Au temps  $t$ , on a:

$O_2$ : 60%,  $N_2$ : 40%

$$\text{et } P_{O_2} = 60\% \times 2 \text{ bars} = 1,2 \text{ bars}$$

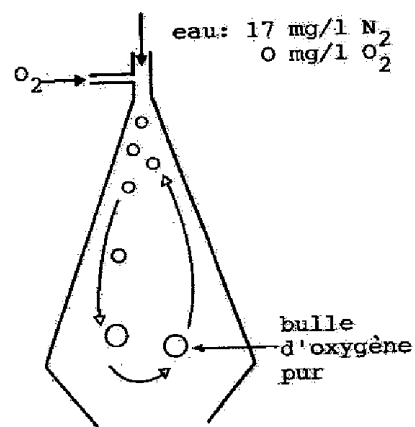
La pression partielle d'azote est inchangée

La pression partielle d'oxygène a augmenté



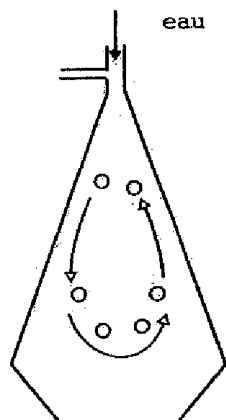
**Fig. 7:** Evolution de la composition en gaz d'un ciel gazeux d'oxygène initialement pur

Troisième cas: Bicône



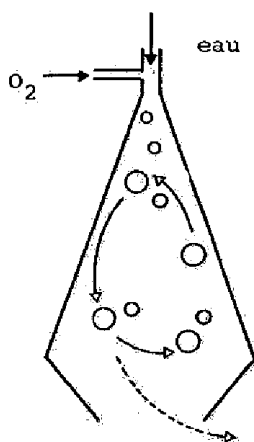
Temps  $t_0$ :

Bulles d' $O_2$  pur



Temps  $t_1$ :

- La bulle a cédé son oxygène et s'est enrichie en azote.
  - La pression partielle d'azote de la bulle s'équilibre avec l'azote dissous (17 mg/l).
- La bulle ne disparaît pas.



Temps  $t_2$ :

Pour maintenir la capacité d'oxygénation du système, on a réintroduit de l'oxygène pur.

- Les bulles d'azote sont toujours présentes.
- Les bulles d'oxygène donneront lieu à la formation d'un mélange gaz-eau qui tend à être déséquilibré, avec fuite de gaz non dissous.

Le phénomène s'atténue avec l'augmentation de la pression (la proportion d'azote formé diminue)

Fig. 7 (suite)

pertes de gaz

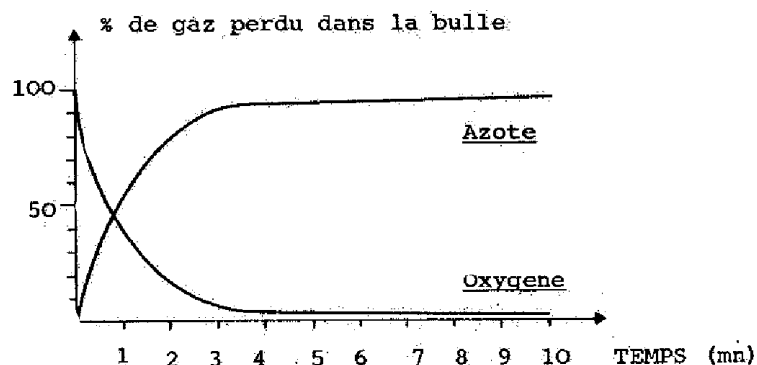


Fig. 8: Evolution de la composition d'une bulle dans un bicône (Speece et al., 1971) dans une eau à 0 mg/l d'oxygène initial

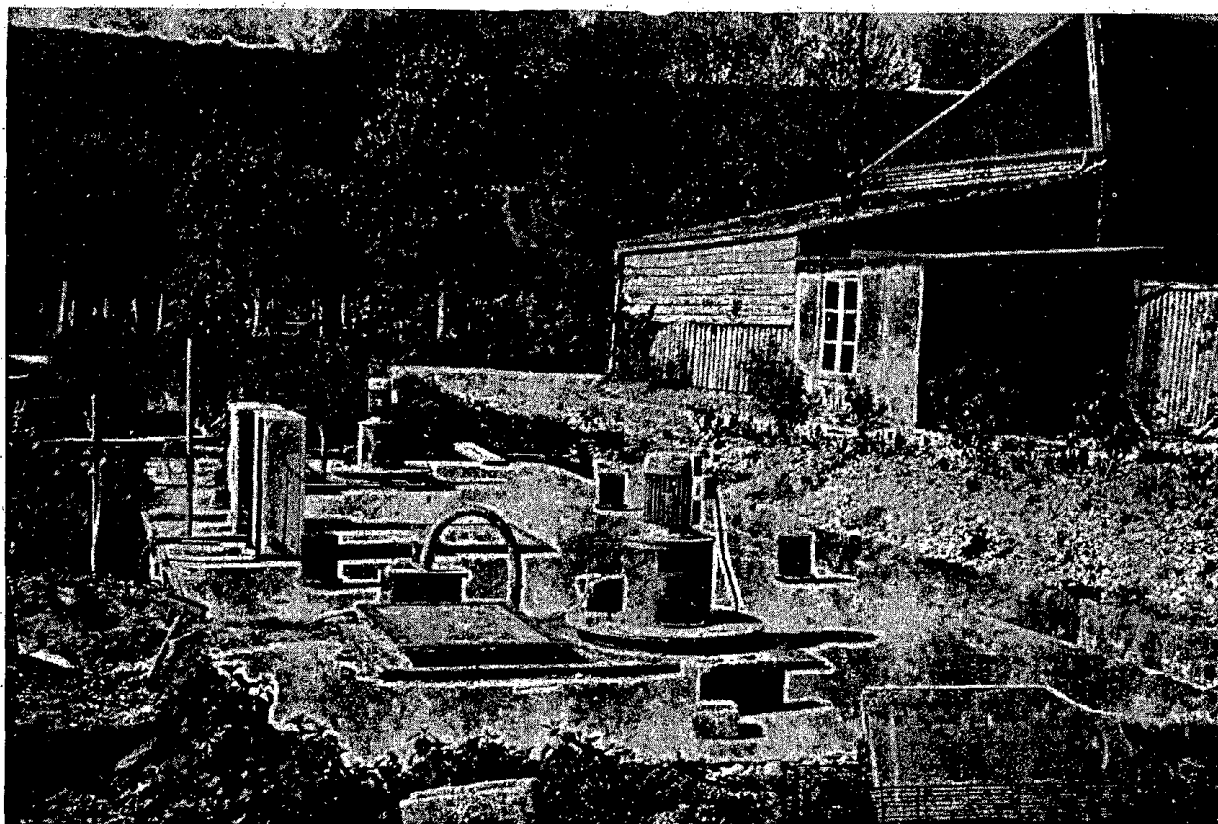


Fig. 9: Dispositifs de brassage par turbine.

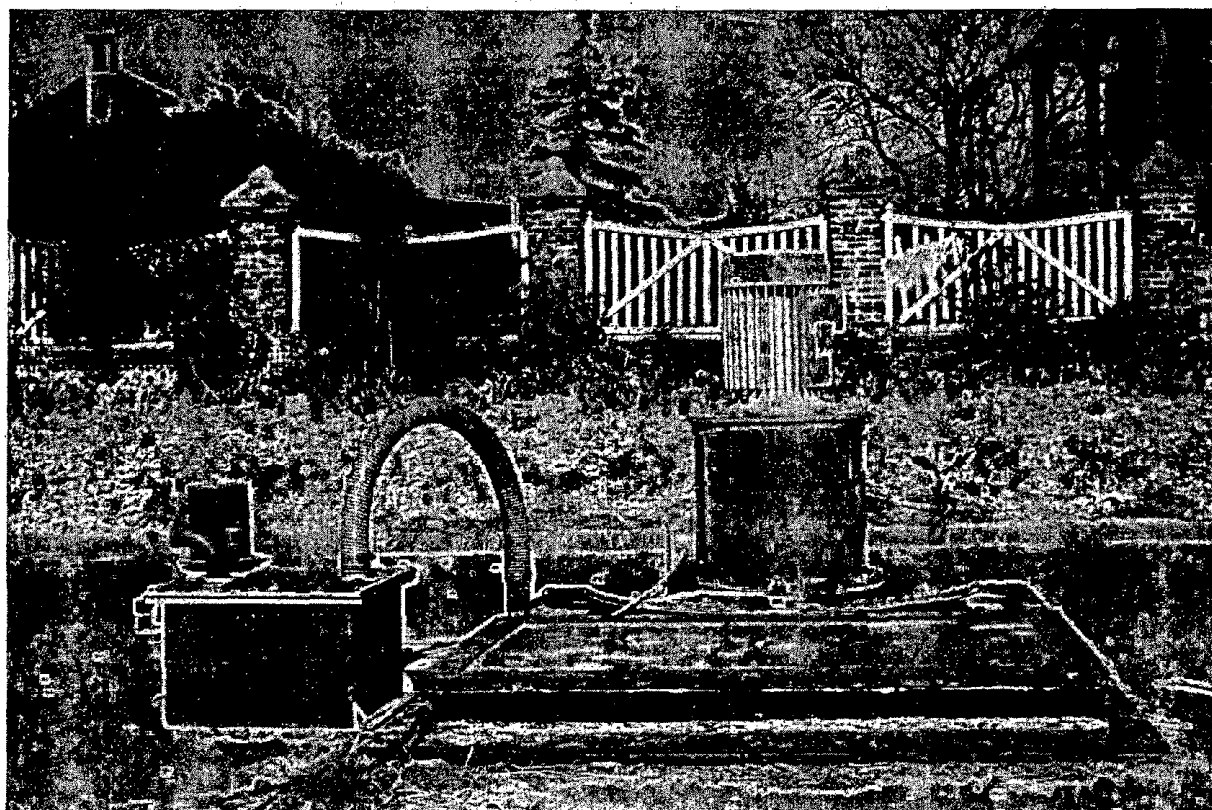


Fig. 10: Dispositifs de brassage par turbine.

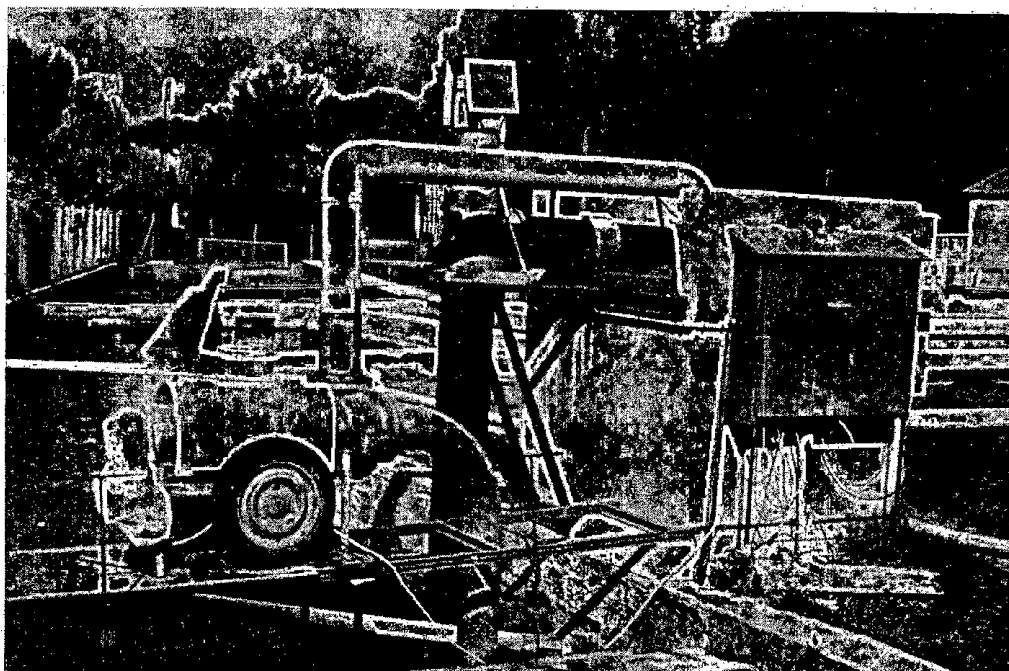


Fig. 11: Dispositif de brassage par jets produits par une pompe centrifuge et une pompe à hélice.

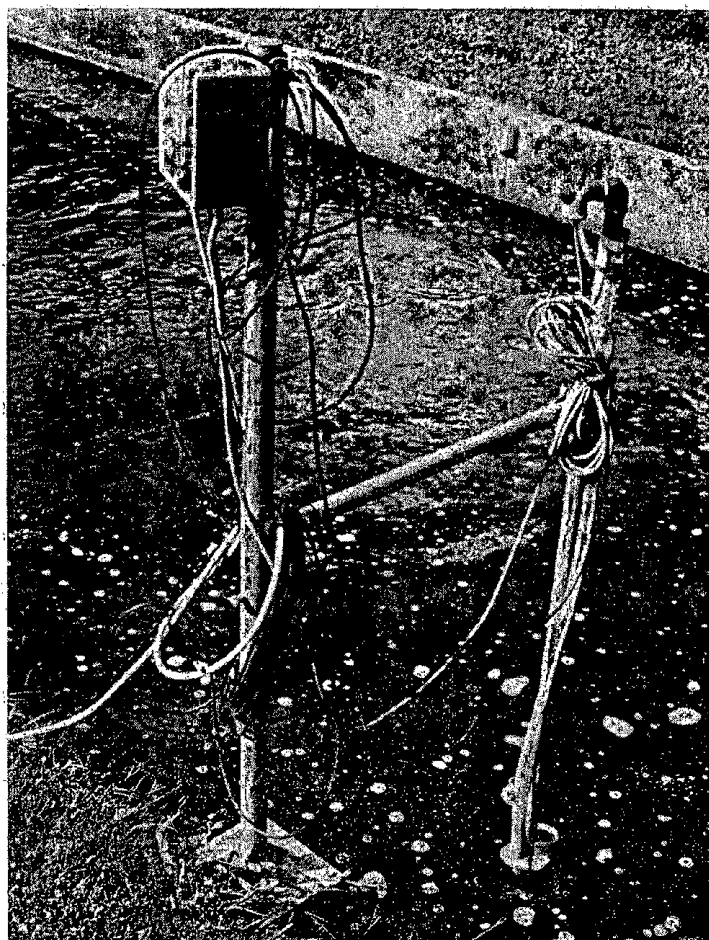


Fig. 12: Mesure de la concentration en sortie du dispositif d'oxygénation ( $C_1$ ) réglant le débit d'oxygène pur.

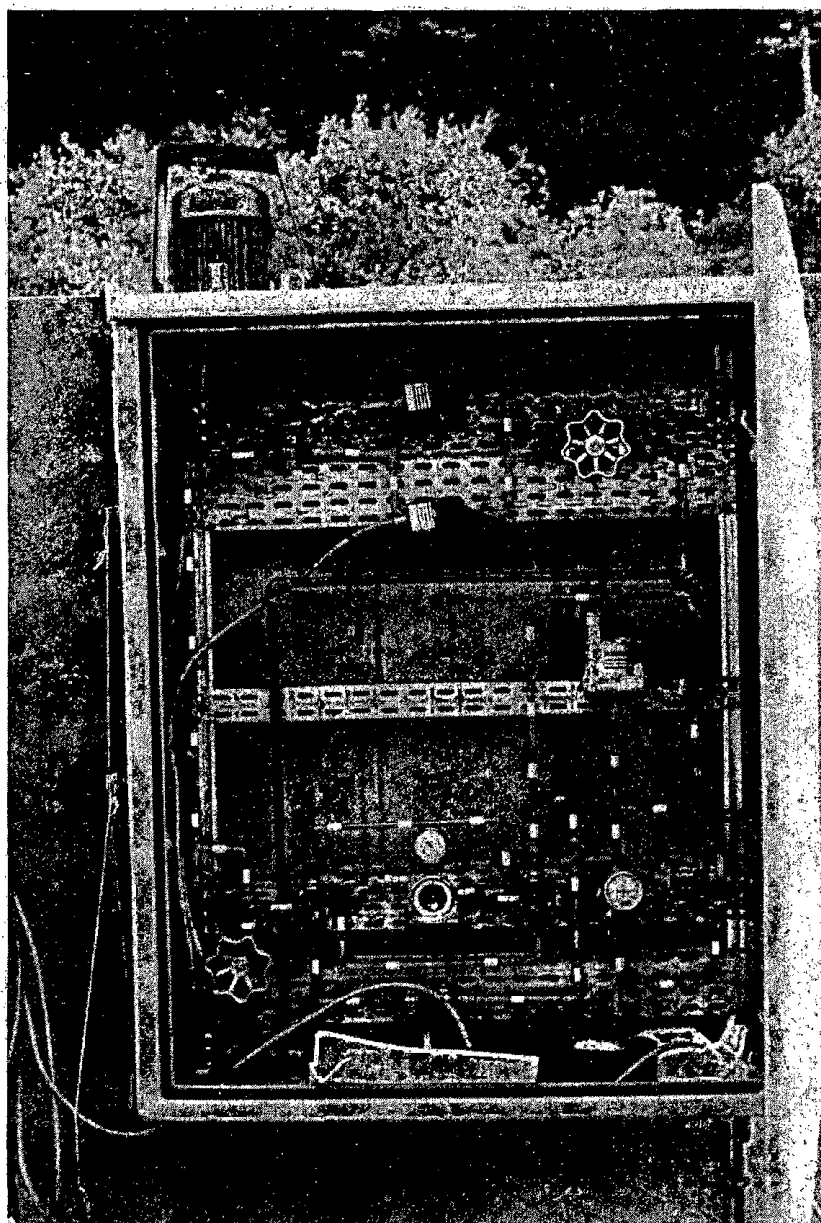


Fig.13: Electrovannes (partie haute) asservies au régulateur recevant le signal émis par la sonde mesurant ( $C_1$ ). Appareils de contrôle et de sécurité (partie basse).



Fig. 14: Partie supérieure amont d'une chambre à oxygène. Vue des pompes amenant l'eau à traiter

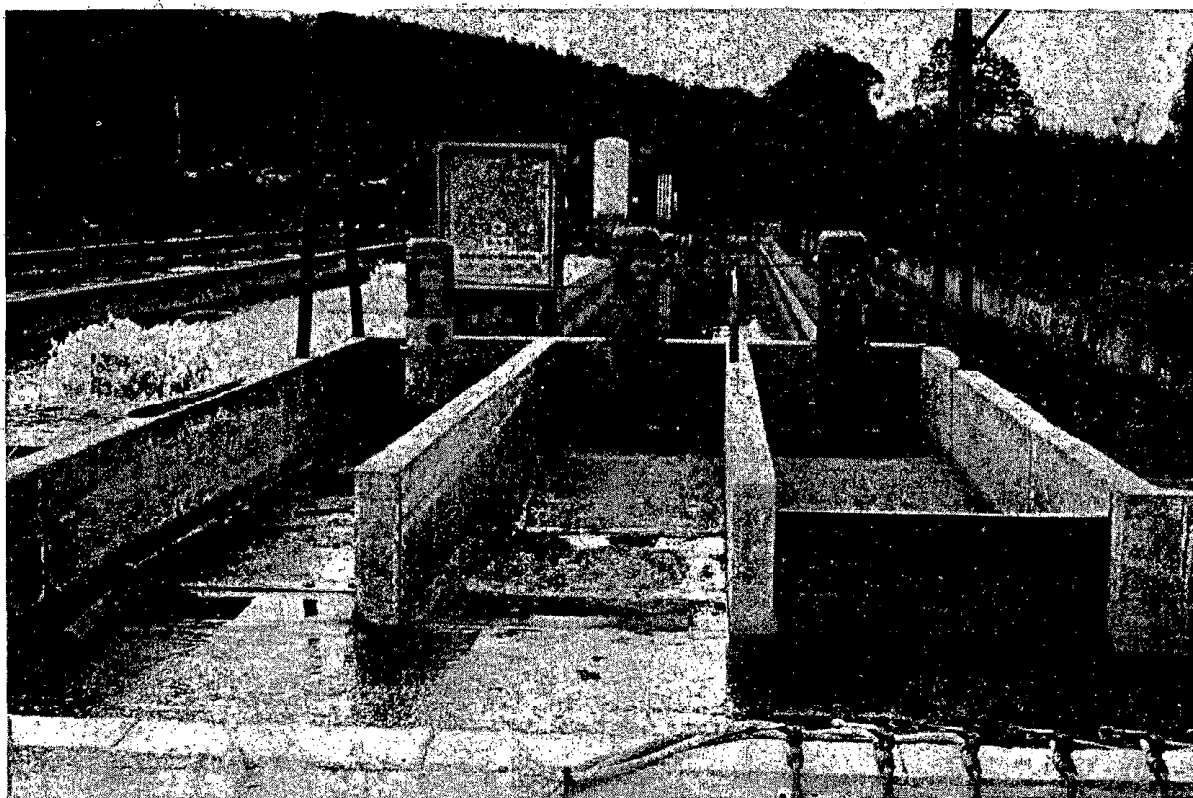


Fig. 15: Partie supérieure aval d'une chambre à oxygène. Vue des orifices où l'eau pénètre dans la chambre



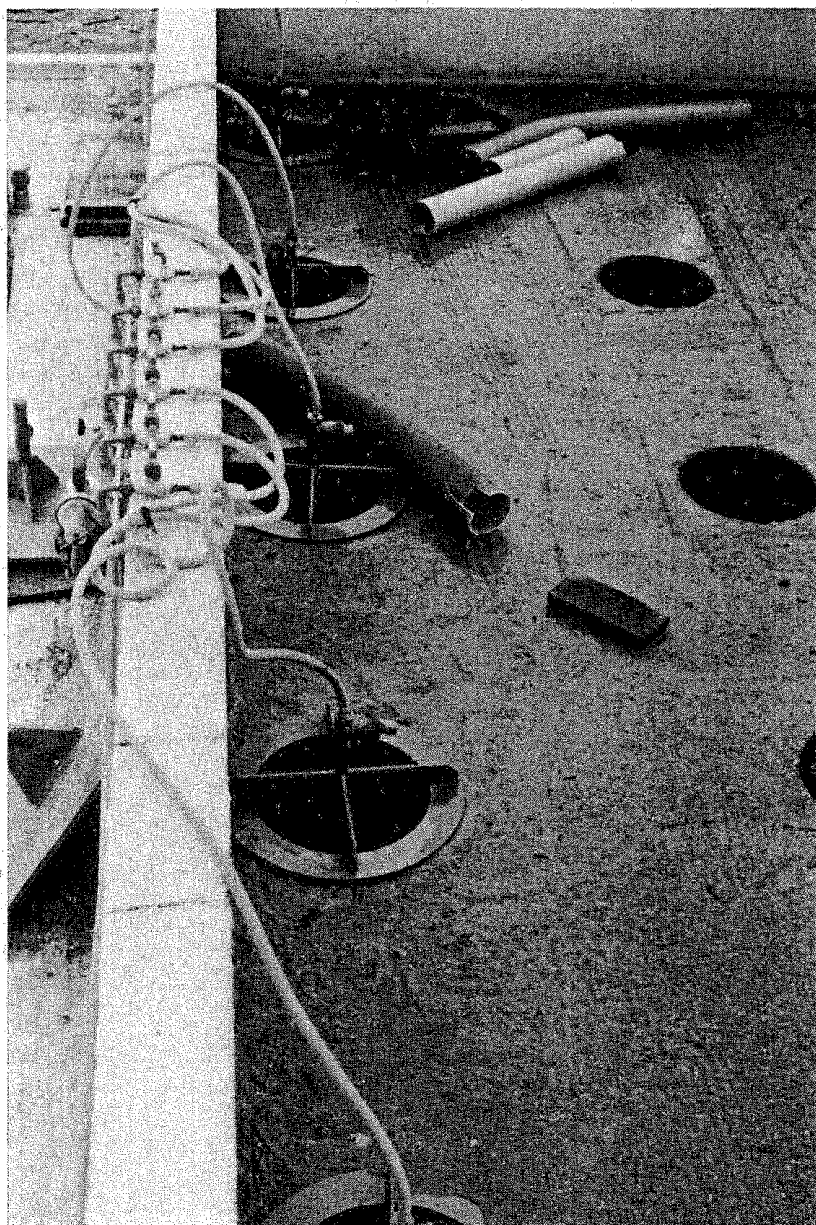
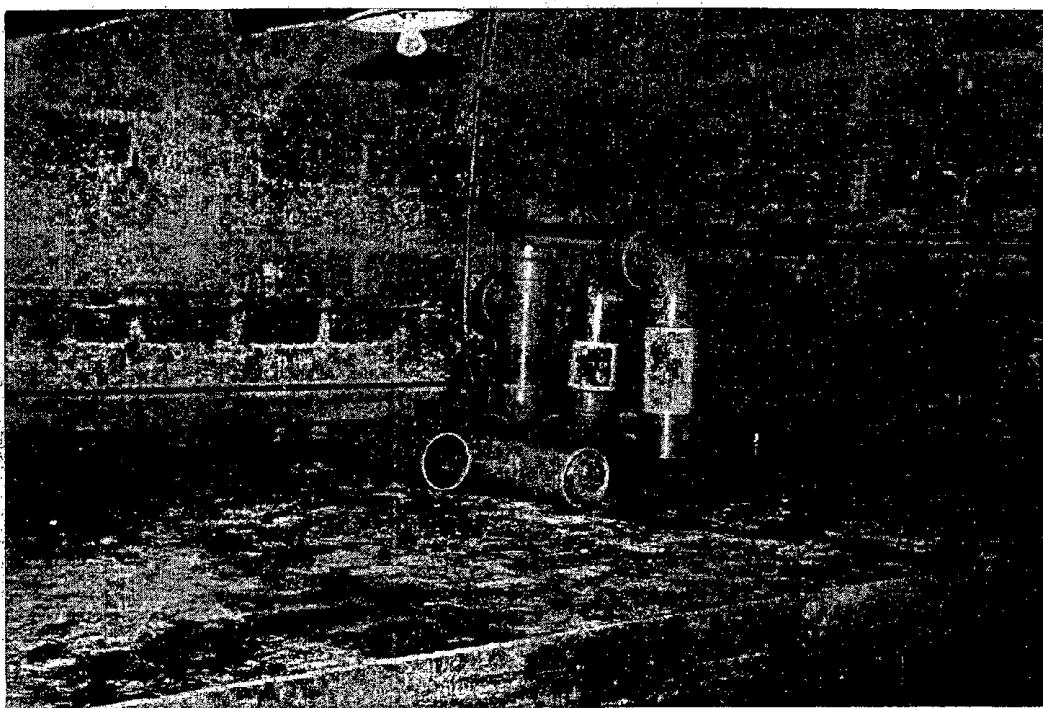
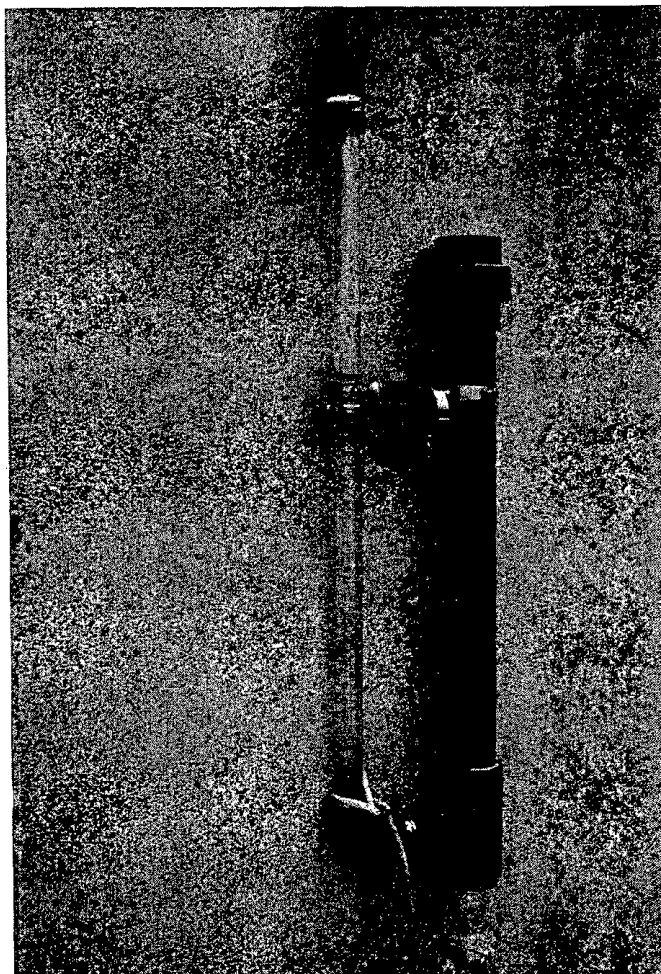
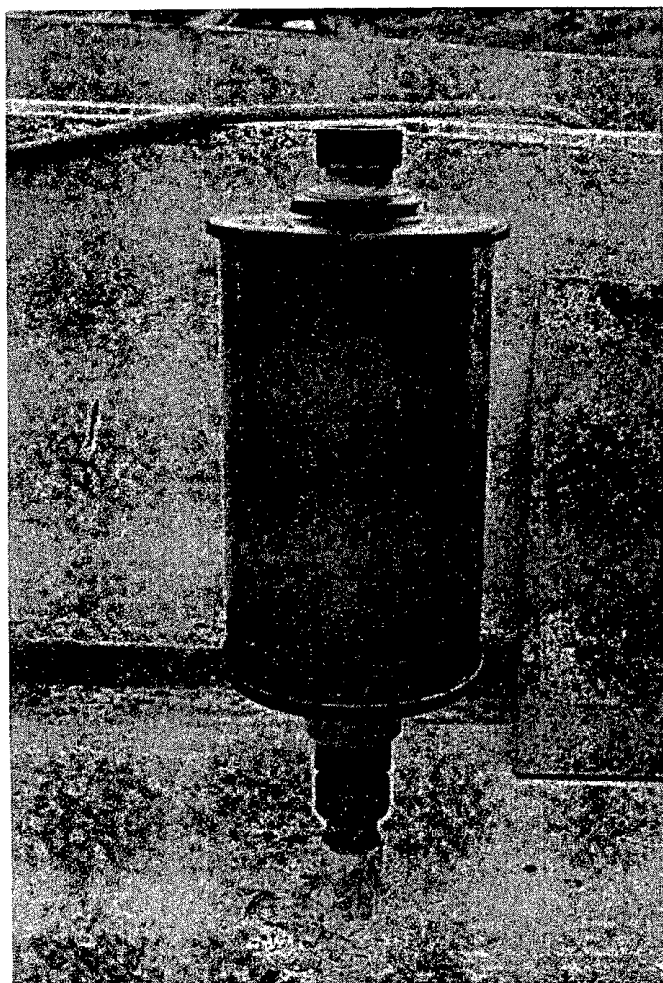
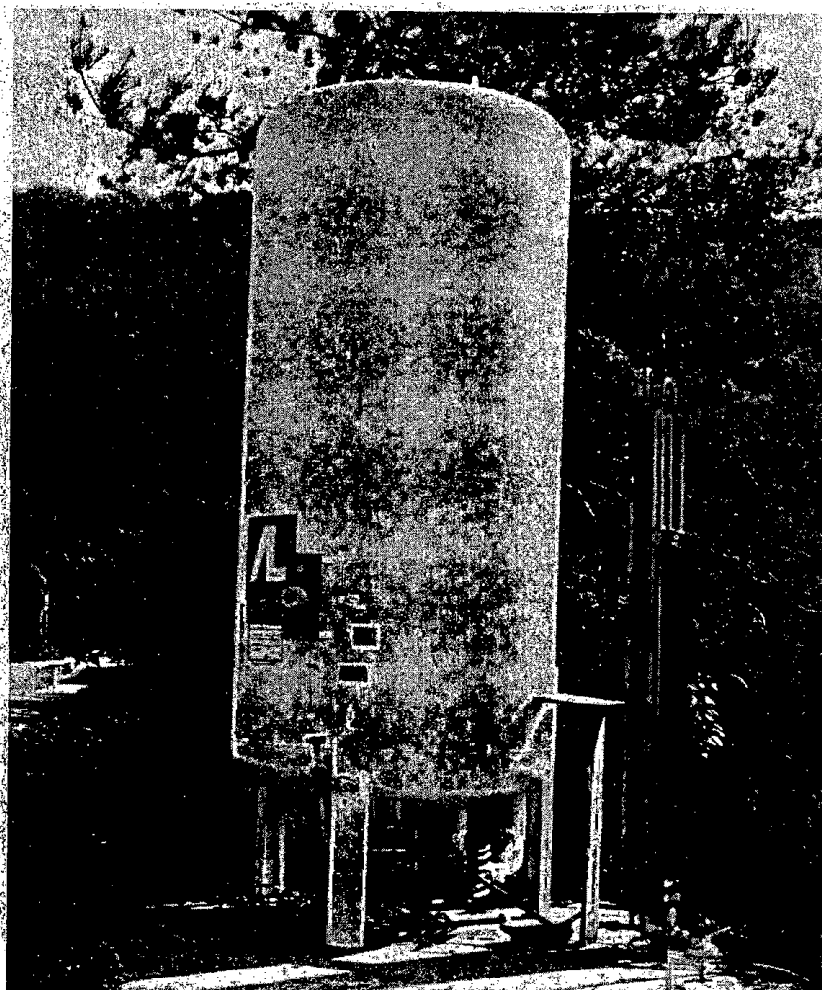
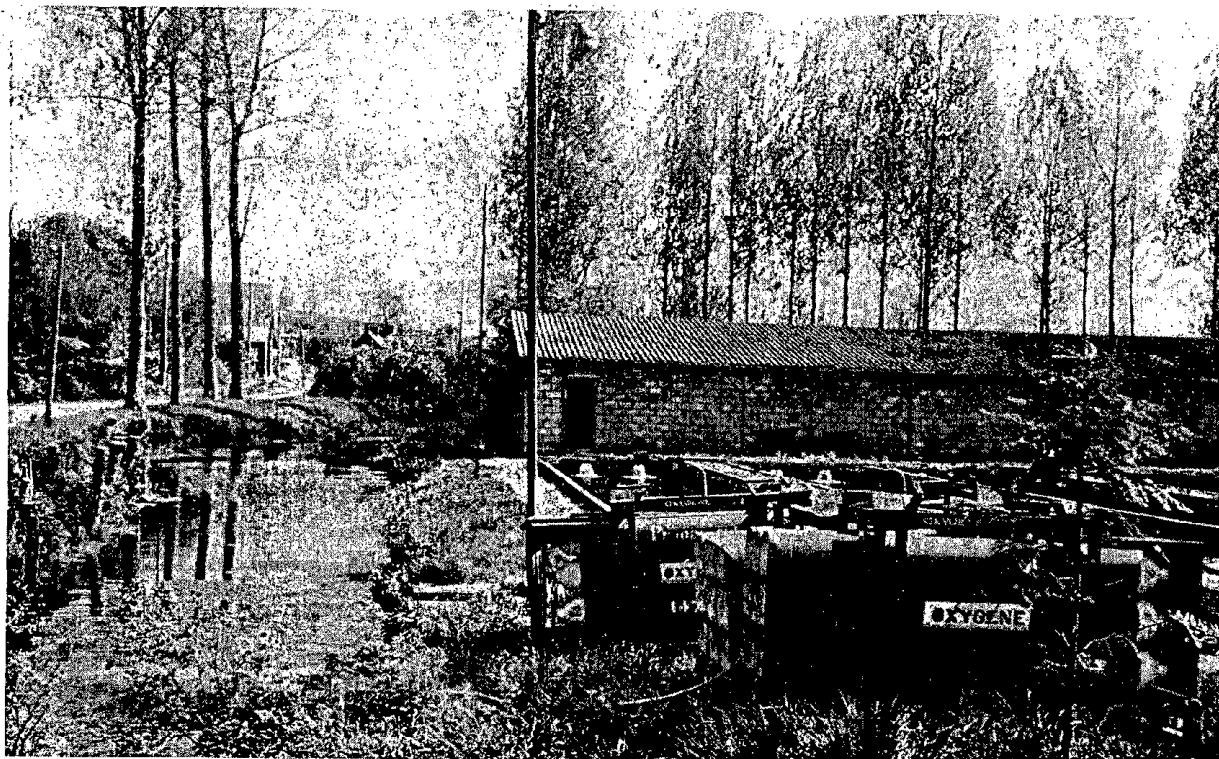


Fig. 16: Détail des orifices avec leur  
arrivée d'oxygène pur



Figs. 17-19: Les dispositifs de purges de gaz.





Figs. 20, 21: Les dispositifs de stockage  
de l'oxygène pur: bouteilles  
et réservoir