



UNIVERSITÉ MONTPELLIER II
FACULTÉ DES SCIENCES ET TECHNIQUES DU LANGUEDOC

THÈSE

Pour obtenir le grade de
Docteur de l'Université Montpellier II

Discipline : Energétique - Génie des procédés
École doctorale : « Science des Procédés - Sciences des Aliments »

**Etude et optimisation du fonctionnement d'une colonne
airlift à dépression - Application à l'aquaculture**

Présentée et soutenue publiquement par

Bertrand BARRUT

Le 15 novembre 2011, devant le jury composé de :

Mme	Anne-Marie BILLET, Professeur à l'ENCIASET, Toulouse	Rapporteur
M.	Michel ROUSTAN, Professeur émérite à l'INSA, Toulouse	Rapporteur
Mme	Catherine ALIAUME, Professeur à l'UM2, Montpellier	Examineur
M.	Jean-Yves CHAMPAGNE, Professeur à l'INSA, Lyon	Co-directeur de thèse
M.	Jean-Paul BLANCHETON, Cadre IFREMER, Palavas-les-Flots	Examineur
M.	Alain GRASMICK, Professeur à l'UM2, Montpellier	Directeur de thèse

Avant-propos

Ces travaux ont été réalisés dans le cadre d'une collaboration entre l'Institut Français de Recherche pour l'Exploitation de la Mer (IFREMER), l'Institut National des Sciences Appliquées de Lyon (INSA), l'Association Réunionnaise de Développement de l'Aquaculture (ARDA) et l'Université de Montpellier II (UM2). Ils ont été financés pour trois ans par la région Réunion par l'intermédiaire de l'ARDA et par l'Association Nationale de la Recherche et de la Technologie (ANRT) dans le cadre d'une bourse CIFRE (Conventions Industrielles de Formation par la Recherche). La partie expérimentale de ce travail a été successivement réalisée au sein du Laboratoire de Mécanique des Fluides et Acoustique de l'INSA de Lyon (expérimentations hydrauliques), de la station IFREMER de Palavas-les-Flots (expérimentation sur les échanges gazeux et sur la séparation) et de la station marine de l'ARDA à La Réunion (expérimentations en élevage piscicole).

Je remercie vivement les personnes qui ont été à l'origine de ce travail et qui m'ont fait bénéficier de leur expérience tout au long de ces trois années de doctorat : Pierre Bosc, directeur de l'ARDA, pour m'avoir permis d'effectuer cette thèse et pour m'avoir accueilli à l'ARDA pendant plus d'un an, Alain Grasmick, Professeur à l'UM2, pour avoir assuré la direction scientifique de ce travail et plus particulièrement pour son aide lors de la phase d'exploitation des résultats et de rédaction du mémoire, Jean-Yves Champagne, Professeur à l'INSA de Lyon, pour son soutien et ses nombreux conseils durant ces trois années, Jean-Paul Blancheton et François René de l'IFREMER pour leurs précieux conseils, leur aide et leur ouverture d'esprit. Passer de l'un à l'autre est un enrichissement permanent (de la rigueur méthodique intelligente à l'originalité intuitive exceptionnelle).

Je remercie également Anne-Marie Billet, Professeur à l'Ecole Nationale Supérieure des Ingénieurs en Arts Chimiques Et Technologiques de Toulouse (ENSIACET), Michel Roustan, Professeur à l'INSA de Toulouse, et Catherine Aliaume, Professeur à l'UM2 pour avoir accepté de juger ce travail malgré leurs nombreuses responsabilités et occupations.

Mes remerciements vont également aux différentes personnes qui m'ont encadré, aidé ou conseillé durant cette thèse : Mahmoud El Hajem et Nicolas Boisson de l'INSA de Lyon, Hélène Chaumat de l'ENSIACET et le personnel de l'ARVAM de La Réunion. Je remercie aussi plus particulièrement Julien Jacquety pour ces cinq années de collaboration et d'amitié qui ne sont qu'un commencement puisque nous voilà maintenant lancés dans l'aventure COLDEP ! Merci aussi à tous les différents stagiaires qui m'ont aidé dans la réalisation de cette thèse : Quentin (INSA), Benedikte, Kristina et Ole (HØGSKOLEN I BERGEN), Amélie et Olivier (INSA), Maxime (POLYTECH), Ludovic et Lucile (INSA), César (DESTA), Christophe (ISARA-ARDA) ainsi que Claudia et Rémi (INSA). Bien sûr, je remercie également mes amis et collègues de l'IFREMER et de l'ARDA pour leur aide et soutien. Enfin, je remercie ma chère Sophie pour son soutien et ses encouragements durant les moments difficiles.



*A ma mère,
à sa petite fille...*

Nomenclature	1
Introduction	4
CHAPITRE 1- Analyse bibliographique.....	6
1.1 Analyse de la fonction « pompage » d'un airlift	6
1.1.1 Présentation d'un airlift.....	6
1.1.2 Régimes d'écoulement diphasique	7
<i>1.1.2.1 Les différents régimes de bullage</i>	<i>8</i>
<i>1.1.2.2 Les différents régimes d'écoulement diphasique</i>	<i>10</i>
<i>1.1.2.3 Autres grandeurs caractéristiques d'une colonne à bulles.....</i>	<i>12</i>
1.1.3 Autres grandeurs impactant les régimes d'écoulement.....	13
<i>1.1.3.1 Influence de la configuration du système airlift.....</i>	<i>13</i>
<i>1.1.3.2 Influence des caractéristiques de la phase liquide</i>	<i>15</i>
<i>1.1.3.3 Influence de la pression de l'air</i>	<i>17</i>
1.1.4 Principales relations entre les grandeurs, les équations modèles et leurs limites d'utilisation ou de validation.....	17
1.2 Outils pour analyser la capacité de transfert de matière en colonne à bulles....	23
1.2.1 Présentation de la problématique	23
1.2.2 Lois générales régissant les transferts de masse	25
1.2.3 Transfert de masse dans les colonnes à bulles	26
<i>1.2.3.1 Paramètres essentiels à l'étude des échanges gazeux</i>	<i>26</i>
<i>1.2.3.2 Calcul du coefficient de transfert de masse K_{La}</i>	<i>27</i>
<i>1.2.3.3 Relation entre hydrodynamique et transfert de matière.....</i>	<i>28</i>
1.2.4 Application aux systèmes d'aération	29
1.3 Fonction écumeur de la colonne à dépression.....	30
1.3.1 Caractéristiques des particules des effluents aquacoles	30
1.3.2 Application de la colonne à bulles « airlift » au traitement des eaux aquacoles	31
1.3.3 Principe de la rétention des fines particules par moussage-écumage.....	34
1.4 Conclusion	37
CHAPITRE 2 - Matériel et méthodes	38
2.1 Dispositif expérimental principal et conditions générales de fonctionnement... 38	38
2.2 Mesure de la taille des bulles, de leur vitesse ascensionnelle et de la rétention gazeuse.....	40
2.2.1 Mesure de la taille des bulles et de leur vitesse par bi-sonde optique	40
2.2.2 Mesure de la rétention gazeuse	41

2.2.3	Mesure de la vitesse moyenne propre de déplacement des bulles.....	42
2.3	Méthodes spécifiques pour évaluer la fonction « pompage »	43
2.3.1	Méthode de mesure du débit d'eau.....	43
2.3.2	Mesure de l'efficacité de pompage.....	43
2.3.3	Mesure du ratio de submergence.....	43
2.4	Méthodes spécifiques pour évaluer la fonction « transfert ».....	43
2.4.1	Etude de l'hydrodynamique de la colonne et détermination du $K_L a$ de la colonne	44
2.4.2	Détermination du coefficient de transfert de masse dans le système global.....	47
2.4.3	Détermination des capacités maximales de transfert et des efficacités de transfert.....	49
2.5	Techniques spécifiques d'analyses	50
2.5.1	Mesure en ligne du CO_2 dissous.....	50
2.5.2	Mesure en ligne de l' O_2 dissous.....	51
2.6	Protocoles expérimentaux.....	51
2.6.1	Protocoles de mesures des capacités de transfert par désorption.....	51
2.6.1.1	<i>Pour le CO_2</i>	51
2.6.1.2	<i>Pour l'oxygène</i>	52
2.6.2	Mesures de capacités de transfert par absorption	52
2.7	Protocole permettant d'évaluer les effets secondaires de la dépression seule....	52
2.8	Méthodes spécifiques pour évaluer la fonction «séparation»	53
2.8.1	Appareillage.....	53
2.8.2	Substrats et méthodes spécifiques de travail et d'analyses	53
2.9	Evaluation des performances de l'airlift en conditions d'élevage.....	55
 CHAPITRE 3 - Etude des capacités de pompage de la colonne		
airlift à dépression - Application aux systèmes recirculés		
d'aquaculture..... 57		
3.1	Conditions spécifiques de travail.....	57
3.2	Résultats et discussion	58
3.2.1	Effet du débit d'air et du type de diffuseur sur la distribution d'air dans la colonne	58
3.2.1.1	<i>Effet du débit d'air sur la taille des bulles et sur leurs vitesses</i>	58
3.2.1.2	<i>Effet du débit d'air sur la rétention gazeuse</i>	60
3.2.2	Etude de la fonction « Pompage/Transport» de l'airlift.....	61
3.2.2.1	<i>Effet du débit d'air et du type de diffuseur</i>	61

3.2.2.2	<i>Influence de la hauteur d'eau dans le tube d'injection et de la hauteur de refoulement</i>	64
3.2.3	Efficacité de la pompe airlift et ratio de submergence	68
3.2.4	Rôle secondaire de la dépression	70
3.2.5	Influence des conditions d'élevage sur les performances de la colonne à dépression	72
3.2.6	Comparaison des efficacités de différents moyens de pompage	75
3.3	Conclusion	76
CHAPITRE 4 - Capacité de transfert de matière de la colonne		
à dépression - Application aux systèmes recirculés		
d'aquaculture		
4.1	Conditions spécifiques de travail	78
4.1.1	Paramètres testés	78
4.1.2	Rappels	79
4.2	Résultats et discussion	80
4.2.1	Dégazage du CO₂ dans la colonne à dépression	80
4.2.1.1	<i>Influence de la taille des bulles et du débit d'air</i>	80
4.2.1.2	<i>Influence du débit d'eau</i>	82
4.2.1.3	<i>Influence du niveau de dépression</i>	83
4.2.1.4	<i>Influence de la salinité</i>	85
4.2.1.5	<i>Influence de la température de l'eau</i>	86
4.2.2	Transfert d'oxygène	87
4.2.3	Comparaison des dégazages CO₂/O₂	89
4.2.4	Tests en conditions d'élevage	90
4.2.5	Détermination du K_La par la méthode des RAC	91
4.2.6	Estimation de la valeur de K_L	93
4.3	Conclusion	94
CHAPITRE 5 - Capacité de séparation de la colonne à		
dépression par moussage-écumage de fractions particulières –		
Application aux systèmes recirculés d'aquaculture		
5.1	Conditions spécifiques de travail	96
5.2	Résultats et discussion	97
5.2.1	Caractérisation du moussage	97

5.2.2	 Efficacité d'extraction et de concentration de microalgues par la colonne à dépression.....	98
5.2.2.1	<i> Effet du débit d'air</i>	98
5.2.2.2	<i> Effet du type de diffuseur et de la taille des bulles</i>	100
5.2.2.3	<i> Effet de la salinité</i>	101
5.2.2.4	<i> Effet de la taille moyenne des microalgues.....</i>	102
5.2.2.5	<i> Effet de la concentration en particules dans la suspension.....</i>	103
5.2.2.6	<i> Effet du volume de récolte extrait</i>	104
5.2.3	 Efficacité d'extraction et de concentration d'aliment pour poisson par la colonne à dépression.....	105
5.2.4	 Application à l'aquaculture - Capacité de la colonne à dépression à éliminer les MES dans un bassin d'élevage	106
5.2.5	 Coûts énergétiques	108
5.3	 Conclusion	109
	Conclusion générale et perspectives	111
	Bibliographie.....	114
	Annexes.....	129
	Annexe 1 – Valorisation scientifique de la thèse	129
	Annexe 2 – Poster présenté (Montpellier 2011).....	130
	Annexe 3 – Photographies.....	131
	Annexe 4 – Publication acceptée	132

Liste des Figures

Figure 1-1 : Schéma d'une colonne airlift d'après Liné (2003).....	7
Figure 1-2 : Formes et trajectoires d'une bulle isolée d'après Fabre et Legendre (2002). ...	9
Figure 1-3 : Régime d'écoulement dans un contacteur à bulles vertical d'après Taitel et Dukler (1976).	10
Figure 1-4 : Régimes d'écoulement (hors écoulement annulaire dispersé), d'après Liné (2003).	11
Figure 1-5 : Tailles des particules extraites selon le procédé de séparation utilisé d'après Chen et al. (1994a).	31
Figure 2-1 : Schéma du dispositif expérimental	38
Figure 2-2 : Evolution de la pression d'injection en fonction du débit d'air injecté (Q_G) et du système d'injection de l'air.	39
Figure 2-3 : Schéma de la colonne à dépression mettant en évidence les prises de mesure pour le capteur de pression et la bi-sonde optique	41
Figure 2-4 : Réponses du sigal expérimental (augmentation de la salinité) obtenus lors de l'expérimentation de DTS en eau de mer par la colonne à dépression pour un débit d'air injecté de 40 L.min^{-1}	44
Figure 2-5 : Comparaison entre le signal expérimental moyen normalisé et la réponse théorique obtenus à partir de l'expérimentation de DTS en eau de mer par la colonne à dépression pour un débit d'air injecté de 40 L.min^{-1}	46
Figure 2-6 : Relation entre la concentration en CO_2 dans l'eau et le pH pour différents types d'eau et différentes températures	51
Figure 2-7 : Schéma de la colonne monotube utilisée pour les expérimentations sur l'étude de l'effet de la dépression seule	53
Figure 2-8 : Schéma de la colonne à dépression branchée à un bac d'élevage.....	55
Figure 3-1: Diamètre moyen des bulles (D_b) dans le tube interne de montée de la colonne à dépression en fonction du débit d'air injecté (Q_G) pour différents types d'injecteur en eau douce (blanc) et en eau de mer (noir) pour une hauteur d'eau de 6 m et une hauteur de refoulement nulle.....	59
Figure 3-2 : Vitesse moyenne de déplacement des bulles d'air (U_G) en fonction du débit d'air injecté dans la colonne à dépression (Q_G) pour différents types d'injecteur en eau douce (blanc) et en eau de mer (noir) pour une hauteur d'eau de 6 m et une hauteur de refoulement nulle.....	60
Figure 3-3: Rétention gazeuse (ε_G) dans le tube interne en fonction du débit d'air injecté (Q_G) pour différents types d'injecteur en eau douce (blanc) et en eau de mer (noir) pour une hauteur d'eau de 6 m et une hauteur de refoulement nulle.	61
Figure 3-4: Débit d'eau (Q_L) en fonction du débit d'air injecté (Q_G) pour différents types d'injecteur en eau douce (blanc) et en eau de mer (noir) pour une hauteur d'eau de 6 m et une hauteur de refoulement nulle.	62
Figure 3-5: Comparaison entre les valeurs expérimentales de débits d'eau (Q_L) obtenues en eau douce quelque soit de type d'injecteur pour une hauteur d'eau de 6 m et une hauteur de	

refoulement nulle en fonction du débit d'air injecté (Q_G) et les valeurs théoriques de débits d'eau obtenues à partir des modèles de Nicklin (1963) et de Chisti <i>et al.</i> (1988).	64
Figure 3-6a-b : Débit d'eau (Q_L) en fonction du débit d'air (Q_G) pour différentes hauteurs de colonne à dépression en eau douce (a) et en eau de mer (b) avec une diffusion fines bulles et sans hauteur de refoulement.	65
Figure 3-7 : Débit d'eau (Q_L) en fonction de la hauteur de refoulement pour différentes hauteurs d'eau (2, 4 et 6 m) et pour différents débits d'air (20, 40 et 60 L.min ⁻¹) en eau douce avec une diffusion fines bulles.	66
Figure 3-8 : Valeurs de débits d'eau obtenues avec la relation empirique en fonction des valeurs expérimentales mesurées avec la colonne à dépression pour différentes longueurs de tube, différentes hauteurs de refoulement et différents débits d'air.	67
Figure 3-9a-b : Efficacité de pompage de la colonne à dépression en fonction du débit d'eau (Q_L) pour différentes hauteurs de refoulement avec une hauteur d'eau de 6 m (a) et pour différentes hauteurs d'eau sans hauteur de refoulement (b) (eau douce et diffusion fines bulles)	68
Figure 3-10 : Efficacité de pompage de la colonne à dépression (η) en fonction du ratio de submergence (S_r) pour différents débits d'air en eau douce et avec une diffusion fines bulles.	69
Figure 3-11 : Débits d'eau (Q_L) fournis par la colonne à dépression en fonction du ratio de submergence (S_r) pour différents débits d'air (Q_G) en eau douce et avec une diffusion fines bulles.	70
Figure 3-12 : Débit d'air statique (Q_G) en fonction du niveau de dépression (en dessous de la pression atmosphérique) pour différentes profondeur d'injection en partant d'une valeur de débit d'air injecté sous pression atmosphérique de 20 L.min ⁻¹	71
Figure 3-13 : Réention gazeuse en statique (ε_G) en fonction du niveau de dépression (en dessous de la pression atmosphérique) pour différents débits d'air en eau douce (blanc) et en eau de mer (noir).	72
Figure 3-14 : Débit d'eau (Q_L) et réention gazeuse (ε_G) en fonction de l'heure de la journée après alimentation dans un bac d'élevage (l'alimentation a démarré à 0h et a duré 4h, $Q_G = 80$ L.min ⁻¹ , diffusion fines bulles d'air).....	73
Figure 3-15 : Débit d'eau (Q_L) en fonction du débit d'air injecté (Q_G) pour différents types d'eau (hauteur d'eau de 6 m, diffusion fines bulles et hauteur de refoulement nulle).....	73
Figure 3-16 : Hauteur de refoulement en fonction du débit d'eau (Q_L) pour différents types d'eau ($Q_G = 60$ L.min ⁻¹ , diffusion fines bulles, longueur de tube = 6 m).....	74
Figure 3-17 : Produit de la hauteur de refoulement avec le débit d'eau (L. Q_L) et puissance fournie au niveau de l'injection d'air en fonction du débit d'air (Q_G) pour différentes hauteurs d'eau en eau douce et avec une diffusion fines bulles.....	74
Figure 3-18 : Consommation électrique par mètre de hauteur de refoulement et par m ³ .h ⁻¹ d'eau transportée en fonction de la hauteur de refoulement (m) pour différents types de pompes en eau douce.....	76
Figure 4-1 : Concentration en CO ₂ dissous dans l'eau en fonction du temps pour différents débits d'air (20, 40 et 60 L.min ⁻¹) et pour différents types d'injecteur (tuyau ouvert, fines bulles et microbulles) en eau de mer avec une longueur de tube de 6 m. Les valeurs obtenues sont, dans chaque cas, une moyenne de trois répétitions.....	80

Figure 4-2 : Coefficient (K_{La}) de transfert de masse en fonction du débit d'air (Q_G) de 20, 40 et 60 L.min ⁻¹ pour différents types d'injection (tuyau ouvert, fines bulles, microbulles) en eau de mer et avec une longueur de tube de 6 m.....	81
Figure 4-3: Valeurs de K_{La} obtenues à partir de la relation empirique en fonction des valeurs expérimentales	82
Figure 4-4 : Relation entre le coefficient de transfert de masse K_{La} et le débit d'eau (Q_L) pour différents débit d'air (20, 40 et 60 L.min ⁻¹) en eau de mer avec une injection fines bulles et une longueur de tube de 6 m.....	83
Figure 4-5 : Concentration en CO ₂ dissous dans l'eau en fonction du temps pour différentes longueurs de tube (2, 4 et 6 m) avec une injection fines bulles et un débit d'air de 40 L.min ⁻¹ en eau de mer. Les valeurs obtenues sont, dans chaque cas, une moyenne de trois répétitions.....	84
Figure 4-6 : Relation entre le coefficient de transfert de masse (K_{La}) et le niveau de dépression (en dessous de la pression atmosphérique) en eau de mer avec un débit d'air de 40 L.min ⁻¹ et une longueur de tube de 6 m. Les écarts-type sont obtenus à partir d'un nombre n=3 répétitions.....	85
Figure 4-7 : Valeur de K_{La} pour différents types d'injecteur (tuyau ouvert, fines bulles et microbulles) en eau douce et en eau de mer avec un débit d'air de 40 L.min ⁻¹ et une longueur de tube de 6 m. Les écarts-type sont obtenus à partir d'un nombre n=3 répétitions.....	86
Figure 4-8 : Valeur du K_{La} pour différentes températures d'eau (7 et 22°C) en eau de mer avec un débit d'air de 40 L.min ⁻¹ et une longueur de tube de 6 m. Les écarts-type sont obtenus à partir d'un nombre n=3 répétitions.	86
Figure 4-9a-b : Evolutions de la teneur en O ₂ (% par rapport à la saturation) en fonction du temps lors d'opérations d'absorption et de désorption en eau de mer (a) et de désorption en eau douce (blanc) et en eau de mer (noir) (b) - Débit d'air de 40 L.min ⁻¹ et hauteur d'eau dans le tube interne de 6 m. Les valeurs obtenues sont, dans chaque cas, une moyenne de trois répétitions.....	87
Figure 4-10 : Concentration différentielles des gaz (O ₂ et CO ₂) et temps de résidence liquide instantané dans la colonne en fonction de l'heure de la journée après alimentation dans le bac d'élevage (l'alimentation a commencé à 0h et a duré 4h, débit d'air de 80 L.min ⁻¹ , diffusion fines bulles, hauteur d'eau dans le tube interne de 6 m).....	91
Figure 4-11 : Coefficient de transfert de masse (K_{LaO_2} et K_{LaCO_2}) en fonction de l'heure de la journée après alimentation dans le bac d'élevage (l'alimentation a commencé à 0h et a duré 4h, débit d'air de 80 L.min ⁻¹ , diffusion fines bulles, hauteur d'eau dans le tube interne de 6 m).....	91
Figure 4-12 : Comparaison entre les valeurs de concentration en CO ₂ dissous obtenues en entrée et en sortie de colonne à dépression en eau de mer pour une injection de CO ₂ continue dans le bac (0,2 et 0,4 L.min ⁻¹) et pour un débit d'air injecté de 40 L.min ⁻¹ . Les écarts-type sont obtenus à partir d'un nombre n=3 répétitions.	92
Figure 5-1 : Indices de concentration (IC) obtenus en fonction du débit d'air injecté (Q_G) avec une diffusion fines bulles, une récolte de 40 L et en eau de mer à 40 ‰ de salinité. Les écarts-type sont obtenus à partir d'un nombre n=3 répétitions.....	99
Figure 5-2 : Indices de concentration (IC) obtenus en fonction du type d'injecteur avec un débit d'air de 40 L.min ⁻¹ , une récolte de 40 L et en eau de mer à 40 ‰ de salinité. Les écarts-type sont obtenus à partir d'un nombre n=3 répétitions.....	101

Figure 5-3 : Indice de concentration (IC) en fonction de la salinité avec un débit d'air de 10 L.min ⁻¹ en diffusion microbulles et une récolte de 2 L. Les écarts-type sont obtenus à partir d'un nombre n=3 répétitions.	102
Figure 5-4 : Indices de concentration (IC) obtenus en fonction de la taille moyenne des particules de la culture de microalgues avec un débit d'air de 10 L.min ⁻¹ en diffusion microbulles et une récolte de 1 L en eau de mer à 40 ‰ de salinité. Les écarts-type sont obtenus à partir d'un nombre n=3 répétitions.	103
Figure 5-5 : Concentration de la récolte et indice de concentration (IC) obtenus en fonction de la concentration de la culture de microalgues en eau de mer à 50 ‰ de salinité avec un débit d'air de 10 L.min ⁻¹ en diffusion microbulles et pour une récolte de 1 L.....	103
Figure 5-6 : Indice de concentration (IC) et quantité de matière récoltée en fonction du volume extrait de récolte de microalgues après une heure de fonctionnement (débit d'air de 10 L.min ⁻¹ , diffusion microbulles et eau de mer à 40 ‰ de salinité). Les écarts-type sont obtenus à partir d'un nombre n=3 répétitions.	105
Figure 5-7 : Concentration en MES dans l'eau du bac en début d'expérimentation (t _{0h}), en fin d'expérimentation (t _{4h}) et dans l'écumeur (valeur moyenne entre t _{0h} et t _{4h}) et IC moyen obtenu entre t _{0h} et t _{4h} pour un débit d'air de 10 L.min ⁻¹ en diffusion microbulles et un volume de récolte de 40 L.h ⁻¹ . Les écarts-type sont obtenus à partir d'un nombre n=3 répétitions.	105
Figure 5-8 : Concentration en MES dans l'eau du bac d'élevage et dans l'écume récoltée avec ou sans alimentation et avec un renouvellement horaire d'eau neuve du bac de 100, 50 ou 10 %. Débit d'air de 10 L.min ⁻¹ en diffusion microbulles et avec un volume de récolte de 40 L.h ⁻¹ . Les écarts-type sont obtenus à partir d'un nombre n=3 répétitions.....	107
Figure 5-9 : IC obtenus en eau de mer d'élevage dans l'écume récoltée avec ou sans alimentation et avec un renouvellement horaire d'eau neuve de 100, 50 ou 10 %. Débit d'air de 10 L.min ⁻¹ en diffusion microbulles et avec un volume de récolte de 40 L.h ⁻¹	107

Liste des Tableaux

Tableau 1-1 : Interaction entre les principaux paramètres influant sur le régime d'écoulement diphasique.	13
Tableau 1-2 : Propriétés physico-chimique de l'eau douce et de l'eau de mer à 20°C d'après Copin-Montégut, (1996).	17
Tableau 1-3 : Corrélations pour le calcul de Urel et CD d'après Liné (2003).	26
Tableau 1-4 : Critères influant les transferts de matière dans une colonne à bulle.	26
Tableau 1-5 : Grandeurs caractéristiques de différents systèmes de transfert de matière d'après Hébrard et Roustan (2003).	28
Tableau 2-1 : Concentration de saturation de l'O ₂ et du CO ₂ dissous en eau douce et en eau de mer en équilibre avec l'atmosphère pour différentes températures utilisées dans cette étude.	49
Tableau 3-1 : Combinaison de tous les paramètres testés pour l'étude du débit d'eau fourni par la colonne à dépression	58
Tableau 3-2 : Débit d'eau (m ³ .h ⁻¹) en fonction de la hauteur de refoulement pour différents types d'injection de l'air en eau douce et en eau de mer (Q _G = 30 L.min ⁻¹ , hauteur d'eau = 6m).	67
Tableau 4-1 : Différents paramètres testés en désorption de CO ₂ pour l'étude du transfert de masse de la colonne à dépression	79
Tableau 4-2 : Valeur de K _L a pour différentes longueurs de tube (2, 4 et 6 m) avec un débit d'air de 40 L.min ⁻¹ et une injection fines bulles en eau de mer.	84
Tableau 4-3 : Comparaison des valeurs de K _L a ₂₀ , capacités maximales de transfert et efficacités énergétiques de transfert obtenues pour l'O ₂ en absorption et en désorption et pour le CO ₂ en désorption en eau douce et en eau de mer avec la colonne à dépression pour un débit d'air de 40 L.min ⁻¹ et une longueur de tube de 6 m.	88
Tableau 4-4 : Valeurs de K _L a obtenues à partir du bilan de transfert de masse pour une injection de CO ₂ à 0.2 et 0.4 L.min ⁻¹ et par la méthode des RAC pour un débit d'air de 40 L.min ⁻¹ en diffusion fines bulles avec une hauteur d'eau de 6 m en eau de mer.	93
Tableau 4-5 : Comparaison entre les valeurs expérimentales et les valeurs issues de la littérature de K _L obtenus à partir d'une estimation de a en fonction du diamètre moyen des bulles d'air pour différentes conditions expérimentales.	93
Tableau 5-1 : Intervalles de variation des variables opératoires pour l'étude de la capacité d'extraction / concentration de la colonne à dépression à partir d'une culture de microalgues.	96
Tableau 5-2 : Intensité de moussage et densité de la mousse obtenue dans l'écumeur en fonction de différents paramètres et conditions de fonctionnement de la colonne à dépression.	97
Tableau 5-3 : Bilan d'extraction de microalgues obtenu en 1 heure pour différents débits d'air injecté en diffusion fines bulles à partir d'une culture d'un volume de 2 m ³ à 40 ‰ de salinité et pour un volume de récolte de 40 L.	98

Tableau 5-4 : Efficacité d'extraction des microalgues obtenue en 1 heure pour différents types de diffuseurs d'air à un débit de 40 L.min ⁻¹ dans une culture d'un volume de 2 m ³ à 40 ‰ de salinité pour un volume de récolte de 20 L.	100
Tableau 5-5 : Efficacité d'extraction de microalgues obtenue en 1 heure pour différentes salinités dans une culture d'un volume de 1 m ³ pour un volume de récolte de 2 L avec un débit d'injection d'air de 10 L.min ⁻¹ en diffusion microbulles.	101
Tableau 5-6 : Efficacité d'extraction obtenue après une heure d'opération pour différents volumes de récolte dans une culture initiale d'un volume de 2 m ³ à 40 ‰ de salinité avec un débit d'injection d'air de 10 L.min ⁻¹ en diffusion microbulles.	104
Tableau 5-7 : Efficacité d'extraction obtenue en 1 heure par la colonne à dépression pour des MES issues de granulés de poissons fragmentés dans un bac de 1.1 m ³ d'eau de mer à 35 ‰ de salinité pour un volume de récolte de 40 L et avec un débit d'air injecté de 10 L.min ⁻¹ en diffusion microbulles.	106
Tableau 5-8 : Valeurs d'IC pour différents taux de renouvellement	108
Tableau 5-9 : Volumes de récolte nécessaires et coût d'extraction par Kg de microalgues extrait.....	109

Nomenclature

Lettres latines

a	aire interfaciale dans le tube interne de la colonne à dépression	(L ⁻¹)
a*	aire interfaciale dans le volume total	(L ⁻¹)
a _G	aire spécifique d'échange développée par une bulles de diamètre D _b	(L ⁻¹)
C ₀	Concentration en gaz dissous dans le liquide en début d'expérimentation	(M.L ⁻³)
C _{eff}	Concentration en gaz dissous dans le liquide en sortie de colonne	(M.L ⁻³)
C _{in}	Concentration en gaz dissous dans le liquide en entrée de colonne	(M.L ⁻³)
C _L	Concentration en gaz dissous dans la phase liquide	(M.L ⁻³)
C _S	Concentration en gaz dissous dans le liquide en équilibre avec l'atmosphère	(M.L ⁻³)
D	diamètre du tube de montée	(L)
D _b	diamètre moyen des bulles	(L)
D _{inj}	diamètre de l'orifice de l'injecteur	(L)
f	facteur de frottement (Eq. 8 et 10)	(-)
g	accélération de la pesanteur	(L.T ²)
h	distance verticale entre deux prises de mesure (Eq. 21)	(L)
H	hauteur d'eau dans la colonne à dépression	(L)
k	rugosité du tube (Eq. 10)	(-)
K	coefficient de frottement (Eq. 7 et 8)	(-)
K _L	coefficient de transfert de matière au niveau de l'interface liquide	(L.T ⁻¹)
K _G	coefficient de transfert de matière au niveau de l'interface gazeuse	(L.T ⁻¹)
K _L a	coefficient de transfert de matière du liquide	(T ⁻¹)
K _L a*	coefficient de transfert de matière dans le volume totale du liquide	(T ⁻¹)
L	hauteur de refoulement	(L)
p ₁	pression d'injection de l'air (Eq. 17)	(M.L ⁻¹ .T ⁻²)
p ₂	pression au sommet du tube de montée (Eq. 17)	(M.L ⁻¹ .T ⁻²)
Ps	puissance spécifique requise	(M.L ⁻¹ .T ⁻³)
Q _G	débit de gaz	(L ³ .T ⁻¹)
Q _L	débit de liquide	(L ³ .T ⁻¹)
s	facteur de glissement (Eq. 7 et 9)	(-)
S _r	ratio de submergence	(-)

t	temps	(T)
\bar{t}	différence entre le temps de séjour moyen de sortie et d'entrée	(T)
T	température de l'eau	(°C)
U_G	vitesse superficielle du gaz	(L.T ⁻¹)
U_L	vitesse superficielle du liquid	(L.T ⁻¹)
U_{rel}	vitesse relative	(L.T ⁻¹)
V_G	volume de la phase gaz	(L ³)
V_i	volume du tube interne de la colonne à dépression	(L ³)
V_L	volume de la phase liquide	(L ³)
V_T	volume total de liquide dans le système considéré	(L ³)

Lettres grecques

α	coefficient utilisé (Eq. 28)	(-)
β	coefficient utilisé (Eq. 28)	(-)
γ	coefficient utilisé § 1.2.3.3	(-)
ΔP	différence de pression entre deux prises de mesure (Eq. 21)	(M.L ⁻¹ .T ⁻²)
ΔP_{inj}	pression relative nécessaire à l'injection d'air	(M.L ⁻¹ .T ⁻²)
$\Delta \rho$	différence de masse volumique entre le gaz et le liquide	(M.L ⁻³)
ε_G	rétenion gazeuse	(-)
ε_G^*	rétenion gazeuse dans le volume total de liquide	(-)
ε_L	rétenion liquide	(-)
η	efficacité de pompage	(-)
θ	facteur de correction de la température	(-)
μ	viscosité dynamique	(M.L ⁻¹ .T ⁻¹)
ρ_G	masse volumique du gaz	(M.L ⁻³)
ρ_m	masse volumique du mélange	(M.L ⁻³)
ρ_L	masse volumique du liquide	(M.L ⁻³)
σ	tension interfaciale	(M.T ⁻²)
σ_e	variance centrée entrée	(T)
σ_s	variance centrée sortie	(T)
τ_i	temps de résidence hydraulique dans le tube interne	(T)
Ω	section du tube de montée	(L ²)

Nombres sans dimension

Bo	nombre de Bond	(-)
C _D	Coefficient de trainée	(-)
N	nombre de Réacteurs Agités en Cascade (RAC)	(-)
Re	nombre de Reynolds	(-)

Indices

A	indice relatif à la colonne ascendante
b	indice relatif aux bulles générées par des diffuseur de gaz
D	indice relatif à la colonne descendante
G	indice relatif à la phase gaz
i	indice relatif au tube interne de la colonne à dépression
inj	indice relatif aux injecteur de gaz
L	indice relatif à la phase liquide
N	indice relatif aux nombre de RAC
T	indice relatif au volume total du système (colonne et bac)

Introduction

Depuis une vingtaine d'années, la production aquacole mondiale a connu une croissance plus rapide que celle des autres productions animales (230 % de 1990 à 2004, contre 88 % pour la volaille ou 44 % pour le porc), ce qui correspond à une augmentation annuelle constante de 10 à 15% (FAO, 2010). Ce développement est dû à la stagnation des stocks de pêche depuis plus de 10 ans, ainsi qu'à une demande croissante de la population mondiale pour les produits de la mer.

Cette croissance de la production aquacole n'a malheureusement pas toujours été bien contrôlée, ce qui s'est traduit par différents problèmes, notamment au niveau environnemental. Dans certains pays comme la Chine, le Chili ou l'Equateur, l'aquaculture a parfois contribué à défigurer les paysages côtiers (destruction de mangroves) et à polluer le littoral par des rejets de matières organiques et azotées (Masood, 1997).

Différentes solutions ont été suggérées pour limiter les effets négatifs de ce développement :

- Le traitement des eaux usées par lagunage, qui consiste à utiliser la capacité des végétaux à absorber les nutriments. Des études ont été conduites pour traiter les effluents de différents types de systèmes (Acierno *et al.*, 2006), en particulier de systèmes aquacoles marins en recirculation (Deville et Blancheton, 2002), afin de les valoriser par des productions associées dans des systèmes multitrophiques (Blancheton *et al.*, 2009).
- Le grossissement des poissons en mer, dans des cages offshore suffisamment éloignées des côtes, pour limiter l'impact environnemental des fèces produits et des aliments non consommés (Buck *et al.*, 2004).
- Le développement de systèmes en recirculation qui permettent de réutiliser et de traiter l'eau d'élevage afin de réduire sa consommation ainsi que de limiter les risques biosanitaires grâce notamment à une gestion et à un contrôle rigoureux du faible débit d'eau de renouvellement (Van Rijn, 1996 ; Summerfelt, 2002). Ces systèmes ont en particulier été utilisés dans les premières phases des élevages aquacoles qui sont les plus fragiles et nécessitent une importante maîtrise du milieu d'élevage (Breuil et René, 2005).

Les systèmes recirculés en aquaculture ont été configurés en intégrant une chaîne de procédés permettant de redonner à l'eau recyclée la qualité attendue pour un élevage (Blancheton, 2000):

- Un filtre mécanique ou à sable pour l'élimination de la matière en suspension
- Un système d'échange pour l'extraction des gaz dissous potentiellement toxiques et pour l'apport d'oxygène
- Un filtre biologique pour le traitement des matières azotées
- Une désinfection UV pour limiter les risques biosanitaires.

Ces systèmes ont également contribué à améliorer la vitesse de croissance des espèces de poissons élevées (bar *Dicentrarchus labrax*, Linnaeus, 1758 ; daurade royale *Sparus aurata*, Linnaeus, 1758) grâce à une meilleure maîtrise du milieu d'élevage et à explorer l'élevage de nouvelles espèces (maigre *Argyrosomus regius*, Asso, 1801 ; cobia *Rachycentron candum*, Linnaeus 1766 ; ombrine tropicale *Sciaenops ocellatus*, Linnaeus 1766), en adaptant la qualité de leur environnement à leurs besoins physiologiques (Martins *et al.*, 2010).

Cependant, si l'intérêt des systèmes recirculés ne peut être remis en cause, leur potentiel d'amélioration est loin d'avoir été totalement exploré (Blancheton *et al.*, 2007 ; Roque d'Orbecastel *et al.*, 2009), en particulier concernant l'extraction des matières organiques de petite taille et la consommation d'énergie dont la réduction est devenue une des priorités de recherche (Bjørndal, T., 1987 ; Lazur et Britt, 1997 ; Losordo *et al.*, 1998 ; Roque d'Orbecastel *et al.*, 2009).

Il est donc nécessaire de développer des systèmes multifonctionnels performants qui minimisent les dépenses énergétiques. La colonne à dépression qui fait l'objet de cette étude est un outil pouvant constituer une réponse à cette problématique, car son fonctionnement permet de combiner plusieurs fonctions : le pompage, les transferts de solutés et la séparation de phases (particulaires notamment). Elle permet ainsi de minimiser non seulement l'espace utilisé par la boucle de traitement mais aussi les coûts énergétiques. Ce nouveau procédé a été breveté par l'IFREMER et l'INSA de Lyon (René *et al.* 2007). Ce travail de thèse, démarré en octobre 2008, a pour objectif de mieux comprendre le fonctionnement de ce procédé complexe et multifonctionnel, afin d'optimiser son fonctionnement pour une application prioritaire choisie.

Le travail réalisé a été synthétisé dans ce mémoire construit autour de cinq chapitres principaux : Une analyse bibliographique relative aux trois fonctionnalités, les matériels et méthodes utilisés, puis les fonctions de pompage, de transferts et de séparation.

CHAPITRE 1- Analyse bibliographique

La fonction de transport hydraulique d'un airlift a été largement documentée notamment dans les études concernant les opérations de pompage difficiles telles que l'extraction de minéraux sous-marins, le dragage des estuaires et la récupération de charbon dans les mines ou en industrie pétrolière (Kassab *et al.*, 2009). En aquaculture, la majorité des études ont porté sur un fonctionnement de l'airlift en eau douce (Parker et Suttle, 1987 ; Loyless et Malone, 1998 ; Awari *et al.*, 2004). Le fonctionnement en eau de mer n'a été que rarement abordé (Moran, 2010b).

La fonction de transfert de matière au niveau des échanges gazeux a aussi été documentée notamment, au travers d'études sur les réacteurs airlift ou sur les colonnes à bulles dans les procédés chimiques et biochimiques (Kantarci *et al.*, 2005 ; Chaumat *et al.*, 2007b ; Yu *et al.*, 2008). Cependant, en aquaculture, les airlifts étant presque essentiellement utilisés à des fins de circulation d'eau et d'oxygénation (Loyless et Malone, 1998), le dégazage en CO₂ est très peu documenté (Moran, 2010b).

Concernant la fonction d'extraction/concentration de particules, peu d'informations sont disponibles dans la littérature, car cette fonction paraît souvent secondaire, malgré des résultats montrant des perspectives intéressantes (Brambilla *et al.*, 2008 ; Park *et al.*, 2011).

1.1 Analyse de la fonction « pompage » d'un airlift

1.1.1 Présentation d'un airlift

Un airlift est une colonne à bulles dans laquelle une cloison a été introduite pour canaliser l'écoulement des phases liquides et gazeuses entre plusieurs compartiments de la colonne (Fig. 1-1). L'injection d'air se fait dans un des compartiments. Elle permet de modifier la densité apparente et l'expansion du fluide diphasique, provoquant la circulation de la phase liquide initialement immobile. L'airlift est généralement divisé en quatre compartiments (Liné, 2003 ; Awari *et al.*, 2004) :

- compartiment 1 : partie aérée où les fluides se déplacent dans un mouvement ascendant

- compartiment 2 : changement de direction de circulation au-dessus du premier compartiment, le liquide redescend vers le compartiment 3 alors que la majeure partie du gaz s'échappe par le sommet de la colonne
- compartiment 3 : partie généralement non aérée où la phase liquide se déplace dans un mouvement descendant
- compartiment 4 : changement de direction du liquide qui retourne vers le premier compartiment ou est évacué vers un système externe

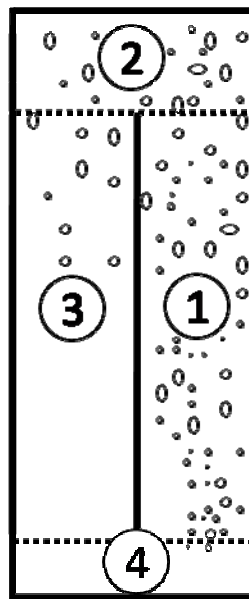


Figure 1-1 : Schéma d'une colonne airlift d'après Liné (2003).

Les compartiments 1 et 3 sont le lieu des fonctionnalités attendues de l'airlift. Les compartiments 2 et 4 sont considérés comme de simples collecteurs / répartiteurs de fluide qui engendrent des pertes de charge singulières dont l'intensité dépend de la configuration géométrique du système et de l'intensité de la circulation.

Le fonctionnement hydraulique de l'airlift est dépendant de critères majeurs comme la géométrie de la colonne, le type de diffuseur et la nature des fluides. Le choix de ces critères impose le régime d'écoulement ainsi que l'intensité des fonctionnalités recherchées du système. L'importance de certains critères est présentée ci-après avec l'introduction de quelques relations permettant d'exprimer le rôle des critères déterminants.

1.1.2 Régimes d'écoulement diphasique

1.1.2.1 Les différents régimes de bullage

Les tailles de bulles générées en sortie d'un tube, généralement capillaire pour les diffuseurs de fines et moyennes bulles, dépendent des conditions d'injection (pression dans la bulle), du type d'injecteur et des propriétés du fluide (tension superficielle, viscosité, densité...).

Lorsque l'injection se fait avec un faible débit de gaz, c'est la géométrie de l'injecteur, à travers le diamètre de l'orifice, qui contrôle la taille des bulles fixée par l'équilibre entre les forces de tension de surface et la flottabilité de la bulle :

$$D_b = \sqrt[3]{\frac{6\sigma D_{inj}}{g \cdot \Delta\rho}} \quad (1)$$

où D_b est le diamètre de la bulle (m), σ est la tension interfaciale ($J \cdot m^{-2}$), D_{inj} est le diamètre de l'orifice de l'injecteur (m), g est l'accélération de la pesanteur ($m \cdot s^{-2}$) et $\Delta\rho$ la différence de masse volumique entre le gaz et le liquide ($Kg \cdot m^{-3}$).

Pour des débits de gaz élevés, le diamètre des bulles en sortie d'orifice est alors contrôlé par un équilibre entre forces d'inertie et flottabilité, soit :

$$D_b = \sqrt[1/5]{\frac{36Q_G^2}{\pi^2 g}} \quad (2)$$

avec Q_G débit de gaz injecté en ($m^3 \cdot s^{-1}$). Un débit de gaz critique de transition, pour lequel les deux diamètres sont égaux, peut ainsi être défini:

$$Q_{G_{critique}} = \frac{\pi}{6} g^{1/2} \cdot \sqrt[5/6]{\frac{6\sigma D_{inj}}{g \cdot \Delta\rho}} \quad (3)$$

La tension superficielle tend à stabiliser la forme sphérique des bulles au contraire des forces d'inertie, de viscosité et de gravité qui contribuent à leur déformation. On considère généralement trois domaines de forme de bulles (Fig. 1-2) selon les valeurs de critères

adimensionnels de Reynolds ($Re = \rho g D_b / \mu$) et de Bond ($Bo = \rho_L g D_b^2 / \sigma$), pour le mélange air-eau, ce sont par exemple :

- $Re < 1$ et $Bo < 1$: forme sphérique des bulles
- $1 < Re < 1000$ et $1 < Bo < 50$: forme ellipsoïdale des bulles
- $Re > 1000$ et $Bo > 50$: bulles sous forme de calottes sphériques

Enfin, le phénomène de coalescence des bulles pendant leur parcours peut être important en raison d'une forte probabilité de collision (rétention gazeuse élevée et hétérogénéité du mélange diphasique). Toutefois, la taille des bulles peut être limitée par l'énergie dissipée dans la turbulence locale au sein des phases (Hinze, 1959 ; Sevik et Park, 1973)

Les bulles qui se détachent du système d'injection se déplacent dans le milieu diphasique et la structure de l'écoulement du gaz dépend de la forme des bulles et de l'intensité du bullage. Selon la forme d'une bulle isolée, sa trajectoire ascendante est différente (Fig. 1-2).

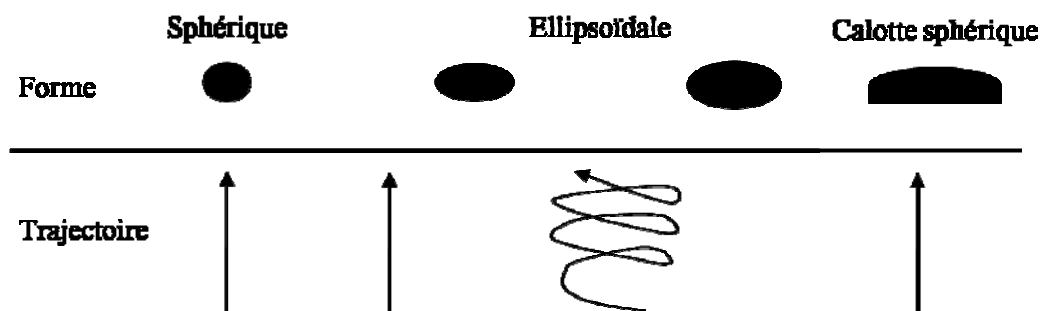


Figure 1-2 : Formes et trajectoires d'une bulle isolée d'après Fabre et Legendre (2002).

Dans le cas d'un générateur de bulles à plusieurs orifices, l'étude de Periera Dias (1999) distingue trois régimes de bullage :

-Le régime de bullage unique qui correspond à de faibles débits de gaz : les bulles sont formées une à une à partir de l'orifice qui a le plus grand diamètre et le générateur de bulles fonctionne comme un générateur à un orifice.

-Le régime de bullage unique alterné qui correspond à des débits de gaz modérés : les bulles se forment à partir de tous les orifices quelle que soit leur diamètre et l'augmentation du débit de gaz augmente la fréquence de formation des bulles qui se forment de manière alternée à partir de chaque orifice de diamètres différents.

-Le régime de bullage simultané qui correspond à des débits de gaz élevés : les bulles se forment à partir de tous les orifices de manière simultanée et un phénomène de coalescence apparaît si le temps de contact entre les bulles est plus long que le temps de drainage du film liquide.

Bien entendu, les phénomènes de formation - déformation de bulles à partir d'un ou plusieurs orifices immergés ont une influence directe sur les régimes d'écoulement au sein de la colonne où circulent les phases gazeuse et liquide.

1.1.2.2 Les différents régimes d'écoulement diphasique

En système diphasique, différents régimes se distinguent en fonction de la forme des bulles et des conditions d'écoulement des phases gazeuse et liquide (Nicklin, 1963 ; Georgescu, 1999 ; Mc Cann et Prince, 1971 ; Liné, 2003 ; Chaumat *et al.*, 2005 ; Kantarci *et al.*, 2005 ; Kassab *et al.*, 2009). Les principaux régimes sont présentés Figure 1-3 :

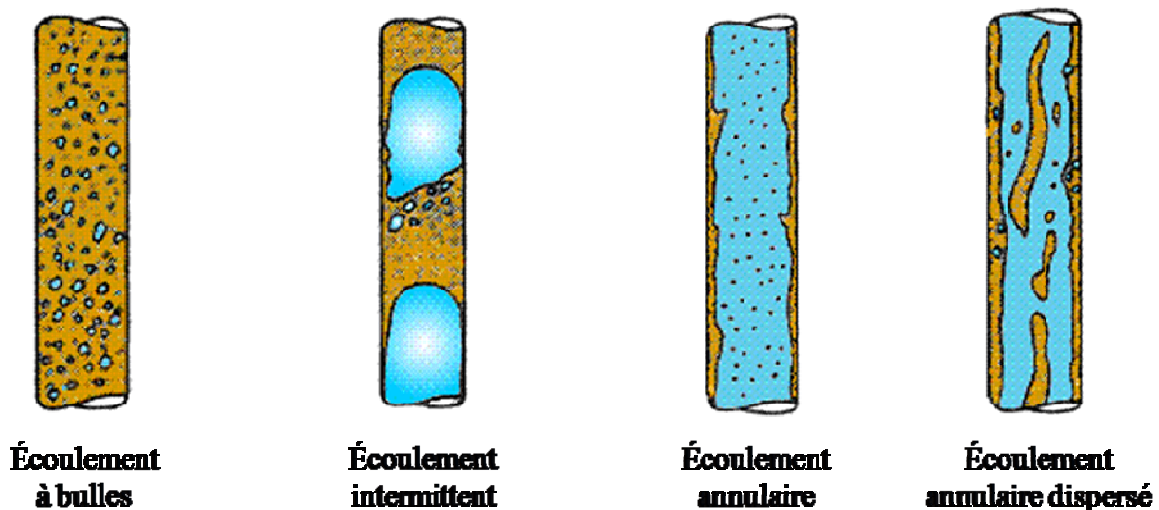


Figure 1-3 : Régime d'écoulement dans un contacteur à bulles vertical d'après Taitel et Dukler (1976).

Selon les débits d'air et de liquide on distingue :

- L'écoulement à bulles, souvent assimilé à un écoulement homogène, qui correspond à un écoulement à phases dispersées avec, pour des débits liquides et gazeux faibles, des bulles de gaz dispersées dans la phase liquide continue. Dans le cas de débits liquides très élevés, l'écoulement devient un écoulement à bulles finement dispersées pour lesquels la turbulence de la phase liquide entraîne une dispersion de la phase gazeuse en fines bulles homogènes et sphériques.

- L'écoulement intermittent (ou écoulement à balles ou écoulement hétérogène) pour lequel les bulles de gaz se rapprochent de plus en plus les unes des autres, créant des collisions et une coalescence des bulles non homogènes. Il apparaît alors des zones d'écoulement à phases dispersées correspondant à une succession de poches de gaz et de bouchons liquides.
- L'écoulement à phases séparées de type annulaire pour les colonnes verticales. Il est caractérisé par l'écoulement continu du gaz, le liquide étant distribué sur la paroi sous forme d'un film homogène. Ce régime correspond à de fortes vitesses de gaz.
- L'écoulement annulaire dispersé (ou régime pulsé) qui correspond aussi à un écoulement à phases dispersées mais pour une vitesse du gaz telle qu'elle arrache localement le film liquide pariétal pour former une dispersion de gouttelettes dans un flux gazeux fortement turbulent.

La Figures 1-4 montre les différents régimes d'écoulement en fonction des vitesses d'écoulement du gaz et du liquide :

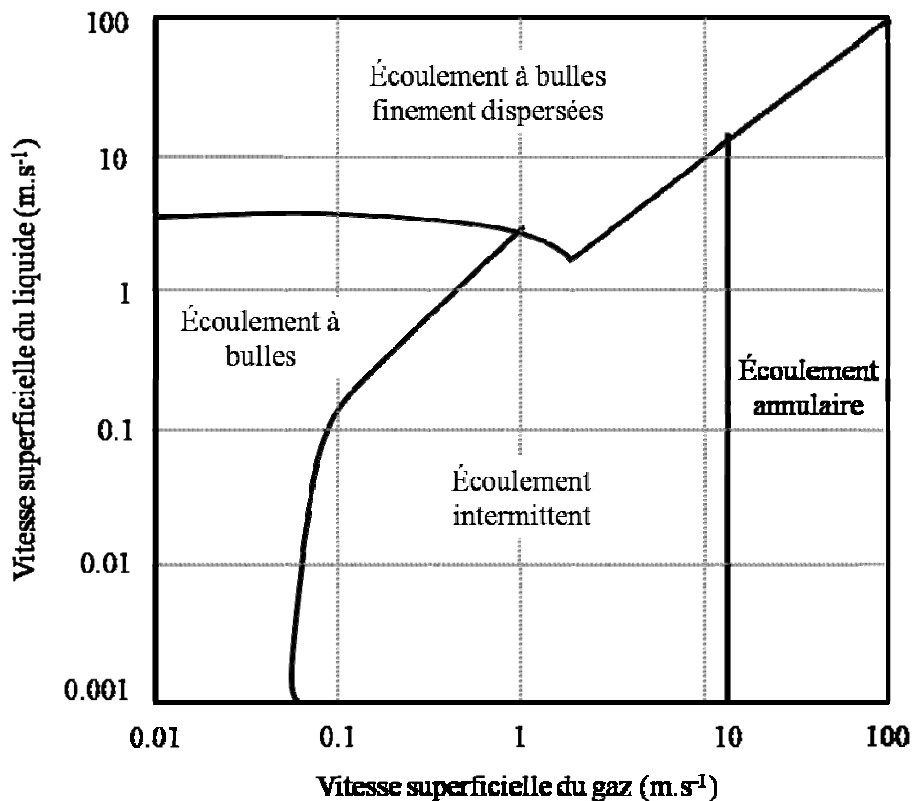


Figure 1-4 : Régimes d'écoulement (hors écoulement annulaire dispersé), d'après Liné (2003).

Aux faibles vitesses superficielles de gaz, l'écoulement est à bulles. En augmentant la vitesse de gaz, le nombre de bulles augmente ainsi que leur probabilité de rencontre, il y a donc coalescence puis progressivement formation de poches et l'écoulement intermittent apparaît. En augmentant encore la vitesse du gaz, les poches de gaz sont de plus en plus grandes mais faciles à déstructurer avec un régime d'écoulement plutôt chaotique. En poursuivant l'augmentation du flux gazeux, on atteint le régime annulaire.

Bien entendu, en plus de la vitesse des fluides, d'autres paramètres sont déterminants, comme les caractéristiques des fluides et la géométrie de la colonne avec notamment son diamètre et son inclinaison.

1.1.2.3 Autres grandeurs caractéristiques d'une colonne à bulles

La rétention gazeuse (ε_G) est la fraction volumique occupée par le gaz dans le système. Elle s'exprime comme le rapport du volume de gaz par le volume total occupé par les deux phases dans le système étudié :

$$\varepsilon_G = \frac{V_G}{(V_G + V_L)} \quad (4)$$

La rétention liquide (ε_L) aura une expression similaire en considérant le rapport du volume occupé par le liquide au regard du volume occupé par les deux phases, la somme des deux rétentions étant est égale à l'unité : $\varepsilon_G + \varepsilon_L = 1$.

L'aire spécifique (a_G) d'une bulle de diamètre D_b représente le rapport entre la surface externe de la bulle et son volume. Dans le cas où les bulles peuvent être assimilées à des sphères de diamètre effectif D_b , la valeur de a_G s'écrit : $a_G = 6/D_b$.

L'aire spécifique d'échange (a) entre les deux phases par unité de volume de colonne s'écrit $a = a_G \cdot \varepsilon_G$. La connaissance de a_G et ε_G permet ainsi la connaissance de a .

D'une manière générale, une augmentation du débit d'air injecté entraîne une augmentation de la vitesse superficielle du gaz et de la rétention gazeuse provoquant une augmentation de la vitesse de circulation d'eau (ou de la vitesse superficielle du liquide) par effet d'entraînement. A débit gazeux constant, une diminution de la taille moyenne des bulles induit généralement non seulement une augmentation de la rétention gazeuse mais aussi une diminution de la vitesse de déplacement des bulles de gaz résultant en une diminution de la circulation de l'eau.

Bien entendu, selon le régime d'écoulement et l'évolution de la taille des bulles, ces grandeurs peuvent dépendre de la zone considérée du tube de montée (Liu *et al.*, 2008 ; Yu *et al.*, 2008) et il peut être intéressant d'étudier les fonctionnalités de la colonne pour différentes zones (Nicklin, 1963). Quelques exemples d'impacts de ces facteurs sur les grandeurs étudiées sont donnés dans la littérature et présentés dans le Tableau 1-1. Il s'agit, pour chacun des cas, d'exemples issus d'études où l'écoulement diphasique était sous pression et non pas sous dépression comme dans notre système.

Tableau 1-1 : Interaction entre les principaux paramètres influant sur le régime d'écoulement diphasique.

Si \ Alors	Vitesse gaz (U_G)	Vitesse liquide (U_L)	Rétention gazeuse (ϵ_G)	Diamètre de bulles (D_b)	Turbulence	Coalescence	Perte de charge
Vitesse gaz (U_G)	-	↗	↗	↗	↗	↗	↗
Vitesse liquide (U_L)	↗	-	↘	-	↗	-	↗
Rétention gazeuse (ϵ_G)	↗	↗	-	↘	-	↘	-
Diamètre de bulles (D_b)	↗	↗	↘	-	↗	↗	↗
Turbulence	-	-	↘	↗	-	↗	↗
Pression	↘	-	↗	↘	-	↘	-
Coalescence	↗	↗	↘	↗	↗	-	↗
Perte de charge	-	↘	↗	-	↘	-	-

1.1.3 Autres grandeurs impactant les régimes d'écoulement

1.1.3.1 Influence de la configuration du système airlift

Caractéristiques du diffuseur d'air :

L'utilisation de diffuseurs spécifiques (fines bulles ou microbulles) permet de diminuer la taille des bulles par rapport à une injection en tuyau ouvert et d'augmenter ainsi la rétention gazeuse et/ou l'aire spécifique d'échange (Reinemann, 1987). L'effet du diffuseur sur la taille des bulles peut être réduit par les phénomènes de coalescence qui dépendent du régime d'écoulement et aussi des propriétés du liquide, par le biais de la tension superficielle par exemple (Nicklin, 1963 ; Degremont, 1978 ; Parker et Suttle, 1987). Toutefois, dans le cas où la fonctionnalité « pompage » doit être privilégiée, l'utilisation d'un diffuseur fines bulles

ne se justifie plus compte tenu des besoins énergétiques associés à l'injection du gaz au travers du diffuseur (Nicklin 1963 ; Parker et Suttle, 1987 ; Loyless et Malone, 1998 ; Awari *et al.*, 2004).

Caractéristiques de la colonne de bullage :

L'influence de la hauteur de colonne d'injection sur les régimes d'écoulement est multiple: (1) la probabilité de rencontre des bulles augmente avec la hauteur des colonnes entraînant un effet favorable pour le phénomène de transport mais défavorable pour le transfert, (2) la pression nécessaire à l'injection du gaz à la base de la colonne augmente avec la hauteur d'eau dans la colonne, ce qui est favorable à la diminution du diamètre des bulles et donc au transfert mais peut-être défavorable pour l'effet transport, (3) le temps de contact entre les phases augmente également avec la hauteur ce qui est favorable au transfert entre phases. Concernant le diamètre de colonne, le régime d'écoulement est généralement de type annulaire lorsque celui-ci est faible (inférieur à 10 cm). Ainsi, la géométrie de la colonne à travers sa hauteur et son diamètre est déterminante aussi bien dans la fonction de transfert que dans la fonction de transport, car les vitesses de déplacement des fluides et les pertes de charge associées sont fonction de ses singularités géométriques.

Il est ainsi montré qu'augmenter la profondeur d'injection jusqu'à 8 m augmente la fonction de pompage, mais qu'au-delà celle-ci n'est plus modifiée (Degremont, 1978). En aquaculture, l'augmentation de la profondeur d'injection n'est toutefois pas souvent souhaitée pour des raisons de coûts et par rapport au risque de sursaturation gazeuse (Parker et Suttle, 1987 ; Awari *et al.*, 2004).

Certains auteurs pensent que le paramètre ayant le plus d'impact sur la fonction pompage est le diamètre de la colonne dans laquelle l'air est injecté (Awari *et al.*, 2004). D'autres, en revanche, montrent que, pour la plupart des airlift, les effets de la variation du diamètre de tube sur l'efficacité de l'airlift sont faibles (Nicklin, 1963). De nombreuses études ont néanmoins montré que plus le tube est large, plus l'efficacité de pompage augmente (Parker et Suttle, 1987 ; Wurts *et al.*, 1994 ; Awari *et al.*, 2004). Pour les petits diamètres (inférieur à 2 cm), les effets de la tension de surface de l'eau, de la viscosité et des pertes par pression de friction sur la dynamique de l'airlift augmentent considérablement (Nicklin, 1963 ; Reinemann, 1987).

Caractéristiques du système aquacole associé :

En aquaculture, dans le cas des systèmes en recirculation, lorsque l'on cumule tous les appareils de traitement créant une perte de charge, le débit de pompage de l'airlift peut

s'effondrer rapidement. L'emplacement de l'airlift dans le circuit recirculé a donc un impact considérable sur ses performances (Loyless et Malone, 1998).

Ainsi, en sortie de la colonne airlift, au niveau du raccordement avec le bassin aquacole, une augmentation de la hauteur de refoulement (correspondant à une augmentation des pertes de charge au travers du circuit aquacole) entraîne une diminution du débit de pompage (Parker et Suttle, 1987 ; Loyless et Malone, 1998 ; Moran, 2010b). La hauteur de refoulement disponible d'un airlift est faible (quelques dizaines de centimètres) et dépend du débit gazeux et de la taille moyenne des bulles (Awari *et al.*, 2004 ; Parker et Suttle, 1987).

Le ratio de submergence, défini comme le rapport entre la hauteur d'eau dans le tube de montée (H) et la hauteur d'eau totale (hauteur d'eau (H) additionnée à la hauteur de refoulement (L)) (Fig. 2-1), est un paramètre déterminant pour l'efficacité de la pompe airlift (Kassab *et al.*, 2007). Plus ce ratio est important, plus l'efficacité de pompage de l'airlift augmente jusqu'à une valeur limite avant de décroître (Wurts *et al.*, 1994 ; Loyless et Malone, 1998 ; Awari *et al.*, 2004 ; Kassab *et al.*, 2009). L'effet du ratio de submergence apparaît proportionnel au diamètre du tube (Parker et Suttle, 1987).

Il est donc déterminant de configurer l'airlift avec un ratio de submergence important afin d'obtenir une efficacité de pompage comparable à celle d'autres systèmes (Parker et Suttle, 1987 ; Loyless et Malone, 1998 ; Awari *et al.*, 2004 ; Kassab *et al.*, 2007).

Remarque :

- *L'espace d'écoulement en haut de colonne joue aussi un rôle non négligeable dans la circulation de l'eau, notamment au regard des pertes de charge engendrées localement qui ont des conséquences directes au niveau du régime d'écoulement (Yu et al., 2008) : si la section de passage est faible, il faut une vitesse superficielle de gaz plus grande (donc un débit d'air plus grand) pour passer d'un régime de bulles au régime intermittent.*
- *Yu et al. (2008) ont aussi étudié les phénomènes d'entraînement de gaz dans la partie descendante de l'écoulement lorsque, notamment, la vitesse de circulation du liquide est égale à la vitesse ascensionnelle du nuage de bulles (souvent constitué de microbulles). Ceci a pour effet de réduire les différences de rétentions gazeuses entre la colonne montante et descendante et donc de réduire la force de mise en mouvement de la circulation du liquide (Chisti et al., 1988).*

1.1.3.2 Influence des caractéristiques de la phase liquide

Peu d'études sont disponibles sur les effets des propriétés des liquides, telles que la tension superficielle ou la viscosité, sur les performances d'une colonne à bulles airlift (Kassab *et al.*, 2009).

Néanmoins, la modification des caractéristiques physico-chimiques de l'eau, par l'ajout de tensio actif par exemple, permet d'effectuer des transitions en passant d'un régime d'écoulement à un autre pour augmenter notamment la capacité et l'efficacité de pompage (Khalil et Mansour, 1990). Les transitions de régime d'écoulement dépendent aussi fortement de la viscosité du liquide (Furukawa et Fukano, 2001).

En aquaculture, Reinemann (1987) a ainsi montré qu'une eau douce d'élevage, qui a une tension superficielle plus faible qu'une eau douce standard à cause de la présence des poissons et de leur alimentation, présente une stabilité des tailles de bulles inférieure à celle d'une eau douce standard et que la transition d'un écoulement à un autre est plus rapide.

Les travaux de Hebrard *et al.* (1998) et de Loubières (2002) mettent en évidence une relation entre les caractéristiques physico-chimiques du liquide et le régime de bullage. Cette relation concerne en particulier la tension superficielle du liquide et l'aire interfaciale des bulles (a).

Moran (2010b) a mis en évidence une différence de fonctionnement entre un airlift en eau douce et un airlift en eau de mer due à la différence entre les diamètres moyens des bulles. L'eau de mer présente des caractéristiques différentes de celles de l'eau douce (Tableau 1-2), et la distribution des tailles de bulles est inférieure (Annexe 3, Fig. A-4, A-5). Peu d'études ont néanmoins fait le lien entre la taille des bulles et la salinité. Récemment, Kawahara *et al.* (2009) ainsi que Martín *et al.* (2009) ont montré que la différence de coalescence des bulles entre l'eau douce et l'eau de mer était probablement liée à la différence de tension superficielle et à la présence de substances dissoutes. Ruen-ngam *et al.* (2008) ont expliqué que la différence de distribution de tailles des bulles entre l'eau douce et l'eau de mer était due à deux facteurs: les forces de répulsion hydrophiles qui inhibent la coalescence des bulles, et la force de Laplace qui contrôle la coalescence et la division des bulles. Ils ont expliqué que la salinité diminue la tension superficielle de l'eau ce qui affecte significativement la distribution de tailles des bulles et que la présence d'électrolytes dans l'eau de mer inhibe la coalescence des bulles et diminue par conséquent leur vitesse ascensionnelle.

Tableau 1-2 : Propriétés physico-chimique de l'eau douce et de l'eau de mer à 20°C d'après Copin-Montégut, (1996).

	Salinité (‰)	Tension superficielle (10 ⁻³ N.m ⁻¹)	Masse volumique (Kg.m ⁻³)	Viscosité (cP)
Eau douce	0	72,76	998,2	1
Eau de mer	35	73,53	1024,8	1,07

1.1.3.3 Influence de la pression de l'air

La modification de la pression de fonctionnement peut modifier le régime d'écoulement en agissant sur la taille des bulles. En effet, à forte pression, les bulles sont plus petites et il est donc plus facile de maintenir un écoulement à bulles (Kang, 1999, 2000). A l'inverse, une diminution de pression permet d'augmenter la taille des bulles et donc, pour un débit gazeux inchangé, de passer par exemple, d'un écoulement à bulles à un écoulement intermittent.

1.1.4 Principales relations entre les grandeurs, les équations modèles et leurs limites d'utilisation ou de validation

Le fonctionnement hydraulique de l'airlift en aquaculture a fait l'objet d'études empiriques ou théoriques dans lesquelles les principaux paramètres étudiés sont : le diamètre du tube ascendant, le débit d'eau (ou la vitesse de circulation du fluide), la quantité d'air injecté (ou la vitesse superficielle du gaz), la profondeur d'injection (ou hauteur d'eau au-dessus de l'injecteur) et la charge disponible (Nicklin, 1963 ; Parker et Suttle, 1987 ; Reinemann, 1987; Wurts *et al.*, 1994 ; Khalil *et al.*, 1999 ; Awari *et al.*, 2004 ; Kassab *et al.*, 2009). Tous ces paramètres agissent directement sur la fonction pompage de l'airlift, mais les études existantes ont rarement fait varier tous les paramètres concernés, probablement en raison de l'importante quantité d'expérimentations que cela implique. A partir des données empiriques obtenues, de nombreux modèles ont été présentés mais leur utilisation en terme d'outils prédictifs reste limitée par le rôle déterminant de la configuration particulière de chacun des systèmes étudiés avec, en particulier, leur géométrie, le type de diffuseur utilisé ou encore les caractéristiques du fluide (Loyless et Malone, 1998). Cependant, les domaines de validité de ces modèles ou relations sont rarement définis,

notamment en ce qui concerne le type d'eau utilisé, bien qu'il s'agisse probablement d'eau douce. Chaque configuration a aussi des performances différentes selon les pertes de charge du système aquacole associé (Wurts *et al.*, 1994).

Les aspects « transport » dans la colonne ascendante sont décrits simplement par les relations suivantes : $U_{GA} = Q_{GA} / (\Omega_A \varepsilon_{GA})$ et $U_{LA} = Q_{LA} / (\Omega_A \varepsilon_{LA})$ où U_{GA} et U_{LA} sont les vitesses moyennes de déplacement des phases gazeuse et liquide dans la colonne ascendante de section droite Ω_A , ε_{GA} et ε_{LA} sont respectivement les rétentions gazeuse et liquide dans cette même colonne, Q_{GA} et Q_{LA} les débits volumiques de gaz et de liquide.

Ainsi la vitesse relative de déplacement entre les deux phases peut être définie par : $U_{rel} = U_{GA} - U_{LA}$ avec $\varepsilon_{GA} + \varepsilon_{LA} = 1$. Ces relations sont limitées en raison de la non connaissance précise des rétentions.

Les vitesses superficielles des phases liquide et gazeuse en fût vide sont traduites respectivement par U_L et U_G , rapport des flux volumiques par la section droite de colonne considérée ($U_L = Q_L / \Omega$ et $U_G = Q_G / \Omega$).

Ces relations peuvent être complétées par les équations indiquant les pertes d'énergie liées à la circulation des fluides dans les différents compartiments (Liné, 2003) :

Pour définir des relations permettant le calcul de la rétention gazeuse et de la vitesse de circulation de la phase liquide, il est supposé que la circulation globale du liquide est conditionnée par l'équilibre entre la différence de poids des colonnes de fluide ascendante et descendante et les pertes de charge dues à l'écoulement du liquide, soit :

$$gH[(\rho_G \varepsilon_{GD} + \rho_L \varepsilon_{LD}) - (\rho_G \varepsilon_{GA} + \rho_L \varepsilon_{LA})] = \left[\left(\frac{dP}{dz} \right)_{frotA} + \left(\frac{dP}{dz} \right)_{frotA} \right] H + \Delta P_2 + \Delta P_4 \quad (5)$$

où H est la hauteur d'eau dans la colonne, ρ_G et ρ_L les masses volumiques des phases gazeuse et liquide, ε_{GD} , ε_{LD} , ε_{GA} , ε_{LA} , les rétentions de gaz et de liquide dans les parties de circulation descendante et ascendante de la colonne, (dP/dz) les gradients de pression dus aux frottements pariétaux et ΔP_2 et ΔP_4 les pertes de pression dans les compartiments 2 et 4 (Fig. 1-1). Cette relation devient :

$$gH(\varepsilon_{LD} - \varepsilon_{LA}) = \frac{1}{2} \left(\frac{S_{LA}^w H}{\Omega_A} f_{LA} + \frac{S_{LD}^w H}{\Omega_D} f_{LD} + K_2 + K_4 \right) U_L^2 \quad (6)$$

où S est le périmètre pariétal mouillé du système considéré, f_{LA} et f_{LD} les coefficients de frottement dans le système considéré (rapport de la contrainte de frottement par l'énergie cinétique), K_2 et K_4 les coefficients de pertes de charge singulières et U_L la vitesse superficielle de l'eau.

Cette relation met en avant le rôle déterminant du déséquilibre de rétention liquide dans les parties ascendante et descendante sur l'effet de circulation du liquide (*i.e.* effet de pompage). Il est aussi évident que l'effet de pompage sera fortement diminué si les valeurs de K_2 et K_4 sont élevées et si on ajoute des singularités au système. Par ailleurs, la hauteur de refoulement n'est pas introduite dans la relation (mais pourrait apparaître à travers K_4).

Diverses relations empiriques ont aussi été proposées dans la littérature pour quantifier la vitesse superficielle de circulation d'eau ou la rétention gazeuse.

- **Modèle de Stenning et Martin** (1968) qui prédit un débit d'eau Q_L en fonction des différents paramètres intervenant sur les performances d'une pompe airlift :

$$\frac{H}{H+L} - \frac{1}{\left(1 + \frac{Q_G}{sQ_L}\right)} = \frac{U_L^2}{2g(H+L)} \left[(K+1) + (K+2) \frac{Q_G}{Q_L} \right] \quad (7)$$

où H est la hauteur d'eau (m), L est la hauteur de refoulement (m), U_L est la vitesse du liquide ($m.s^{-1}$), s est le facteur de glissement et K est le coefficient de frottement donné par :

$$K = \frac{4f(H+L)}{D} \quad (8)$$

avec D le diamètre du tube (m) et f le facteur de friction.

Cependant, les valeurs de la part due aux glissements (s) et du facteur de friction (f) ont été fixées, or celles-ci évoluent lorsque les conditions d'écoulement se modifient. Néanmoins les valeurs prédites par ce modèle ont présenté de bonnes corrélations avec les données expérimentales de plusieurs études (Delano, 1998 ; Schaefer, 2000).

- **Modèle de Clark et Dabolt** (1986) qui propose une équation générale de fonctionnement d'une pompe airlift en régime d'écoulement à balles, mais dès que le régime change, le modèle ne convient plus.

- **Modèle de Reinmann** (1987) basé sur le modèle de Nicklin (1963) en y ajoutant les effets de la tension de surface sur la vitesse d'ascension des bulles. Ce modèle prédit les

performances d'un airlift pour des petits diamètres de tube, en partant du principe que la tension de surface a un effet significatif.

- **Modèle de Kassab *et al.* (2009)**, qui propose une modification du modèle de Stenning et Martin (1968) en intégrant dans l'Eq. (7) le calcul du coefficient de glissement (s) donné par l'Eq. (9) :

$$s = 1.2 + 0.2 \frac{Q_G}{Q_L} + \frac{0.35\sqrt{gD}}{U_L} \quad (9)$$

et en intégrant dans l'Eq. (8) le calcul du facteur de frottement (f) obtenu en résolvant la relation de Colebrook (Haaland, 1983) donnée par l'Eq. (10) :

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -2.0 \log \left(\frac{k/D}{3.7} + \frac{2.51}{\text{Re} \sqrt{f}} \right) \quad (10)$$

où k est la rugosité du tube et Re le nombre de Reynolds. Ce modèle monodimensionnel est basé sur les équations de continuité et donne des prédictions très proches des données expérimentales. Il peut être utilisé aussi bien pour un écoulement à bulles que pour un écoulement à balles.

- **Modèle de Chisti *et al.* (1988)**, défini pour un airlift avec un tube de montée et un tube de redescente dont la vitesse liquide peut être obtenue à partir de l'équation :

$$U_L = \left[\frac{2gH(\varepsilon_A - \varepsilon_D)}{K(\Omega_A/\Omega_D)^2 1/(1 - \varepsilon_D)^2} \right]^{0.5} \quad (11)$$

Ce modèle prend en compte les différences de rétention gazeuse entre le tube ascendant et la redescente tel que : $\varepsilon_D = 0,89\varepsilon_A$

- **Modèle filaire simplifié** basé sur l'équilibre entre la différence de poids des colonnes ascendante et descendante et les pertes de pression :

$$\varepsilon_{GA} \cdot g \cdot H = \frac{1}{2} K_{tot} \cdot U_L^2 \quad (12)$$

avec :

$$K_{tot} = \frac{S_{LA}^w H}{\Omega_A} f_{LA} + \frac{S_{LD}^w H}{\Omega_D} f_{LD} + K_2 + K \quad (13)$$

Cette dernière équation permet de donner la vitesse superficielle du liquide U_L comme une fonction croissante de la rétention gazeuse dans la colonne ascendante :

$$U_L = j\sqrt{\varepsilon_{GA}} \quad (14)$$

avec :

$$j = \sqrt{\frac{2gH}{K_{tot}}} \quad (15)$$

et, à partir des équations de conservation de la masse et du glissement, la rétention gazeuse dans la colonne ascendante s'écrit (Liné, 2003):

$$\varepsilon_{GA} = \frac{U_G}{U_{rel} + j\sqrt{\varepsilon_{GA}}} \quad (16)$$

A partir de bilan de forces, l'expression de la vitesse relative d'écoulement entre les phases gaz et liquide dans la colonne ascendante (U_{rel}) dépend alors du régime d'écoulement (Tableau 1-3).

Tableau 1-3 : Corrélations pour le calcul de la vitesse relative (U_{rel}) et du coefficient de traînée (C_D) dans le cas d'une bulle isolée d'après Liné (2003).

Régime	Vitesse relative	Coefficient de traînée	Transitions
I (interface propre)	$U_{rel} = \frac{1}{12} \frac{\Delta\rho g D_b^2}{\mu_C}$	$C_D = 16/Re$	
I (interface avec impuretés)	$U_{rel} = \frac{1}{18} \frac{\Delta\rho g D_b^2}{\mu_L}$	$C_D = 24/Re$	
II	$U_{rel} = 0.14 \frac{(\Delta\rho g / \rho_C)^{3/4} D_D^{5/4}}{v_L^{v^2}}$	$C_D = 18Re_D^{-2/3}$	$Re_b = 2.4$
III	$U_{rel} = 1.91 \sqrt{\frac{\sigma}{\rho_L D_D}}$	$C_D = 0.36Bo$	$Re_b = 4Mo^{-3/14}$
IV	$U_{rel} = 1.53 \left(\frac{\sigma g \Delta\rho}{\rho_L^2} \right)^{1/4}$	$C_D = 0.56Bo^{1/2}$	$Re_b = 2.4Mo^{-1/4} \left(\frac{\Delta\rho}{\rho_L} \right)^{1/2}$

Les résultats ont montré une capacité satisfaisante du modèle filaire proposé à prédire la vitesse de circulation du liquide et la rétention gazeuse en réduisant la géométrie du système à une simple estimation de coefficients de perte de charge.

- **Modèle de Nicklin** (1963), le plus ancien et le premier à avoir proposé un modèle théorique complet du fonctionnement d'une pompe airlift et à avoir proposé une équation permettant de calculer l'efficacité d'un airlift, équation qui reste encore actuellement la plus utilisée dans la littérature. L'efficacité de pompage (η) est ainsi définie comme la quantité d'énergie nécessaire pour élever un débit Q_L d'eau à une hauteur L de refoulement, rapportée à l'énergie apportée par un débit d'air Q_G passant de la pression P_1 d'injection à la pression P_2 en sortie de colonne interne. Cette efficacité de pompage peut être exprimée par l'équation :

$$\eta = \frac{\rho g Q_L L}{P_2 Q_G \ln \frac{P_1}{P_2}} \quad (17)$$

où η représente l'efficacité de pompage, ρ la masse volumique de liquide (Kg.m^{-3}), g l'accélération de la pesanteur (m.s^{-2}), Q_L le débit d'eau ($\text{m}^3.\text{s}^{-1}$), L la hauteur de refoulement (m), P_1 la pression d'injection de l'air (N.m^{-2}), P_2 la pression en sommet de colonne (N.m^{-2}) et Q_G le débit d'air ($\text{m}^3.\text{s}^{-1}$).

Nicklin propose aussi un modèle prenant en compte toutes les pertes de charge dont les pertes par friction et suggère le concept d'efficacité locale, prenant en compte les modifications possibles des régimes d'écoulement à la traversée de l'airlift. Néanmoins, son modèle ne fonctionne que pour un écoulement à balles et pour un airlift comprenant uniquement un tube de montée. Ainsi, pour calculer la vitesse d'écoulement en prenant en compte le taux de vide ε_G , Nicklin propose la relation suivante:

$$\frac{Q_G}{\varepsilon_G \Omega} = 1.2 \frac{Q_G + Q_L}{\Omega} + 0.35 (g D)^{1/2} \quad (18)$$

où ε_G est la rétention gazeuse, Q_G le débit d'air ($\text{m}^3.\text{s}^{-1}$), Q_L le débit d'eau ($\text{m}^3.\text{s}^{-1}$), g l'accélération de la pesanteur (m.s^{-2}), Ω la section du tube de montée (m^2) et D le diamètre du tube de montée.

Notons que ces relations ont souvent été utilisées pour des airlifts alimentés en fines bulles dans lesquels la fonction transfert d'oxygène est recherchée.

Les principales limitations de ces modèles sont liées, d'une part, aux diamètres considérés, qui ne conviennent pas toujours pour une application aquacole (Parker et Suttle, 1987) et, d'autre part, au peu de fiabilité prédictive de ces outils de par l'effet significatif de la configuration complexe et variable des systèmes mis en œuvre (Loyless et Malone, 1998). Ainsi, en aquaculture, l'utilisation d'équations empiriques est souvent préférée pour prédire le débit du fluide transporté par air lift (Loyless et Malone, 1998).

L'originalité apportée par ce travail est d'introduire une dépression en haut de la colonne d'injection d'air pour intensifier le transport d'eau par le fait d'augmenter indirectement la hauteur de la colonne d'injection et ainsi le ratio de submergence notamment.

1.2 Outils pour analyser la capacité de transfert de matière en colonne à bulles

1.2.1 Présentation de la problématique

Dans un système aquacole en culture intensive, l'activité biologique oblige souvent, (i) à apporter de l'oxygène pour subvenir aux besoins de respiration des espèces et, (ii) à extraire des solutés gazeux, comme l'azote ou comme le dioxyde de carbone libérés par la respiration et dont l'accumulation dans le bassin serait, au-delà de certaines valeurs, un facteur d'inhibition de la croissance (Pichavant *et al.*, 2000 ; Evans *et al.*, 2005). Le CO₂ est notamment le second facteur limitant la croissance des poissons d'intérêt aquacole (Grottum et Sigholt, 1996 ; Fivelstad *et al.*, 1998 ; Cecchini *et al.*, 2001 ; Moran, 2010a). De plus, lorsque l'eau est sursaturée en CO₂, le pH diminue par le fait de l'accumulation de proton due aux réactions chimiques résultant de l'équilibre calco-carbonique :



Le stripage du CO₂ permet donc aussi une remontée du pH. Si le dégazage en CO₂ est insuffisant, l'ajout d'une base (NaOH ou bicarbonates principalement) est aussi une méthode utilisée pour faire remonter le pH et diminuer la concentration en CO₂ dissous dans l'eau (Bisogni et Timmons, 1994 ; Grace et Piedrahita, 1994 ; Summerfelt, 1996 ; Piedrahita, 1997, 1998 ; Loyless et Malone, 1998). Cependant, l'utilisation de produits chimiques est de moins

en moins recommandée en raison des risques liés à leur mise en œuvre et des normes de qualité exigées (Summerfelt, 2000).

L'azote dissous est également toxique pour les poissons lorsqu'il se trouve en sursaturation dans l'eau. Il peut entraîner de fortes mortalités par accident de décompression car les bulles d'azote restent piégées dans l'organisme du poisson (Hussenot 1987).

C'est ainsi que la plupart des systèmes d'élevage intensifs sont habituellement équipés de systèmes permettant l'extraction du CO₂ et du N₂ et d'un système d'injection d'O₂ pur ou d'aération pour réoxygéner l'eau (Belaud, 1996). Le coût d'extraction du CO₂ par des colonnes à ruissellement ventilées reste encore élevé aujourd'hui (Colt et Orwicz, 1991 ; Watten, 1991 ; Grace et Piedrahita, 1994), de plus, ce système ne permet pas toujours d'obtenir une concentration en CO₂ satisfaisante. Les systèmes de transfert choisis doivent permettre de maximiser la surface d'échange entre l'air et l'eau tout en réduisant la résistance aux transferts aux interfaces gaz-liquide, de façon à transférer efficacement les solutés ciblés.

Les échanges gaz-liquide entrent dans les processus de transfert de masse permettant le passage d'un ou plusieurs constituants d'une phase vers l'autre. Deux des opérations les plus répandues sont l'absorption, pour laquelle les constituants sont transférés d'une phase gazeuse vers une phase liquide, et la désorption (ou stripage, dégazage) qui, à l'inverse, consiste à faire passer les constituants de la phase liquide vers la phase gazeuse (Roustan, 2003a et b). Ces opérations sont utilisées par exemple pour permettre l'aération ou le dégazage d'un liquide et peuvent être couplées à des réactions chimiques telles qu'hydrogénation, oxydation, chloration ou encore humidification. Différents types de contacteurs peuvent être mis en œuvre: système agité, colonne à garnissage, lit à ruissellement et colonnes à bulles par exemple. Le choix du système de transfert dépend de considérations techniques et économiques (Boyd et Watten, 1989 ; Colt et Tchobanoglous, 1981 ; Speece, 1981 ; Watten, 1994).

Les colonnes à bulles présentent certains avantages : elles ont d'excellentes propriétés de transfert de masse, le contrôle de la température y est facile, elles fonctionnent aussi en présence de suspensions particulières sans risque d'érosion ou colmatage, enfin, leur construction reste simple et leurs coûts de maintenance et de fonctionnement sont faibles (Havelka *et al.*, 2000 ; Kassab *et al.*, 2007 ; Rodrigues *et al.*, 2008).

Dans ce cadre, l'utilisation d'un airlift a déjà été proposée (Loyless et Malone, 1998). Le flux de matière transféré est alors dépendant d'un certain nombre de grandeurs liées (i) aux caractéristiques du constituant à transférer et des phases gazeuse et liquide en présence, (ii) aux conditions de travail (température et pression), (iii) aux régimes hydrodynamiques (taille

des bulles, rétention gazeuse, vitesse de circulation), et (iv) à la géométrie du système.

Dans le système étudié pour ce travail de thèse, une dépression créée en haut de colonne est associée à l'effet airlift pour améliorer la fonction de dégazage en CO₂ et N₂ dissous.

1.2.2. Lois générales régissant les transferts de masse

Pour des solutions réelles, les conditions d'équilibre peuvent être traduites par:

- la loi de Henry qui relie, pour une température donnée, la pression partielle d'un soluté (p_i) dans la phase gaz à sa fraction molaire (x_i) en phase liquide : $p_j = H_e \cdot x_j$, avec H_e constante de Henry,
- la loi de Dalton qui relie cette même pression partielle du soluté à sa fraction molaire y_j dans la phase gaz: $p_j = y_j \cdot P_T$ avec P_T , la pression totale dans la colonne d'échange et $P_T = \sum p_j$.

Les conditions d'échange entre les phases dépendent directement de l'écart à l'équilibre. Le modèle le plus simple pour traduire le flux de transfert par unité de surface d'échange J_j est le modèle du double film basé sur la loi de Fick: $J_j = K_L (x_j^* - x_j)$ où x_j^* est la fraction molaire à l'équilibre dans le liquide pour une pression partielle p_j de soluté dans le gaz, x_j la fraction molaire de soluté dans l'eau et K_L une conductance globale de transfert.

Ce modèle reste valable pour des mélanges dilués et des transferts de solutés indépendants les uns des autres. La conductance globale de transfert n'apparaît toutefois pas comme une fonction linéaire de la diffusivité moléculaire du constituant comme le laisserait penser la loi de Fick.

En intégrant la surface spécifique d'échange par unité de volume d'échangeur (a), la vitesse locale de transfert peut alors être exprimée par la relation simple suivante : $r = a \cdot J_j = K_L \cdot a (x_j^* - x_j)$

Rappelons que cette aire spécifique d'échange est directement dépendante de l'aire spécifique des bulles a_G et de la rétention gazeuse ϵ_G : $a = a_G \cdot \epsilon_G$

Il apparaît donc déterminant de connaître (i) les conditions d'équilibre entre les phases (dépendantes des solutés, des phases en présence, des conditions de pression et de température), (ii) les conditions locales de turbulence qui vont influencer sur la valeur de K_L et (iii) la distribution de la taille des bulles et la rétention gazeuse dans la colonne fonction, notamment, du mode d'injection des bulles et du débit gazeux traversier.

1.2.3 Transfert de masse dans les colonnes à bulles

1.2.3.1 Paramètres essentiels à l'étude des échanges gazeux

Dans les colonnes à bulles, la distribution de taille des bulles ainsi que le taux de rétention de la phase gazeuse sont donc des paramètres essentiels puisqu'ils définissent la surface de contact gaz-liquide impliquée dans les transferts de matière (Chaumat *et al.*, 2007b). Plus cette surface est importante plus le transfert sera efficace.

Il existe différentes manières d'agir sur ces paramètres, les résultats de différentes études sont résumés dans le Tableau 1-4.

Tableau 1-4 : Critères influant les transferts de matière dans une colonne à bulle.

	Rétention gazeuse (ϵ_G)	Diamètre moyen des bulles (D_b)	Coefficient de transfert de masse ($K_L a$)	Efficacité de transfert
- Vitesse superficielle du gaz (U_G)	+ Letzel <i>et al.</i> (1999), Vandu et Krishna (2004), Chaumat <i>et al.</i> (2005, 2007b)	+ Kang <i>et al.</i> (1999, 2000)	+ Letzel <i>et al.</i> (1999), Chaumat <i>et al.</i> (2005), Contreras (2007)	+ Chaumat <i>et al.</i> (2005)
- Vitesse superficielle du liquide (U_L)	- Chaumat <i>et al.</i> (2005, 2007b)		+ Chaumat <i>et al.</i> (2005)	- Chaumat <i>et al.</i> (2005)
- Distribution uniforme des bulles	+ Kang <i>et al.</i> (1999)	- Kang <i>et al.</i> (1999)	+ Kang <i>et al.</i> (1999)	
- Viscosité du liquide		+ Kang <i>et al.</i> (1999)	- Kang <i>et al.</i> (1999)	
- Pression	+ Letzel <i>et al.</i> (1999)	- Letzel <i>et al.</i> (1999), Kang <i>et al.</i> (1999, 2000)	+ Letzel <i>et al.</i> (1999), Kang <i>et al.</i> (1999)	
- Tension superficielle	- Chaumat <i>et al.</i> (2007b)	+ Chaumat <i>et al.</i> (2007b)	- Chaumat <i>et al.</i> (2007b)	

D'une manière générale, l'augmentation du flux de gaz injecté (et donc de la vitesse de circulation du gaz) entraîne une augmentation de la rétention gazeuse, et du coefficient K_{La} (au travers de l'augmentation de la turbulence et de l'aire interfaciale). Ce phénomène semble donc positif au niveau des opérations de transfert recherchées.

Toutefois, l'augmentation du flux gazeux présente aussi des points négatifs tels que :

- le coût de l'opération,
- la diminution du temps de résidence du liquide et donc de contact entre phases dans la colonne. En effet, l'intensité du bullage dans l'airlift induit la vitesse ascendante d'écoulement du liquide dans la colonne et il peut être nécessaire de mettre en place une chambre de contact secondaire pour maintenir les transferts à un niveau souhaité, d'où l'importance d'une zone, souvent périphérique, d'écoulement gravitaire de l'eau dans la colonne d'échange où les transferts se poursuivent dans un régime à contre-courant si la phase gazeuse y est présente,
- une éventuelle coalescence des bulles selon la viscosité ou la tension superficielle du milieu, avec augmentation du diamètre moyen des bulles et diminution de l'aire interfaciale.

Il est à noter qu'une augmentation de la pression, un ajout de surfactant qui diminue la tension superficielle du liquide, une diminution de la taille des pores de l'injecteur ou une distribution uniforme du gaz, permettent de limiter la coalescence des bulles.

Si certains auteurs pensent que la géométrie des colonnes à bulles a peu d'influence sur la rétention gazeuse, la valeur de K_{La} et l'efficacité de transfert (Chaumat *et al.*, 2005), d'autres comme Vandu et Krishna (2004) par exemple, montrent que les performances sont très dépendantes de la configuration de la colonne, notamment au travers du diamètre du tube central de la zone « airlift ».

1.2.3.2 Calcul du coefficient de transfert de masse K_{La}

Le mode de calcul du coefficient K_{La} dépend du modèle hydrodynamique de l'airlift : Les outils de calcul dépendent en particulier du degré de macromélange dans le système, (CHAPITRE 2, § 2.4.1). Par ailleurs, les incertitudes sur les mesures expérimentales ne permettent pas toujours une caractérisation parfaite et la dynamique de transfert ne montre pas toujours une différence significative entre les systèmes modèles de référence. Les valeurs

indiquées de $K_L a$ restent donc souvent dans des intervalles de variation permettant néanmoins d'évaluer les capacités de transfert dans des conditions définies et de les comparer avec des systèmes connus. Selon le type de contacteur, différentes valeurs de coefficients de transfert sont indiquées comme exemples dans le Tableau 1-5. Dans le cas d'un airlift, les valeurs de $K_L a$ sont ainsi comprises entre 0,01 et 0,15 s^{-1} .

Tableau 1-5 : Grandeurs caractéristiques de différents systèmes de transfert de matière d'après Hébrard et Roustan (2003).

Type de contacteur	Phase dispersée	Aire interfaciale a en $m^2.m^3$ de réacteur	Rétention de phase dispersée	Coefficient de transfert K_L en $10^{-4} m.s^{-1}$	Coefficient de transfert K_G en $10^{-2} m.s^{-1}$
Colonne à bulles	gaz	50-400	1-30	1-5	1-5
Airlift	gaz	50-300	1-20	2-5	1-5
Cuves agitée mécaniquement	gaz	100-1000	1-30	2-7	1-5
Lit fixe	gaz	50-300	1-10	1-4	1-5
Mélangeurs statiques	gaz	100-1000	1-20	5-20	1-5
Hydroéjecteur	gaz	-	-	1-5	1-5
Colonne à garnissage	liquide	50-300	4-15	0,5-4	1-5
Colonne à plateaux	liquide et gaz	50-500	-	1-5	1-5
Colonne à pulvérisation	liquide	10-100	1-10	1-4	0,1-2
Ejecteur	liquide	20-300	1-10	3-7	1-5
Venturi	liquide	20-300	1-10	3-7	1-5
Aérateur de surface	liquide	5-30	-	0,5-2	-

1.2.3.3 Relation entre hydrodynamique et transfert de matière

Les différents régimes d'écoulement diphasique au sein d'une colonne à bulles ont été présentés précédemment (§ 1.1.2.2). Pour chacun des régimes, la complexité et le comportement hydrodynamique du système auront une grande importance sur le fonctionnement et les performances de transfert de l'airlift (Liu et al., 2008). D'une manière générale, il apparaît que, lorsque le régime est hétérogène (écoulement à balles), le coefficient $K_L a$ est plus faible que pour un régime homogène (écoulement à bulles). Néanmoins, le

coefficient de transfert étant aussi associé à la turbulence locale à travers la valeur de la conductance K_L , l'augmentation de la vitesse de gaz dans un écoulement hétérogène est donc aussi susceptible d'améliorer le transfert. Enfin, il semblerait que dans certaines conditions, le coefficient de transfert puisse être noté comme une simple fonction de la rétention gazeuse: $K_L a = \gamma \varepsilon_g$ où γ dépend de la géométrie de la colonne et du type de liquide et est proche de $0,5 \text{ s}^{-1}$ (Vandu et Krishna, 2004).

Cette constance traduirait un diamètre de bulles efficace, indépendant de la vitesse de gaz. Cependant, le travail de Chaumat *et al.* (2005) a montré que γ n'est pas constant et augmente avec la vitesse superficielle liquide de $0,1$ à $0,3 \text{ s}^{-1}$ car la rétention gazeuse diminue.

1.2.4 Application aux systèmes d'aération

En milieu aquacole, un système d'aération a plusieurs fonctions: apporter l'oxygène aux organismes aérobies, permettre le stripage d'éléments volatils inhibiteurs (CO_2 par exemple) et induire un brassage suffisant des bassins pour assurer un environnement optimal au milieu vivant « cultivé ». Dans certains cas, ces fonctions sont dissociées alors que dans d'autres, elles sont effectuées par le même appareil dont il existe différents types: colonne à garnissage ventilée sous pression atmosphérique ou sous vide partiel, airlift, aérateur de surface, chambre à jet notamment.

Dans notre cas, l'airlift permet de rééquilibrer la pression partielle des gaz dans l'eau par bullage d'air : le bullage d'air permet de retirer le CO_2 et l'azote en sursaturation et d'ajouter l' O_2 manquant. Il agit donc simultanément comme un système d'oxygénation (absorption) et de dégazage (désorption) dont l'étude a été conduite séparément et est détaillée dans le CHAPITRE 2.

L'absorption et la désorption suivent les mêmes lois de transfert. Pour améliorer le dégazage, il faut par exemple abaisser la fraction molaire du gaz considéré dans la phase gazeuse d'entraînement (stripage du CO_2 à l'air ou à l'azote), abaisser la pression totale de la phase gazeuse (dégazage sous vide) ou encore augmenter la constante de Henry (dégazage thermique à température élevée). La température de l'eau influence largement l'efficacité du transfert de masse parce que la constante de Henry et le coefficient de diffusion augmentent avec la température de l'eau (la constante de Henry à 7°C est d'environ 94 MPa alors qu'elle est d'environ 142 MPa à 20°C).

1.3 Fonction écumeur de la colonne à dépression

1.3.1 Caractéristiques des particules des effluents aquacoles

Les eaux des bassins aquacoles doivent aussi rester faiblement concentrées en particules et en nutriments divers afin de maintenir des conditions d'élevage optimales avec une faible turbidité des eaux, un maintien à des niveaux très faibles des teneurs en nutriments qui pourraient être toxiques (azote ammoniacal, nitrates...) et une absence de pathogènes (Suzuki *et al.*, 2008 ; Park *et al.*, 2011). Bien qu'il existe peu d'informations sur les valeurs critiques de la concentration en matière en suspension (MES) dans l'eau d'élevage vis à vis de la croissance ou du bien être des poissons, il a été montré, dans le cas des bassins recirculés, qu'au-delà d'une concentration de 80 mg.L⁻¹ de MES, la croissance des salmonidés est ralentie (Piper *et al.*, 1982 ; Laird et Needham, 1988 *in Roque d'Orbecastel*, 2008). Il est donc indispensable de mettre en place des unités de traitement permettant d'éliminer les différents produits d'accumulation potentiellement gênants tels que l'Azote Ammoniacal Total (AAT) ou les MES au delà des concentrations recommandées et de limiter le développement des bactéries. Ces unités de traitement consistent généralement en :

- une élimination des MES par filtration (tamisage et filtre à garnissage, voire biofiltre)
- l'oxydation de l'azote ammoniacal total par biofiltration
- l'élimination des germes par désinfection UV ou par injection d'ozone

A ces procédés s'ajoutent les procédés d'aération et de dégazage présentés au paragraphe précédent.

Ainsi, en fonctionnement continu, par le fait soit d'une dilution par les eaux neuves apportées, soit par des unités de traitement en place, les eaux des bassins d'élevage sont caractérisées par des concentrations relativement faibles en nutriments, notamment en azote total (concentrations de l'ordre de 0,2 à 2 mg.L⁻¹), en phosphore total (concentrations de l'ordre de 0,05 à 0,3 mg.L⁻¹) et en matières en suspension (concentrations de l'ordre de 2 à 20 mg.L⁻¹). Une partie seulement des nutriments est retrouvée sous forme particulaire (environ 7 à 32 % de l'azote total et 30 à 84 % du phosphore total), l'essentiel étant présent sous forme dissoute (Cripps, 1995). La distribution des tailles de la fraction particulaire dépend d'une part des espèces de poissons élevées à travers leur taille et la nature de l'aliment qui leur est distribué et d'autre part du régime hydraulique dans le bassin d'élevage à travers les turbulences. D'une manière générale, ces particules ont une taille comprise entre 2-3 µm et

250-300 μm , avec une taille moyenne située autour de 13 μm . Dans tous les cas, les particules ont majoritairement des diamètres inférieurs à 30 μm (Cripps et Bergheim, 2000).

1.3.2 Application de la colonne à bulles « airlift » au traitement des eaux aquacoles

Dans les installations aquacoles, la présence d'un moussage-écumage met en évidence la possibilité d'extraire de fines particules par bullage dans l'eau, mais aussi des fractions solubles et colloïdales piégées dans la mousse créée et extraites du système par soutirage. Les matières concernées sont pour l'essentiel, des déchets particulaires, principalement des fèces de tailles variables, produits par les poissons et pouvant être ainsi extraits par différents procédés (Fig. 1-5).

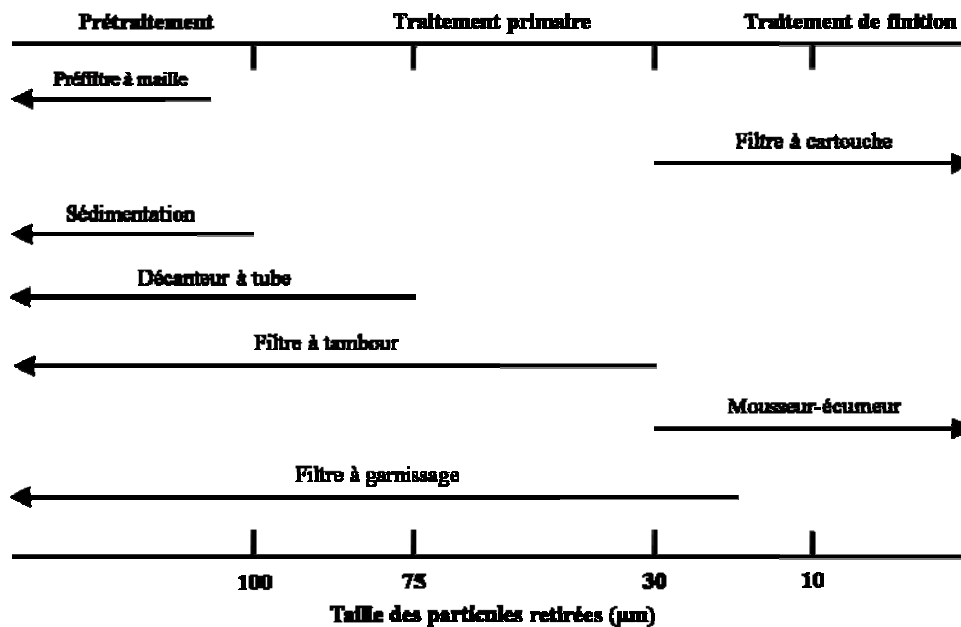


Figure 1-5 : Tailles des particules extraites selon le procédé de séparation utilisé d'après Chen et al. (1994a).

Ainsi, la fraction particulaire est généralement éliminée de l'eau d'abord par sédimentation pour les grosses particules (fèces ou éventuels restes d'aliment d'une taille supérieure à 100 μm), puis à travers des filtres mécaniques (sable ou tamis plans ou rotatifs) pour les particules de taille comprise entre 30 et 100 μm . Les écumeurs peuvent agir en complément de l'utilisation des filtres mécaniques pour extraire les composés les plus fins, de taille inférieure à 30 μm (Cripps et Bergheim, 2000).

La filtration par sédimentation est simple et économique mais limitée aux plus grosses particules car la vitesse de sédimentation de particules de tailles comprises entre 10 et 50 μm

est très faible (quelques cm par heure). Les filtres mécaniques actuels à fort débit (quelques centaines de m³ par heure) permettent d'éliminer près de 50 % des particules, pour une taille de maille autour de 60 µm (Cripps et Bergheim, 2000). Les 50 % de matière particulaire restante sont donc composés de particules plus fines qui se retrouvent généralement piégées dans le filtre biologique dont la fonction essentielle est l'oxydation biologique de l'ion ammonium. La présence de ces matières organiques particulières dans le filtre biologique induit alors des phénomènes non recherchés pour son optimisation : notamment la diminution de la perméabilité du lit et la présence d'espèces hétérotrophes oxydant cette matière particulaire organique. Les conséquences sont alors (i) des besoins de lavage plus fréquents, (ii) une compétition entre cultures autotrophes et hétérotrophes vis à vis des surfaces spécifiques colonisables et des nutriments et (iii) des besoins d'oxygénation supplémentaires (Blancheton, 2000 ; Blancheton *et al.*, 2009). La mise en place de filtres mécaniques à seuil de coupure plus faible entraînerait de fortes dépenses énergétiques (liées aux pertes de charge pour traverser de tels milieux poreux sous de forts débits) économiquement incompatibles avec le secteur d'activité concerné. Par contre, l'utilisation d'une colonne à bulles favorisant, la présence d'un moussage-écumage favorable à l'élimination des petits composés soulagerait sans conteste et avec de faibles dépenses énergétiques, le fonctionnement du biofiltre (Rubio *et al.*, 2002 ; Sharrer *et al.*, 2005).

Muniain-Mujikaa, *et al.* (2002) et Suantika, *et al.* (2001, 2003) ont montré que dans certaines installations aquacoles, seuls des écumeurs permettent d'obtenir une eau de très bonne qualité. Ils sont ainsi préférés aux autres systèmes de filtration car ils sont simples et économiques d'utilisation (Timmons *et al.*, 1995 ; Blancheton *et al.*, 2007 ; Suzuki *et al.*, 2008 ; Brambilla *et al.*, 2008 ; Roque d'Orbecastel *et al.*, 2009 ; Park *et al.*, 2011). De plus, ils peuvent être utilisés en complément des filtres à sable, qui engendrent d'importantes pertes de charges et nécessitent un entretien fréquent, ainsi que des microtamis dont le seuil de coupure, de 80 à 100 µm, reste insuffisant pour retenir les petits composés en suspension (Summerfelt, 2006).

Toutefois, Timmons *et al.* (1995), Brambilla *et al.* (2008) et Park *et al.* (2011) ont observé que l'efficacité des écumeurs diminue au moment de l'apport d'alimentation dans le bassin d'élevage, en raison des lipides présents dans l'aliment qui réduiraient la formation de mousse. Pour pallier ce problème, l'utilisation d'agent mouillant synthétique améliorant la formation de mousse a été envisagée et testée (Keyes et Stover, 1992 ; Timmons *et al.*, 1995; Brambilla *et al.*, 2008), cette utilisation n'est toutefois pas recommandée dans une filière alimentaire.

Les écumeurs sont donc plus fréquemment utilisés dans les élevages conchylicoles, dont l'eau, chargée en polysaccharides et en protéines, permet un meilleur moussage-écumage. Les protéines solubles font mousser le milieu car elles migrent vers l'interface air-eau où elles se concentrent et s'étalent tout en abaissant la tension superficielle du milieu. Plus une protéine est soluble, plus elle est moussante (Frénot et Vierling, 2002). Il a également été montré que les tensioactifs naturellement présents dans les eaux d'élevage aquacoles, tels que les polysaccharides ou les protéines, en plus de générer la mousse à la surface de l'eau, modifient aussi les propriétés hydrophiles des particules, les rendant plus hydrophobes et donc plus facile à concentrer dans la mousse (Suzuki *et al.*, 2008).

La capacité d'extraction des microparticules par les écumeurs est également très intéressante sur le plan de la biosécurité. En effet, l'extraction des bactéries par les écumeurs avec une injection d'ozone ou d'air a déjà été mise en évidence (Suantika *et al.*, 2001 ; Suzuki *et al.*, 2008 ; Brambilla *et al.*, 2008 ; Park *et al.*, 2011). De la même manière, d'autres organismes de taille similaire ou même plus petits tels que parasites, microalgues toxiques ou virus peuvent être éliminés par les écumeurs car ils possèdent des composés surfactants dynamiques dans la structure de leur paroi cellulaire qui favorisent la formation d'écume où ils restent piégés (French *et al.*, 2000 ; Teixeira et Rosa, 2006 ; Suzuki *et al.*, 2008 ; Teixeira *et al.*, 2010 ; Park *et al.*, 2011). Cette capacité pourrait rendre l'utilisation de réacteurs UV inutile dans certains circuits recirculés (Suzuki *et al.*, 2008).

Il est ainsi intéressant de vérifier les capacités d'une colonne à bulles, fonctionnant sous faibles dépenses énergétiques, pour éliminer les particules. En effet, si ce système s'avère efficace, il permettrait ainsi : (i) de limiter les problèmes ayant lieu dans les filtres mécaniques (colmatage de la maille par les plus petits éléments) et rallonger ainsi la vie utile de ces équipements, (ii) d'éviter la prolifération des bactéries hétérotrophes dans le filtre biologique autotrophe et (iii) de réduire la proportion de microorganismes pouvant être responsables de diverses maladies dans les élevages (Rubio *et al.*, 2002 ; Sharrer *et al.*, 2005).

La capacité d'extraction de microalgues par les écumeurs apparaît aussi particulièrement intéressante au travers des enjeux importants (énergie, bio-produits...) liés à la production contrôlée de microalgues et des limitations des moyens actuels de récolte de telles populations dans des conditions économiquement intéressantes. (Demirbas, 2010 ; Amaro *et al.*, 2011 ; Rawat *et al.*, 2011 ; Sturm et Lamer, 2011 ; Davis *et al.*, 2011 ; Christenson et Sims, 2011 ; Cadoret et Bernard, 2008 ; Chisti, 2007). Actuellement, cette récolte a été développée au travers de différentes techniques d'extraction et de concentration: centrifugation, floculation, filtration sur des soies après décantation ou sédimentation,

filtration membranaire, séparation ultrasonique, voire par l'utilisation de solvants (type hexane) pour l'extraction de composés ciblés. L'outil de séparation choisi dépend majoritairement des caractéristiques de la particule telles que la taille et la densité (Amaro *et al.*, 2011).

Il s'agit d'un processus important de la filière de la biomasse algale représentant entre 20 et 30 % du coût final selon la concentration de la récolte (Molina Grima *et al.*, 2003 ; Cadoret et Bernard, 2008 ; Markou et Georgakakis, 2011). Les particules étant de petites tailles, la séparation est difficile et donc coûteuse en énergie (Demirbas, 2010). La possibilité d'extraction des microalgues par l'utilisation des écumeurs a déjà été démontrée (Koopman et Oswald, 1977 ; Papandroulakis *et al.*, 2002). Actuellement, certaines entreprises envisagent ainsi l'emploi des systèmes à injection d'air car ils ont fait leurs preuves à large échelle (Christenson et Sims, 2011). Néanmoins, Brennan et Owende (2010) mentionnent qu'il s'agit d'une méthode de récolte de microalgues limitée au niveau de sa viabilité en termes techniques et économiques.

1.3.3 Principe de la rétention des fines particules par moussage-écumage

L'injection d'air dans une eau polluée est utilisée depuis longtemps comme technique séparative dans différents domaines industriels tels que l'assainissement des eaux usées, l'élimination des odeurs, la récolte des microalgues et des micro-organismes, la clarification de jus de fruits, le désencrage de papiers imprimés, la séparation des protéines, la récupération de matières plastiques ou encore, dans le secteur minier, comme procédé de concentration de minéraux et de séparation de composés finement moulus en milieux aqueux (Haarhoff et Van Vuuren, 1995 ; Rubio *et al.*, 2002 ; Kurama *et al.*, 2010, Edzwald, 2010). La séparation des particules du milieu liquide dans lequel elles sont en suspension est basée sur deux mécanismes essentiels:

- le premier mécanisme repose sur la différence de densité apparente des particules. Les bulles d'air, souvent très fines sont accrochées à ces particules et ont pour rôle principal de diminuer leur densité apparente et d'augmenter leur vitesse relative de déplacement au sein de la phase liquide. La flottation à l'air dissous en est un exemple d'application industrielle : de très fines bulles d'air sont introduites dans une chambre de floculation, elles sont piégées au sein de floccs et/ou s'accrochent en périphérie des floccs pour modifier leur masse volumique apparente et favoriser leur flottation. Les particules sont alors recueillies en surface par aspiration ou débordement. La taille des bulles (30 à 60 μm) est plus faible que celle des

flocs (200 à 600 μm et plus). La taille des bulles, le rapport flux d'air par le flux de particules à retenir, l'état de floculation, ainsi que les caractéristiques du fluide sont des critères déterminants pour la séparation. Diverses études confirment l'importance de la taille des bulles sur l'efficacité de la technique de séparation (Jameson, 1999). Cassell *et al.* (1975) ont montré qu'un spectre de tailles des bulles compris entre 55 et 60 μm est indispensable pour atteindre une séparation efficace des matériaux colloïdaux de diverses tailles dans l'eau. Liu *et al.* (2010) ont prouvé que la séparation de la couleur et de l'huile dans le prétraitement des eaux usées de l'industrie textile, est supérieure lorsque l'on utilise des microbulles.

- le deuxième mécanisme repose essentiellement sur les propriétés physico-chimiques de surface des composés à retenir (Phan *et al.*, 2003 ; Jameson, 1999 ; Nguyen, 1999 ; Nguyen *et al.*, 1997 ; Nguyen et Kmet', 1994). Les bulles d'air jouent alors le rôle de collecteurs des composés grâce à leurs propriétés hydrophobes. La surface de contact air-eau qui dépend de la taille des bulles et de la rétention gazeuse ainsi que la taille des composés à retenir (essentiellement des composés sub-microniques ou de quelques micromètres), sont aussi des critères importants. Ce deuxième mécanisme de séparation permet de capter les espèces à l'interface air-eau. Il est donc essentiel de développer au mieux cette interface, ce qui peut facilement être obtenu dans le cas d'un moussage-écumage important. L'extraction des mousses du système permet l'extraction des composés dont la facilité de récupération dépend aussi de la stabilité de la mousse obtenue. Si les propriétés hydrophobes des composés à extraire sont déterminantes, les composés seulement hydrophiles, à l'inverse, ne se lient pas aux bulles et ont tendance à rester en suspension ou en solution. L'utilisation d'un tensioactif (ou agent de surface) peut s'avérer indispensable pour la récupération de ces composés (Nguyen, 2007). Cependant, cette utilisation s'associe généralement à la stabilisation du moussage, qui devient, à l'inverse, un facteur limitant la récupération et la concentration des composés extraits. Cette opération est en effet d'autant plus facile que la mousse est instable. C'est ce deuxième principe de séparation qui sera plus particulièrement recherché dans ce travail de thèse au travers de l'utilisation de l'airlift.

Ainsi, quand la présence de particules hydrophiles prédomine dans la phase aqueuse, les mécanismes faisant intervenir la formation de flocs associés à l'ajout de sels de coagulation et/ou floculation sont principalement à l'origine de l'efficacité de l'opération de séparation par flottation. Dans le cas où ce sont des particules hydrophobes qui prédominent, l'obtention de liaisons physico-chimiques stables directement entre les bulles d'air et les particules détermine la capacité de séparation de l'opération de moussage-écumage (Gochin et Solari, 1983).

L'interaction bulle-particule est donc une étape fondamentale dans le procédé de séparation. Elle est principalement fonction :

- de la probabilité de rencontre entre les particules et les bulles d'air qui augmente avec la densité en bulles et en particules ainsi qu'avec la turbulence)
- du type de liaison (emprisonnement stérique ou interactions de surface) entre les espèces en suspension et les bulles ascendantes
- du degré de turbulence dans le système de contact et/ou de séparation

Dans le cas du second mécanisme, lorsque les particules hydrophobes et les bulles d'air sont proches les unes des autres, un film liquide subsiste entre elles. Pour que le lien bulle-composé soit stable, deux étapes sont essentielles : (i) l'amincissement du film liquide jusqu'à atteindre une épaisseur critique, permettant sa rupture, puis (ii) la formation d'un contact triphasique gaz-solide-liquide (Nguyen et Jameson, 2005 ; Nguyen *et al.*, 2001). Les forces superficielles qui s'exercent entre une particule hydrophobe et une bulle de gaz sont composées de forces intermoléculaires (ou force de Van der Waals), de forces électrostatiques (ou double couche de Stern) et de forces hydrophobes (Phan *et al.*, 2006 ; Nguyen et Evans, 2004).

La tension superficielle du milieu est aussi un critère déterminant. Cette tension se définit comme l'énergie libre par unité de surface ($J.m^{-2}$) associée à la formation de l'interface considérée pour un liquide donné à une température constante (Painmanakul *et al.*, 2005). Sa valeur peut être largement modifiée par l'ajout de tensioactif. Plus elle sera faible, plus le moussage sera important et donc plus la surface spécifique de contact air-liquide sera également importante. Les tensioactifs sont des molécules amphiphiles qui, présentes à de faibles concentrations dans un système air-solution aqueuse, s'adsorbent fortement sur les surfaces ou aux interfaces de contact entre les phases. Ils présentent ainsi deux parties de polarité différentes. Un groupe hydrophile, formant une tête polaire qui est attirée par la phase aqueuse et un groupe hydrophobe, constitué d'une chaîne hydrocarbonée apolaire qui est attirée par les bulles d'air. Ces deux groupes sont reliés par des liaisons covalentes. Les tensioactifs se distinguent selon leur groupe hydrophile. Quatre catégories de tensioactifs sont ainsi définies : les tensioactifs anioniques, les tensioactifs cationiques, les tensioactifs amphotères, et les tensioactifs non actifs. Ces différentes classes de tensioactifs présentent des propriétés moussantes plus ou moins importantes. D'une façon générale, les tensioactifs présents en solution aqueuse influencent la formation des bulles, leur hydrodynamique et l'aire interfaciale qu'elles développent. La présence de tensioactifs réduit aussi le diamètre

des bulles et augmente leur fréquence de formation et leur vitesse d'ascension, mais l'intensité de ces effets dépend du type d'injecteur et du débit de gaz (Loubière, 2002).

1.4 Conclusion

Le fonctionnement d'une colonne à dépression est basée sur le principe de l'airlift. Elle permet ainsi de réaliser simultanément trois fonctions : les fonctions de pompage, de transfert de matière et de séparation de particules.

L'étude de la fonction de pompage d'un airlift dépend d'un certain nombre de grandeurs telles que le débit d'eau, la taille des bulles, la hauteur de liquide, le diamètre du tube de l'airlift ou encore la hauteur de refoulement. Ces paramètres ont une influence direct sur le type d'écoulement diphasique au sein de la colonne. La modélisation de l'écoulement d'un airlift est complexe, dépendant des conditions opératoires de fonctionnement et le plus souvent propre à chaque géométrie d'airlift.

L'efficacité des transferts de matière d'un airlift est déterminée par la valeur du coefficient de transfert $K_L a$. Ces transferts dépendent de différents paramètres de fonctionnement de l'airlift tels que le débit d'air, la taille des bulles, la valeur de rétention gazeuse ou encore la température.

L'efficacité de séparation d'un airlift par moussage-écumage dépend de la capacité des bulles de gaz à capturer les corps en suspension. Les différents mécanismes misent en jeu lors de ces interactions bulles-particules dépendent du débit d'air, de la taille des bulles, de la valeur de rétention gazeuse, de la charge de surface des particules et des caractéristiques du liquide.

L'originalité de la colonne à dépression vient du fait que son airlift est couplé à un vide partiel. Ce travail de thèse permettra de quantifier l'apport de la dépression pour chacune des trois fonctions étudiées.

CHAPITRE 2 - Matériel et méthodes

Ce chapitre introduit les matériels et méthodes utilisés pour l'étude des fonctions (1) pompage, (2) transfert de matière et (3) séparation par moussage-écumage de la colonne à dépression.

2.1 Dispositif expérimental principal et conditions générales de fonctionnement

Le dispositif expérimental utilisé est présenté Figure 2-1. Il est constitué d'un bac de 1 m^3 (1) raccordé à une colonne à dépression (2) constituée de deux tubes verticaux transparents et concentriques de diamètre 160 mm pour le tube interne et 315 mm sur le premier mètre puis 250 mm au-delà pour le tube périphérique. Des photographies de ce dispositif sont présentées en Annexe 3 pour chacun des sites d'expérimentation (Fig. A-1, A-2, A-3).

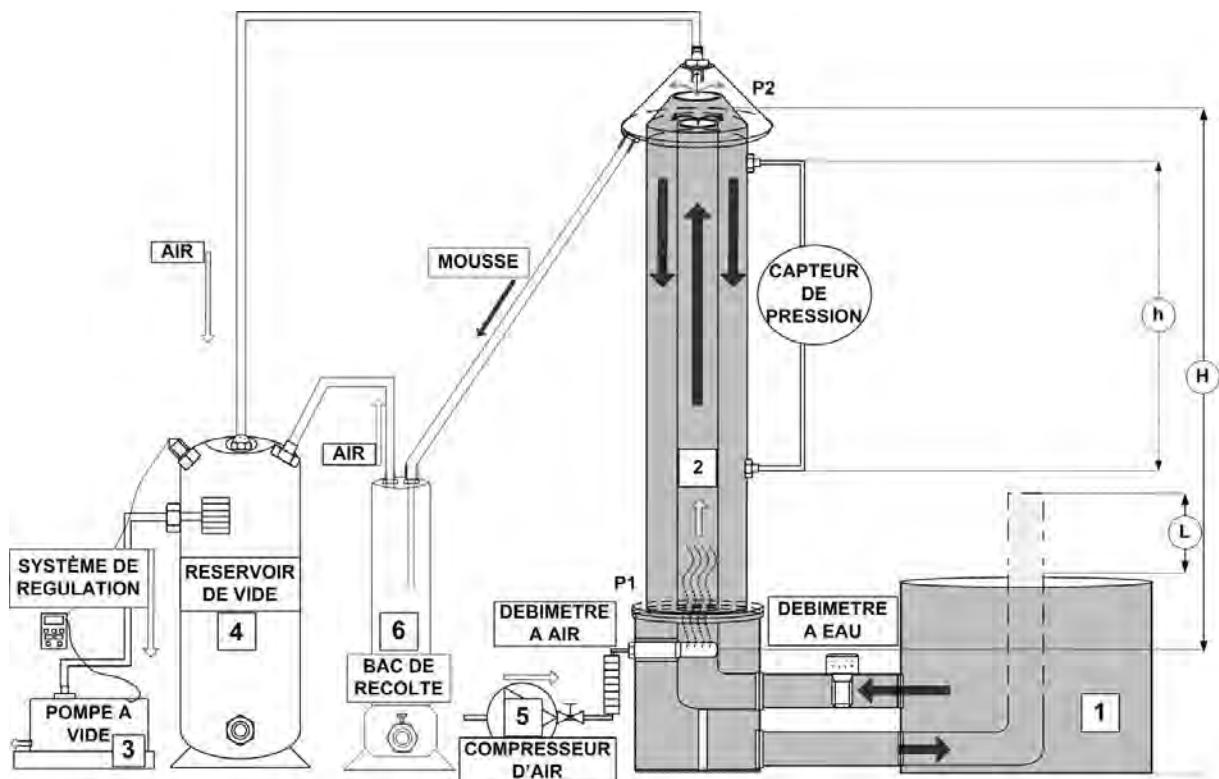


Figure 2-1 : Schéma du dispositif expérimental

L'injection de l'air se fait dans le tube central en pied de colonne par un compresseur (BECKER DT4.40K) dont la pression de refoulement peut être réglée de 0 à 1 bar pour un

débit d'air maximum fourni de $40 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ (5). L'injection d'air provoque un effet d'air lift qui aspire l'eau du bac de stockage (1) et l'entraîne dans un mouvement ascendant dans le tube central. Arrivée en haut du tube central, l'eau se déverse dans la couronne périphérique et redescend vers le bac de stockage. Différents types d'injecteur ont été utilisés : un tuyau ouvert d'un diamètre de 1 cm permettant d'obtenir des bulles de grosses tailles (diamètre moyen supérieur à 3 mm), un diffuseur en céramique fonctionnant sous une pression d'environ 0,3 bar et fournissant des fines bulles (1 mm de diamètre moyen) et un diffuseur en céramique fonctionnant sous une pression d'environ 1 bar et fournissant des microbulles (diamètre moyen inférieur à 1 mm). La pression d'injection de l'air à travers les diffuseurs dépend de leur porosité et du débit d'air injecté (Fig. 2-2). Elle est contrôlée par un pressostat et le débit d'air a été mesuré à l'aide d'un rotamètre (Key Instrument MR 3000 Series Flowmeter) dont la plage de mesure est comprise entre $10 \text{ et } 100 \text{ L} \cdot \text{min}^{-1}$ ($\pm 5 \text{ L} \cdot \text{min}^{-1}$).

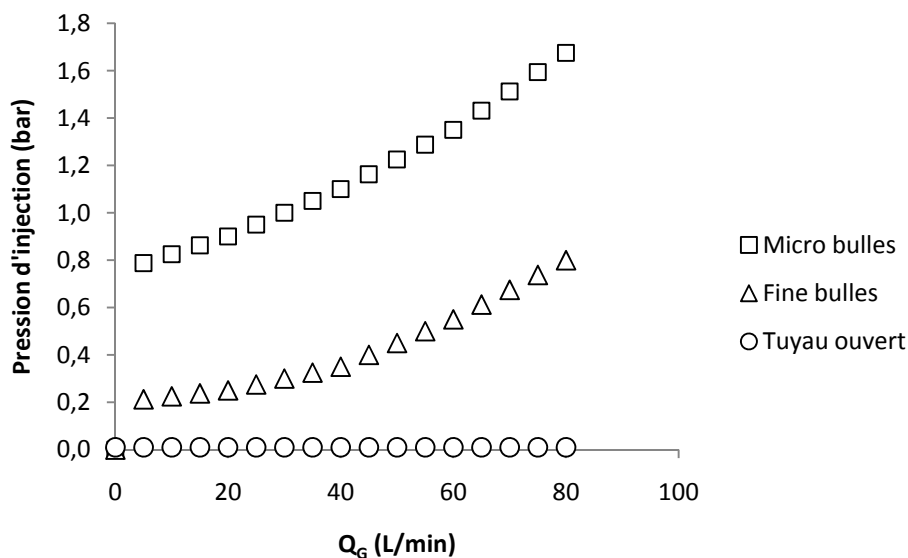


Figure 2-2 : Evolution de la pression d'injection en fonction du débit d'air injecté (Q_G) et du système d'injection de l'air.

La colonne est constituée de différents tronçons maintenus entre eux par des brides qui permettent d'ajuster la longueur de la colonne et donc du tube interne à différentes hauteurs (2, 4 et 6 m). En haut de colonne, quelle que soit la hauteur du tube central, la hauteur d'eau dans la couronne périphérique a été fixée et maintenue par la dépression 0,2 m au-dessus du sommet du tube central, de façon à limiter les pertes de charge lors du débordement de l'eau du tube central vers la couronne externe. Le retour de l'eau aspirée par l'airlift vers le bac

s'effectue par un déversoir placé à une hauteur L définie par rapport au niveau d'eau dans le bac, cette hauteur L correspond à la hauteur de refoulement du système et est ajustable (Fig. 2-1).

Le sommet de la colonne est fermé hermétiquement et raccordé à une pompe à vide (BUSCH – Mink MM.1100.BV) délivrant un débit maximal de $60 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ qui permet d'imposer une dépression en haut de colonne (3) par l'intermédiaire d'un réservoir de vide (4). Cette dépression induit la montée de l'eau dans la colonne centrale. Un pressostat (WIKA), dont la gamme de mesure est comprise entre (-1) et 1 bar est raccordé au variateur du moteur de la pompe à vide et permet d'imposer une pression de consigne qui correspond à une hauteur d'eau associée dans la colonne centrale.

2.2 Mesure de la taille des bulles, de leur vitesse ascensionnelle et de la rétention gazeuse

2.2.1 Mesure de la taille des bulles et de leur vitesse par bi-sonde optique

La colonne est équipée de systèmes de prise de mesure à différentes hauteurs permettant d'y introduire une bi-sonde optique de marque RBI-Instrumentation (Fig. 2-3) dont le principe et l'utilisation ont été largement décrits par Chaumat *et al.* (2007). Cette sonde est capable de mesurer des diamètres moyens de bulles, leur vitesse ascensionnelle et le taux de rétention gazeuse. Les mesures peuvent être effectuées du centre jusqu'à la paroi du tube interne. La détection du changement de phase par la sonde s'effectue grâce l'indice de réfraction caractéristique des différents milieux. Le signal est « binarisé » et correspond à une succession de créneaux théoriquement parfaits présentant successivement des zones d'eau (tension nulle) et des zones d'air (tension de 5 volts). Cette information permet de connaître la valeur de rétention gazeuse. Une mesure du temps mis par une bulle pour passer d'une pointe de la bi-sonde à l'autre dans un mouvement ascendant monodirectionnel permet d'obtenir une valeur de la vitesse ascensionnelle. Enfin, la multiplication de chaque temps phasique par la vitesse conduit à l'histogramme des tailles de bulles (granulométrie). Pour faciliter l'interprétation des données, certaines hypothèses ont été proposées : le mouvement des bulles est supposé exclusivement vertical, la turbulence isotrope, la forme des bulles régulière (sphérique ou ellipsoïdale). Toutefois, au regard de la conception de la sonde, seules les bulles de taille supérieure à 2 mm (correspondant à la distance entre les deux fibres optiques de la

sonde) ont pu être prises en compte dans l'évaluation des diamètres et du diamètre moyen.

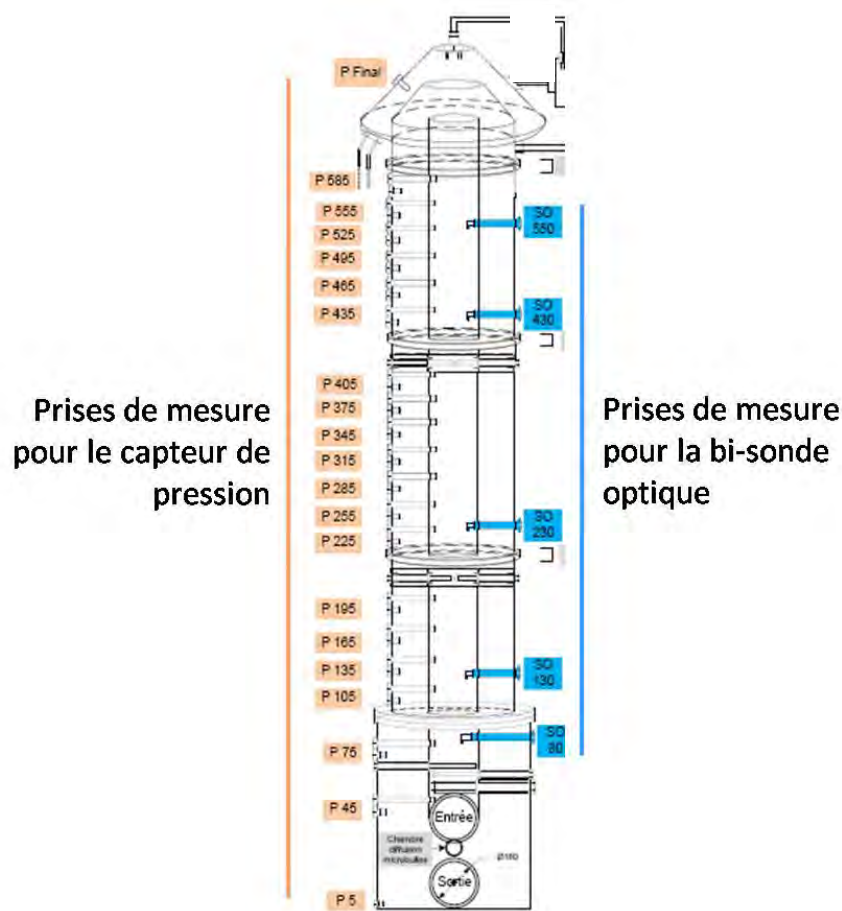


Figure 2-3 : Schéma de la colonne à dépression mettant en évidence les prises de mesure pour le capteur de pression et la bi-sonde optique

2.2.2 Mesure de la rétention gazeuse

La rétention gazeuse peut être évaluée par des mesures de pression statique effectuées à différentes hauteurs dans le tube interne et dans le tube externe (Fig. 2-3). Ces pressions sont évaluées par un capteur de pression différentielle Rosemount (± 1 mbar) (Fig. 2-1). La rétention gazeuse est alors calculée par la méthode de Yu *et al.* (2008) donnée par l'Eq. (21):

$$\varepsilon_G = 1 - \frac{\Delta P}{\rho_L g h} \quad (21)$$

en considérant une masse volumique du mélange égal à:

$$\rho_m = \rho_G \varepsilon_G + \rho_L \varepsilon_L = \rho_L (1 - \varepsilon_G) \quad (22)$$

où ε_G est la rétention gazeuse dans la colonne interne, ε_L est la rétention liquide dans la colonne interne, ΔP est la diminution de pression entre deux prises de mesure (Pa), h est la distance verticale entre deux prises de mesure (m), ρ_L est la masse volumique de la phase liquide (kg.m^{-3}), ρ_G est la masse volumique de la phase gazeuse (kg.m^{-3}), ρ_m est la masse volumique du mélange (kg.m^{-3}) et g est l'accélération de la pesanteur (m.s^{-2}). A débit d'air donné, la rétention gazeuse est une fonction inverse de la taille des bulles et généralement une fonction croissante du débit d'air.

2.2.3 Mesure de la vitesse moyenne propre de déplacement des bulles

En négligeant l'augmentation de vitesse due au déplacement de l'eau, la vitesse moyenne de déplacement des bulles peut être calculée par la relation suivante :

$$U_G = Q_G / (\varepsilon_G \cdot \Omega_i) \quad (23)$$

où U_G est la vitesse moyenne de déplacement des bulles (m.s^{-1}), Q_G est le débit d'air ($\text{m}^3.\text{s}^{-1}$), ε_G est la rétention gazeuse et Ω_i est la section droite du tube interne (m^2). La vitesse de déplacement des bulles est une fonction croissante du débit d'air et de la taille des bulles.

Remarque : Selon la fonctionnalité recherchée (pompage, transfert, séparation), ces critères seront déterminants pour optimiser la configuration de la colonne. Par exemple, pour la fonction « pompage », le produit $\varepsilon_G.U_G$ est corrélé à la force motrice de l'airlift car il représente, à chaque instant, le volume liquide déplacé dans le tube central par l'ascension du flux d'air. Lorsque les deux critères varient dans le même sens, il est aisé de comprendre que la fonction pompage sera diminuée ou augmentée selon le sens de variation décroissant ou croissant de ces critères. Toutefois, si le sens de variation de chacun d'entre eux est inverse, il n'est pas immédiatement donné de trouver le sens de variation de la fonction « pompage »; pour un débit d'air donné, une diminution de la taille des bulles peut avoir pour conséquence une diminution de la vitesse ascensionnelle des bulles associée à une augmentation de la rétention gazeuse. Il sera donc intéressant d'étudier l'importance du produit sur la fonction étudiée.

2.3 Méthodes spécifiques pour évaluer la fonction « pompage »

2.3.1 Méthode de mesure du débit d'eau

Le débit d'eau a été mesuré par un débitmètre électromagnétique Bürkert (de précision $\pm 0,01 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$) placé en entrée de colonne (Fig. 2-1). L'eau ayant préalablement été caractérisée par un conductimètre Fisher permettant d'obtenir les mesures de la salinité et de la température avec une précision de $\pm 0,1 \text{ ‰}$ et de $\pm 0,1^\circ\text{C}$ respectivement.

2.3.2 Mesure de l'efficacité de pompage

L'efficacité de pompage (η) définie par Nicklin (1963) dans le CHAPITRE 1 (§ 1.1.4) est exprimée par l'équation (17) rappelée ci-dessous :

$$\eta = \frac{\rho_L g Q_L L}{p_2 Q_G \ln \frac{p_1}{p_2}}$$

2.3.3 Mesure du ratio de submergence

Le ratio de submergence est défini par Nicklin (1963) comme le rapport entre la hauteur d'eau (H) dans la colonne interne et la somme de cette même hauteur avec la hauteur de refoulement (L) (Fig. 2-1) tel que : $S_r = H / (H+L)$.

2.4 Méthodes spécifiques pour évaluer la fonction « transfert »

Les capacités d'échange de matière entre l'eau et l'air au sein de la colonne airlift ont été étudiées de deux façons. La première, à partir de bilans de matière instantanés directement aux bornes de la colonne, la deuxième en suivant au cours du temps, les concentrations en solutés (dioxyde de carbone et oxygène) dans le bassin associé à la colonne et supposé en mélange parfait. Avant de débiter les essais caractérisant les capacités de transfert de la colonne, l'hydrodynamique de la colonne a été caractérisée par des tests spécifiques et les résultats ont été exploités en collaboration avec le laboratoire de génie chimique de l'ENSIACET de Toulouse.

2.4.1 Etude de l'hydrodynamique de la colonne et détermination du $K_L a$ de la colonne

L'hydrodynamique de la colonne a été caractérisée par des mesures de distribution de temps de séjour (DTS) obtenues à partir du suivi de la concentration en traceur en différents points du montage, en réponse à des injections de type impulsion de traceur, entre le bac tampon et la colonne (Fig.2-4). Pendant la durée des essais, la variation de la concentration en traceur dans le bac tampon associé était considérée comme négligeable (non détectable au niveau des capteurs).

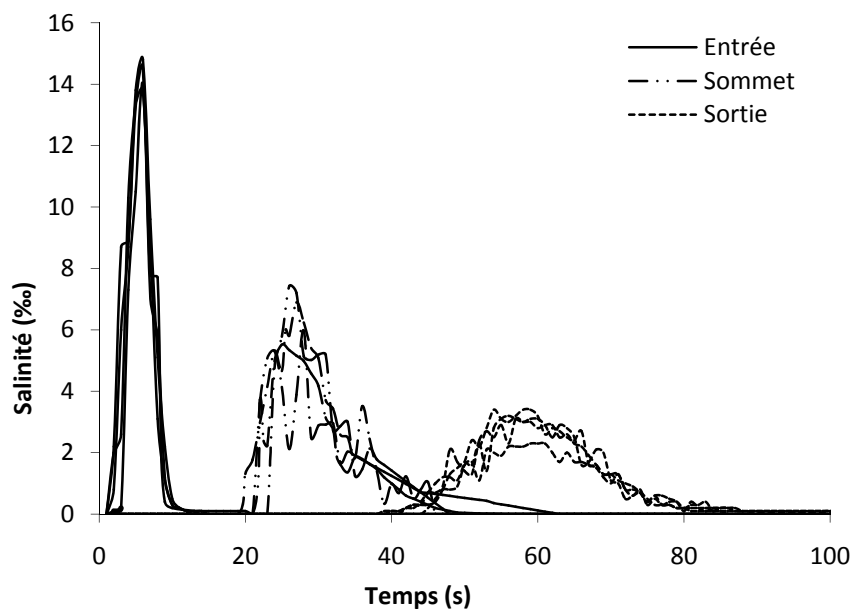


Figure 2-4 : Réponses du signal expérimental (augmentation de la salinité) obtenus lors de l'expérimentation de DTS en eau de mer par la colonne à dépression pour un débit d'air injecté de $40 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$.

Le traceur utilisé était une solution hypersaline de chlorure de sodium (salinité de 80 ‰) injectée en entrée de colonne pendant 3 s. Trois conductimètres (WTW Cond 315i d'une précision de $\pm 0,1 \text{ ‰}$) ont été placés en entrée de colonne, en haut du tube central de montée et en sortie de colonne. Le débit d'air a été fixé à $40 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$. Le débit moyen de circulation liquide, constant et résultant de ce débit d'air, avait une valeur moyenne de $16,2 \text{ m}^3\cdot\text{h}^{-1}$. La configuration géométrique a été fixée avant le démarrage de l'expérience qui a été répétée 4 fois afin de valider les valeurs obtenues.

Le modèle d'écoulement choisi est un modèle à un paramètre. Il s'agit du modèle de N réacteurs parfaitement agités et de même volume, placés en cascade (RAC). Le volume

cumulé des N réacteurs est identique au volume de la colonne. En comparant le signal d'entrée et le signal de sortie, le nombre N de RAC peut être trouvé par la relation suivante :

$$N = \frac{\bar{t}^2}{(\sigma_s^2 - \sigma_e^2)} \quad (24)$$

où $\bar{t} = t_s - t_e$ est la différence entre les temps de séjour moyens des signaux de sortie et d'entrée, σ_s^2 est la variance centrée du signal de sortie et σ_e^2 est la variance centrée du signal d'entrée. Lorsque N égal un, le réacteur est considéré comme idéal et donc parfaitement agité. A l'inverse lorsque N tend vers l'infini, le système se rapproche d'un réacteur de type piston.

Les temps de séjour moyens et les variances sont déduits de la connaissance de la fonction de distribution des temps de séjour E(t) par les relations suivantes :

$$\bar{t} = \int_0^{\infty} E(t) \cdot (t - \bar{t})^2 \cdot dt \quad (25)$$

$$\sigma^2 = \int_0^{\infty} E(t) \cdot (t - \bar{t})^2 \cdot dt \quad (26)$$

La fonction théorique de distribution des temps de séjour est calculée à partir de l'équation suivante et son évolution peut être comparée aux réponses expérimentales:

$$E(t) = \left(\frac{N}{\bar{t}}\right)^N \cdot t^{N-1} \cdot \frac{\exp\left(-N \cdot \frac{t}{\bar{t}}\right)}{(N-1)!} \quad (27)$$

Si la correspondance entre la courbe théorique et la réponse expérimentale est acceptable au regard d'un écart relatif défini intégrant le bilan matière, le nombre N est reconnu et le modèle permet d'assimiler l'échangeur réel à une cascade de N échangeurs parfaitement agités de volume V/N.

Le traitement du signal a permis d'identifier le nombre de cellules de recirculation pour chacune des répétitions. Le nombre moyen de cellules de recirculation entre l'entrée et la sortie de la colonne est de N=47. Le nombre moyen des cellules de recirculation entre l'entrée et le sommet de la colonne (tube de montée) est de N=15. Connaissant ces valeurs de N, les courbes théoriques ont pu être tracées (Fig.2-5).

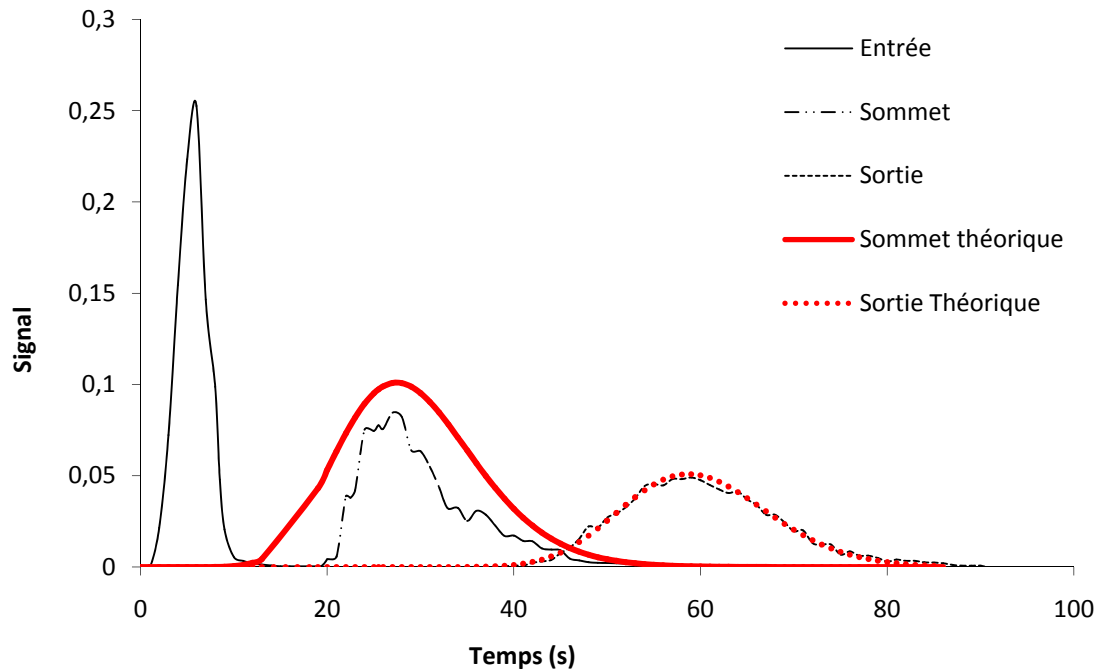


Figure 2-5 : Comparaison entre le signal expérimental moyen normalisé et la réponse théorique obtenus à partir de l'expérimentation de DTS en eau de mer par la colonne à dépression pour un débit d'air injecté de $40 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$.

Ainsi, au regard du nombre de cellules dans la colonne, celle-ci sera assimilée en première approximation à un système fonctionnant en écoulement piston, que ce soit dans la partie ascendante ou dans la partie descendante, avec des vitesses moyennes d'écoulement différentes dans chaque partie du fait de la différence de section entre le tube interne et la couronne externe.

Le coefficient de transfert $K_L a$, supposé identique dans chaque réacteur, peut alors être déduit d'un calcul itératif basé sur une série de N équations à $(N-1)$ inconnues résultant des bilans successifs sur les N réacteurs tels que : $Q_L C_{in} + K_L a (C_s - C_1) V_1 = Q_L C_1$; $Q_L C_1 + K_L a (C_s - C_2) V_2 = Q_L C_2$; $Q_L C_2 + K_L a (C_s - C_3) V_3 = Q_L C_3$... $Q_L C_{N-1} + K_L a (C_s - C_N) V_N = Q_L C_N$ où Q_L est le débit liquide, $C_N = C_{eff}$ est la concentration en soluté en sortie du réacteur (N), C_s la concentration en soluté à saturation dans le liquide et $V_N = V_i/N$ le volume des N réacteurs, avec $V_1 = V_2 = V_3 = \dots = V_N$. C_{eff} peut être déduit de l'ensemble des N équations en utilisant :

$$C_{eff} = \frac{C_{in} + \alpha \sum_{i=0}^{N-1} \beta^i}{\beta^N} \quad (28)$$

avec :

$$\alpha = K_L a C_{sat} \frac{V_N}{Q_L} \quad (29)$$

$$\beta = 1 + K_L a \frac{V_N}{Q_L} \quad (30)$$

Les valeurs trouvées pourront être comparées aux valeurs qui auraient été obtenues si la colonne pouvait être identifiée à un seul réacteur parfaitement agité (RPA) ou à un réacteur piston (RP), pour lesquels les équations de bilan conduisent respectivement aux deux expressions suivantes de $K_L a$:

- pour un RPA :

$$K_L a = \frac{C_{eff} - C_{in}}{\tau_i (C_s - C_{eff})} \quad (31)$$

- pour un RP :

$$K_L a = \frac{\ln \left(\frac{C_s - C_{in}}{C_s - C_{eff}} \right)}{\tau_i} \quad (32)$$

où C_{in} est la concentration en CO_2 (ou en O_2) dissous dans le liquide en entrée de colonne, C_{eff} la concentration en CO_2 (ou en O_2) dissous dans le liquide en sortie du tube interne et τ_i le temps de résidence hydraulique dans le tube interne (V_i/Q_L).

2.4.2 Détermination du coefficient de transfert de masse dans le système global

En partant d'une concentration initiale en soluté dans le bac, l'airlift est mis en route et l'évolution de la concentration en soluté dans la phase liquide est mesurée au cours du temps.

En considérant un mélange parfait dans l'ensemble du système (bac tampon et colonne) fonctionnant en circuit fermé, la valeur de $K_L a^*$ se déduit de l'équation de bilan instantané sur le système étudié:

$$\frac{dC_L}{dt} = K_L a^* (C_S - C_L) \quad (33)$$

où C_L est la concentration molaire ou massique du CO_2 (ou O_2) dissous dans la phase liquide à l'instant t (mg.L^{-1}), C_S est la concentration molaire ou massique de saturation du CO_2 (ou O_2) dissous en équilibre avec l'air dans le liquide (mg.L^{-1}), $K_L a^*$ (s^{-1}) est le coefficient de transfert de masse dans le volume total du liquide *i.e.* le volume du bac additionné du volume de liquide dans la colonne à dépression, soit le volume V_T . La valeur a^* , surface spécifique d'échange rapportée au volume total, dépend directement de la surface spécifique des bulles a_G et de la rétention gazeuse ε_G^* , soit $a^* = a_G \cdot \varepsilon_G^*$.

Remarque : La valeur de K_L peut ainsi être déduite de la mesure du coefficient global de transfert pour être comparée aux valeurs de la littérature en utilisant la relation $a_G = 6/D_b$ présenté dans le CHAPITRE 1 (§ 1.1.2.3) en faisant l'hypothèse que les bulles d'air sont parfaitement sphériques. Néanmoins, étant donné que l'estimation du diamètre moyen des bulles reste difficile à obtenir du fait de la grande dispersion de leur taille, la valeur de K_L obtenue n'est pas toujours significative.

L'intégration de l'Eq. (33) sur une durée d'échange donnée t , permet de calculer le coefficient de transfert de masse global $K_L a^*$ relatif au volume total de liquide :

$$\ln\left(\frac{C_S - C_0}{C_S - C_L}\right) = K_L a^* \cdot t \quad (34)$$

où C_0 est la concentration du CO_2 (ou en O_2) dissous dans la phase liquide au début de l'expérimentation ($t=0$). La pente de la droite de régression obtenue à partir de la relation entre la fonction logarithmique et le temps correspond à la valeur du coefficient $K_L a^*$.

En supposant le mélange parfait, le coefficient de transfert réel $K_L a$ de la colonne seule

(contenant le volume V_i de liquide dans le tube interne), peut être calculé par la relation suivante:

$$K_L a = (V_T / V_i) K_L a^* \quad (35)$$

Enfin, notons que les valeurs de $K_L a$ dépendent de la température de l'expérience. Les valeurs trouvées dans des conditions de température différentes peuvent être comparées par rapport à une valeur référence donnée à une température standard de 20°C ($(K_L a)_{20}$) en utilisant la relation d'Arrhenius:

$$K_L a = (K_L a)_{20} \theta^{T-20} \quad (36)$$

où θ est le facteur de correction de la température ($\theta=1,024$) et T est la température de l'eau (°C) durant l'expérimentation (Moran, 2010b).

2.4.3 Détermination des capacités maximales de transfert et des efficacités de transfert

Les valeurs de capacités maximales de transfert (aussi appelées apport horaire dans le cas de l'oxygène) de l'oxygène $CT_{\max}(O_2)$ ou du dioxyde de carbone $CT_{\max}(CO_2)$, exprimées en $Kg.m^{-3}.s^{-1}$, seront calculées à partir des relations suivantes :

$$CT_{\max}(O_2) = K_L a(O_2) \cdot C_s \quad (37)$$

$$CT_{\max}(CO_2) = K_L a(CO_2) \cdot C_s \quad (38)$$

où $K_L a$ est le coefficient de transfert de matière (s^{-1}), C_s est la concentration de saturation du CO_2 (ou en O_2) dissous en équilibre avec l'air dans l'eau. Les concentrations de saturation du CO_2 (ou O_2) dissous ont été respectivement obtenues à partir de Benson et Krause (1984) et Physical and Engineering Data (1978) et sont données Tableau 2-1.

Tableau 2-1 : Concentration de saturation de l' O_2 et du CO_2 dissous en eau douce et en eau de mer en équilibre avec l'atmosphère pour différentes températures utilisées dans cette étude.

Température (°C)	Salinité (‰)	$C_s(O_2)$ ($Kg.m^{-3}$)	$C_s(CO_2)$ ($Kg.m^{-3}$)
7	0	0,0121	0,0008
22	0	0,0088	0,0005
7	35	0,0094	0,0007
22	35	0,007	0,0004

Les valeurs d'efficacité énergétique de transfert (E_{ET}) (aussi appelée apport spécifique dans le cas de l'oxygène) pour l' O_2 et le CO_2 , en $Kg.KWh^{-1}$, ont été calculées à partir des relations suivantes :

$$E_{ET}(O_2 \text{ ou } CO_2) = 3.6.10^6 (CT_{\max}(O_2 \text{ ou } CO_2) / Ps) \quad (39)$$

où Ps est la puissance spécifique requise ($W.m^{-3}$) définie comme :

$$Ps = (\Delta P_{inj} \cdot Q_G) / V_i \quad (40)$$

avec ΔP_{inj} (Pa) la pression relative nécessaire à l'injection d'un débit d'air Q_G ($m^3.s^{-1}$) dans le volume interne V_i (m^3) de la colonne airlift (Loyless et Malone, 1998).

2.5 Techniques spécifiques d'analyses

2.5.1 Mesure en ligne du CO_2 dissous

La concentration du CO_2 dissous dans l'eau peut être mesurée par une sonde CO_2 OxyGuard ($\pm 1 \text{ mg.L}^{-1}$) placée dans le bac. Cette mesure est basée sur une détermination par absorption infrarouge de la pression partielle de CO_2 (pCO_2) dans l'eau.

Cependant, comme la réponse de la sonde prend quelques minutes avant d'atteindre 95 % de la valeur de pCO_2 , il a été choisi d'évaluer la concentration du CO_2 dissous dans l'eau par la valeur du pH qui est une mesure instantanée. Pour ce faire, une courbe standard de la concentration du CO_2 en fonction du pH a été tracée pour différents types d'eau (Fig. 2-6). Les courbes obtenues ont été utilisées pour déterminer la concentration en CO_2 en cours d'opération, par le suivi instantané du pH de l'eau. Les valeurs mesurées avec le pH-mètre (Eutech instruments Ecoscan), avant le démarrage, puis en fin d'expérimentation lorsque les régimes stationnaires sont atteints, ont toujours été doublées, pour contrôle, par des mesures faites avec la sonde CO_2 .

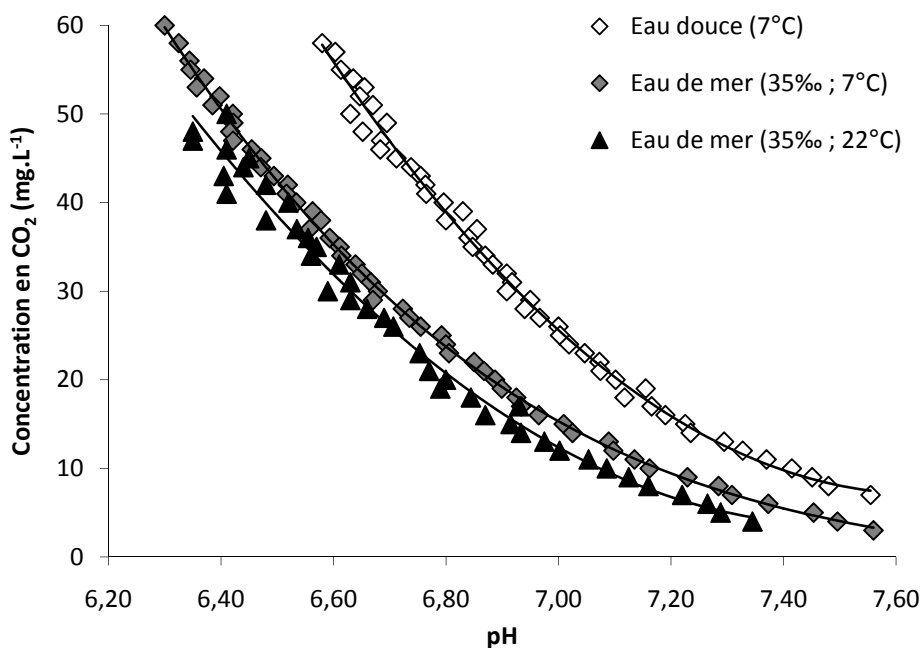


Figure 2-6 : Relation entre la concentration en CO₂ dans l'eau et le pH pour différents types d'eau et différentes températures

2.5.2 Mesure en ligne de l'O₂ dissous

L'oxygène dissous a été mesuré en utilisant un oxymètre (YSI 52) qui donne directement la valeur en mg.L⁻¹ d'O₂ ($\pm 0,1$ mg.L⁻¹) et en % O₂ par rapport à la saturation dans l'eau ($\pm 0,1$ %) placé dans le bac.

2.6 Protocoles expérimentaux

2.6.1 Protocoles de mesures des capacités de transfert par désorption

L'opération de désorption consiste à extraire progressivement, par injection d'air dans la colonne airlift, le soluté dissous initialement présent dans l'eau.

2.6.1.1 Pour le CO₂

Pour toutes les expérimentations, le dispositif expérimental est le même que celui décrit précédemment (§ 2.1). L'eau du bac a été sursaturée en CO₂ jusqu'à une valeur plateau de 50 mg.L⁻¹. Une pompe vide-cave placée dans le bac expérimental a permis d'homogénéiser

la concentration en CO₂ dissous. La colonne à dépression a été mise en route avec une injection de fines bulles d'air (40 L.min⁻¹). La concentration en CO₂ a été mesurée toutes les 2 minutes par la valeur de pH pendant une heure de fonctionnement.

Pour évaluer la dépendance du coefficient de transfert vis-à-vis de la température et de la salinité, les expérimentations ont été menées en eau douce et en eau de mer froide (7°C), et en eau de mer « chaude » (22°C) (Tableau 3-1).

La rétention gazeuse et la taille de bulles (quand cela était possible) ont également été notées.

2.6.1.2 Pour l'oxygène

Le même dispositif expérimental a été utilisé pour estimer la capacité de transfert en dégazage d'O₂. Pour les expérimentations de dégazage, l'eau a d'abord été sursaturée en oxygène pur jusqu'à 20,72 mg.L⁻¹ (223,5 %sat).

2.6.2 Mesures de capacités de transfert par absorption

A l'inverse, l'absorption consiste à utiliser l'airlift pour augmenter la concentration en soluté dans l'eau. Ces expérimentations n'ont été conduites qu'avec l'oxygène. L'eau a d'abord été désoxygénée par l'ajout de bisulfite de sodium (NaHSO₃) jusqu'à atteindre une concentration en oxygène dissous de 0,13 mg.L⁻¹ (1,4 % de saturation).

Le débit d'air, en diffusion fines bulles, a été fixé à 40 L.min⁻¹ et la longueur du tube interne à 6 m. La concentration en O₂ dans l'eau a été mesurée toutes les deux minutes pendant une heure.

2.7 Protocole permettant d'évaluer les effets secondaires de la dépression seule

Comme il n'est pas possible d'évaluer l'effet de la dépression seule sans modifier la hauteur de colonne, un airlift spécifique a été construit (Fig. 2-7). Il consiste en un tube de PVC transparent vertical de diamètre 160 mm et de 2 m de hauteur fermé de chaque côté vis-à-vis d'une circulation d'eau mais ouvert en partie supérieure pour l'évacuation de l'air injecté vers l'atmosphère ou vers la pompe à vide.

Pour l'évaluation de la rétention gazeuse, des dispositifs de prise de mesure par capteur de pression différentielle ont été prévus.

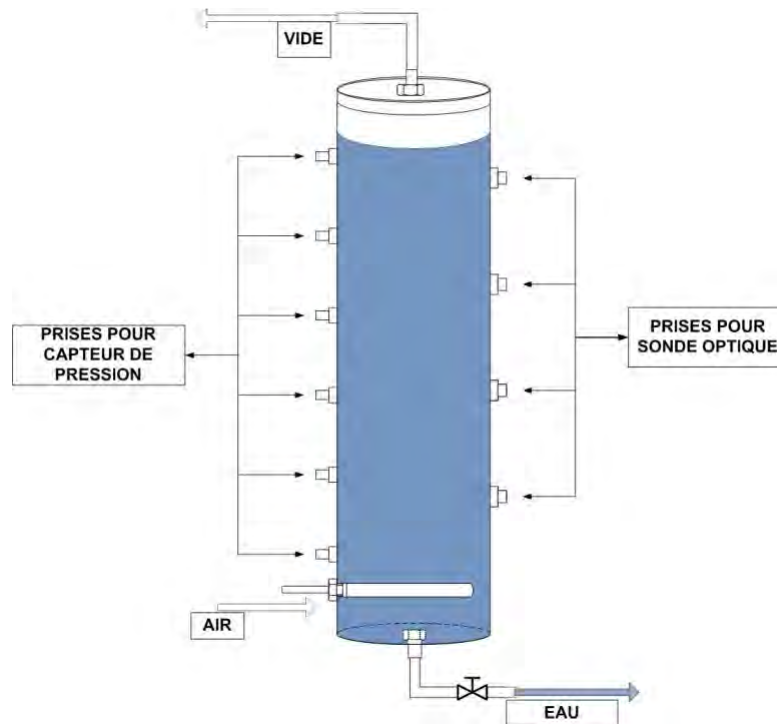


Figure 2-7 : Schéma de la colonne monotube utilisée pour les expérimentations sur l'étude de l'effet de la dépression seule

2.8 Méthodes spécifiques pour évaluer la fonction «séparation»

2.8.1 Appareillage

Le dispositif expérimental et le matériel de mesure utilisés sont les mêmes que précédemment (Fig. 2-1). La hauteur de colonne a été fixée à 6 m (-0,5 bar) et celle-ci est équipée d'un système de récupération sous vide de l'écume, d'un volume d'environ 100 L (6), muni d'une vanne permettant de vider l'ensemble de la phase extraite.

2.8.2 Substrats et méthodes spécifiques de travail et d'analyses

Les capacités de séparation/concentration ont été évaluées pour les suspensions suivantes:

- Une culture de microalgues préalablement caractérisée par (i) sa concentration en microalgues, (ii) la taille moyenne des particules (microalgues) comprises, si non précisé,

entre 2 et 50 μm , (iii) la salinité. Chaque échantillon a été centrifugé à 4000 tr.min^{-1} pendant 20 minutes. Le culot obtenu a été récupéré et placé dans une coupelle en aluminium préalablement pesée puis placée à l'étuve pendant 24 h à 70°C . Enfin la coupelle a été pesée pour quantifier le poids sec de l'échantillon. L'indice de concentration (IC) a été calculé en divisant la concentration en microalgues dans la mousse (C_{mousse}) en g.L^{-1} par la concentration initiale en microalgues dans la culture mesurée avant le démarrage de l'expérimentation (C_{bac}) en g.L^{-1} .

$$CF = \frac{C_{\text{mousse}}}{C_{\text{bac}}} \quad (41)$$

Il s'agit d'un rapport de concentration sans unité. Le poids sec total de microalgues dans la culture ou dans la mousse extraite peut être calculé de la façon suivante :

$$Q = C \times V \quad (42)$$

avec Q le poids sec total initial de microalgues dans la culture (Q_{bac}) ou dans la mousse (Q_{mousse}) en g, C la concentration initiale en microalgues dans la culture (C_{bac}) ou dans la mousse (C_{mousse}) en g.L^{-1} et V le volume initial de la culture (V_{bac}) ou dans la mousse (V_{mousse}) en L. L'efficacité d'extraction a été calculée en divisant le poids sec total de microalgues dans la mousse par le poids sec total initial de microalgues dans la culture tel que :

$$Eff = \frac{Q_{\text{mousse}}}{Q_{\text{bac}}} \times 100 \quad (43)$$

- Un mélange eau/aliment : une quantité de 400 g de granulés a été ajoutée à l'eau du bac et mélangée à l'aide d'une pompe vide-cave pendant 24h. La colonne a ensuite été mise en route pendant 4 h. Un échantillon d'eau du bac a été prélevé en fin d'expérimentation à $t_{4\text{h}}$ et comparé à un échantillon prélevé juste avant le démarrage de la colonne. La quantification des matières en suspension (MES) a été réalisée selon la norme AFNOR T90-105 (2005). Une balance de précision (PRECISA 410AM-FR), a permis de déterminer le poids des MES à 10^{-5} g.L^{-1} près. L'indice de concentration ainsi que l'efficacité d'extraction ont été quantifiés de la même manière que précédemment.

2.9 Evaluation des performances de l'airlift en conditions d'élevage

Pour mesurer les modifications possibles des fonctionnalités de l'airlift en conditions d'élevage, la colonne à dépression a été raccordée à un bac d'élevage de 15 m³ fonctionnant avec un renouvellement horaire d'eau de 100 % (Fig. 2-8).

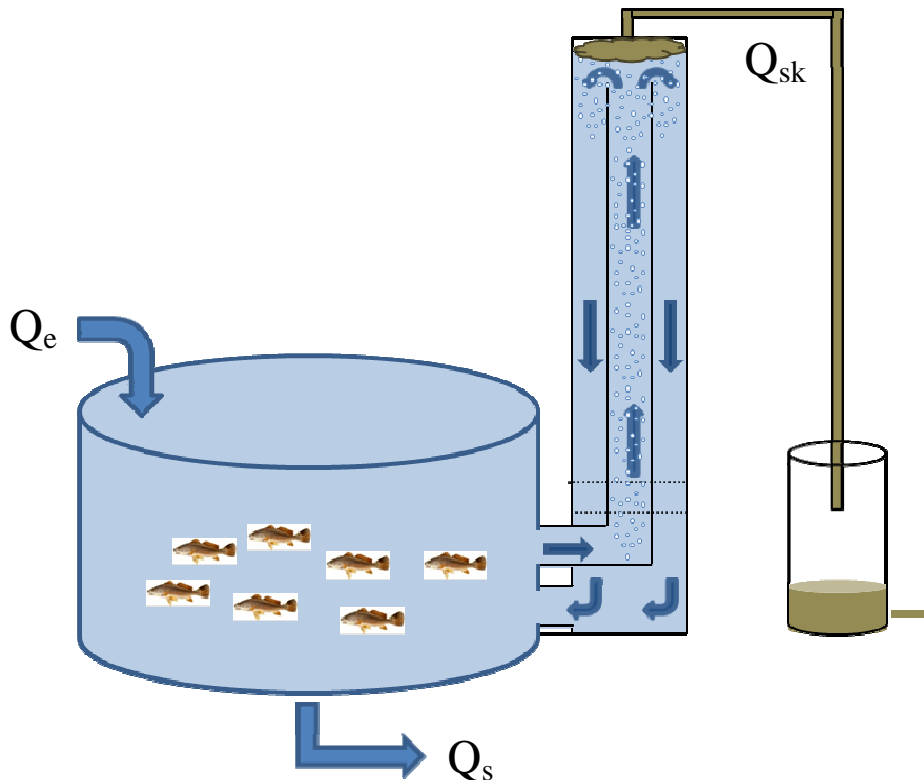


Figure 2-8 : Schéma de la colonne à dépression branchée à un bac d'élevage.

La colonne à dépression et tous les instruments de mesure ont été les mêmes que ceux décrits précédemment (§ 2.1 à 2.3).

Le cheptel en élevage dans le bassin était constitué de 200 Kg d'ombrines tropicales (*Sciaenops ocellatus*) d'un poids moyen de 15 g (Annexe 3, Fig. A-10). L'aliment ajouté était du granulé poisson d'un diamètre de 2 mm (LE GOUESSANT - OMBRINE GROWER EXT-coul 2, 47 % de protéine et 13 % de lipides). La ration journalière était de 5 % de la biomasse totale distribuée de façon homogène, aussi bien en terme de quantité qu'en terme de distribution spatiale, durant 4 heures. Les trois fonctionnalités de la colonne airlift ont été analysées en utilisant les méthodologies précédemment décrites.

Pour étudier la fonction de transport hydraulique, les valeurs de débit d'eau et de rétention gazeuse ont été mesurées toutes les 10 à 30 minutes.

Pour étudier le transfert de matière en condition d'élevage, les concentrations en CO₂ et en O₂ dissous ont été mesurées directement toutes les 10 à 30 minutes aux extrémités de la colonne à dépression. Le K_La a été calculé à partir d'équations de bilan aux bornes du tube, en prenant en compte le modèle d'écoulement piston (Eq. 32).

Pour étudier la capacité d'extraction et de concentration des matières en suspension (MES) dans le bassin d'élevage, le taux de renouvellement horaire de l'eau du bac d'élevage (par de l'eau neuve) a été fixé successivement à 100 %, 50 %, puis 10 % de façon à concentrer de plus en plus les MES présentes dans le bassin d'élevage. Des échantillons de l'eau du bac et de l'eau de l'écumeur ont été prélevés avant et après alimentation. La détermination des MES ainsi que le calcul des indices de concentration ont été réalisés de la même façon que précédemment.

CHAPITRE 3 - Etude des capacités de pompage de la colonne airlift à dépression - Application aux systèmes recirculés d'aquaculture

Dans les systèmes recirculés d'aquaculture, l'eau est généralement transportée par des pompes centrifuges mais les airlifts sont de plus en plus utilisés de par leur simplicité de mise en œuvre dans des configurations définies (Reinemann, 1987 ; Awari *et al.*, 2004 ; Blancheton *et al.*, 2007 ; Kassab *et al.*, 2009 ; Roque d'Orbcastel *et al.*, 2009). L'objectif de ce chapitre est de caractériser les performances hydrauliques de la colonne à dépression et de les comparer à celles d'autres systèmes utilisés en aquaculture.

Les capacités de transport de l'airlift seront analysées au travers de la mesure du débit d'eau le traversant, de la rétention gazeuse et de la taille des bulles générées ; les variables opératoires sont le débit d'air, la longueur du tube interne à la base duquel l'air est injecté, la valeur de la dépression en haut de la colonne, le type d'injecteur d'air et la hauteur de refoulement en sortie de colonne.

Ces mesures de capacité de pompage seront effectuées en eau douce, en eau de mer puis en eau d'élevage, pour évaluer notamment l'effet d'un apport d'aliment qui modifie momentanément les caractéristiques de l'eau.

Une relation empirique sera proposée permettant de prédire les valeurs de débit d'eau délivré par la colonne à dépression en eau douce et en fonction de la hauteur d'eau, du débit d'air injecté et de la hauteur de refoulement en sortie de colonne.

Les principaux résultats présentés dans ce chapitre ont fait l'objet d'une publication soumise à *Aquacultural Engineering* :

Barrut, B., Blancheton, J.P., Champagne, J.Y., Grasmick, A., 201-a. Water delivery capacity of a vacuum airlift – Application to water recycling in aquaculture systems.

3.1 Conditions spécifiques de travail

Le rôle positif du débit d'air injecté, de la taille des bulles et de la hauteur d'eau dans le tube d'injection sur l'efficacité de pompage de l'airlift et, à l'inverse, le rôle négatif de la hauteur de refoulement et de la perte de charge dans l'installation ont déjà été discutés dans la littérature (Nicklin, 1963 ; Parker et Suttle, 1987 ; Loyless et Malone, 1998 ; Awari *et al.*, 2004 ; Kassab *et al.*, 2009 ; Moran, 2010b). Ainsi, une hauteur de refoulement de 0.3 m est

régulièrement identifiée comme étant la hauteur maximale au-delà de laquelle un airlift voit ses capacités de pompage annulées (Loyless et Malone, 1998 ; Moran, 2010b). De plus, compte tenu des courbes d'efficacité de la pompe à vide, une variation de la hauteur de colonne de 2 m (-0,15 bar) à 6 m (-0,5 bar) reste raisonnable en terme de consommation énergétique et représentative d'une application aquacole.

Pour analyser les performances de notre système, qui a pour originalité la présence d'une dépression en tête de colonne, une approche expérimentale spécifique a été développée. L'effet d'au moins trois valeurs de hauteur d'eau, de dépression, de type d'injection, de débit d'air et de hauteur de refoulement ont été testés (Tableau 3-1). Ces valeurs ont été choisies de façon à être représentative d'une utilisation aquacole.

Tableau 3-1 : Combinaison de tous les paramètres testés pour l'étude du débit d'eau fourni par la colonne à dépression

Hauteur d'eau H (m)	Dépression (bar)	Type d'injection	Débit d'air Q_g (L.min ⁻¹)	Hauteur de refoulement L (m)
6	-0,5	Micro bulles Fine bulles Tuyau ouvert	0 to 80	0 0,1 0,2
4	-0,3	Fine bulles		0,3
2	-0,15	Fine bulles		

3.2 Résultats et discussion

3.2.1 Effet du débit d'air et du type de diffuseur sur la distribution d'air dans la colonne

Avant d'analyser l'impact de l'airlift sur la fonction « transport », le rôle du débit d'air et celui du type de diffuseur sur la taille des bulles et la rétention gazeuse dans la colonne interne sont présentés.

3.2.1.1 Effet du débit d'air sur la taille des bulles et sur leurs vitesses

Les diamètres moyens des bulles délivrées par les différents types d'injecteur en eau douce et en eau de mer sont présentés figure 3-1. Ils augmentent avec le débit d'air jusqu'à atteindre une valeur limite d'environ 7 mm (Painmanakul *et al.*, 2005). Dans chaque cas, les

diamètres des bulles sont supérieurs en eau douce. En tuyau ouvert, les bulles sont les plus grosses avec un diamètre compris entre 4 et 7 mm, selon le débit d'air injecté et la salinité. Avec une diffusion fines bulles, les diamètres mesurés sont compris entre 3 et 6 mm en eau douce, et entre 1 et 5 mm en eau de mer, selon le débit d'air injecté. Avec une diffusion microbulle, les diamètres de bulles sont compris entre 4 et 6 mm en eau douce, et entre 1 et 3 mm en eau de mer, selon le débit d'air.

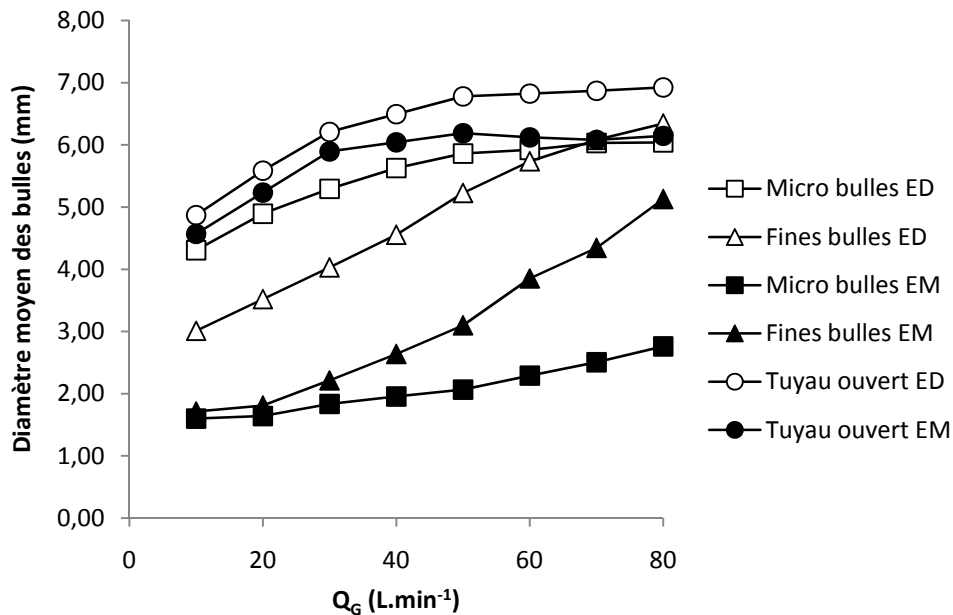


Figure 3-1: Diamètre moyen des bulles (D_b) dans le tube interne de montée de la colonne à dépression en fonction du débit d'air injecté (Q_G) pour différents types d'injecteur en eau douce (blanc) et en eau de mer (noir) pour une hauteur d'eau de 6 m et une hauteur de refoulement nulle.

Néanmoins, l'observation des bulles en eau de mer a mis en évidence une importante quantité de bulles dont la taille est inférieure à 1 mm (Annexe 3, Fig. A-5). Ces bulles n'ont pas été prises en compte par la bi-sonde optique. Une fraction importante des bulles n'est donc pas intégrée dans la valeur des diamètres moyens indiquée par la sonde et cette part est d'autant plus grande que le diffuseur fournit de très petites bulles. L'écart entre les diamètres moyens des bulles en eau douce et en eau de mer est donc probablement supérieur à celui indiqué. Le type d'eau est donc un facteur essentiel dans les performances de l'airlift.

Kawahara *et al.* (2009) et Ruen-ngam *et al.* (2008) ont montré que la distribution des tailles de bulles était plus petite en eau de mer qu'en eau douce, probablement en raison des différences de tension superficielles et de la présence d'électrolytes dans l'eau de mer.

Néanmoins, malgré les différences de distribution des tailles des bulles en eau douce et en eau de mer, Ruen-ngam *et al.* (2008) ont trouvé que l'effet de la salinité était marginal sur les valeurs de rétention gazeuse, ce que nous avons effectivement remarqué pour la diffusion en tuyau ouvert (Fig. 3-3). Nos résultats de diffusion en tuyau ouvert d'un diamètre de 1 cm sont proches de leurs résultats obtenus avec une aération fournie par une injection d'air à travers 30 trous de 1 mm de diamètre.

La variation de la vitesse de l'air, calculée à partir de l'Eq. (23), par rapport au débit d'air injecté est présentée figure 3-2. En eau douce, la vitesse varie linéairement avec Q_G , entre 0,6 et 1,2 $m.s^{-1}$, quel que soit le type d'injecteur utilisé. En eau de mer, les vitesses sont du même ordre de grandeur avec le tuyau ouvert mais elles apparaissent nettement inférieures pour les injections fines bulles et microbulles. A débit d'air identique, les vitesses sont également corrélées aux diamètres moyens de bulles (Fig. 3-1).

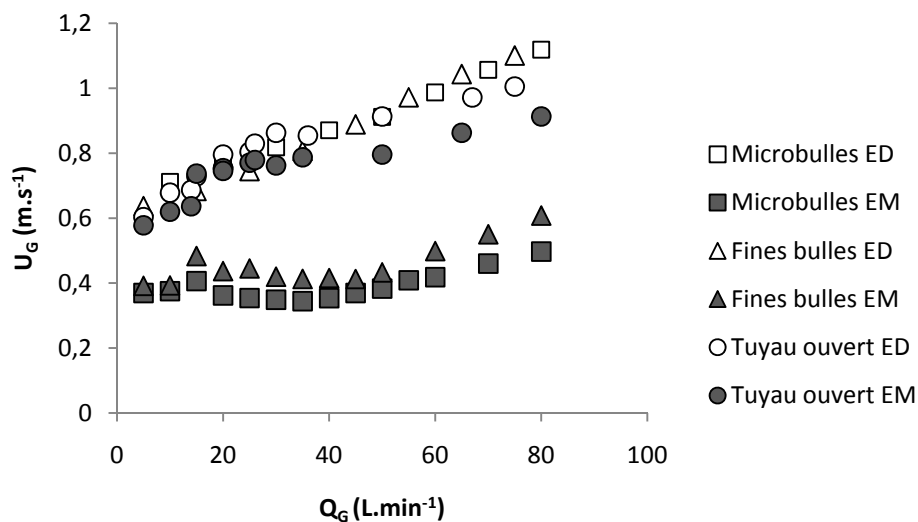


Figure 3-2 : Vitesse moyenne de déplacement des bulles d'air (U_G) en fonction du débit d'air injecté dans la colonne à dépression (Q_G) pour différents types d'injecteur en eau douce (blanc) et en eau de mer (noir) pour une hauteur d'eau de 6 m et une hauteur de refoulement nulle.

3.2.1.2 Effet du débit d'air sur la rétention gazeuse

La rétention gazeuse en eau douce a été calculée à partir de l'Eq. (21) introduite dans le CHAPITRE 2 (§ 2.2.2). Elle apparaît du même ordre de grandeur, quel que soit le type d'injecteur utilisé, et augmente dans l'intervalle de 0 à 10 % avec l'augmentation du débit d'air (Fig. 3-3). En eau douce, une coalescence rapide apparaît pour les microbulles et fines

bulles (toutes inférieures à 3 mm), les caractéristiques du diffuseur n'ont donc pas d'impact, ni sur leur taille, ni sur la rétention gazeuse. Ceci a déjà été décrit par d'autres auteurs (Degrémont, 1978 ; Parker et Suttle, 1987 ; Reinemann, 1987).

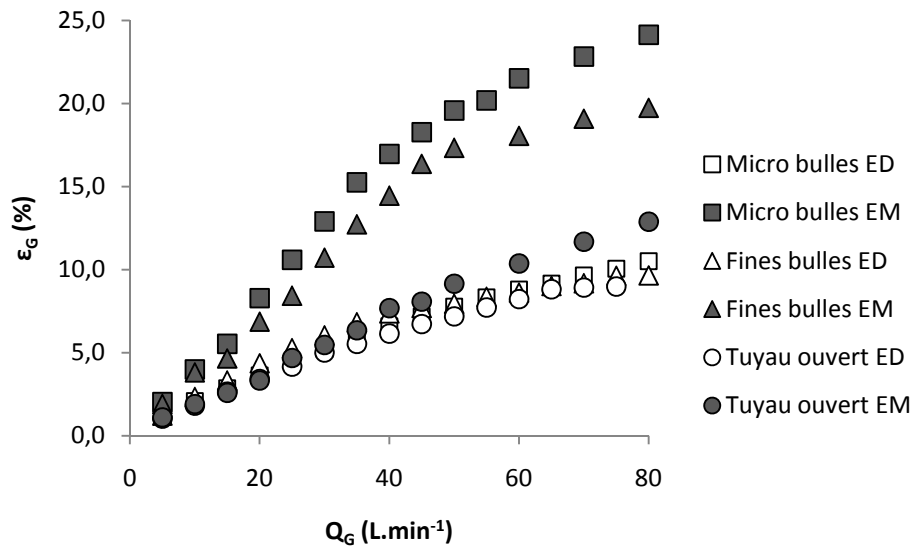


Figure 3-3: Rétention gazeuse (ϵ_G) dans le tube interne en fonction du débit d'air injecté (Q_G) pour différents types d'injecteur en eau douce (blanc) et en eau de mer (noir) pour une hauteur d'eau de 6 m et une hauteur de refoulement nulle.

A l'inverse, du fait de l'absence apparente de coalescence, la rétention gazeuse est supérieure en eau de mer et augmente lorsque les tailles moyennes de bulles diminuent (Fig. 3-3). Elle était comprise entre 0 et 13 % pour une injection en tuyau ouvert, entre 0 et 20 % pour une injection fines bulles et entre 0 et 25 % pour une injection microbulles.

3.2.2 Etude de la fonction « Pompage/Transport » de l'airlift

3.2.2.1 Effet du débit d'air et du type de diffuseur

La figure 3-4 présente l'effet du débit d'air sur le débit d'eau pour les 3 types de diffuseurs, en eau douce et en eau de mer.

En eau douce, quand le débit d'air est trop faible (0 à 5 L.min⁻¹), l'eau n'est pas entraînée car la force d'entraînement des bulles d'air n'est pas suffisante pour induire une circulation d'eau (Awari *et al.*, 2004 ; Kassab *et al.*, 2009). Pour des débits d'air supérieurs, le débit d'eau délivré par la colonne à dépression augmente avec l'augmentation du débit d'air :

- Lorsque le débit d'air augmente de 5 à 20 L.min⁻¹, une augmentation rapide du débit d'eau de 0 à 20 m³.h⁻¹ (0 à 350 L.min⁻¹) est observée confirmant les résultats de Loyless et Malone (1998) et Moran (2010b). Entre 5 et 15 L.min⁻¹ d'air injecté, il a été remarqué que le transport du liquide passe d'un écoulement à bulles à un écoulement pulsé avec une répartition hétérogène des bulles ayant pour conséquence une augmentation importante des capacités de transport de la colonne à dépression quel que soit le type d'injecteur utilisé (Nicklin, 1963 ; Kassab *et al.*, 2009).
- De 20 à 80 L.min⁻¹ d'air injecté, le débit d'eau continue généralement d'augmenter mais plus doucement avec le débit d'air jusqu'à un débit d'eau compris entre 30 et 35 m³.h⁻¹ (500 et 600 L.min⁻¹). Lors de cette étude, la capacité limitée du compresseur ne nous a pas permis d'atteindre, sauf pour l'expérience en fines bulles et en eau de mer, le débit d'eau maximal, observé par Reinemann *et al.* (1990), Awari *et al.* (2004) et Kassab *et al.* (2009). Le débit maximal est atteint lorsque les forces de friction et les pertes de charge, dues à l'ajout d'air supplémentaire et à la géométrie de la colonne à dépression, sont supérieures à la force d'entraînement de l'air injecté.

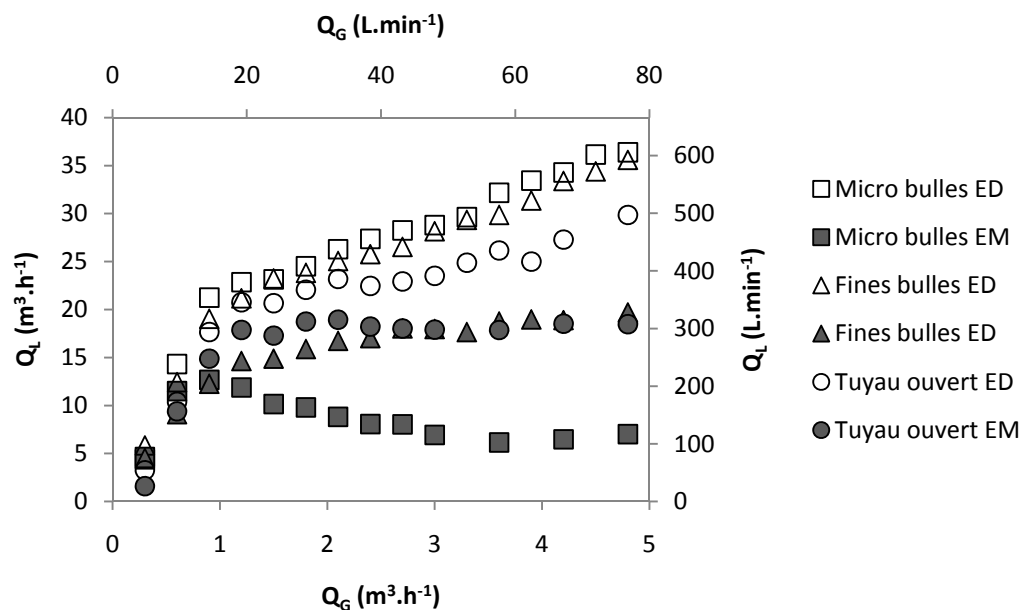


Figure 3-4: Débit d'eau (Q_L) en fonction du débit d'air injecté (Q_G) pour différents types d'injecteur en eau douce (blanc) et en eau de mer (noir) pour une hauteur d'eau de 6 m et une hauteur de refoulement nulle.

En eau douce, le type de diffuseur d'air n'a donc aucune influence significative sur le diamètre moyen des bulles ou sur la rétention gazeuse. Son impact sur le débit d'eau apparaît donc limité, même s'il semble légèrement inférieur lors d'une injection en tuyau ouvert par

rapport à l'utilisation de diffuseurs. Ce dernier point est probablement dû à une répartition non homogène de l'air dans le tube interne (les bulles d'air se déplaçant majoritairement le long de la paroi du tube sur le premier mètre). L'efficacité de la pompe airlift est effectivement supérieure lorsque la distribution des bulles est homogène dans le tube de montée (Khalil *et al.*, 1999). Ainsi une injection centrale d'air avec une obstruction minimale de la section de circulation de l'eau est recommandée (Parker et Suttle, 1987).

Pour la fonction « pompage », l'utilisation d'un diffuseur spécifique générant des micro ou fines bulles (Fig. 3-1) ne permet pas d'augmenter la capacité de transport de l'airlift et n'est donc pas à recommander au regard des dépenses énergétiques engendrées (Fig. 2-2) (Nicklin, 1963 ; Parker et Suttle, 1987 ; Loyless et Malone, 1998 ; Awari *et al.*, 2004).

Mis à part le cas de faibles débits d'air, l'effet « transport » obtenu en eau de mer apparaît moindre que celui observé en eau douce. Dans ce cas, les performances sont dépendantes du type de diffuseur, peu de coalescences des bulles ayant été observées en présence de micro et fines bulles. Pour les débits d'air supérieurs à 20 L.min⁻¹, un débit d'eau constant d'environ 20 m³.h⁻¹ (300 L.min⁻¹) a été atteint avec les fines et grosses bulles alors qu'avec les microbulles, le débit en eau a diminué en deçà de cette valeur, car la vitesse ascensionnelle des bulles était fortement diminuée. Pour un débit d'air de 80 L.min⁻¹, les débits d'eau étaient deux fois plus faibles (en tuyau ouvert et fines bulles) ou 6 fois plus faibles (en microbulles) qu'en eau douce. La faible performance observée avec la diffusion de microbulles peut aussi s'expliquer par la présence de microbulles dans la couronne externe, qui crée une résistance à l'écoulement en fermant la section de passage et en diminuant la vitesse superficielle liquide. Si ce phénomène a déjà pu être observé en eau douce par Yu *et al.* (2008), l'eau de mer semble largement accroître ce phénomène. De plus, une instabilité du débit d'eau a été observée lors de l'utilisation de diffuseurs microbulles : le débit d'eau a successivement augmenté puis diminué. Lorsqu'il augmentait, la couronne externe se remplissait de microbulles créant un contre airlift qui diminuait le débit d'eau jusqu'à ce qu'il n'y ait plus de présence de microbulles.

Ainsi, même si la rétention gazeuse est plus importante en eau de mer qu'en eau douce, les débits d'eau restent inférieurs. Ce point illustre parfaitement le rôle déterminant de la vitesse ascensionnelle des bulles : si la taille des bulles diminue, leur vitesse ascensionnelle diminue et le volume liquide déplacé pendant un instant donné est inférieur. Les caractéristiques de l'eau ont donc un impact significatif sur les performances d'un système airlift donné.

Les résultats de pompage obtenus en eau douce ont été comparés à des valeurs théoriques obtenues avec deux modèles d'écoulement en eau douce disponible dans la

littérature (Fig. 3-5). Le modèle de Nicklin (1963), dont l'équation est donnée dans le chapitre 1, Eq (18) a été défini pour un airlift fonctionnant avec uniquement un tube de montée. Le modèle de Chisti *et al.* (1988) Eq (11), a été défini pour un airlift fonctionnant avec un tube de montée et un tube de redescente.

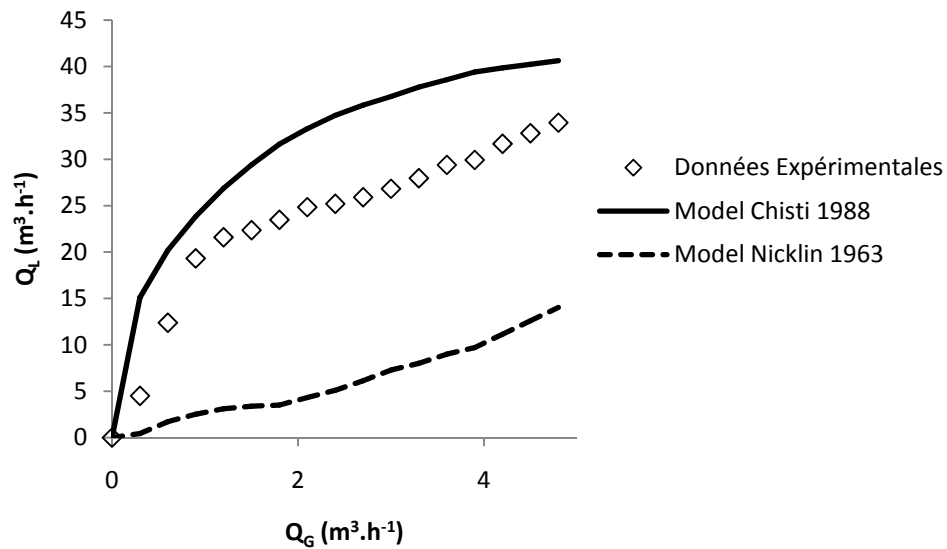


Figure 3-5: Comparaison entre les valeurs expérimentales de débits d'eau (Q_L) obtenues en eau douce quelque soit de type d'injecteur pour une hauteur d'eau de 6 m et une hauteur de refoulement nulle en fonction du débit d'air injecté (Q_G) et les valeurs théoriques de débits d'eau obtenues à partir des modèles de Nicklin (1963) et de Chisti *et al.* (1988).

Les valeurs théoriques calculées à partir du modèle de Nicklin (1963) sont assez éloignées des valeurs obtenues expérimentalement : elles augmentent linéairement de 0 à 15 $m^3.h^{-1}$ en fonction du débit d'air injecté. Les valeurs théoriques obtenues à partir du modèle de Chisti *et al.* (1988) sont beaucoup plus proches de nos valeurs expérimentales et suivent la même tendance jusqu'à une valeur maximum d'environ 40 $m^3.h^{-1}$. Les différences entre les valeurs obtenues à partir des deux modèles sont probablement dues à la prise en compte, dans le modèle de Chisti *et al.* (1988), des différences de valeurs de rétention gazeuse entre le tube de montée et le tube de redescente.

3.2.2.2 Influence de la hauteur d'eau dans le tube d'injection et de la hauteur de refoulement

La hauteur d'eau dans le tube interne de l'airlift est directement contrôlée par la dépression imposée en sommet de colonne : pour des valeurs de dépression de -0,15, -0,3 et -

0,5 bar, la hauteur de colonne d'eau était respectivement de 2, 4 ou 6 m. La dépression et la hauteur d'eau correspondante ont un impact direct sur la longueur du tube interne et donc sur la conception de l'airlift (hauteur d'eau, hauteur de l'airlift et dépression sont donc directement reliées). La capacité de transport d'eau par l'airlift est ainsi une fonction croissante de la hauteur d'eau dans le tube interne et donc de la dépression imposée en tête de la colonne, aussi bien en eau douce qu'en eau de mer (Fig. 3-6a et b). Les résultats indiqués pour une hauteur d'eau égale à 1 m ont été obtenus par Loyless et Malone (1998) pour l'eau douce et par Moran (2010b) pour l'eau de mer. Les deux études ont utilisé des airlifts de dimension inférieure (tube vertical de montée de 50 mm de diamètre) mais avec une hauteur de refoulement proche de celle de nos essais. Une augmentation de 2 m de la hauteur de tube (correspondant à une augmentation de la dépression) permet une augmentation du débit d'eau de $6 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ ($100 \text{ L} \cdot \text{min}^{-1}$) en eau douce et de $3 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ ($50 \text{ L} \cdot \text{min}^{-1}$) en eau de mer.

L'augmentation de la hauteur d'eau dans le tube interne correspond aussi à une augmentation de la profondeur d'injection d'air par rapport à un airlift classique, ce qui entraîne une augmentation du débit d'eau (Nicklin, 1963 ; Reinemann, 1987 ; Parker et Suttle, 1987 ; Wurts *et al.*, 1994 ; Awari *et al.*, 2004). Cependant, l'efficacité de la pompe airlift n'augmenterait plus au-delà d'une profondeur d'injection de 8 m (Degrémont, 1978).

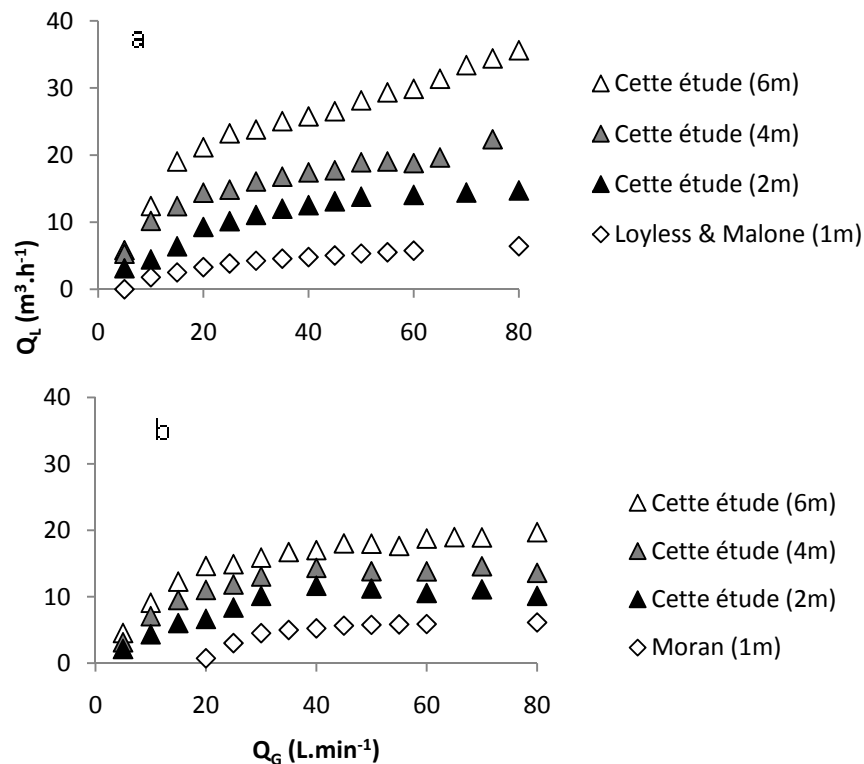


Figure 3-6a-b : Débit d'eau (Q_L) en fonction du débit d'air (Q_G) pour différentes hauteurs de colonne à dépression en eau douce (a) et en eau de mer (b) avec une diffusion fines bulles et sans hauteur de refoulement.

La hauteur de refoulement a un effet négatif sur le débit d'eau quels que soient la hauteur d'eau dans le tube interne (et donc la dépression imposée) et le débit d'air (Fig. 3-7). Une augmentation de 0.1 m de la hauteur de refoulement équivaut à une diminution de plus de 30 % du débit d'eau. Avec une hauteur de refoulement de 0.3 m, seule une hauteur d'eau de 6 m, associée à un débit d'air supérieur à 40 L.min⁻¹ permet l'obtention d'un débit d'eau supérieur à 10 m³.h⁻¹ (160 L.min⁻¹).

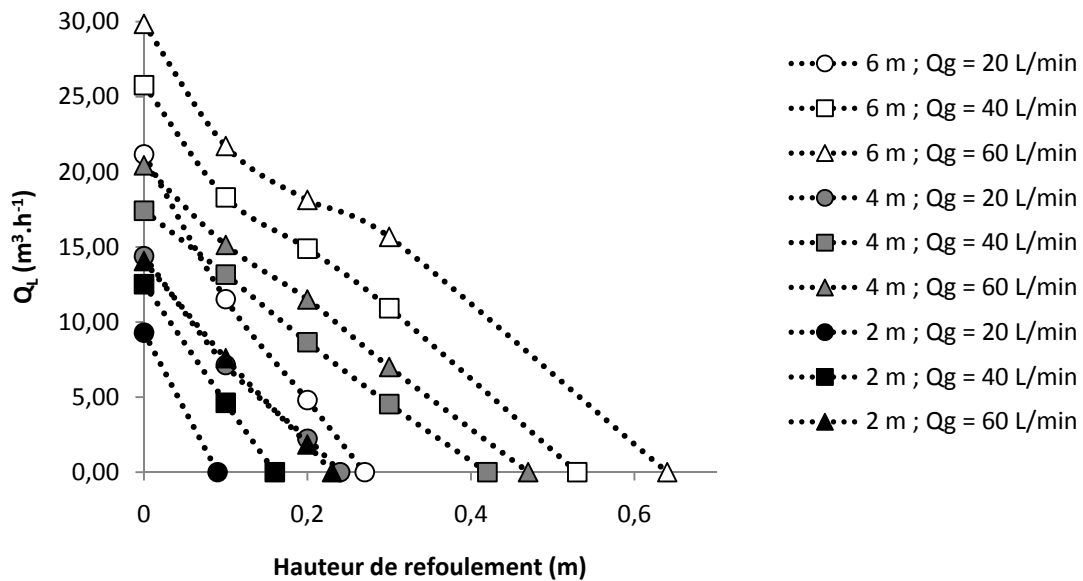


Figure 3-7 : Débit d'eau (Q_L) en fonction de la hauteur de refoulement pour différentes hauteurs d'eau (2, 4 et 6 m) et pour différents débits d'air (20, 40 et 60 L.min⁻¹) en eau douce avec une diffusion fines bulles.

L'effet négatif de la hauteur de refoulement sur le débit d'eau apparaît aussi comme une fonction de la nature de l'eau et de la taille des bulles (Tableau 3-2) (Awari *et al.*, 2004). Ainsi, en eau douce, le débit d'eau chute de 50 % avec les grosses bulles pour une hauteur de refoulement passant de 0 à 0,1 m. Cette chute n'est que de 30 % avec les bulles plus fines. En eau de mer, ces mêmes diminutions sont observées en passant d'une hauteur de refoulement de 0 à 0,2 m. Ces résultats sont cohérents avec ceux présentés par Loyless et Malone (1998) et Moran (2010b), même si leurs débits d'eau étaient quatre fois plus petits. Des bulles plus petites conduisent ainsi à une rétention gazeuse et à une hauteur de refoulement disponible supérieures, mais à un débit liquide plus faible.

Pour des diamètres de tube interne supérieurs à 40 mm, des injecteurs sont nécessaires pour obtenir une hauteur de refoulement acceptable (Awari *et al.*, 2004). En effet, dans les bassins d'élevage avec recyclage d'eau, la présence d'unités de traitement provoque l'augmentation des pertes de pression dans le circuit et le débit d'eau peut diminuer

rapidement malgré l'utilisation de diffuseurs (Loyless et Malone, 1998). Le positionnement de l'airlift dans le circuit de recirculation a ainsi un impact significatif sur ses performances (Loyless et Malone, 1998). Pour un taux de renouvellement de l'eau acceptable, la colonne à dépression doit donc être installée avec peu ou pas de perte de charge au refoulement, ce qui peut limiter son utilisation aux systèmes à faible perte de charge.

Tableau 3-2 : Débit d'eau ($\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$) en fonction de la hauteur de refoulement pour différents types d'injection de l'air en eau douce et en eau de mer ($Q_G = 30 \text{ L} \cdot \text{min}^{-1}$, hauteur d'eau = 6m).

Hauteur de refoulement (m)	Eau douce			Eau de mer		
	Tuyau ouvert	Fines bulles	Micro bulles	Tuyau ouvert	Fines bulles	Micro bulles
0	22,1	23,8	24,5	18,8	15,9	9,8
0,1	13,5	15,8	16,7	14,9	14,6	8,1
0,2	5,8	11,7	13,1	8,1	10,6	6,2
0,3	0	2,7	3,6	0	6	4,7

L'intégration de tous les résultats obtenus a permis de développer une relation empirique permettant de prédire le débit d'eau obtenu avec une colonne à dépression de 2 à 6 m de hauteur, pour des débits d'air injecté de 20 à 80 $\text{L} \cdot \text{min}^{-1}$ et pour des hauteurs de refoulement variant de 0 et 0,3 m. La relation entre les grandeurs citées est représentée par l'équation suivante :

$$Q_L = [(0.237H - 0.668)L + (0.011H + 0.117)]Q_G + [(-9.812H - 25.56)L + (2.908H - 0.434)] \quad (44)$$

où Q_L est le débit d'eau, H est la hauteur d'eau, L est la hauteur de refoulement et Q_G est le débit d'air. La figure 3-8 montre une bonne corrélation ($R^2 = 0,964$) entre les valeurs prédites et les valeurs expérimentales.

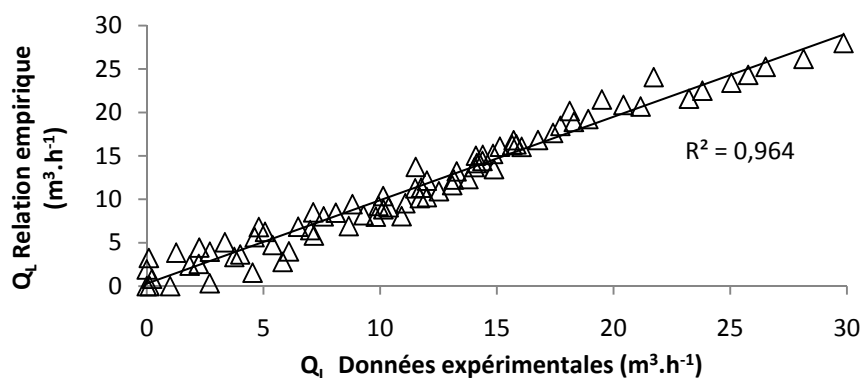


Figure 3-8 : Valeurs de débits d'eau obtenues avec la relation empirique en fonction des valeurs expérimentales mesurées avec la colonne à dépression pour différentes longueurs de tube, différentes hauteurs de refoulement et différents débits d'air.

3.2.3 Efficacité de la pompe airlift et ratio de submersion

L'efficacité de la pompe airlift a été calculée en utilisant l'Eq. (17) définie dans le CHAPITRE 2 (§ 2.3.2) et utilisée par Nicklin (1963), Reinemann (1987), Kassab *et al.* (2009) et Moran (2010b). Quand le débit d'eau augmente, l'efficacité de la colonne à dépression présente une allure parabolique habituelle des courbes de rendement, avec une valeur optimale dépendant des conditions de travail (Fig. 3-9a-b). Pour une hauteur d'eau de 6 m, soit une dépression de -0.5 bar, cette valeur optimale varie dans un intervalle de 30 à 45%, pour des débits d'eau se situant dans un intervalle de 10 à 15 m³.h⁻¹ (150 à 250 L.min⁻¹).

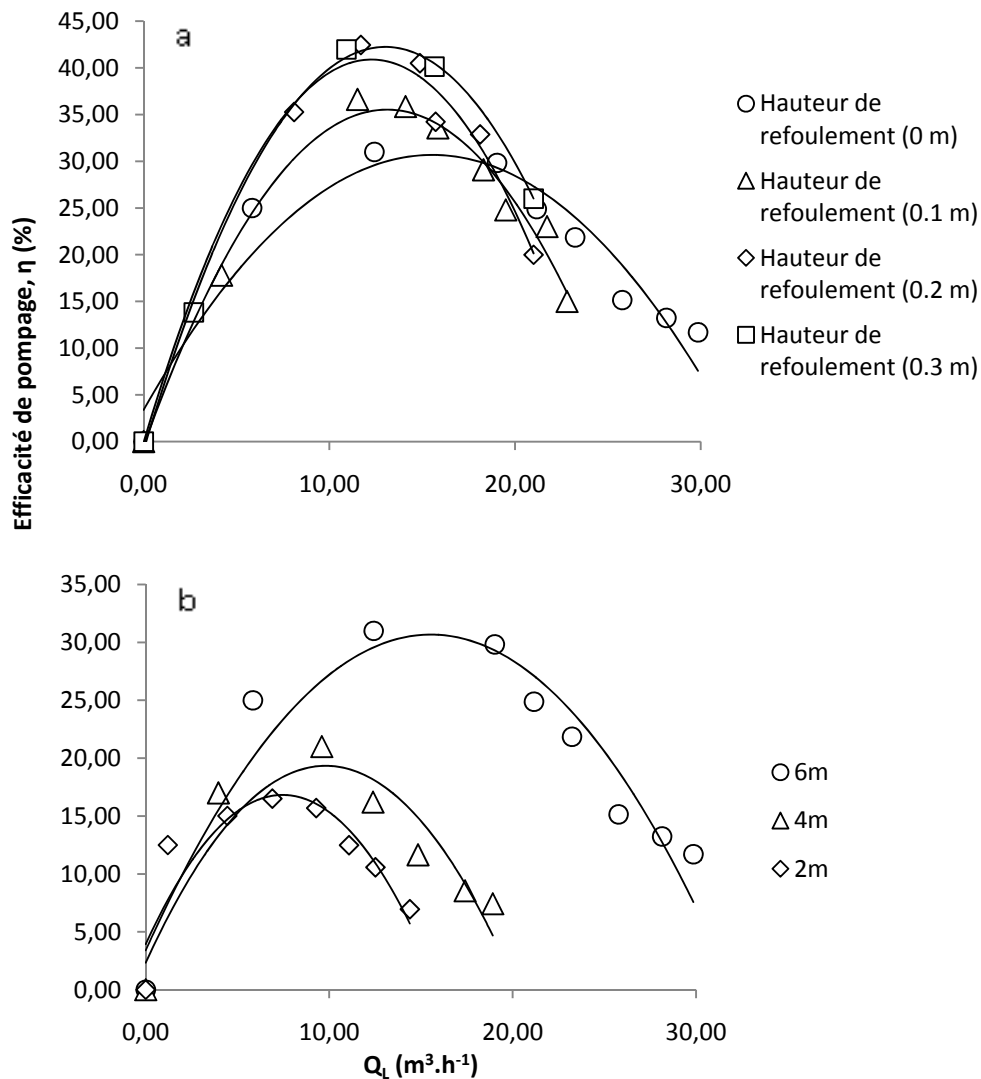


Figure 3-9a-b : Efficacité de pompage de la colonne à dépression en fonction du débit d'eau (Q_L) pour différentes hauteurs de refoulement avec une hauteur d'eau de 6 m (a) et pour différentes hauteurs d'eau sans hauteur de refoulement (b) (eau douce et diffusion fines bulles)

Ce type de résultats a déjà été mis en évidence dans des études précédentes sur les airlifts (Nicklin, 1963 ; Kassab *et al.*, 2009 ; Moran, 2010b). Les efficacités obtenues par Nicklin (1963) variaient entre 20 et 55 % selon le diamètre de l'airlift. Celles obtenues par Kassab *et al.* (2009) étaient situées entre 10 et 45 % selon le ratio de submergence (défini dans le CHAPITRE 2, (§ 2.3.3) et celles obtenues par Moran (2010b) étaient d'environ 25 % selon la hauteur de refoulement.

Sans hauteur de refoulement (Fig. 3-9b), les efficacités de pompage optimales ont été obtenues pour un régime d'écoulement pulsé, soit le plus intéressant en terme de performances hydrauliques (Kassab *et al.*, 2009). Il n'est donc pas justifié d'augmenter le débit d'air au-delà de cette valeur optimale (Awari *et al.*, 2004).

Il faut noter qu'une augmentation de la hauteur de refoulement augmente l'efficacité de pompage même si elle induit une baisse du débit d'eau (Fig. 3-9a). Ceci se traduit par le transfert d'énergie qui agit, à valeur absolue identique, soit par l'augmentation du débit à pression de refoulement plus faible ou l'inverse. Ces résultats sont en accord avec ceux obtenus par Moran (2010b) dont les hauteurs de refoulement variaient de 0,1 à 0,25 m. Nous pouvons cependant supposer que les meilleures efficacités de pompage obtenues avec une hauteur de refoulement importantes sont dues aux débits d'eau relativement importants mesurés dans ces conditions de fonctionnement.

Dans le dimensionnement de la pompe airlift, le ratio de submergence est un facteur significatif pour l'efficacité de pompage (Kassab *et al.*, 2007). L'évolution de l'efficacité de la colonne à dépression en fonction du ratio de submergence présente une allure parabolique (Fig. 3-10) du même type que celles obtenues avec le débit liquide (Fig. 3-9a-b). L'optimum d'efficacité se situe aux alentours de 30 % et se rapproche d'un rapport de 1 lorsque le débit d'air diminue.

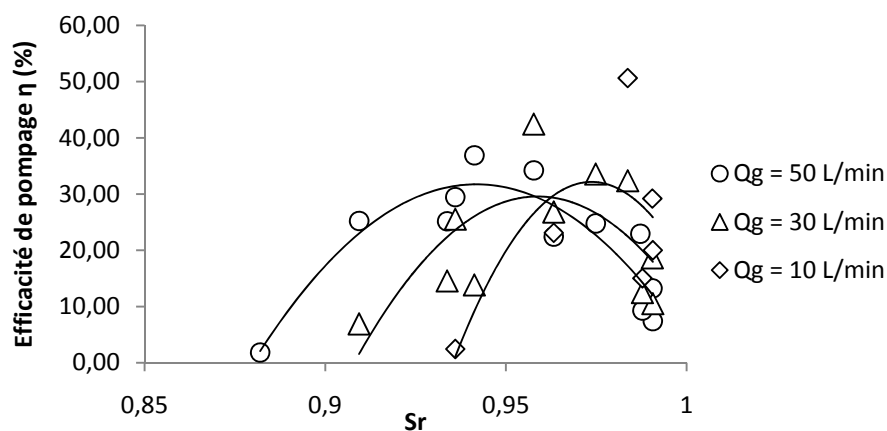


Figure 3-10 : Efficacité de pompage de la colonne à dépression (η) en fonction du ratio de submergence (S_r) pour différents débits d'air en eau douce et avec une diffusion fines bulles.

Le débit d'eau évolue de façon quasi linéaire avec le ratio de submergence (Fig. 3-11). Plus ce ratio augmente (hauteur de refoulement faible et/ou profondeur d'injection importante), plus le débit d'eau délivré par la pompe airlift est important (Wurts *et al.*, 1994 ; Loyless et Malone, 1998 ; Awari *et al.*, 2004). A l'inverse, lorsque le ratio de submergence est trop petit (hauteur de refoulement importante et/ou profondeur d'injection faible), le débit d'eau est insuffisant au regard des besoins de pompage en bassin d'élevage (Parker et Suttle, 1987 ; Loyless et Malone, 1998 ; Awari *et al.*, 2004). La limitation des pompes airlift est donc liée à l'obtention de ratios de submergence importants pour obtenir une efficacité comparable aux autres systèmes de pompage (Kassab *et al.*, 2007). Avec la colonne à dépression fonctionnant avec peu ou pas de hauteur de refoulement, c'est-à-dire avec une profondeur d'injection égale à la longueur du tube, il est possible d'obtenir un ratio de submergence proche de 1.

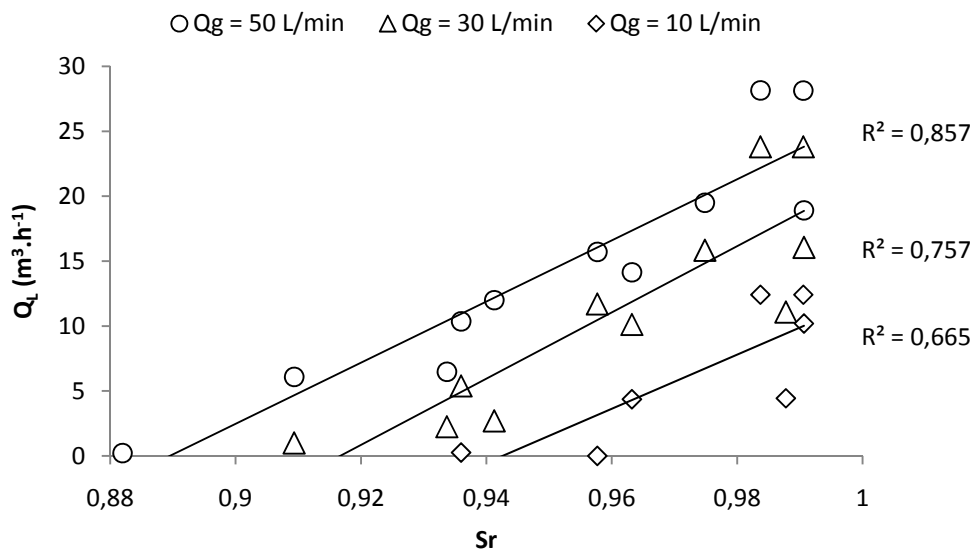


Figure 3-11 : Débits d'eau (Q_L) fournis par la colonne à dépression en fonction du ratio de submergence (Sr) pour différents débits d'air (Q_g) en eau douce et avec une diffusion fines bulles.

3.2.4 Rôle secondaire de la dépression

Dans les colonnes ouvertes avec circulation continue d'eau, l'augmentation du niveau de dépression dans la colonne ne peut pas se faire indépendamment de l'augmentation de la longueur du tube interne (Tableau 3-1). Pour analyser les effets secondaires de la dépression, indépendamment de la hauteur de colonne d'eau dans le tube interne, d'autres expériences ont été conduites en statique dans une colonne de hauteur définie (2 m). Elles ont permis de

mettre en évidence le rôle de la dépression sur la valeur de débit d'air injecté (Fig. 3-12) et sur la valeur de la rétention gazeuse (Fig. 3-13).

En effet, le débit d'air injecté dans l'airlift augmente avec l'augmentation de la dépression qui réduit la pression avale au niveau du diffuseur d'air et donc indirectement augmente la pression relative d'injection au niveau du diffuseur. Pour une dépression de -0.7 bar, le débit d'air injecté augmente ainsi de 2,5 à 3,5 fois selon la profondeur d'injection (Fig. 3-12).

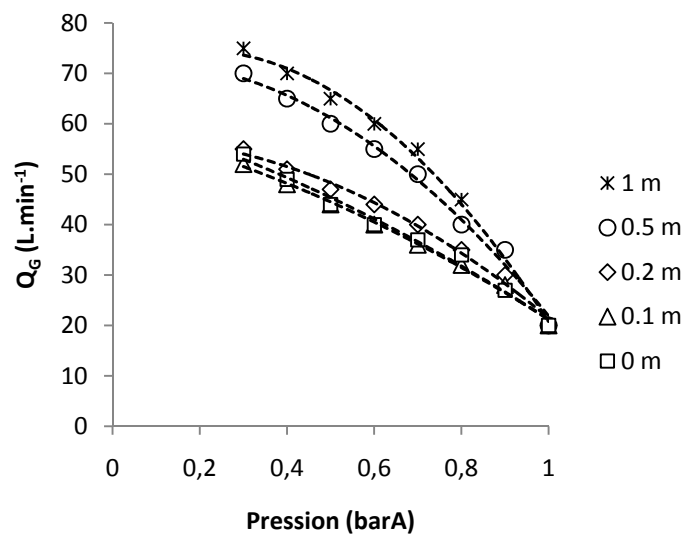


Figure 3-12 : Débit d'air statique (Q_G) en fonction du niveau de dépression (en dessous de la pression atmosphérique) pour différentes profondeurs d'injection en partant d'une valeur de débit d'air injecté sous pression atmosphérique de $20 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$.

De plus, pour un débit d'air maintenu à la valeur souhaitée, une augmentation de la valeur de dépression entraîne une augmentation de la rétention gazeuse quel que soit le type d'eau testé (Fig. 3-13). Cette augmentation, comprise entre 15 et 85 % selon le niveau de dépression et le débit d'air injecté, est due à l'expansion du gaz sous l'effet du vide partiel. Une dépression supérieure induit donc des diamètres de bulles supérieurs en suivant la loi des gaz parfaits, ce qui entraîne, en colonne ouverte, des débits d'eau supérieurs (Awari *et al.*, 2004). Néanmoins, lorsque le volume d'air devient important en colonne fermée avec des débits d'air supérieurs à $40 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$, une coalescence des bulles est observée se traduisant par une diminution de la rétention gazeuse (Fig. 3-13). Le passage d'une pression atmosphérique à une dépression de 0,3 barA devrait théoriquement entraîner une multiplication par 3,3 du volume de gaz en suivant la loi de gaz parfaits, ce phénomène est réduit par la coalescence des bulles.

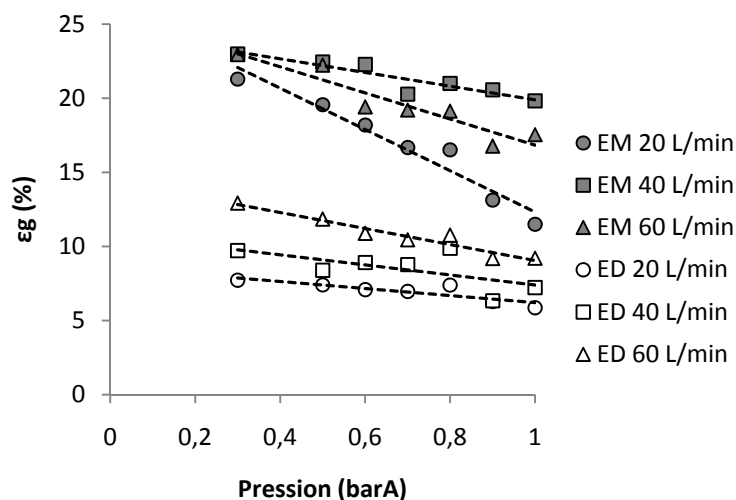


Figure 3-13 : Rétention gazeuse en statique (ϵ_G) en fonction du niveau de dépression (en dessous de la pression atmosphérique) pour différents débits d'air en eau douce (blanc) et en eau de mer (noir).

Ainsi, d'une manière générale, la dépression permet, à hauteur d'eau identique, (1) d'augmenter le débit d'air dans l'airlift par une réduction de la pression au niveau de l'injection (Fig. 3-12), (2) d'augmenter la rétention gazeuse du fait d'une taille moyenne de bulle supérieure (Fig. 3-13) et donc, en circuit ouvert (3) d'augmenter les débits d'eau par l'augmentation de la hauteur d'eau dans le tube interne de montée sans augmenter la pression d'injection d'air (Fig. 3-6a-b).

3.2.5 Influence des conditions d'élevage sur les performances de la colonne à dépression

Lorsque les essais ont été conduits en raccordant la colonne à dépression au bassin d'élevage, les débits d'eau délivrés ont varié durant la journée en relation avec les périodes d'alimentation des poissons (Fig. 3-14) : juste après alimentation, les débits d'eau ont augmenté passant de $15 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ ($200 \text{ L} \cdot \text{min}^{-1}$) à environ $45 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ ($750 \text{ L} \cdot \text{min}^{-1}$). Cette augmentation est clairement corrélée à deux phénomènes : (1) la diminution de la rétention gazeuse de 22 % à environ 5 % et (2) la coalescence des bulles d'air. La conséquence directe est une efficacité de pompage supérieure.

Ces phénomènes sont liés à la présence de lipides dans l'aliment. Ceux-ci réduisent la tension superficielle de l'eau de mer qui passe de $72,9$ à $72,3 \text{ mN} \cdot \text{m}^{-1}$ et accroissent la coalescence des bulles et donc la vitesse ascensionnelle de l'air (Guyon, 2001).

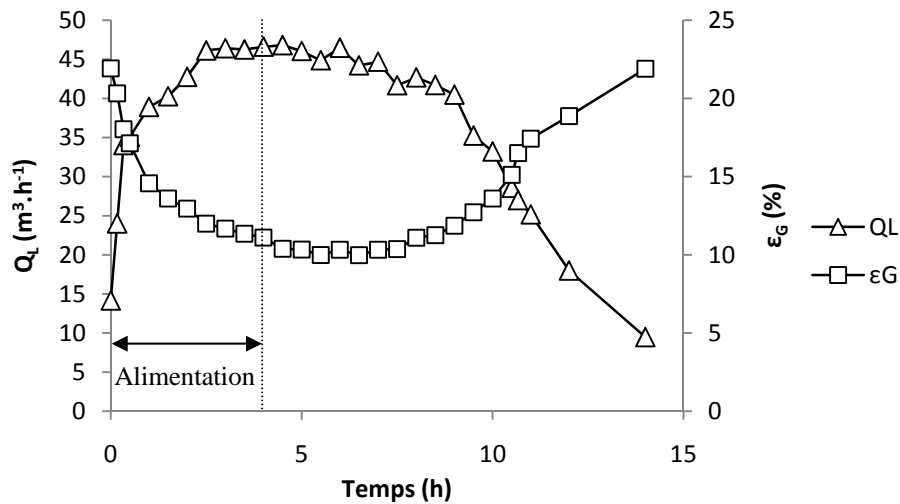


Figure 3-14 : Débit d'eau (Q_L) et rétention gazeuse (ϵ_G) en fonction de l'heure de la journée après alimentation dans un bac d'élevage (l'alimentation a démarré à 0h et a duré 4h, $Q_G = 80 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$, diffusion fines bulles d'air).

Juste après l'alimentation, les débits en eau étaient proches de ceux obtenus en eau douce où le niveau de coalescence était similaire (Fig. 3-15). Ils étaient même de 15 % supérieurs lorsque le débit d'air était au dessus de $30 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$. Ce résultat est cohérent avec l'augmentation de l'efficacité de pompage de l'airlift en fonction des caractéristiques de l'eau, décrite par Khalil et Mansour (1990). Quelques heures après alimentation, l'eau de mer dans le bassin d'élevage a retrouvé ses caractéristiques initiales et les débits d'eau sont revenus progressivement à leur valeur de référence (Fig. 3-14).

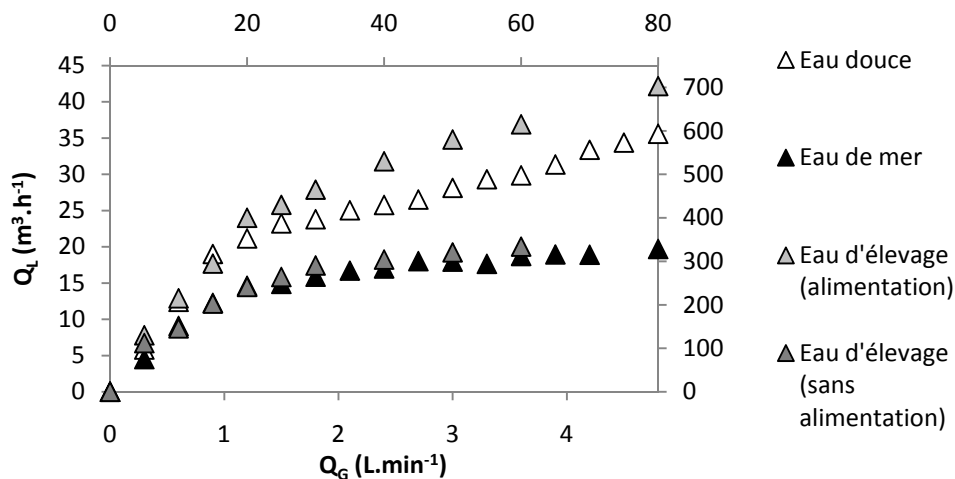


Figure 3-15 : Débit d'eau (Q_L) en fonction du débit d'air injecté (Q_G) pour différents types d'eau (hauteur d'eau de 6 m, diffusion fines bulles et hauteur de refoulement nulle).

De la même façon, la hauteur de refoulement disponible dépend du type d'eau utilisé (Fig. 3-16). Elle est supérieure en eau de mer (jusqu'à 0,8 m pour un débit d'eau égal à 3,5 m³.h⁻¹) mais elle diminue nettement lors de l'apport d'aliment (elle n'est plus que de 0,4 m pour le même débit). Elle est corrélée à la rétention gazeuse : une faible rétention gazeuse (comme en eau douce) correspond à une faible charge disponible, mais à l'inverse à un débit en eau supérieur pour un débit d'air donné (Fig. 3-16).

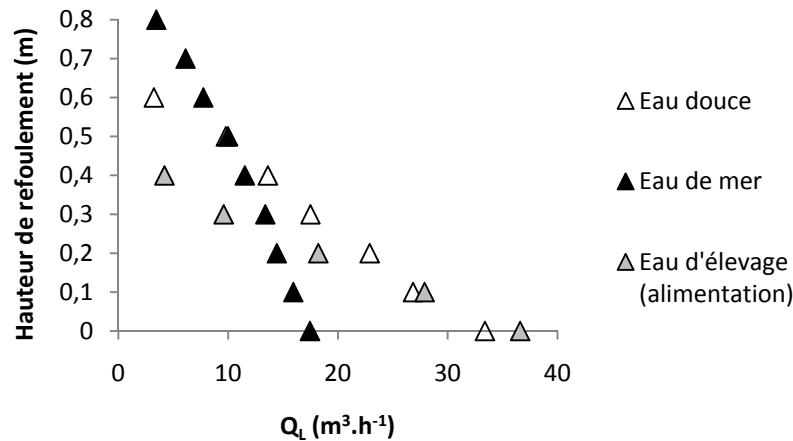


Figure 3-16 : Hauteur de refoulement en fonction du débit d'eau (Q_L) pour différents types d'eau ($Q_G = 60 \text{ L.min}^{-1}$, diffusion fines bulles, longueur de tube = 6 m).

Le produit de la hauteur de refoulement (L) avec le débit d'eau (Q_L) est constant en fonction du débit d'air injecté quelle que soit la hauteur d'eau dans la colonne (Fig. 3-17). Il évolue de façon assez proche avec la puissance nécessaire à l'injection d'air.

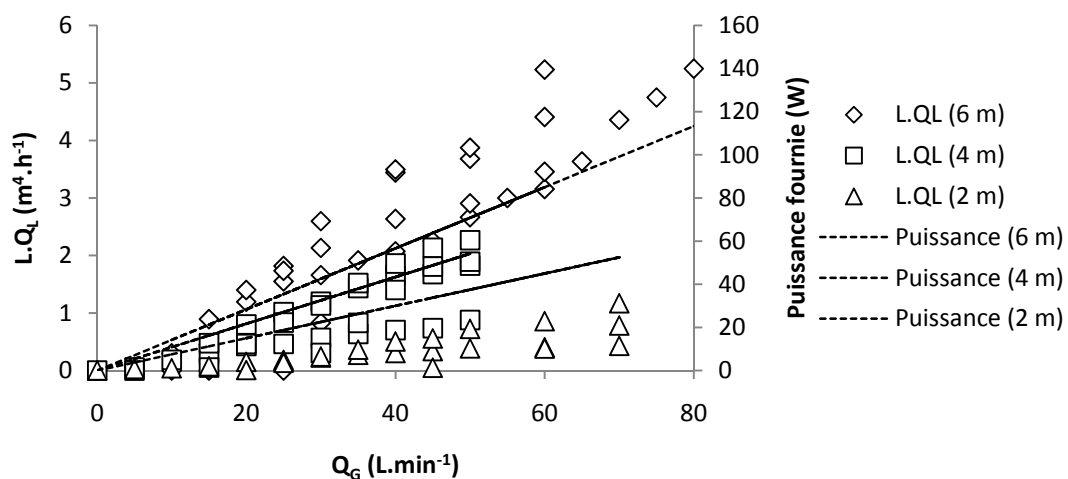


Figure 3-17 : Produit de la hauteur de refoulement avec le débit d'eau ($L.Q_L$) et puissance fournie au niveau de l'injection d'air en fonction du débit d'air (Q_G) pour différentes hauteurs d'eau en eau douce et avec une diffusion fines bulles.

3.2.6 Comparaison des efficacités de différents moyens de pompage

De nombreux moyens de pompage sont disponibles pour le transport hydraulique dans une installation d'élevage mettant en œuvre une recirculation des eaux. Il est cependant difficile de les comparer parce que leurs conditions d'installation et de fonctionnement sont très différentes et peu décrites. Les pompes centrifuges sont généralement utilisées pour des hauteurs de refoulement comprises entre 2 et 16 m alors que les pompes airlifts fonctionnent uniquement pour des hauteurs de refoulement faibles comprises entre 0 et 0,5 m (Fig. 3-18). A faible hauteur de refoulement et en eau douce, il est plus économique d'utiliser une pompe airlift dont la puissance électrique est comprise entre 0,09 et 0,18 KW selon le débit d'air injecté et la valeur de dépression et en prenant en compte les coûts de fonctionnement de la pompe à vide et du compresseur d'air plutôt qu'une pompe centrifuge d'une puissance comprise entre 0,45 et 1,8 KW car son optimum de fonctionnement est situé pour une hauteur de refoulement comprise entre 5 et 10 m. Dans les circuits recirculés fonctionnant avec une perte de charge maximum de 0,3 m, une pompe centrifuge consomme plus de 100 W par mètre de refoulement et par $\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ d'eau transportée (Fig. 3-18). Pour les mêmes conditions, la colonne à dépression consomme environ 60 W, ce qui correspond à une réduction de la consommation d'environ 40 %. Ce résultat est sensiblement meilleur que la réduction d'environ 35 % mentionnée dans d'autres études (Reinemann, 1987 ; Awari *et al.*, 2004 ; Kassab *et al.*, 2009 ; Roque d'Orbcastel *et al.*, 2009). La géométrie de l'airlift et l'ajout de la dépression sont probablement à l'origine de la réduction des coûts énergétiques. Rappelons que dans les conditions testées, la colonne à dépression fonctionne à débit nul lorsque la hauteur de refoulement est supérieure à 0,6 m pour l'eau douce et 0,8 m pour l'eau de mer (Fig. 3-16).

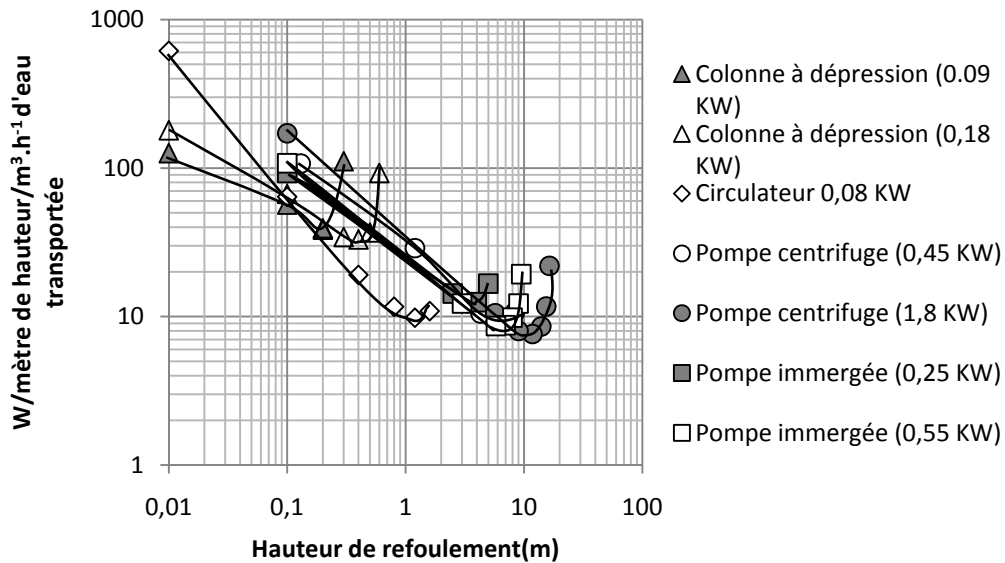


Figure 3-18 : Consommation électrique par mètre de hauteur de refoulement et par $\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ d'eau transportée en fonction de la hauteur de refoulement (m) pour différents types de pompes en eau douce.

3.3 Conclusion

Des différences importantes peuvent être observées au niveau de la rétention gazeuse et des tailles de bulles entre un fonctionnement de la colonne à dépression en eau douce ou en eau de mer. En eau douce, une coalescence des bulles est observée et la rétention gazeuse, comprise entre 2 et 10 % selon le débit d'air est plus faible que celle mesurée en eau de mer et comprise entre 2 et 25 %. Le débit d'eau fourni par la colonne à dépression est augmenté de 30 à 80 % selon le débit d'air et le type d'injecteur utilisé, mais la hauteur de refoulement disponible de 0,6 m maximum est, à l'inverse, plus faible qu'en eau de mer, où elle atteint au maximum 0,8 m.

Pour le transport de l'eau en eau douce ou en eau de mer, il n'est pas nécessaire d'utiliser des diffuseurs d'air car ils n'améliorent pas les performances hydrauliques de la colonne à dépression et nécessitent une pression d'injection supérieure.

En eau douce, l'effet positif de la longueur du tube de montée et du débit d'air et l'effet négatif de la hauteur de refoulement ont été résumés dans une équation empirique qui permet la prédiction du débit d'eau avec une bonne précision.

Une augmentation du niveau de dépression améliore de 75 à 240 % les performances hydrauliques de la colonne selon le débit d'air et la hauteur d'eau et a été utilisée comme une alternative pour augmenter le ratio de submersion sans augmenter la profondeur d'injection.

Dans les circuits recirculés, l'alimentation des poissons entraîne une multiplication immédiate par trois du débit d'eau délivré par la colonne à dépression en raison des modifications de la qualité de l'eau qui influent sur la taille des bulles et la rétention gazeuse.

Dans les circuits recirculés à faible perte de charge (inférieure à 0,3 m), la colonne à dépression permet de réduire les coûts énergétiques d'une pompe centrifuge d'environ 40 % selon la hauteur de refoulement. Pour des hauteurs de refoulement supérieures à 0,5 m, les pompes centrifuges donnent de meilleurs résultats aussi bien en terme de débit d'eau qu'en terme de consommation énergétique.

CHAPITRE 4 - Capacité de transfert de matière de la colonne à dépression - Application aux systèmes recirculés d'aquaculture

La plupart des circuits recirculés d'aquaculture comprennent (1) un système d'oxygénation permettant de maintenir une concentration suffisante en oxygène dans l'eau et (2) une colonne d'échange spécifique capable de dégazer l'excès en CO₂ et N₂. Ces systèmes conventionnels sont de plus en plus remplacés par des airlifts (Blancheton *et al.*, 2007). Ceux-ci sont en effet largement utilisés dans les opérations de transferts de part leur simplicité d'installation et d'utilisation et leur fonctionnement économique (Chaumat *et al.*, 2007b ; Yu *et al.*, 2008). L'objectif de ce chapitre est de caractériser la capacité de transfert de matière d'une colonne à dépression et de la comparer à d'autres systèmes utilisés en aquaculture.

La capacité de transfert de matière de l'airlift sera analysée au travers du calcul du coefficient de transfert (K_{La}) associé à des expérimentations d'absorption et de désorption pour deux gaz, l'oxygène (O₂) et le dioxyde de carbone (CO₂). Les variables opératoires seront le débit d'air, la longueur du tube interne à la base duquel l'air est injecté, le type d'injecteur d'air, la température et la valeur de la dépression en haut de la colonne.

Ces calculs de K_{La} seront effectués en eau douce, en eau de mer puis en eau d'élevage afin d'évaluer notamment l'effet d'un apport d'aliment qui modifie momentanément les caractéristiques de l'eau.

Une relation empirique sera proposée permettant de simuler les valeurs de K_{La} en fonction de du type de diffuseur et du débit d'air injecté.

Les principaux résultats présentés dans ce chapitre ont fait l'objet d'une publication « in press » dans *Aquacultural Engineering* :

Barrut, B., Blancheton, J.P., Champagne, J.Y., Grasmick, A., 2011. Mass transfer efficiency of a vacuum airlift – Application to water recycling in aquaculture systems. (Annexe 4)

4.1 Conditions spécifiques de travail

4.1.1 Paramètres testés

Le montage expérimental et le protocole d'expérimentation sont détaillés dans le CHAPITRE 2 (§ 2.1). Pour mieux comprendre et quantifier l'influence et la combinaison des paramètres principaux sur les transferts de matière, une approche expérimentale spécifique a été

définie où les variations et valeurs des différents paramètres testés sont résumées dans le tableau 4-1. Ces différents paramètres ont été choisis car ils ont une influence sur le $K_L a$ à travers, notamment, la taille des bulles et la valeur de rétention gazeuse, ils ont donc été étudiés en priorité.

Tableau 4-1 : Différents paramètres testés en désorption de CO_2 pour l'étude du transfert de masse de la colonne à dépression

Hauteur d'eau H (m)	Dépression (bar)	Type d'eau	Température (°C)	Type d'injecteur	Débit d'air Q_G (L.min ⁻¹)
6	-0,5	Eau de mer	7	Microbulles	20, 40 et 60
				Finesbulles	20, 40 et 60
				Tuyau ouvert	20, 40 et 60
		Eau douce	22	Finesbulles	40
			7	Microbulles	40
				Fine bulles	40
4	-0,3	Eau de mer	22	Tuyau ouvert	40
2	-0,15	Eau de mer	22	Finesbulles	40
				Finesbulles	40

L'effet du débit d'eau sur l'efficacité de transfert de masse a été testé pour des débits de 5, 10 et 15 m³.h⁻¹. Comme le débit d'eau est dépendant du débit d'air, une vanne a été placée en sortie de colonne, de façon à contrôler le débit d'eau.

Les valeurs de $K_L a$ ont été calculées en utilisant les Eq. 33 à 36 (§ 2.4.2) qui supposent l'ensemble du système, colonne et bac tampon, comme parfaitement mélangé.

4.1.2 Rappels

Quelques éléments du comportement de la colonne airlift, décrits dans le CHAPITRE 3 et qui peuvent avoir un impact sur le transfert de matière, sont rappelés ci-après :

- En eau douce, la taille des bulles est apparue quelque peu indépendante du type d'injecteur, du fait de phénomènes de coalescence rapides. A l'inverse, cette taille est très dépendante du type de diffuseur en eau de mer.
- A débit d'air fixé, la rétention gazeuse est indépendante du type d'injecteur en eau douce, alors qu'en eau de mer, elle apparaît en être très dépendante. Pour les deux types d'eau, elle apparaît comme une fonction croissante du débit d'air.

Le transfert de matière devrait donc en principe être plus intense en eau de mer avec des diffuseurs micro et fines bulles, conditions pour lesquelles le diamètre des bulles est le plus petit et la rétention gazeuse est la plus grande, soit pour les aires d'échange les plus grandes.

4.2 Résultats et discussion

4.2.1 Dégazage du CO₂ dans la colonne à dépression

4.2.1.1 Influence de la taille des bulles et du débit d'air

La figure 4-1 présente l'importance du débit d'air sur le dégazage de CO₂ dans une eau de mer avec les trois types d'injecteurs. La cinétique de diminution de la concentration en CO₂ pour les différentes configurations donne une information sur la vitesse de dégazage. D'une façon générale, à débit d'air identique, ces résultats confirment l'intérêt des diffuseurs micro et fines bulles qui permettent l'obtention d'une vitesse de dégazage plus rapide : l'utilisation de diffuseurs fines bulles ou microbulles à la place d'une injection en tuyau ouvert a permis d'augmenter la vitesse de dégazage du CO₂ d'environ 18 % et 26 % respectivement.

Il apparaît que plus le débit d'air est faible plus le type de diffuseur a une influence sur la vitesse de dégazage. Une augmentation du débit d'air de 20 à 40 L.min⁻¹ puis de 40 à 60 L.min⁻¹ permet une augmentation de la vitesse de dégazage du CO₂ d'environ 22 % puis d'environ 18 %. Le rôle positif du débit d'air sur la vitesse de dégazage apparaît donc clairement quel que soit le type de diffuseur et son augmentation dans la colonne interne est donc très favorable au transfert de matière, notamment en présence d'une diffusion microbulles. Les plus petites bulles peuvent, en effet, rester en suspension dans la couronne externe lorsque les débits d'air et de liquide sont élevés, ce qui est positif pour le transfert de matière.

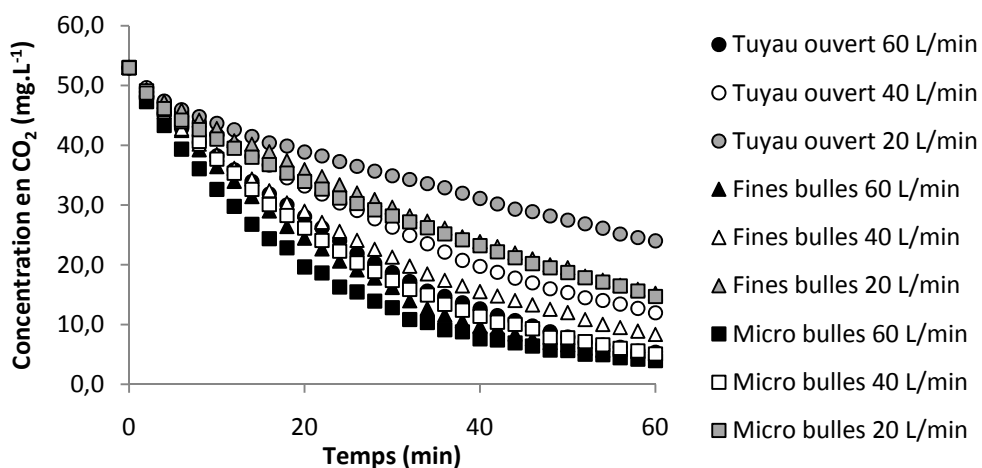


Figure 4-1 : Concentration en CO₂ dissous dans l'eau (moyenne \pm sd, n = 3) en fonction du temps pour différents débits d'air (20, 40 et 60 L.min⁻¹) et pour différents types d'injecteur (tuyau ouvert, fines bulles et microbulles) en eau de mer avec une longueur de tube de 6 m.

La figure 4-2 présente l'évolution croissante des valeurs de K_{La} en fonction du débit d'air pour les trois diffuseurs. Quel que soit le débit d'air, les valeurs de K_{La} augmentent avec l'utilisation de diffuseurs permettant l'obtention de bulles plus petites. Celles-ci augmentent (1) la surface spécifique intrinsèque développée et (2) la rétention gazeuse dans le système. Ces résultats sont en accord avec de nombreuses études (Letzel *et al.*, 1999 ; Vandu et Krishna, 2004 ; Painmanakul *et al.*, 2005 ; Chaumat *et al.*, 2005a ; Chaumat *et al.*, 2007b ; Contreras, 2007). Toutefois, les très petites bulles générées, d'un diamètre inférieur à 1 mm, peuvent être entraînées non seulement dans la couronne externe, mais aussi dans le bac d'élevage, ce qui est susceptible de causer des dommages aux poissons (Hussenot, 1987).

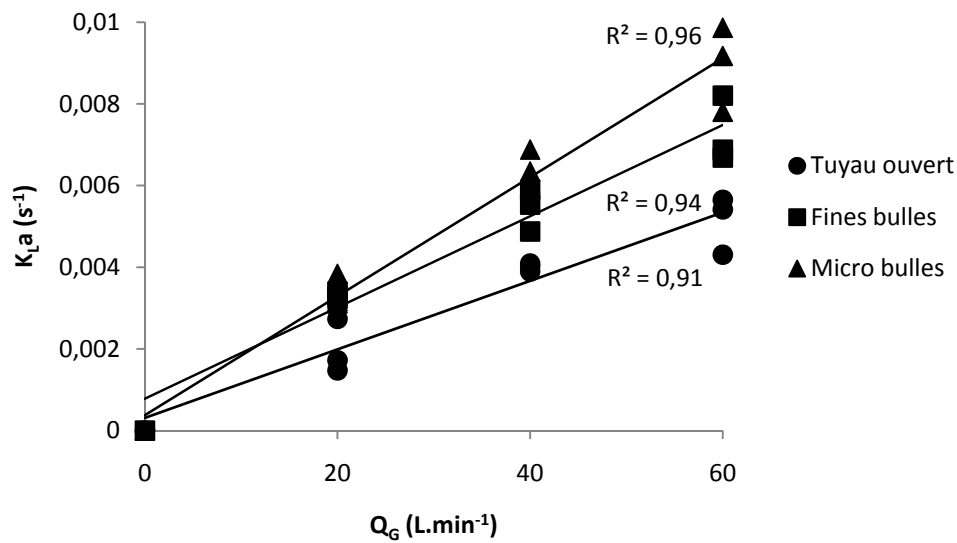


Figure 4-2 : Coefficient (K_{La}) de transfert de masse en fonction du débit d'air (Q_G) de 20, 40 et 60 $L.min^{-1}$ pour différents types d'injection (tuyau ouvert, fines bulles, microbulles) en eau de mer et avec une longueur de tube de 6 m.

L'analyse de tous les résultats obtenus à partir des expérimentations sur le transfert de matière de la colonne à dépression, en eau douce et en eau de mer, pour différentes tailles de bulles et pour différents débits d'air injectés, a permis de proposer une relation empirique pour prédire le coefficient K_{La} . La relation proposée ci-dessous est utilisable pour une colonne à dépression de 6 m de hauteur fonctionnant avec des débits d'air compris entre 20 et 60 $L.min^{-1}$:

$$K_{La} = (0.9 - 62D_b)Q_G \quad (45)$$

où $K_{L,a}$ est le coefficient de transfert masse (s^{-1}), D_b est le diamètre moyen des bulles (m) et Q_G est le débit d'air ($m^3.s^{-1}$). La figure 4-3 présente une bonne corrélation ($R^2 = 0,872$) entre les valeurs prédites par cette relation et les valeurs expérimentales.

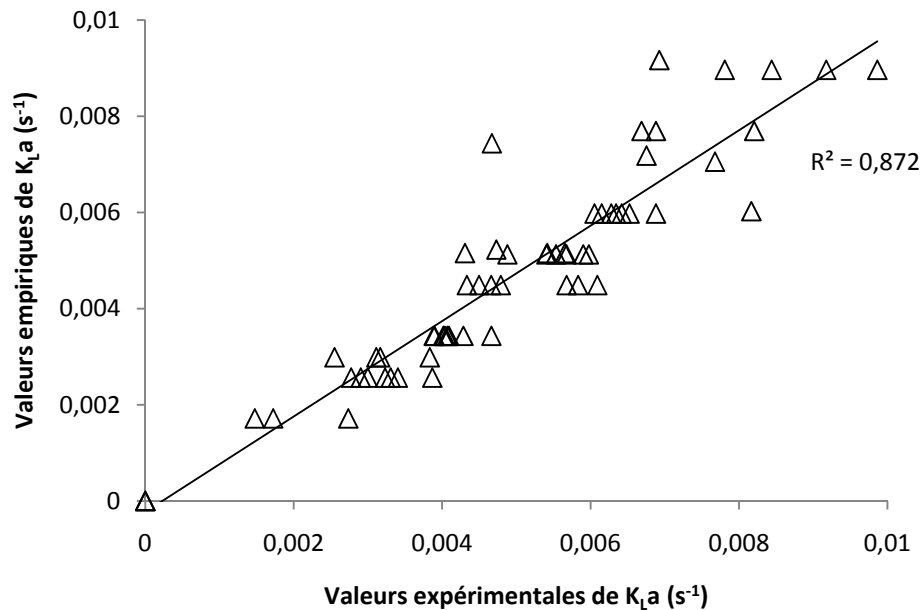


Figure 4-3: Valeurs de $K_{L,a}$ obtenues à partir de la relation empirique en fonction des valeurs expérimentales

4.2.1.2 Influence du débit d'eau

L'effet du débit d'eau est présenté figure 4-4. Lors des mesures, le débit d'air a été fixé et le débit d'eau variait à l'aide d'une vanne spécifique. Comme cela est souvent mentionné dans la littérature (Grasmick, *comm. pers.*), le débit d'eau a un impact moindre sur le $K_{L,a}$ que le débit d'air. Une légère augmentation du coefficient de transfert de masse a malgré tout été observée, notamment pour des débits d'air de $60 L.min^{-1}$ (Fig. 4-4). Ces résultats peuvent être corrélés à l'accumulation des plus fines bulles d'air dans la couronne externe de la colonne pour les débits d'eau importants, l'augmentation de la rétention gazeuse et la surface spécifique développée gaz/liquide qui en résultent sont bien entendu favorables au transfert.

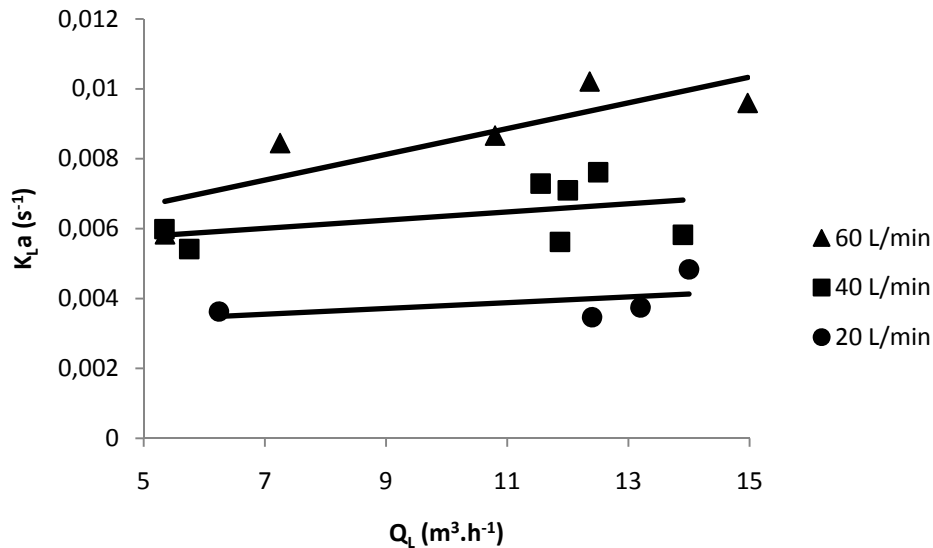


Figure 4-4 : Relation entre le coefficient de transfert de masse $K_{L,a}$ et le débit d'eau (Q_L) pour différents débit d'air (20, 40 et 60 L.min⁻¹) en eau de mer avec une injection fines bulles et une longueur de tube de 6 m.

4.2.1.3 Influence du niveau de dépression

L'influence du niveau de dépression a été étudiée à partir de deux types d'expérimentations concernant:

- la variation de la hauteur de colonne à dépression (Tableau 4-2, Fig. 4-5)
- la variation de la valeur de dépression au sommet d'une airlift spécifique de 2 m de hauteur, fonctionnant en statique, sans circulation d'eau (Fig. 4-6).

Concernant le premier type d'expérimentation, trois hauteurs d'eau dans la colonne à dépression ont été testées 2, 4 et 6 m. Les résultats ont montré que la hauteur n'a pas d'effet sur le coefficient de transfert de matière (Tableau 4-2, Fig. 4-5): les valeurs moyennes de $K_{L,a}$ étaient assez proches et comprises entre 0,0072 et 0,0075 s⁻¹.

Ces résultats a priori surprennent dans le sens où le phénomène de dégazage devrait être plus important avec l'augmentation de la dépression en tête de colonne, qui devrait présenter deux effets positifs : (1) augmentation de la hauteur de colonne d'eau dans le tube interne et donc augmentation du temps de contact, et (2) diminution de la pression opératoire favorable au dégazage de soluté (loi de Henry). Enfin, l'augmentation de la vitesse de circulation de l'eau qui augmente avec la hauteur d'eau et donc la dépression (§ 3.2.2.2), se traduit aussi par un effet positif du transfert, même s'il est mineur (Fig. 4-4).

Tableau 4-2 : Valeur de K_{La} pour différentes longueurs de tube (2, 4 et 6 m) avec un débit d'air de 40 L.min⁻¹ et une injection fines bulles en eau de mer. Les écarts-type sont obtenus à partir d'un nombre n=3 répétitions.

Hauteur d'eau (m)	Dépression (bar)	K_{La} (s ⁻¹)
2	-0,15	0,00725 ± 0,00022
4	-0,3	0,00718 ± 0,00009
6	-0,5	0,00753 ± 0,00013

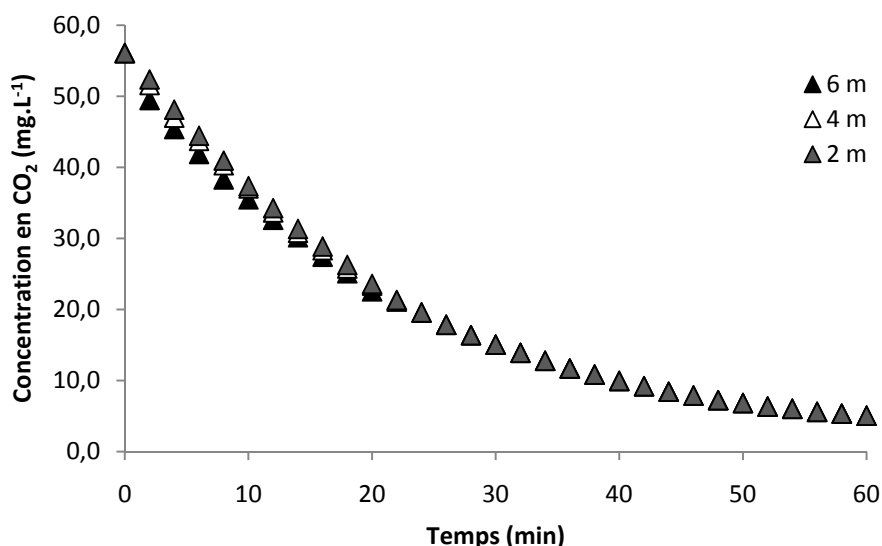


Figure 4-5 : Concentration en CO₂ dissous dans l'eau (moyenne ± sd, n = 3) en fonction du temps pour différentes longueurs de tube (2, 4 et 6 m) avec une injection fines bulles et un débit d'air de 40 L.min⁻¹ en eau de mer.

Pour le second type d'expérimentations, trois niveaux de dépression ont été testés (Fig. 4-6). Un effet positif de la dépression sur le coefficient de transfert de masse a été mis en évidence pour le dégazage en CO₂, avec une augmentation de 16 % du K_{La} pour une chute de la pression de la valeur atmosphérique à une valeur de (-0,5 bar). Cette augmentation peut être due à (1) l'augmentation de la rétention gazeuse (§ 3.2.4) et à (2) la diminution de la solubilité du CO₂ dans l'eau (loi de Henry). A l'inverse, la diminution de la pression entraîne une augmentation du diamètre moyen des bulles de gaz (loi des gaz parfaits).

Au regard de ces résultats limités, il peut être préférable, comme le recommandent certains auteurs, d'augmenter, à l'inverse, la pression hydraulique pour obtenir des bulles de tailles inférieures qui augmentent l'aire d'échange et la rétention gazeuse (Letzel *et al.*, 1999 ; Kang *et al.*, 1999, 2000), même si une diminution de la taille des bulles conduit à moins de turbulence et donc à un K_L inférieur. Toutefois, l'augmentation du K_L avec le débit d'eau reste peu significative (Fig.4-4).

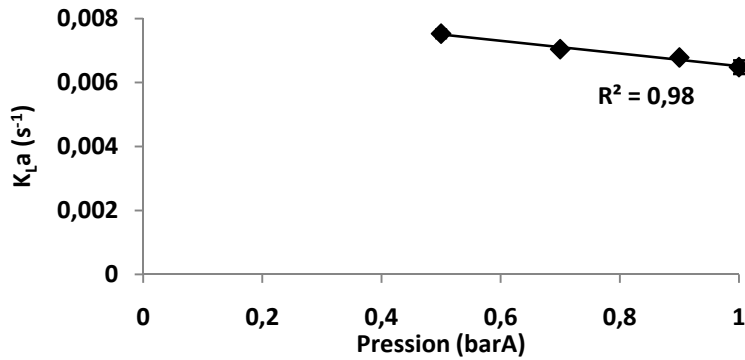


Figure 4-6 : Relation entre le coefficient de transfert de masse K_{La} (moyenne \pm sd, $n = 3$) et le niveau de dépression (en dessous de la pression atmosphérique) en eau de mer avec un débit d'air de $40 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$ et une longueur de tube de 6 m.

Le résultat marquant de ces expériences est que le coefficient de transfert, obtenu avec une colonne à dépression de 2 m de hauteur, apparaît identique à celui obtenu avec une colonne plus haute. La raison pourrait être que les deux premiers mètres sont déterminants pour la vitesse de dégazage. Au-delà de cette hauteur, l'augmentation du transfert n'est pas détectable avec les moyens techniques dont nous disposons. Ainsi, il ne semble pas nécessaire d'augmenter la hauteur de colonne interne, et donc la dépression, pour obtenir un transfert de CO_2 supérieur.

4.2.1.4 Influence de la salinité

De façon surprenante, malgré des comportements très différents des colonnes en eau de mer et en eau douce, notamment au niveau de la taille moyenne des bulles et de la rétention gazeuse, les vitesses de dégazage pour ces deux types d'eau sont proches quel que soit le type d'injecteur utilisé (Fig. 4-7). Les différences de K_{La} obtenues entre les deux types d'eau ne sont pas significatives ($P < 0,001$). Moran (2010a,b) a également montré que la salinité n'a pas d'influence sur l'efficacité des transferts de matière. Il a suggéré que cela était dû à la faible efficacité de dégazage de l'airlift.

Néanmoins, les concentrations à saturation des solutés en équilibre avec l'atmosphère dans l'eau de mer sont inférieures à celles en eau douce (Tableau 2-1) et l'intensité de transfert en est modifiée, ce qui peut modifier indirectement la valeur de K_{La} . Il est aussi important de prendre en compte la spécificité du CO_2 qui réagit chimiquement avec l'eau. Ces réactions sont dépendantes de la température de l'eau et de sa composition ionique (Moran, 2010a). Les différences de composition ionique entre l'eau douce et l'eau de mer pourraient aussi être à l'origine de l'obtention de coefficients de transfert équivalents. Enfin, la résistance

au transfert pourrait être du à la présence d'un film halin en au niveau de la surface de la bulle en eau de mer.

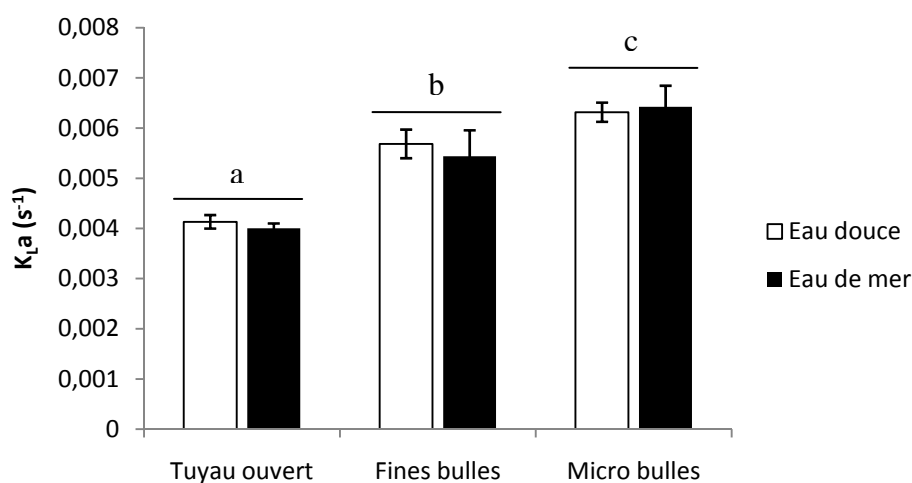


Figure 4-7 : Valeur de $K_{L}a$ (moyenne \pm sd, $n = 3$) pour différents types d'injecteur (tuyau ouvert, fines bulles et microbulles) en eau douce et en eau de mer avec un débit d'air de $40 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$ et une longueur de tube de 6 m. Les résultats de l'ANOVA et des comparaisons multiples sont indiqués sur la figure.

4.2.1.5 Influence de la température de l'eau

L'augmentation de la température de 7 à 22°C améliore significativement les vitesses de dégazage de CO_2 ($P < 0,002$) : la valeur moyenne du $K_{L}a$ est de $0,0075 \text{ s}^{-1}$ à 22°C alors qu'elle n'est que de $0,0055 \text{ s}^{-1}$ à 7°C (Fig. 4-8). Lorsque ces valeurs de $K_{L}a$ sont ramenées à la température de référence de 20°C (Eq. 36), les valeurs obtenues sont semblables et égales à $0,007 \text{ s}^{-1}$, ce qui confirme le seul effet de la température.

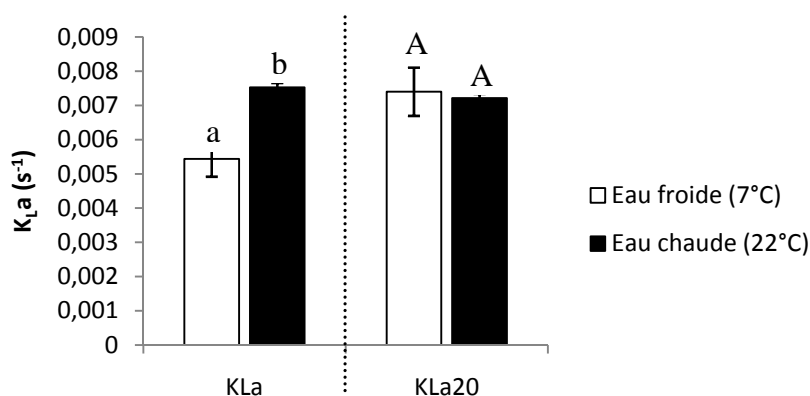


Figure 4-8 : Valeur du $K_{L}a$ (moyenne \pm sd, $n = 3$) pour différentes températures d'eau (7 et 22°C) en eau de mer avec un débit d'air de $40 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$ et une longueur de tube de 6 m. Les résultats de l'ANOVA et des comparaisons multiples sont indiqués sur la figure.

4.2.2 Transfert d'oxygène

La quantification du transfert d'oxygène a été réalisée de deux façons :

- En dégazage, en partant d'une sursaturation en oxygène dans l'eau de 223,5 % (*i.e.* 20,72 mg.L⁻¹ d'oxygène dissous)
- En oxygénation, par aération d'une eau préalablement désoxygénée à environ 1,4 % (*i.e.* 0,13 mg.L⁻¹ d'oxygène dissous)

Le système initial est considéré comme parfaitement mélangé et la concentration en oxygène dissous a été tracée en fonction du temps (Fig. 4-9a).

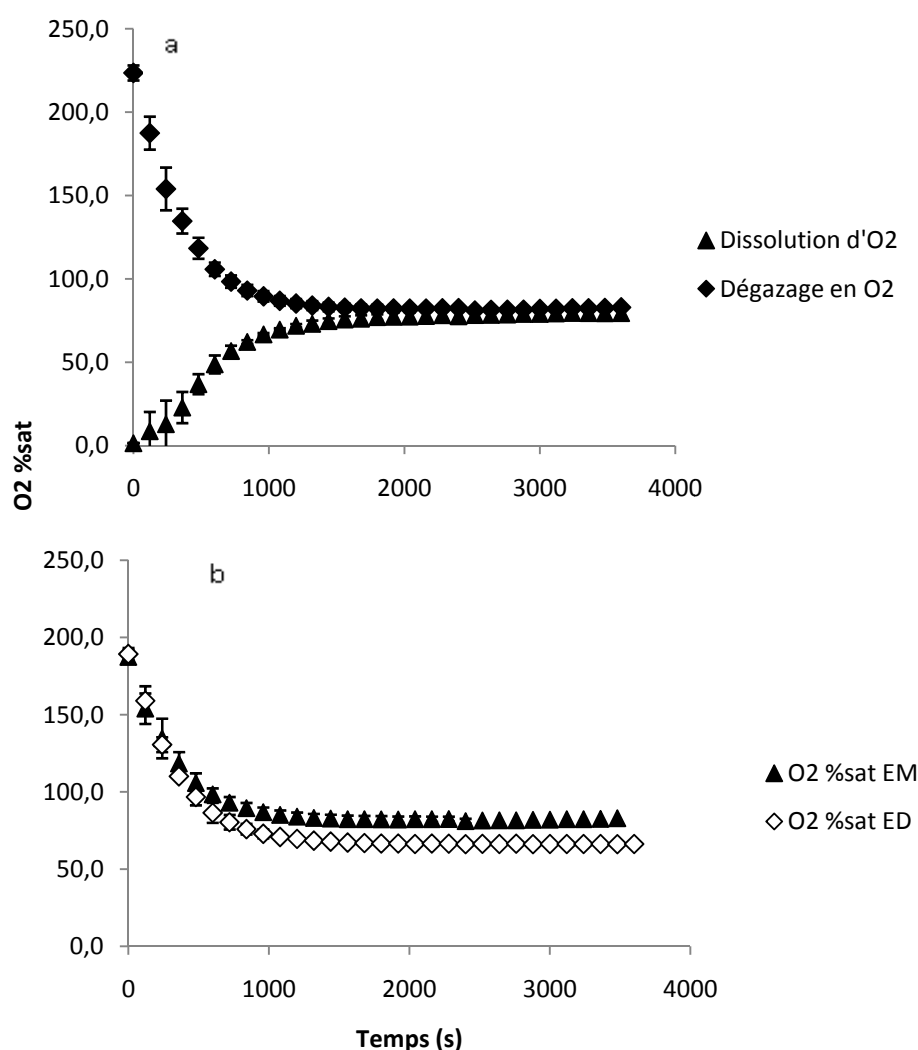


Figure 4-9a-b : Evolutions de la teneur en O₂ (% par rapport à la saturation, moyenne \pm sd, n = 3) en fonction du temps lors d'opérations d'absorption et de désorption en eau de mer (a) et de désorption en eau douce (blanc) et en eau de mer (noir) (b) - Débit d'air de 40 L.min⁻¹ et hauteur d'eau dans le tube interne de 6 m.

Dans les deux cas, une asymptote est atteinte après 30 minutes de fonctionnement, pour une valeur de concentration proche de 80 % de la saturation (*i.e.* 7,5 mg.L⁻¹ d'oxygène dissous).

Les valeurs moyennes de K_{La} , obtenues dans des conditions comparables (diffusion fines bulles à 40 L.min⁻¹) rapportées à 20°C, sont respectivement égales à 0,0233 s⁻¹ en absorption et 0,0319 s⁻¹ en désorption (Tableau 4-3). La vitesse de transfert pour le dégazage d'oxygène apparaît supérieure d'environ 20 %, probablement par le fait de la présence de la dépression qui a un effet positif sur la désorption (avec le CO₂, la désorption en présence d'une dépression a été augmentée de 16 %).

La comparaison des vitesses de désorption d'O₂ en eau douce et en eau de mer est présentée figure 4-9b. L'écart est peu significatif, seule la valeur du palier diffère quelque peu. En eau douce la valeur atteinte de 66 %sat et est plus faible que celle atteinte en eau de mer de 82 %sat. Cet écart pourrait être lié aux valeurs de dissolution à saturation qui sont sensiblement différentes (Tableau 2-1). Les valeurs de K_{La} sont néanmoins restées proches avec une valeur moyenne de 0,0319 s⁻¹ pour l'eau de mer et de 0,0301 s⁻¹ pour l'eau douce (Tableau 4-3).

Tableau 4-3 : Comparaison des valeurs de $K_{La_{20}}$, capacités maximales de transfert et efficacités énergétiques de transfert obtenues pour l'O₂ en absorption et en désorption et pour le CO₂ (moyenne ± sd, n = 3) en désorption en eau douce et en eau de mer avec la colonne à dépression pour un débit d'air de 40 L.min⁻¹ et une longueur de tube de 6 m.

	Eau de mer		Eau douce
	Absorption	Désorption	Désorption
$K_{La_{20}O_2}$ (s ⁻¹)	0,0233	0,0319	0,0301
$K_{La_{20}CO_2}$ (s ⁻¹)	-	0,00721	0,00706
Capacité maximale de transfert (KgO ₂ .m ⁻³ .s ⁻¹)	1,74.10 ⁻⁴	2,32.10 ⁻⁴	2,76.10 ⁻⁴
Capacité maximale de transfert (KgCO ₂ .m ⁻³ .s ⁻¹)	-	3,03.10 ⁻⁶	3,56.10 ⁻⁶
Puissance requise (W.m ⁻³)	551,5	551,5	551,5
Efficacité énergétique de transfert (KgO ₂ .KW.h ⁻¹)	1,13	1,52	1,80
Efficacité énergétique de transfert (KgCO ₂ .KW.h ⁻¹)	-	0,020	0,023

Les valeurs de la capacité maximale de transfert d'oxygène (ou apport horaire) et de l'efficacité de transfert d'oxygène (ou apport spécifique) en absorption et désorption ont été calculées à partir des équations (37) et (38). Les résultats sont présentés dans le tableau 4-3. Les capacités maximales de transfert étaient de 1,74.10⁻⁴ KgO₂.m⁻³.s⁻¹ en absorption et de 2,32.10⁻⁴ KgO₂.m⁻³.s⁻¹ en désorption, ces deux valeurs étant supérieures aux valeurs obtenues

par Loyless et Malone (1998), comprises entre $3,89 \cdot 10^{-6}$ et $4,72 \cdot 10^{-6}$ $\text{KgO}_2 \cdot \text{s}^{-1}$ mais pour un airlift de taille inférieure.

Relativement à la puissance dissipée pour l'injection d'air dans la colonne interne, les efficacités de transfert moyennes sont de $1,13 \text{ KgO}_2 \cdot \text{KW} \cdot \text{h}^{-1}$ en absorption et de $1,52 \text{ KgO}_2 \cdot \text{KW} \cdot \text{h}^{-1}$ en désorption (Tableau 4-3).

La colonne à dépression a une meilleure efficacité de transfert en désorption qu'en absorption, dû à l'effet de la dépression. En aquaculture, celle-ci est comprise entre 0,5 et 1,5 $\text{KgO}_2 \cdot \text{KW} \cdot \text{h}^{-1}$ pour des conditions habituelles et des systèmes d'aération classiques tels que les colonnes à garnissage, les systèmes de diffusion d'air, les aérateurs de surface et les hydro-injecteurs (Jensen *et al.*, 1989 ; Loyless et Malone, 1998).

4.2.3 Comparaison des dégazages CO_2/O_2

Une différence entre les K_{La} du CO_2 et de l' O_2 a été observée pour des conditions semblables de fonctionnement (diffusion fines bulles à $40 \text{ L} \cdot \text{min}^{-1}$), ces valeurs ont été rapportées à 20°C (Tableau 4-3). Avec l'oxygène, les K_{La} sont respectivement de $0,0301 \text{ s}^{-1}$ et $0,0319 \text{ s}^{-1}$ en eau douce et en eau de mer, alors que pour le dioxyde de carbone, elles sont respectivement de $0,00706 \text{ s}^{-1}$ et $0,00721 \text{ s}^{-1}$, soit plus de quatre fois inférieures. Dans les deux cas, le transfert est apparu indépendant de la salinité.

Cette différence significative, alors que la taille des bulles d'air et les débits d'air étaient comparables, ne peut pas s'expliquer par la faible différence de diffusivité dans l'eau entre les deux composés : $1,97 \cdot 10^{-9} \text{ m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$ pour l'oxygène dans une eau à 20°C , et $1,73 \cdot 10^{-9} \text{ m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$ pour le CO_2 (Lide, 1998). De plus, si la solubilité du CO_2 est quarante fois plus élevée que celle de l' O_2 (environ 1650 contre 44 $\text{g} \cdot \text{m}^{-3}$ à 20°C sous une atmosphère de gaz pur, Lide, 1998), la solubilité n'intervient pas directement sur la valeur du coefficient de transfert mais uniquement sur la valeur de concentration de saturation du gaz à l'équilibre dans le liquide, prise en compte lors des calculs. Il est ainsi fort probable que les écarts observés soient principalement liés à la réactivité du CO_2 dissous avec les ions hydroxydes de l'eau : la désorption du CO_2 augmente, ce qui est défavorable au dégazage. Ces réactions faussent les estimations du coefficient de transfert (Moran, 2010a).

Les valeurs de capacités maximales de transfert obtenues avec la colonne à dépression pour dégazer le CO_2 *i.e.* $3,56 \cdot 10^{-6}$ en eau douce et $3,03 \cdot 10^{-6}$ en eau de mer (Tableau 4-3) sont néanmoins supérieures à celles obtenues par d'autres installations airlifts pour les mêmes débits d'air injectés. Loyless et Malone (1998) ont trouvé des capacités maximales de

transfert comprises entre $0,1 \cdot 10^{-6}$ et $0,2 \cdot 10^{-6}$ $\text{KgCO}_2 \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{s}^{-1}$ et Moran (2010b) a trouvé des capacités maximales de transfert comprises entre $0,03 \cdot 10^{-6}$ et $0,2 \cdot 10^{-6}$ $\text{KgCO}_2 \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{s}^{-1}$. Les principales différences entre notre airlift et ceux de ces études sont (1) un volume supérieur de la colonne à dépression, (2) l'ajout de la dépression et (3) une taille moyenne des bulles inférieure obtenue à travers l'utilisation de diffuseurs fines bulles.

4.2.4 Tests en conditions d'élevage

Dans un circuit recirculé d'aquaculture, les capacités de transfert de matière varient largement durant la journée, plus particulièrement lorsque l'aliment est ajouté au système (Fig. 4-10 et 4-11). L'addition d'aliment pour les poissons modifie la qualité de l'eau, notamment par l'apport en lipides dont la présence réduit la tension superficielle de l'eau de mer facilitant la coalescence des bulles et diminuant la rétention gazeuse donc la surface d'échange (Guyon *et al.*, 2001). Ces phénomènes successifs diminuent significativement la concentration en gaz dissous dans l'eau pendant l'opération (Fig. 4-10). De plus, l'action des lipides diminue les transferts entre phases au niveau des interfaces en raison de leur caractère hydrophobe, comme signalé par Painmanakul *et al.* (2005). Enfin, la coalescence des bulles augmente la vitesse de circulation de l'eau dans la colonne à dépression, ce qui entraîne une diminution du temps de résidence du liquide dans la colonne *i.e.* le temps mis par le liquide pour traverser la colonne. Les échanges gaz/liquide sont donc réduits et les concentrations différentielles entrée/sortie d' O_2 et de CO_2 diminuent, passant de 2 à $0,5 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ après alimentation (Fig. 4-10). Pour l' O_2 , les $K_L a$ sont ainsi compris entre $0,05 \text{ s}^{-1}$ et $0,02 \text{ s}^{-1}$ selon la qualité de l'eau et pour un débit d'air injecté de $80 \text{ L} \cdot \text{min}^{-1}$ en diffusion fines bulles. Pour le CO_2 , ils étaient compris entre $0,02 \text{ s}^{-1}$ et $0,01 \text{ s}^{-1}$. Le dimensionnement de l'airlift comme outils de transfert doit alors reposer sur ces conditions défavorables de fonctionnement, afin d'être certain d'assurer des apports suffisants d'oxygène et un dégazage suffisant dans les conditions de travail les plus drastiques. Notons que pendant ces opérations, la concentration en CO_2 dissous est restée relativement faible (inférieur à 10 mg/L) pour des conditions d'élevage intensif. Le transfert augmentera pour des concentrations supérieures.

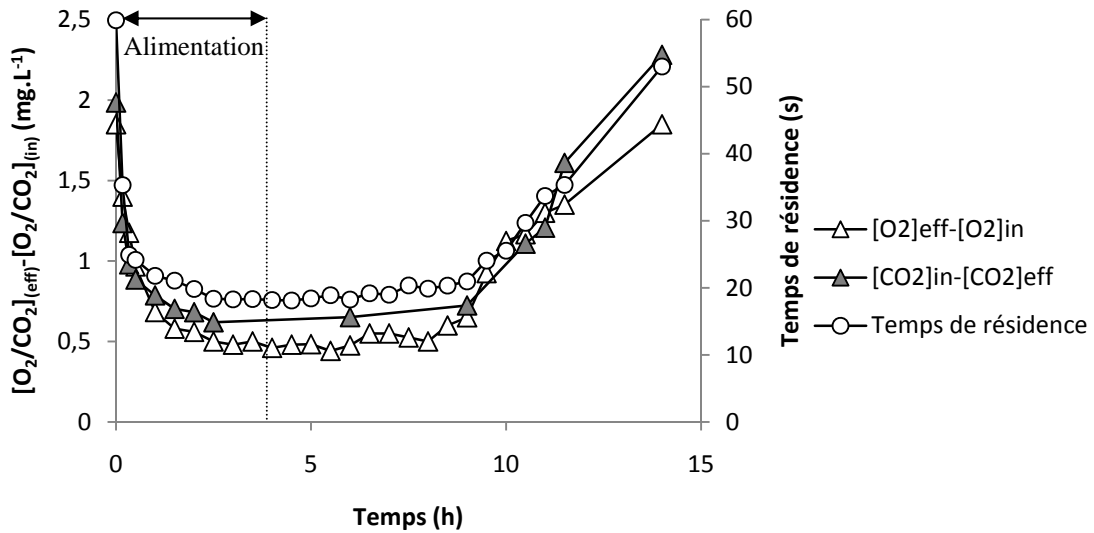


Figure 4-10 : Concentration différentielles des gaz (O_2 et CO_2) et temps de résidence liquide instantané dans la colonne (moyenne, $n = 6$) en fonction de l'heure de la journée après alimentation dans le bac d'élevage (l'alimentation a commencé à 0h et a duré 4h, débit d'air de $80 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$, diffusion fines bulles, hauteur d'eau dans le tube interne de 6 m).

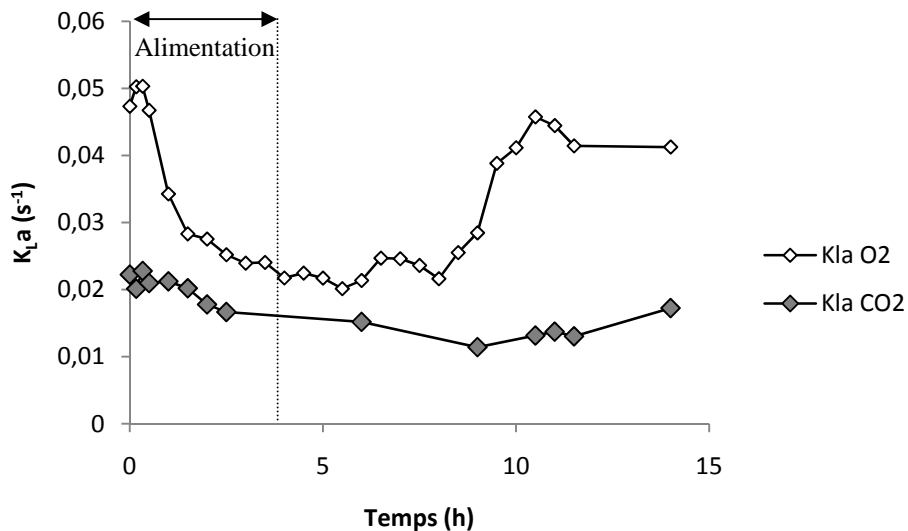


Figure 4-11 : Coefficient de transfert de masse $K_La_{O_2}$ et $K_La_{CO_2}$ (moyenne, $n = 6$) en fonction de l'heure de la journée après alimentation dans le bac d'élevage (l'alimentation a commencé à 0h et a duré 4h, débit d'air de $80 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$, diffusion fines bulles, hauteur d'eau dans le tube interne de 6 m).

4.2.5 Détermination du K_La par la méthode des RAC

Lorsque l'on dissout du CO_2 en continu dans l'eau du bac, une valeur palier de concentration est atteinte. Une fois la colonne à dépression mise en route, un autre palier est

atteint montrant l'obtention d'un régime quasi stationnaire dans le bac de stockage. Toutefois, il est possible de mesurer à chaque instant les valeurs de concentration en CO_2 dissous en entrée et en sortie de colonne qui varient selon la quantité de CO_2 injecté (Fig. 4-12) :

- Lorsque l'on injecte $0,4 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$ de CO_2 dans l'eau, le palier est atteint au bout de 25 à 30 minutes environ. La concentration obtenue dans le bac est de $129 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ environ. Une fois la colonne mise en route la concentration en CO_2 diminue jusqu'à atteindre un nouveau palier au bout de 60 minutes environ, les valeurs des concentrations en CO_2 sont de $17,5 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ en entrée de colonne et de $15,1 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ en sortie. La valeur en entrée de colonne correspond à la valeur de palier obtenue dans le bac.
- Lorsque l'on injecte $0,2 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$ de CO_2 dans l'eau, le palier est atteint au bout de 40 à 60 min environ. La concentration obtenue dans le bac est de $35 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ environ. Après la mise en route de la colonne la concentration en CO_2 diminue jusqu'à atteindre un nouveau palier au bout de 80 minutes environ, les valeurs de concentration en CO_2 dissous sont $3,8 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ en entrée de colonne et $3,3 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ en sortie.

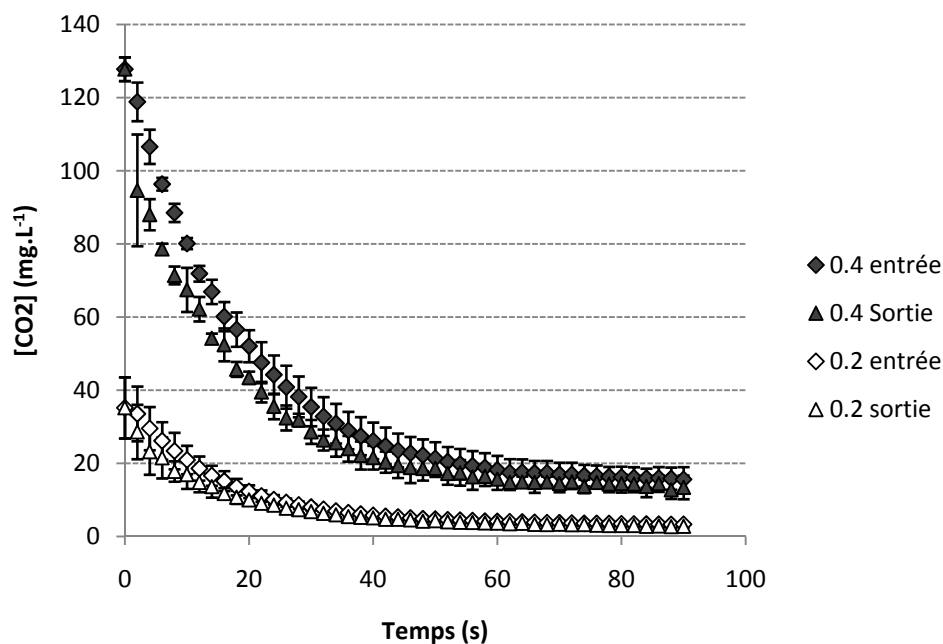


Figure 4-12 : Comparaison entre les valeurs de concentration en CO_2 dissous obtenues en entrée et en sortie de colonne à dépression (moyenne \pm sd, $n = 3$) en eau de mer pour une injection de CO_2 continue dans le bac ($0,2$ et $0,4 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$) et pour un débit d'air injecté de $40 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$.

La valeur du coefficient de transfert $K_L a$ a pu être calculée à partir des Eq. (31) et (32), en considérant la colonne soit comme un réacteur parfaitement agité, soit comme un réacteur piston. Elle a été comparée aux valeurs obtenues selon la méthode des RAC avec $N = 15$ et calculée à partir des Eq. (28 à 30) (Tableau 4-4).

Tableau 4-4 : Valeurs de $K_L a$ obtenues à partir du bilan de transfert de masse (moyenne \pm sd, $n = 3$) pour une injection de CO_2 à 0,2 et 0,4 $\text{L}\cdot\text{min}^{-1}$ et par la méthode des RAC pour un débit d'air de 40 $\text{L}\cdot\text{min}^{-1}$ en diffusion fines bulles avec une hauteur d'eau de 6 m en eau de mer.

	Injection de CO_2 (0,2 $\text{L}\cdot\text{min}^{-1}$)		Injection de CO_2 (0,4 $\text{L}\cdot\text{min}^{-1}$)	
	$K_L a$ moyen	sd	$K_L a$ moyen	sd
RP	0,00684	$\pm 0,00016$	0,0070	$\pm 0,00014$
RPA	0,00743	$\pm 0,00019$	0,00758	$\pm 0,00016$
RAC	0,00873	$\pm 0,00005$	0,00871	$\pm 0,00007$

D'une manière générale, les valeurs sont assez proches et comprises entre 0,0068 et 0,0087 s^{-1} , ce qui tendrait à considérer le système comme ayant un fonctionnement intermédiaire entre les deux modèles hydrodynamiques (RP et RPA). Ainsi, quel que soit le modèle d'écoulement utilisé dans ces conditions de travail, l'estimation de la valeur du $K_L a$ est globalement similaire.

4.2.6 Estimation de la valeur de K_L

La valeur de a_G a pu être estimée à partir du diamètre moyen des bulles comme décrit précédemment dans le CHAPITRE 2 (§ 2.4.2). Le K_L a pu être estimé, en connaissant les valeurs de $K_L a$ et de a dans des conditions très différentes de fonctionnement, et comparé aux ordres de grandeurs relevés dans la littérature (Tableau 4-5).

Tableau 4-5 : Comparaison entre les valeurs expérimentales et les valeurs issues de la littérature de K_L obtenus à partir d'une estimation de a en fonction du diamètre moyen des bulles d'air pour différentes conditions expérimentales.

Conditions opératoires	Valeurs expérimentales			Valeur (Hébrard et Roustan, 2003)	
	$K_L a_{20}$ (s^{-1})	a ($\text{m}^2\cdot\text{m}^3$)	K_L ($10^{-4} \text{m}\cdot\text{s}^{-1}$)	a ($\text{m}^2\cdot\text{m}^3$)	K_L ($10^{-4} \text{m}\cdot\text{s}^{-1}$)
CO_2 , $Q_G=60 \text{L}\cdot\text{min}^{-1}$, microbulles	0,0113	57,8	2		
CO_2 , $Q_G=20 \text{L}\cdot\text{min}^{-1}$, tuyau ouvert	0,0025	3,9	6,4	50-300	2-5
O_2 , $Q_G=40 \text{L}\cdot\text{min}^{-1}$, fines bulles	0,0319	33,7	9,5		

Les valeurs de K_L obtenues avec la colonne à dépression sont proches des grandeurs données dans la littérature. Par contre, les valeurs de a sont inférieures, probablement car les diamètres moyens de bulles utilisés dans la littérature sont plus petits. L'estimation du diamètre moyen des bulles a toutefois été difficile à obtenir dans nos conditions de travail compte tenu, non seulement de la dispersion de taille, mais aussi de la méthode de mesure.

4.3 Conclusion

Les transferts de matière dans la colonne à dépression ne sont pas affectés par la salinité mais dépendent significativement du débit d'air, de la température et de la taille moyenne des bulles.

Le niveau de dépression, la longueur du tube interne de montée et le débit d'eau ont peu d'influence sur l'efficacité des transferts.

Les effets de la taille des bulles et du débit d'air sur le coefficient de transfert de masse (K_{La}) pour le CO_2 ont été exprimés dans une relation empirique permettant la prédiction du K_{La} pour le CO_2 avec une bonne précision.

Le coefficient de transfert est plus important pour l' O_2 que pour le CO_2 dans les mêmes conditions de fonctionnement, en raison notamment des différences entre les coefficients de diffusivité et de solubilité des constituants mais aussi des réactions chimiques d'équilibre calco-carbonique entre le CO_2 et l'eau.

L'efficacité énergétique de transfert obtenue par la colonne à dépression est proche de celles obtenues avec d'autres systèmes de diffusion d'air et est toujours supérieure en désorption à cause de la dépression.

Dans les circuits recirculés, l'ajout d'aliment a un effet négatif sur le K_{La} du fait de la modification de la taille des bulles et de la rétention gazeuse, l'efficacité du transfert est alors réduite.

La valeur du K_{La} obtenue par la méthode des RAC est supérieure de 15 à 25 % à celles qui seraient obtenues en considérant la colonne comme un réacteur piston ou un réacteur parfaitement mélangé. Ces écarts ne nous ont pas paru significatifs dans le cadre d'un objectif aquacole où l'important était d'avoir un ordre de grandeur comparatif avec les autres procédés d'aération/désorption en termes de capacités d'échange et de demandes énergétiques. Bien entendu, il serait important de vérifier l'hypothèse simplificatrice du mélangeur parfait pour le système global et, dans tous les cas, d'évaluer l'hydrodynamique de la colonne par des mesures de DTS pour toutes les conditions de fonctionnement testées et notamment pour celles jugées comme optimales.

CHAPITRE 5 - Capacité de séparation de la colonne à dépression par moussage-écumage de fractions particulières – Application aux systèmes recirculés d'aquaculture

Dans les systèmes recirculés d'aquaculture, l'eau est généralement filtrée par passage au travers de filtres à sable ou de filtres tamis à mailles calibrées afin d'éliminer les matières en suspension (MES) minérales et organiques, de taille supérieure au seuil de coupure du filtre, et dont la présence dans l'eau augmente la turbidité et favorise le développement bactérien.

Les procédés de type « écumeurs » sont de plus en plus utilisés en raison de leur simplicité de mise en œuvre et de leur faible consommation énergétique par rapport aux autres systèmes de filtration (Timmons *et al.*, 1995 ; Blancheton *et al.*, 2007 ; Brambilla *et al.*, 2008 ; Roque d'Orbcastel *et al.*, 2009 ; Park *et al.*, 2011). Dans certaines conditions de travail, une formation de mousse est observée principalement en tête de colonne airlift d'où elle est extraite et récupérée dans un bac récolteur spécifique. Cette mousse présente la propriété de collecter certaines matières particulières, voire colloïdales, présentes dans l'eau circulante. Ainsi, la colonne d'airlift a la capacité, d'une part, de séparer les particules de l'eau et, d'autre part, de concentrer ces particules dans un faible volume qui peut être récupéré. Un des objectifs de ce travail a donc été d'analyser cette fonctionnalité de séparation / concentration sur différents types de suspensions rencontrés en aquaculture.

L'objectif de ce chapitre est (1) de caractériser le fonctionnement de la colonne à dépression comme système de séparation pour extraire les matières en suspension, (2) de caractériser son efficacité pour la comparer à celle d'autres systèmes déjà utilisés en aquaculture et (3) d'identifier, si elles existent, des plages optimales de fonctionnement.

Les principaux résultats présentés dans ce chapitre ont fait l'objet de deux publications en cours de rédaction :

Barrut, B., Blancheton, René, F., J.P., Champagne, J.Y., Grasmick, A. Harvesting efficiency of a vacuum airlift – Application to microalgae open pond production.

Barrut, B., Blancheton, J.P., Champagne, J.Y., Grasmick, A. Foam fractionation efficiency of a vacuum airlift – Application to particulate matter removal in recirculating system.

5.1 Conditions spécifiques de travail

Les matériels et méthodes ont été introduits dans le CHAPITRE 2 (§ 2.8). Les performances ont été évaluées sur différents types de suspension : microalgues, résidus d'alimentation et matières particulaires présentes dans un bassin d'élevage. La capacité de séparation a été analysée par bilans de masse en MES dans le flux d'eau traitée et dans les mousses extraites. Les variables opératoires ont été le débit d'air, le type d'injecteur d'air et la salinité de l'eau. A un instant t_0 considéré comme initial, la colonne à dépression a été mise en route. Différents débits d'extraction de la mousse ont été imposés permettant d'obtenir soit un faible volume concentré, soit un volume important de récolte peu concentré. La mousse est extraite par débordement continu et le débit d'extraction est réglé en fonction de la hauteur du niveau d'eau au sommet de la colonne. Plus le niveau est élevé, plus le débit de mousse extraite est important. Ce niveau est ajustable grâce au variateur de vitesse de la pompe à vide qui permet de régler, via la valeur de dépression, la hauteur d'eau au cm près.

Pour mieux comprendre et quantifier l'influence et la combinaison des paramètres principaux sur l'extraction et la concentration des matières en suspension, une approche expérimentale spécifique a été définie. Elle est résumée dans le tableau 5-1 où les variations et les valeurs des différents paramètres sont données. Ces paramètres ont été choisis en fonction de leurs intérêts pour une utilisation aquacole.

Tableau 5-1 : Intervalles de variation des variables opératoires pour l'étude de la capacité d'extraction / concentration de la colonne à dépression à partir d'une culture de microalgues.

Débit d'air Q_G (L.min ⁻¹)	Type d'injecteur	Salinité (‰)	Concentration en microalgues (g.L ⁻¹)	Taille des particules (µm)	Volume de récolte (L)
10, 20, 40, 60 ou 100	Tuyau ouvert, Fines bulles ou Microbulles	0, 5, 10, 20 ou 40	0,4 ou 0,8	2-10 ou 50-150	1, 2, 20, 40 ou 100

Après avoir identifié les conditions optimales de fonctionnement de la colonne à dépression pour sa fonction de séparation, une expérimentation a été menée avec une eau enrichie en particules issues de granulés aliments poissons désagrégés par un long séjour dans une eau agitée. Enfin, la colonne à dépression a été testée en condition d'élevage avec

différents taux de fermeture du système correspondant taux de renouvellement horaire de l'eau du bac d'élevage par de l'eau neuve et en fonction d'un apport d'aliments pour poissons.

5.2 Résultats et discussion

5.2.1 Caractérisation du moussage

Lors de l'étude de la fonction écumeur, la quantité de mousse formée (hauteur de mousse) ainsi que le type de mousse (stable, dense, aérée ou qui se délite) ont varié selon les conditions de fonctionnement (Tableau 5-2). Si l'on part du principe que, plus l'intensité de moussage est importante, plus l'extraction de composés de nature hydrophobe est importante, il est indispensable de connaître les conditions pour lesquelles la formation de mousse est présente. Des photographies de différents types de mousse sont présentés en Annexe 3 (Fig. A-6, A-7, A-8).

Tableau 5-2 : Intensité de moussage et densité de la mousse obtenue dans l'écumeur en fonction de différents paramètres et conditions de fonctionnement de la colonne à dépression.

	Intensité de moussage	Densité de la mousse
Débit d'air	-	-
Diamètre des bulles	-	-
Salinité	+	+
Concentration en microalgues (culture stérile)	+	-
Concentration en microalgues (culture sauvage)	+	+
Concentration en MES (élevage piscicole)	+	+

D'une manière générale, lorsque le débit d'air et la taille des bulles augmentent, l'intensité de moussage et la densité de la mousse diminuent. A l'inverse, lorsque la salinité augmente, l'intensité de moussage et la densité de la mousse augmentent en relation avec la présence de bulles de petites tailles. De même, si la concentration en microalgues ou en particules augmente, la formation de mousse est plus importante. Par contre, les caractéristiques du moussage dépendent du type de culture. Dans une culture stérile de

microalgues, la mousse est très aérée, composée de grosses bulles stables et elle est difficile à liquéfier. A l'inverse, dans une culture d'algues sauvages issue du milieu naturel ou dans une eau d'élevage, la mousse est dense et se délite facilement pour former un jus concentré en particules. Avec une eau neuve, préalablement filtrée, la formation de mousse dépend uniquement des paramètres de fonctionnement comme le débit d'air et le type de diffuseur.

5.2.2 Efficacité d'extraction et de concentration de microalgues par la colonne à dépression

5.2.2.1 Effet du débit d'air

Les résultats obtenus sur l'efficacité d'extraction des microalgues en fonction du débit d'air sont présentés dans le tableau 5-3. L'effet négatif du débit d'air sur l'efficacité d'extraction, qui passe de 8,8 % pour un débit d'air injecté de 10 L.min⁻¹ à 2,7 % pour un débit d'air de 100 L.min⁻¹, apparaît clairement.

Tableau 5-3 : Bilan d'extraction de microalgues obtenu en 1 heure pour différents débits d'air injecté en diffusion fines bulles à partir d'une culture d'un volume de 2 m³ à 40 ‰ de salinité et pour un volume de récolte de 40 L.

Débit d'air (L.min ⁻¹)	Concentration initiale (g.L ⁻¹)	Concentration finale (g.L ⁻¹)	Quantité de microalgues initiale (g)	Quantité de microalgues extraite (g)	Efficacité d'extraction (%)
10	0,346	0,315	692	60,7	8,8
20	0,380	0,363	760	34,4	4,5
40	0,307	0,298	614	17,5	2,9
60	0,411	0,399	823	23,9	2,9
100	0,285	0,277	570	15,4	2,7

L'augmentation du débit d'air a également un impact négatif sur l'indice de concentration (IC) d'une culture de microalgues en eau de mer (Fig. 5-1). Les passages de 10 à 20 L.min⁻¹ puis de 20 à 40 L.min⁻¹ d'injection d'air ont réduit l'IC de 54 % et de 24 % respectivement. Au-delà de 40 L.min⁻¹, l'IC reste à peu près constant autour d'une valeur faible de 1,5.

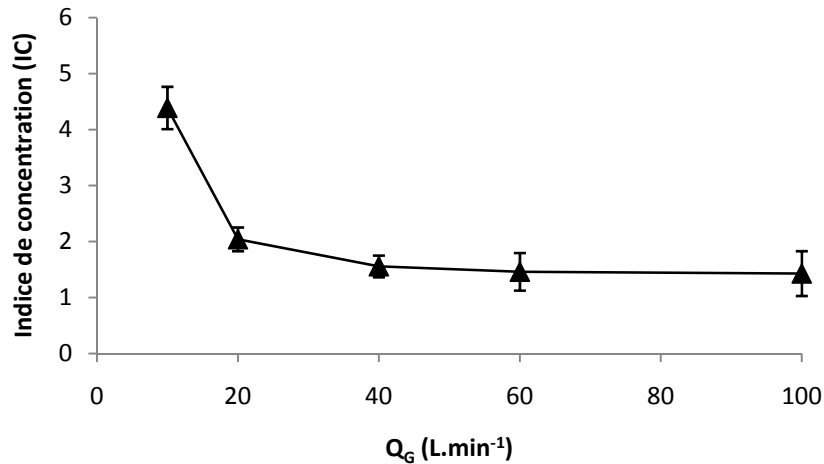


Figure 5-1 : Indices de concentration (IC) obtenus (moyenne \pm sd, n = 3) en fonction du débit d'air injecté (Q_G) avec une diffusion fines bulles, une récolte de 40 L et en eau de mer à 40 ‰ de salinité.

Comme l'a montré Rubin et al. (1966), l'optimum d'efficacité de séparation de microorganismes tel que les algues est atteint en diffusant de faibles volumes d'air dans l'eau à traiter. L'augmentation du débit d'air entraîne non seulement une augmentation du débit d'eau, mais surtout une augmentation des tailles moyennes de bulles à travers leur coalescence qui a pour conséquence d'accroître les phénomènes de turbulences. Les micro processus d'interaction entre la bulle d'air et la particule, tels que la rencontre (ou la collision), l'adhésion, la séparation (ou le décollement), sont influencés par la force capillaire, le poids de la particule et l'augmentation de la turbulence (Nguyens et Evans, 2004 ; Nguyen et Nguyen, 2009 ; Phan *et al.*, 2003). De plus, la formation de mousse au niveau de l'interface gaz/liquide au sommet de la colonne est sensible aux turbulences et, lorsque le débit d'air injecté est important, les particules concentrées dans la mousse sont remises en suspension ce qui rend la mousse moins concentrée. En effet, l'écume récupérée lors des expérimentations avec des débits d'air de 40 et 100 L.min⁻¹ présentait une coloration blanche, alors que pour des injections d'air plus modérées, le flux d'eau plus stable et homogène, a permis la formation d'une écume verte, concentrée en microalgues.

La fonction concentration de la colonne à dépression apparaît donc comme plus efficace avec de faibles débits d'air ce qui minimise aussi indirectement le coût énergétique de l'opération. Dans le cas d'une diffusion fines bulles utilisée ici, l'efficacité de séparation et de concentration reste néanmoins limitée (IC inférieur à 10).

5.2.2.2 Effet du type de diffuseur et de la taille des bulles

Les résultats obtenus en fonction du type de diffuseur et donc de la taille des bulles sont présentés dans le tableau 5-4. Le gain d'efficacité entre une injection d'air en tuyau ouvert et en diffusion fines bulles est faible (0,4 %) et probablement du aux valeurs peu élevées de l'efficacité d'extraction. L'efficacité d'extraction passe, par ailleurs, de 2,1 % pour une diffusion fines bulles à 10,7 % pour une diffusion microbulles.

Tableau 5-4 : Efficacité d'extraction des microalgues obtenue en 1 heure pour différents types de diffuseurs d'air à un débit de 40 L.min⁻¹ dans une culture d'un volume de 2 m³ à 40 ‰ de salinité pour un volume de récolte de 20 L.

Type de diffusion	Concentration initiale (g.L ⁻¹)	Concentration finale (g.L ⁻¹)	Quantité de microalgues initiale (g)	Quantité de microalgues extraite (g)	Efficacité d'extraction (%)
Tuyau ouvert	0,388	0,382	776,7	13,5	1,7
Fines bulles	0,312	0,306	624	12,9	2,1
Microbulles	0,369	0,330	739	78,7	10,7

Le choix d'une diffusion microbulles apparaît déterminant même si, dans ces expériences, l'IC reste faible (Fig. 5-2). Le passage d'un diffuseur fines bulles à un diffuseur microbulles permet de multiplier l'IC par 1,2 et 5,7 respectivement. La concentration en microalgues dans la mousse apparaît donc d'autant plus efficace que les tailles moyennes des bulles d'air sont petites.

Pour une taille moyenne de particules comprise entre 2 et 50 µm, la diffusion microbulles permet d'obtenir un spectre moyen de tailles des bulles compris entre 1 et 2 mm et une surface d'échange très supérieure à celle obtenue avec des fines et grosses bulles (Fig. 3-1). Les mécanismes régissant les interactions aux interfaces sont donc plus intenses et la mousse est plus concentrée en microalgues (Cassell *et al.*, 1975 ; Jameson, 1999 ; Liu *et al.*, 2010). Le faible écart obtenu sur la valeur des IC entre les fines bulles et celles générées par une injection d'air en tuyau ouvert est, quand à lui, probablement lié aux faibles IC obtenus dans ces conditions, proches de 1 seulement, pour ces deux types d'injecteur.

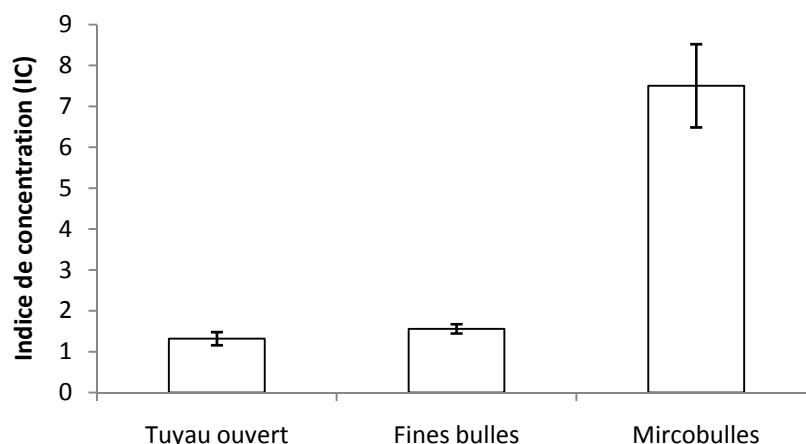


Figure 5-2 : Indices de concentration (IC) obtenus (moyenne \pm sd, n = 3) en fonction du type d'injecteur avec un débit d'air de 40 L.min⁻¹, une récolte de 40 L et en eau de mer à 40 ‰ de salinité.

5.2.2.3 Effet de la salinité

Les résultats obtenus sur l'efficacité d'extraction de microalgues en fonction de la salinité sont présentés dans le tableau 5-5. L'effet positif de l'augmentation de la salinité sur l'efficacité d'extraction, qui passe pour une eau douce de 2.8 % à 26.1 % pour une de salinité de 40 ‰ apparaît clairement. L'augmentation de la salinité permet aussi le maintien des très fines bulles dans le système sans coalescence majeur (§ 3.2.1.1). Ainsi, c'est en réalité la présence de bulles de faible taille qui améliore l'efficacité d'extraction des microalgues.

Tableau 5-5 : Efficacité d'extraction de microalgues obtenue en 1 heure pour différentes salinités dans une culture d'un volume de 1 m³ pour un volume de récolte de 2 L avec un débit d'injection d'air de 10 L.min⁻¹ en diffusion microbulles.

Salinité (‰)	Concentration initiale (g.L ⁻¹)	Concentration finale (g.L ⁻¹)	Quantité de microalgues initiale (g)	Quantité de microalgues extraite (g)	Efficacité d'extraction (%)
0	0,138	0,134	138	3,8	2,8
5	0,217	0,210	217	14,1	6,5
10	0,248	0,236	248	24,4	9,8
20	0,234	0,176	234,3	58,3	24,9
40	0,279	0,206	279	72,7	26,1

La figure 5-3 montre l'influence de la salinité sur l'efficacité de concentration en microalgues. Il existe une relation positive quasi linéaire entre l'augmentation de la salinité et l'indice de concentration. En eau de mer (35 ‰), l'IC est environ 8 fois plus important qu'en eau douce.

En eau de mer, l'absence de coalescence des bulles permet d'obtenir un diamètre moyen des bulles plus petit qu'en eau douce (Fig. 3-1). Ainsi, l'aire interfaciale est importante, les interactions sont plus efficaces et la mousse récoltée est plus concentrée. En eau de mer et dans les conditions testées (diffusion microbulles à 10 L.min⁻¹), le facteur de concentration apparaît alors très significatif, dépassant une valeur de 100 (Fig. 5-3). La présence de tensioactifs permet aussi de générer une mousse propice à l'utilisation d'écumeur (French *et al.*, 2000 ; Teixeira et Rosa, 2006 ; Suzuki *et al.*, 2008 ; Teixeira *et al.*, 2010).

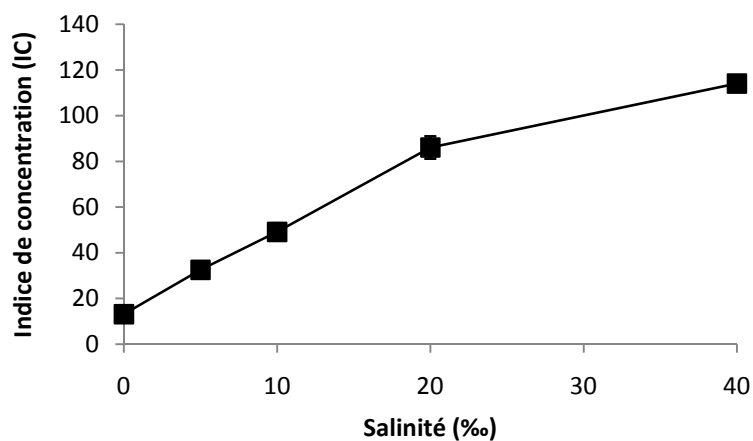


Figure 5-3 : Indices de concentration (IC) obtenus (moyenne \pm sd, n = 3) en fonction de la salinité avec un débit d'air de 10 L.min⁻¹ en diffusion microbulles et une récolte de 2 L.

5.2.2.4 Effet de la taille moyenne des microalgues

Dans des conditions expérimentales similaires, la distribution des tailles des particules dans l'eau à traiter a une influence significative sur l'efficacité de récolte des microalgues (Fig 5-4). Les valeurs d'IC obtenues étaient de 75 pour un intervalle de taille de particules variant de 2 à 50 μ m et de 37 pour un intervalle de tailles comprises entre 50 et 150 μ m.

Ce résultat pourrait être un indicateur permettant d'identifier, comme mécanisme prépondérant de rétention des particules, les liaisons interfaciales pour lesquelles il est important de développer les surfaces d'interactions les plus grandes à la fois pour les particules (plus la taille est petite plus l'aire de contact est grande) et par le mélange air-eau (microbullage et forte rétention gazeuse). Cet aspect est différent lorsque l'on veut privilégier

le piégeage des bulles au sein de structures floculées où, à l'inverse, la présence de grosses particules est à privilégier (Jameson, 1999).

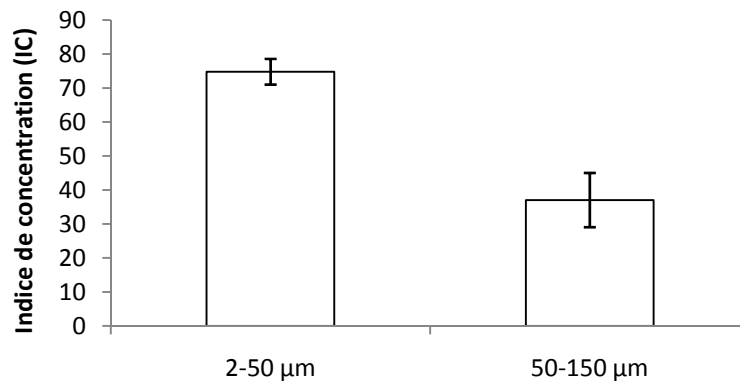


Figure 5-4 : Indices de concentration (IC) obtenus (moyenne \pm sd, n = 3) en fonction de la taille moyenne des particules de la culture de microalgues avec un débit d'air de $10 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$ en diffusion microbulles et une récolte de 1 L en eau de mer à 40 ‰ de salinité.

5.2.2.5 Effet de la concentration en particules dans la suspension

Comme Edzwald (2010) l'a déjà montré, lorsque l'on part d'une culture plus concentrée en microalgues, la récolte obtenue est elle aussi plus concentrée (Fig. 5-5). Néanmoins, dans les deux cas testés (suspensions à $0,4 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$ et $0,8 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$), les valeurs d'IC obtenues sont assez proches et sont comprises entre 70 et 90, soit une valeur peu dépendante de la concentration en particules.

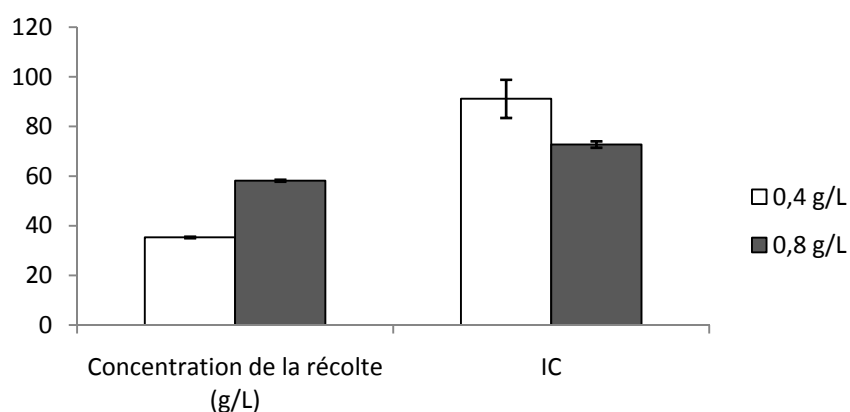


Figure 5-5 : Concentration de la récolte et indice de concentration (IC) obtenus (moyenne \pm sd, n = 3) en fonction de la concentration de la culture de microalgues en eau de mer à 50 ‰ de salinité avec un débit d'air de $10 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$ en diffusion microbulles et pour une récolte de 1 L.

5.2.2.6 Effet du volume de récolte extrait

Dans le cas d'une colonne à dépression optimisée (diffusion microbulles à 10 L.min⁻¹) les résultats montrant l'efficacité d'extraction des microalgues en fonction du volume récolté dans l'écumeur après une heure de fonctionnement sont présentés dans le tableau 5-6. L'effet positif de l'augmentation du volume récolté sur l'efficacité d'extraction, qui passe de 8,3 % pour un volume de 1 L récolté à 55,8 % pour un volume récolté de 100 L, apparaît clairement.

Tableau 5-6 : Efficacité d'extraction obtenue après une heure d'opération pour différents volumes de récolte dans une culture initiale d'un volume de 2 m³ à 40 ‰ de salinité avec un débit d'injection d'air de 10 L.min⁻¹ en diffusion microbulles.

Volume récolté (L)	Concentration initiale (g.L ⁻¹)	Concentration finale (g.L ⁻¹)	Quantité de microalgues initiale (g)	Quantité de microalgues extraite (g)	Efficacité d'extraction (%)
1	0,304	0,279	608	50,4	8,3
2	0,330	0,286	659,6	86,9	13,2
20	0,336	0,252	671	167,7	25
40	0,40	0,231	681	219	32,2
100	0,345	0,153	690	384,9	55,8

Le volume de récolte extrait par heure de fonctionnement est un facteur essentiel dans l'efficacité de moussage-écumage de la colonne à dépression. En effet, plus le volume de récolte est important, plus l'indice de concentration diminue passant de 130 pour 1 L récolté à 10 pour un volume récolté de 100 L (Fig. 5-6). A l'inverse, la quantité finale de matière récoltée, bien que moins concentrée, est supérieure lorsque les volumes sont importants (Tableau 5-6 et Fig. 5-6). Néanmoins, une récolte peu concentrée associée à d'importants volumes est généralement moins intéressante pour l'utilisateur industriel, car non seulement l'obtention d'une matière sèche nécessitera un coût de concentration supplémentaire, mais les volumes extraits nécessiteront aussi une capacité de stockage supérieure.

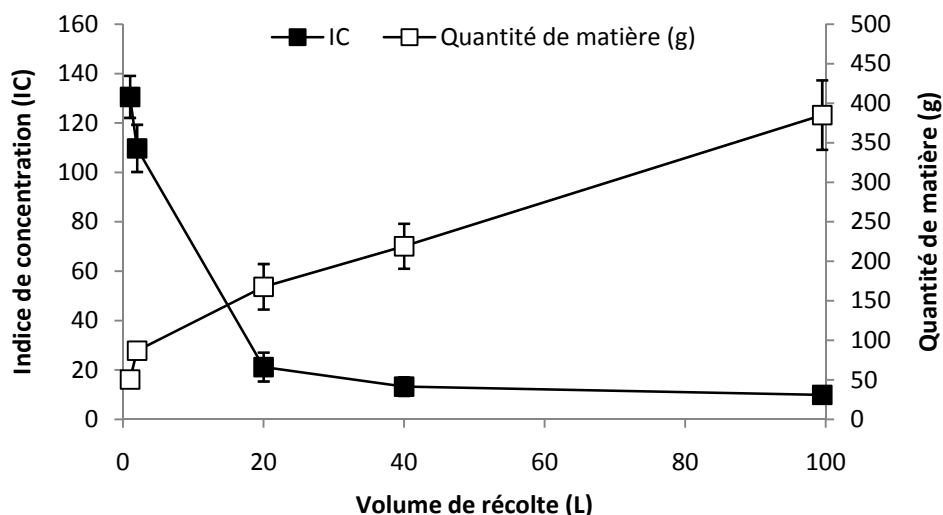


Figure 5-6 : Indice de concentration (IC) et quantité de matière récoltée (moyenne \pm sd, n = 3) en fonction du volume extrait de récolte de microalgues après une heure de fonctionnement (débit d'air de 10 L.min⁻¹, diffusion microbulles et eau de mer à 40 ‰ de salinité).

5.2.3 Efficacité d'extraction et de concentration d'aliment pour poisson par la colonne à dépression

La fonction séparation par moussage-écumage développée dans l'airlift a aussi été testée directement pour l'élimination des matières en suspension issues de granulés de poisson fragmentés dans de l'eau de mer. Les résultats montrent qu'elle permet d'éliminer efficacement les matières en suspension (Fig. 5-7 ; Tableau 5-7). Au bout de 4h, la concentration en MES a été divisée par un facteur 4,2 dans le bac et multipliée 21 fois dans l'écumeur pour un volume de mousse extraite de 160 L (Fig. 5-7).

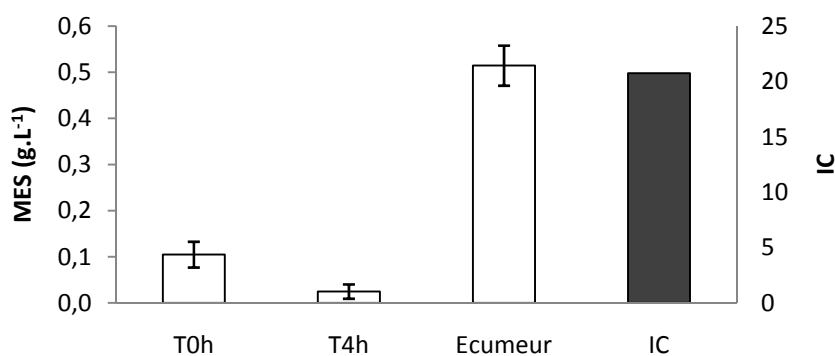


Figure 5-7 : Concentration en MES dans l'eau du bac en début d'expérimentation (t_{0h}), en fin d'expérimentation (t_{4h}) et dans l'écumeur (valeur moyenne entre t_{0h} et t_{4h}) et IC moyen obtenu entre t_{0h} et t_{4h} (moyenne \pm sd, n = 3) pour un débit d'air de 10 L.min⁻¹ en diffusion microbulles et un volume de récolte de 40 L.h⁻¹.

La valeur d'efficacité d'extraction des MES du bac, de 19,1 %, est assez proche de celle obtenue avec des microalgues dans des conditions de fonctionnement similaires (Tableau 5-7).

Tableau 5-7 : Efficacité d'extraction obtenue en 1 heure par la colonne à dépression pour des MES issues de granulés de poissons fragmentés dans un bac de 1,1 m³ d'eau de mer à 35 ‰ de salinité pour un volume de récolte de 40 L et avec un débit d'air injecté de 10 L.min⁻¹ en diffusion microbulles.

Concentration initiale (g.L ⁻¹)	Concentration finale (g.L ⁻¹)	Quantité de MES initiale (g)	Quantité de MES extraite (g)	Efficacité d'extraction (%)
0,105	0,085	118,1	22,5	19,1

Contrairement à ce qui est fréquemment énoncé dans la littérature (Timmons *et al.*, 1995; Park *et al.*, 2011), la présence dans l'eau de granulés de poisson riches en lipides altère peu la formation de mousse ce qui permet un écumage relativement efficace et comparable aux expérimentations menées avec une culture de microalgues. La seule modification observée avec ajout d'aliment concerne la coalescence des bulles et la valeur de rétention gazeuse (§ 3.2.5). Cependant, lors de cette expérimentation, le débit d'air ainsi que la taille des bulles étaient suffisamment faibles pour que ce phénomène ne modifie pas le fonctionnement de l'écumeur et la formation de mousse. Il est probable qu'avec des débits en air supérieurs et/ou une diffusion fines ou grosses bulles la coalescence des bulles crée d'importantes turbulences qui limitent la formation de mousse et donc le moussage-écumage comme énoncé dans la littérature ci-dessus.

5.2.4 Application à l'aquaculture - Capacité de la colonne à dépression à éliminer les MES dans un bassin d'élevage

La quantité de matière en suspension (MES) constituée principalement de fèces émis par les poissons et de résidus d'aliment est multipliée par 2 à 3 lorsque de l'aliment est ajouté dans le bac d'élevage (Fig. 5-8). La diminution du renouvellement horaire du bac d'élevage de 100 à 50 %, puis de 50 à 10 % entraîne, dans les deux cas, un doublement de la concentration en MES dans le bac d'élevage avec ou sans alimentation. Le passage de 50 à 10 % du renouvellement horaire du bac devrait théoriquement entraîner une multiplication de la concentration en MES par 4. Cependant lors des expérimentations, la concentration en MES a continué d'augmenter à chaque répétition de mesure et l'état d'équilibre n'a pas été atteint. Dans l'écumeur, cette augmentation passe de 2 pour une diminution du renouvellement

horaire de 100 à 50 % à environ 6 pour une diminution du renouvellement horaire de 50 à 10 % avec ou sans alimentation (Fig. 5-8).

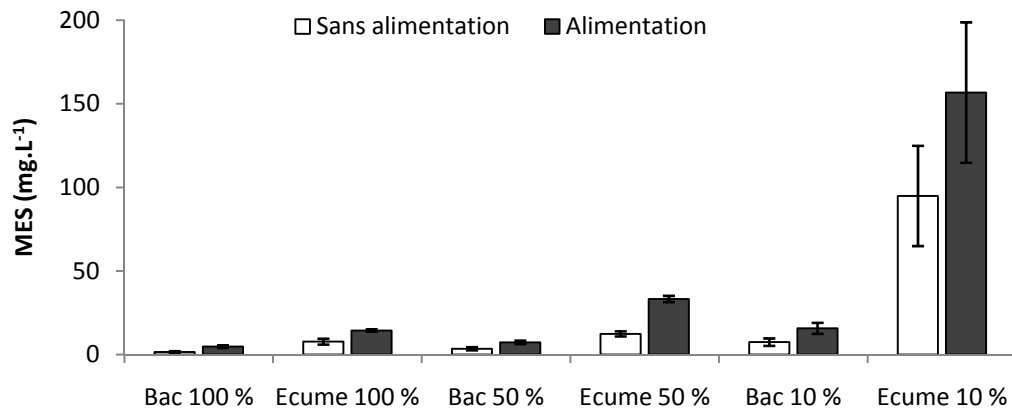


Figure 5-8 : Concentration en MES dans l'eau du bac d'élevage et dans l'écume récoltée (moyenne \pm sd, n = 3) avec ou sans alimentation et avec un renouvellement horaire d'eau neuve du bac de 100, 50 ou 10 %. Débit d'air de 10 L.min⁻¹ en diffusion microbulles et avec un volume de récolte de 40 L.h⁻¹.

Le fonctionnement de l'écumeur est donc faiblement affecté par l'ajout d'aliment. En effet, l'indice de concentration est d'environ 4 pour des renouvellements horaires de 100 et 50 %, avec ou sans alimentation, et supérieur à 10 pour un renouvellement horaire de 10 %, avec ou sans alimentation (Fig. 5-9). En eau d'élevage, certaines substances tensioactives telles que les protéines issues du mucus de poisson par exemple, modifient probablement l'interface des particules de façon à les rendre plus hydrophobes (Suzuki *et al.*, 2008). Celles-ci sont ainsi plus facilement piégées dans la mousse et l'efficacité de l'écumeur est peu diminuée par l'ajout d'aliment.

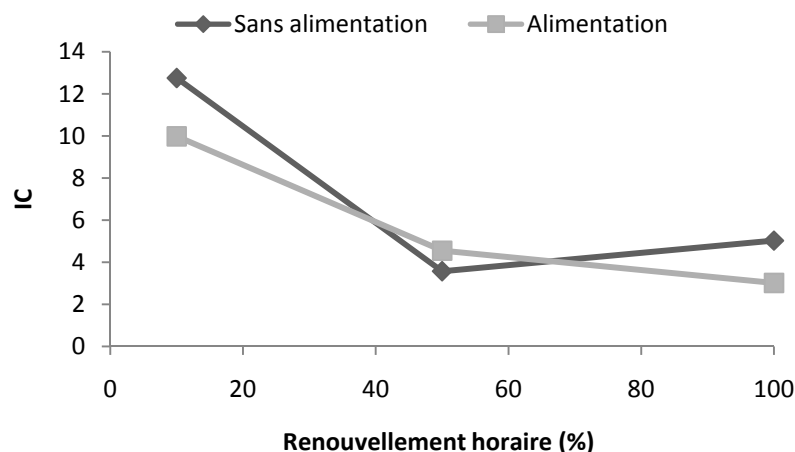


Figure 5-9 : IC obtenus en eau de mer d'élevage dans l'écume récoltée avec ou sans alimentation et avec un renouvellement horaire d'eau neuve de 100, 50 ou 10 %. Débit d'air de 10 L.min⁻¹ en diffusion microbulles et avec un volume de récolte de 40 L.h⁻¹.

Les résultats de mesure de concentration en MES obtenus en sortie d'écumeur de la colonne et dans le bac d'élevage ont permis de calculer des taux de conversion alimentaire pour l'ombrine tropicale. En effet, connaissant ces concentrations en MES, il a été possible de calculer, à partir d'une équation de bilan de matières, la production en MES par les poissons dans le bac d'élevage tel que : $P_{MES} = Q_{sk}C_{sk} + Q_sC_s - Q_eC_e$ avec P_{MES} la production de MES par les poissons en $g.h^{-1}$, C_s la concentration moyenne en MES dans le bac en $g.m^{-3}$, C_e la concentration en MES dans l'eau neuve considérée comme nulle, $Q_s = Q_e$ le débit de renouvellement d'eau neuve dans le bac d'élevage en $m^3.h^{-1}$, C_{sk} la concentration moyenne en MES en sortie d'écumeur en $g.m^{-3}$ et Q_{sk} le débit de sortie d'écumeur $m^3.h^{-1}$. Les productions en MES obtenues nous permettent de donner des valeurs estimées du taux de conversion (TC) des poissons par rapport à la quantité d'aliment fournie à partir de l'équation (Fauré, 1983): $TC = ((100 * P_{MES} / Q_{alim}) + 20) / 33$ avec Q_{alim} la quantité horaire d'aliment distribué, soit $84 g.h^{-1}$ (Tableau 5-8) :

Tableau 5-8 : Valeurs d'IC pour différents taux de renouvellement

Renouvellement horaire en eau (%)	Q_s ($m^3.h^{-1}$)	C_s ($g.m^{-3}$)	Q_{sk} ($m^3.h^{-1}$)	C_{sk} ($g.m^{-3}$)	P_{MES} ($g.h^{-1}$)	TC
100	15	1,5		7,7	23,4	1,46
50	7,5	3,5	0,05	12,4	26,6	1,57
10	1,5	7,4		94,9	15,9	1,18

Les indices de conversion ainsi calculés pour l'ombrine tropicale (*Sciaenops ocellatus*) sont compris entre 1,2 et 1,6 et sont cohérents avec la littérature (Lacroix et Fuchs, 1998).

5.2.5 Coûts énergétiques

Le coût d'extraction des microalgues dépend du flux de microalgues extrait par le système employé (Tableau 5-9). Un faible volume de récolte correspond non seulement à moins de microalgues extraites mais aussi à un coût d'extraction supérieur et inversement. Cependant, les volumes de récolte nécessaires pour atteindre 1 Kg de biomasse d'algues augmentent significativement avec la diminution du coût d'extraction, passant de 20 L à 0,51 € à 260 L à 0,07 € (Tableau 5-9).

Tableau 5-9 : Volumes de récolte nécessaires et coût d'extraction par Kg de microalgues extrait

Volume récolté (L)	Quantité horaire de microalgues extraite (g)	Volume de récolte par Kg de microalgues (L)	Consommation colonne à dépression (KWh)	Coût d'extraction de microalgues (€Kg. ⁻¹)
1	50,4	20	0,17	0,51
2	86,9	23		0,29
20	167,7	119		0,15
40	219	183		0,12
100	385	260		0,07

Toutefois, extraire de faibles volumes d'écume permet de réduire les coûts de traitement ultérieurs (emploi de centrifugeuses de grande capacité et de grande consommation énergétique), de transport et des unités de travail humain (U.T.H.). De plus, lorsque la mousse récupérée est bien concentrée, une floculation spontanée apparaît rapidement dès que la suspension est laissée au repos. En éliminant le surnageant généré dans la partie supérieure de la récolte, les concentrations en microalgues atteignent des valeurs 2 à 3 fois supérieures sans énergie supplémentaire.

Selon Cadoret et Bernard (2008), les chiffres de coûts de production et d'extraction de microalgues se situent dans une fourchette de 3,5 à 50 €Kg⁻¹ selon la méthode utilisée pour la culture. De ce coût, 20 à 30 % proviennent de la méthode de récolte, soit environ 1 à 12,5 €Kg⁻¹. Dans notre cas, les coûts seraient environ 2 à 10 fois inférieurs.

Il est toutefois difficile d'obtenir dans la littérature des informations chiffrées sur les coûts d'extraction des différents procédés utilisés pour la récolte de microalgues. Néanmoins, à titre comparatif, un procédé classiquement utilisé comme la centrifugation, qui permet d'obtenir des IC supérieurs à 100, est bien plus coûteux que les procédés basés sur des systèmes à diffusion d'air (Demirbas, 2010 ; Amaro *et al.*, 2011 ; Rawat *et al.*, 2011).

5.3 Conclusion

L'efficacité d'extraction et de concentration évolue de façon positive avec la diminution du débit d'air et de la taille des bulles, soit par le biais de l'utilisation de diffuseurs, soit par l'augmentation de la salinité.

L'augmentation de la concentration en microalgues dans la culture à traiter permet d'obtenir une récolte plus concentrée, mais les indices de concentration restent assez proches. L'efficacité de concentration apparaît meilleure avec des particules de petite taille (2-10 μm). La réduction du volume de récolte permet d'augmenter l'indice de concentration mais diminue l'efficacité d'extraction.

L'efficacité d'extraction et de concentration de la colonne à dépression, optimisée pour sa fonction écumeur, est peu altérée par la présence d'aliment poisson. En condition d'élevage, la colonne à dépression permet ainsi de concentrer plus de 10 fois les MES et l'indice de concentration est meilleur lorsque le renouvellement horaire de l'eau est réduit à 10 % soit lorsque la concentration particulaire est supérieure dans le bac.

Les résultats de mesures de concentration en MES dans le bac d'élevage ont permis de calculer des taux de conversion alimentaire pour l'ombrine tropicale dont les valeurs sont proches de celles données dans la littérature, soit entre 1,2 et 1,6.

Enfin, au niveau des coûts d'extraction de microalgues, la colonne à dépression apparaît comme un système efficace et économique qui ouvre donc des perspectives de développement intéressantes.

Conclusion générale et perspectives

Le développement des élevages aquacoles passe par la réduction des impacts environnementaux qu'ils génèrent et par le développement de procédés innovants répondant aux exigences de qualité et compatibles avec les contraintes économique qui pèsent sur la filière. La colonne airlift à dépression étudiée dans ce travail s'inscrit dans ces objectifs, notamment à travers (1) sa capacité à combiner dans un seul appareil trois fonctions, habituellement disjointes et (2) son fonctionnement basé sur l'utilisation d'une phase dispersée d'air comme acteur principal en remplacement de pompe à eau et/ou d'outils mécaniques de transfert et de séparation. L'objectif de cette thèse a été orienté sur la quantification des performances de la colonne pour chacune des fonctions ciblées, afin de les comparer avec celle de systèmes existants.

Ce travail a été réalisé à l'aide de colonnes de contact spécifiques. Leur originalité est de pouvoir être configurées afin d'explorer une large gamme de variations de débits d'air et de niveaux de vide. Des essais ont été réalisés sur des sites différents, en eau douce, en eau de mer ou en eau d'élevage. La fonction pompage a été évaluée pour différents débits d'eau et hauteurs de refoulement, l'efficacité de transfert a été quantifiée par l'évaluation des coefficients de transfert $K_L a$ et des capacités d'échange et la fonction de séparation par des efficacités d'extraction et des indices de concentration.

L'étude de la capacité de pompage a mis en évidence des fonctionnements très différents en eau douce et en eau de mer. Ces différences sont dues à une distribution des tailles de bulles de gaz et à une rétention gazeuse, très dépendantes de la qualité de l'eau. Ainsi, la dispersion des bulles est identique en eau douce quel que soit le type de diffuseur utilisé, car les plus fines bulles coalescent ce qui n'est pas le cas en eau de mer avec peu de coalescence des petites bulles. La présence de fines bulles et de fortes rétentions gazeuses se traduit par de plus faibles débits d'eau transportée en eau de mer (10 et 20 $\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$) qu'en eau douce (30 et 35 $\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$), alors que les hauteurs de refoulement sont, à l'inverse, plus élevées en eau de mer (0,8 m) qu'en eau douce (0,6 m au maximum). Sous faible hauteur de refoulement, la colonne permet ainsi d'obtenir des performances comparables à celles d'une pompe centrifuge mais à un coût énergétique plus faible. Elle ne peut cependant pas être mise en place dans des circuits où la perte de charge globale est importante. L'utilisation de la colonne à dépression devra ainsi s'accompagner d'une reconfiguration des systèmes aquacoles existants pour minimiser les pertes de charge.

Les résultats obtenus en désorption de dioxyde de carbone et/ou en absorption et désorption d'oxygène montrent également des capacités de transfert de matière dans la colonne airlift comparables à ceux de systèmes conventionnels. Les valeurs de K_La calculées pour la désorption du CO_2 sont comprises entre 0,002 et 0,01 s^{-1} . Les valeurs obtenues pour le transfert d'oxygène par aération sont environ quatre fois supérieures dans des conditions comparables, en raison notamment des différences entre les coefficients de diffusivité et de solubilité des constituants mais aussi des réactions chimiques d'équilibre calco-carbonique entre le CO_2 et l'eau. Les efficacités énergétiques de transfert sont comprises entre 0,02 et 0,023 $Kg.KW.h^{-1}$ pour le CO_2 et entre 1,52 et 1,8 $Kg.KW.h^{-1}$ pour l' O_2 . Les vitesses de transfert dépendent significativement du débit d'air, de la température, de la taille moyenne des bulles et de la présence d'aliments dans le bassin d'élevage. Elles ne sont pas ou peu affectées par la salinité, le niveau de dépression, la longueur du tube interne d'échange et le débit d'eau.

Enfin, les capacités de séparation par moussage-écumage évoluent de façon positive avec la réduction du débit d'air et de la taille des bulles. La réduction du volume de récolte permet également d'augmenter l'indice de concentration des produits extraits (jusqu'à des valeurs maximales de 130 fois l'eau traitée) mais diminue l'efficacité globale d'extraction (qui a atteint au mieux 50 % en une heure). La colonne air lift apparaît ainsi comme un système multifonctionnel performant même si les conditions optimales de travail ne sont pas identiques pour obtenir simultanément des conditions optimales pour les fonctions étudiées. La colonne à dépression apparaît ainsi comme un système multifonctionnel performant, même si l'efficacité maximale, pour chacune des fonctions, correspond à des conditions opératoires différentes.

Il faut noter qu'en conditions réelles d'élevage, la période pendant laquelle la nourriture est apportée aux poissons, correspond, en eau de mer, à une modification significative de deux des fonctions de la colonne : le pompage et les échanges gazeux : l'apport d'aliments entraîne une modification immédiate de la taille des bulles (coalescence et rétention gazeuse) qui a un impact positif sur la capacité de pompage mais qui, à l'inverse, a un effet négatif sur les capacités de transfert. L'augmentation de la taille des bulles et la diminution de la rétention gazeuse diminuent le coefficient de transfert à travers la réduction de la valeur de l'aire d'échange « a ». Cet aspect doit donc impérativement être pris en compte pour le dimensionnement d'une unité prévue pour faire du transfert de matière. L'efficacité d'extraction et de concentration de la colonne est peu altérée par la présence d'aliments. En condition d'élevage, la colonne permet ainsi d'extraire et concentrer plus de 10 fois les MES

initialement présentes dans le bassin. L'indice de concentration est meilleur lorsque le renouvellement horaire de l'eau est réduit (10 %) et que la concentration particulaire est élevée dans le bassin.

Pour chacune de ces fonctions, la colonne à dépression apparaît, comme un système efficace et économique, qui ouvre des perspectives de développement intéressantes pour le traitement et la recirculation de l'eau en aquaculture.

Toutefois, à partir des résultats obtenus au cours de cette thèse, d'autres domaines d'applications ont été identifiés tels que la récolte et la concentration de microalgues et le prétraitement d'eaux brutes industrielles avant ultrafiltration.

Cependant, ce développement nécessite une optimisation de la colonne qui passe par une poursuite de ce travail, notamment vis à vis de changements d'échelles nécessaires pour traiter de grands débits.

La diffusion scientifique de cette thèse a été limitée pour des raisons de confidentialité dues à la création d'une entreprise (Coldep) ayant pour but de valoriser industriellement cette technologie. Toutefois, deux publications ont pu être soumises à des revues scientifiques et une autre est en cours de rédaction. Cette thèse constitue un document de référence pour décrire le fonctionnement d'une colonne et présenter ses performances pour différents types d'applications.

Bibliographie

Acierno, R., Blancheton, J.P., Bressani, G., Ceruti, L., Chadwick, D., Roque D'Orbcastel, E., Claricoates, J., Donaldson, G., Donaldson, G., 2006. Manual on effluent treatment in aquaculture : Science and Practice. Aquaetreat.

AFNOR, NF EN 872, 2005. Qualité de l'eau - Dosage des matières en suspension - Méthode par filtration sur filtre en fibres de verre. Indice de classement : T90-105.

Amaro, H.M., Guedes, A.C., Malcata, F.X., 2011. Advances and perspectives in using microalgae to produce biodiesel. Applied Energy, 88, 3402-3410.

Awari, G.K., Ardhapurkar, P.M., Wakde, D.G., Bhuyar, L.B., 2004. Performance analysis of air-lift pump design. Proc. IMECH E Part C: J. Mech. Eng. Sci. 218, 1155–1161.

Belaud, A., 1996. Oxygénation de l'eau en aquaculture intensive. Cépaduès, 208 p.

Benson, B.B., Krause, D.Jr., 1984. The concentration and isotopic fractionation of oxygen dissolved in freshwater and seawater in equilibrium with atmosphere. Limnol. Oceanogr. 29, 620-632.

Bisogni, J.J., Timmons, M.B., 1994. Control of pH in closed cycle aquaculture systems. In: Timmons, M.B., Losordo, T.M., (Eds), Aquaculture Water Reuse Systems : Engineering Design and Management. Elsevier, New York, p. 235-246.

Bjørndal, T., 1987. Industrial structure and costs of production in the Norwegian aquaculture industry. Perspectiva de la Salmonicultura en Chile. Fundación Chile.

Blancheton, J.P., 2000. Developments in recirculating systems for mediterranean fish species. Aquacult. Eng., 22,17-31.

Blancheton, J.P., Piedrahita, R., Eding, E.H., Roque d'Orbcastel, E., Lemarié, G., Bergheim, A., Fivelstad, S., 2007. Intensification of landbased aquaculture production in single pass and reuse systems. In: Aquaculture Engineering and Environment, (Chapter 2).

Blancheton, J.P., Bosc, P., Hussenot, J.M.E., Roque d'Orbcastel, E., Romain, D., 2009. Tendances pour la pisciculture européenne de demain : cages au large, systèmes en eau recirculée et systèmes intégrés. Cahiers Agricultures, 18, 2-3, 227-234.

Boyd, C.E., Watten, B.J., 1989. Aeration systems in aquaculture. CRC Rev. Aquat. Sci. 1, 425-473.

Brambilla, F., Antonini, M., Ceccuzzi, P., Terova, G., Saroglia, M., 2008. Foam fractionation efficiency in particulate matter and heterotrophic bacteria removal from a recirculating seabass (*Dicentrarchus labrax*) system. Aquacultural Engineering 39, 37-42.

Brennan, L., Owende, P., 2010. Biofuels from microalgae-A review of technologies for production, processing, and extractions of biofuels and co-products. Renewable and Sustainable Energy Reviews. 14, 557-577.

Breuil, G., René, F., 2005. Biosecurity in marine aquaculture: new constraints and new horizons? World aquaculture, 36, 3-9.

Buck, B., Krause, G., Rosenthal, H., 2004. Extensive open ocean aquaculture development within wind farms in Germany: the prospect of offshore co-management and legal constraints, Ocean and Coastal Management, 47, Issues 3-4, p. 95-122.

Cadoret, J.P., Bernard, O., 2008. La production de biocarburant lipidique avec des microalgues : promesses et défis. Journal de la Société de Biologie. 202(3), 201-211.

Cassell, E.A., Kaufman, K.M., Matijević, E., 1975. The effects of bubble size on microflotation. Water Research, 9: 1017-1024.

Cecchini, S., Saroglia, M., Caricato, G., Terova, G., Sileo, L., 2001. Effects of graded environmental hypercapnia on sea bass (*Dicentrarchus labrax*) feed intake and acid base balance. Aquaculture Research 32, 499-502.

Chaumat, H., Billet-Duquenne, A.M., Augier, F., Mathieu, C., Delmas, H., 2005a. Mass transfer in bubble column for industrial conditions - effect of organic medium, gas and liquid flow rates and column design. *Chemical Engineering Science* 60, 5930–5936.

Chaumat, H., Billet-Duquenne, A.M., Augier, F., Mathieu, C., Delmas, H., 2007a. On the reliability of an optical fibre probe in bubble column under industrial relevant operating conditions. *Experimental Thermal and Fluid Science* 31, 495–504.

Chaumat, H., Billet-Duquenne, Delmas, H., 2007b. Hydrodynamics and mass transfer in bubble column: Influence of liquid phase surface tension. *Chemical Engineering Science* 62, 7378–7390.

Chen, S., Timmons, M.B., Bisogni, J.J., Aneshansley, D.J., 1994a. Modelling surfactant remove in foam fractionation: I. Theoretical development. *Aquacult. Eng.* 13, 163–181.

Chisti, M.Y., Halard, B., Moo-Young, M., 1988. Liquid circulation in airlift reactors. *Chemical Engineering Science*, 43, 451-457.

Chisti, Y., 2007. Biodiesel from microalgae. *Biotechnology Advances*. 25, 294-306.

Christenson, L., Sims, R., 2011. Producing and harvesting of microalgae for wastewater treatment, biofuels, and bioproducts. *Biotechnology Advances*

Clark, N.N., Dabolt, R.J., 1986. A general design equation for air-lift pumps operating in slug flow. *AICHE J.* 32, 56–64.

Colt, J.E., Tchobanoglous, V., 1981. Design of aeration systems for aquaculture. In : Allen, L.J., Kinney, E.C. (Eds.), *Proceedings of the Bioengineering Symposium for Fish Culture*. American Fisheries Society, Bethesda, MD, p. 138-148.

Colt, J.E., Orwicz, K., 1991. Aeration in intensive culture. In: Brune, D.E., Tomasso, J.R. (Eds.), *Aquaculture and Water Quality*. World Aquaculture Society, Louisiana State University, Baton Rouge, LA, p. 198-271.

Contreras, E.M., 2007. Carbon Dioxide Stripping In Bubbled Columns. *Ind. Eng. Chem. Res.* 46, 6332-6337.

Copin-Montégut, G., 1996. *Chimie de l'eau de mer*, Institut océanographique, Paris, 320 p.

Cripps, S.J., 1995. Serial particle size fractionation and characterisation of an aquacultural effluent, *Aquaculture* 133, 323-339.

Cripps, S.J., Bergheim, A., 2000. Solids management and removal for intensive landbased aquaculture production systems. *Aquacult. Eng.* 22, 33-56.

Davis, R., Aden, A., Pienkos, P.T., 2011. Techno-economic analysis of autotrophic microalgae for fuel production. *Applied Energy*, 88, 3524-3531.

Degrémont, 1978. *Mémento technique de l'eau*. Technique et Documentation. Huitième édition. Paris 1203 p.

Delano, A.D., 1998. Design analysis of the Einstein refrigeration cycle. Ph.D. dissertation, Georgia Institute of Technology.

Demirbas, A., 2010. Use of algae as biofuel sources. *Energy Conversion and Management* 51, 2738-2749.

Deviller, G., Blancheton, J.P., 2002. Seek optimum conditions for purification of marine effluent in aquaculture by the high rate algae pond, *CSA*.

Edzwald, J.K., 2010. Dissolved air flotation and me. *Water research.* 44, 2077-2016.

Evans, D.H., Piermarini, P.M., Choe, K.P., 2005. The Multifunctional Fish Gill : Dominant Site of Gas Exchange, Osmoregulation, Acid-Base Regulation, and Excretion of Nitrogenous Waste. *Physiol Rev*, 85, 97-177.

Fabre, J., et Legendre, D., 2002. *Ecoulement diphasiques*, document de cours INPT-ENSEEIH, Toulouse.

FAO, 2010. The State of World Fisheries and Aquaculture. FAO Fisheries and Aquaculture Department, Food and Agriculture Organization of the United Nations, Rome, 218 p.

Fauré, A., 1983. Salmoniculture et Environnement, volume 1. Evaluation de la pollution rejetée par les salmonicultures intensives. CEMAGREF, Bordeaux, France, Etude n°16, 71 p.

Fivelstad, S., Haavik, H., Løvik, G., Olsen, A.B., 1998. Sublethal effects and safe levels of carbon dioxide in seawater for Atlantic salmon postsmolts (*Salmo salar*): ion regulation and growth. *Aquaculture* 160, 305-316.

French, K., Guest, R.K., Finch, G.R., Haas, C.N., 2000. Correlating *Cryptosporidium* removal using dissolved air flotation in water treatment. *Water Research*, 34: 4116-4119.

Frénot, M., Vierling, E., 2002. Biochimie des aliments: diététique du sujet bien portant, Editions Doin, 297 p.

Furukawa, T., Fukano, T., 2001. Effects of liquid viscosity on flow patterns in vertical upward gas-liquid two-phase flow, *Int. J. Multiphase Flow* 27, 1109-1126.

Georgescu, S.C., 1999. Evaluation d'une bulle: formation à partir d'un orifice rigide et éclatement à la traversée d'une surface libre. Thèse, Institut National Polytechnique de Grenoble et Université Politechnica de Bucarest.

Grace, G.R., Piedrahita, R.H., 1994. Carbon dioxide control. In: Timmons, M.B., Losordo, T.M. (Eds), *Aquaculture Water Reuse Systems: Engineering Design and Management*. Elsevier, New York, p. 209-234.

Grottum, J.A., Sigholt, T., 1996. Acute toxicity of carbon dioxide on European seabass (*Dicentrarchus labrax*): mortality and effects on plasma ions. *Comp. Biochem. Physiol.* Vol 115A, 4, p. 323-327.

Gochin, R.J., Solari, J., 1983. The role of hydrophobicity in dissolved air flotation. *Water Research*. Vol. 17, N° 6, 651-657.

Guyon, E., Hulin, J.P., Petit, L., 2001. Hydrodynamique physique, EDP Sciences, 674 p.

Haaland, S.E., 1983. Simple and explicit formulas for the friction factor in turbulent flow. *J. Fluids Eng.* 103, 89–90.

Haarhoff, J., Van Vuuren, L.R.J., 1995 Design parameters for dissolved air flotation in South Africa, *Water Science and Technology* Volume 31, Issues 3-4, 1995, Pages 203-212.

Havelka, P., Linek, V., Sinkule, J., Zahradník, J., Fialová, M., 2000. Hydrodynamic and mass transfer characteristics of ejector loop reactors, *Chemical Engineering Science* 55, 535-549.

Hébrard, G., Escudié, R., Limeuil, S., Roustan, M., Huyard, A., Audic, J.M., 1998. Oxygen mass transfer in waste treatment : Influence of water quality and aeration sparger on α factor and parameters k_L and a . *Proceeding of the Water Environment Federation, 71st Annual Conference & exposition, Orlando, USA.*

Hébrard, G., Roustan, M., 2003. Les différents types de contacteur gaz-liquide, In : *Transfert gaz-liquide dans les procédés de traitement des eaux et des effluents gazeux*, Tech&Doc, Lavoisier.

Hinze, J.O., 1959. *Turbulence : An introduction to its mechanism and theory*, McGraw Hill Book Company, New-York.

Hussenot, J., 1987. Le contrôle des gaz dissous en aquaculture marine. In *Le traitement de l'eau de mer. Rapport du groupe de travail Ifremer*, vol 2 (5), 27 p.

Jameson, G.J., 1999. Hydrophobicity and floc density in induced-air flotation for water treatment. *Colloids and Surfaces (A): Physicochemical and Engineering Aspects*. Vol. 151, 269-281.

Jensen, G.L., Bankston, J.D., Jensen, J.W., 1989. Pond aeration types and uses of aeration equipment. SRAC publication no. 371.

Kang, Y., Cho, Y.J., Woo, K.J., Kim, S.D., 1999. Diagnosis of bubble distribution and mass transfer in pressurized bubble columns with viscous liquid medium. *Chemical Engineering Science* 54, 4887–4893.

Kang, Y., Cho, Y.J., Woo, K.J., Kim, K.I., Kim, S.D., 2000. Bubble properties and pressure fluctuations in pressurized bubble columns. *Chemical Engineering Science* 55, 411–419.

Kantarci, N., Borak, F., Ulgen, K.O., 2005. Bubble column reactors. *Process Biochemistry*. Vol. 40, 2263-2283.

Kassab, S.Z., Kandil, H.A., Warda, H.A., Ahmed, W.H., 2007. Experimental and analytical investigations of airlift pumps operating in three-phase flow. *Chem. Eng. J.* 131, 273–281.

Kassab, S.Z., Kandil, H.A., Warda, H.A., Ahmed, W.H., 2009. Air-lift pumps characteristics under two-phase flow conditions, *International Journal of Heat and Fluid Flow* 30, 88–98.

Kawahara, A., Sadatomi, M., Matsuyama, F., Matsuura, H., Tominaga, M., Noguchi, M., 2009. Prediction of micro-bubble dissolution characteristics in water and seawater, *Experimental Thermal and Fluid Science* 33, 883-894.

Keyes, W.W. et Stover, J.E., 1992. Continuous soap skimmer, *US Patent*, 5, p. 137-643.

Khalil, M.F., Mansour, H., 1990. Improvement of the performance of an air lift pump by means of surfactants, Presented at the Sixth International Symposium of Heat and Mass Transfer, Miami, FL, USA.

Khalil, M.F., Elshorbagy, K.A., Kasab, S.Z., Fahmy, R.I., 1999. Effect of air injection method on the performance of an air lift pump, *International journal of heat and fluid flow* 20, 598-604.

Koopman, B.L. and Oswald, W.J., 1977. Nuisance-Algae Control Through Mechanical Harvesting. *Water and Sewage Works*, 124, 7, 64-65.

Kurama, H., Karagüzel, C., Mergan, T., Çelik, M.S., 2010. Ammonium removal from aqueous solutions by dissolved air flotation in the presence of zeolite carrier. *Desalination*. Vol. 253, 147-152.

Lacroix, D., Fuchs, J., 1998. *Aquaculture insulaire et tropicale*. Editions Ifremer, Actes de colloques, 105 p.

Lazur, A.M., Britt D.C., 1997. *Pond Recirculating Production Systems*, Southern Regional Aquaculture Center.

Letzel, H.M., Schouten, J.C., Krishna, R., Van den Bleek, C.M., 1999. Gas holdup and mass transfer in bubble column reactors operated at elevated pressure. *Chemical Engineering Science* 54, 2237–2246.

Lide, D.R., (ed) 1998. *CRC Handbook of Chemistry and Physics* 79th edition, CRC Press, Inc., New York (1998-1999).

Liné, A., 2003. Bulles, gouttes et films, In : *Transferts gaz-liquide dans les procédés de traitement des eaux et des effluents gazeux*, Lavoisier, Tech&Doc, pp 169-235.

Liu, M., Zhang, T., Wang, T., Yu, W., Wang, J., 2008. Experimental study and modeling on liquid dispersion in external-loop airlift slurry reactors. *Chemical Engineering Journal* 139, 523–531.

Liu, S., Wang, Q., Ma, H., Huang, P., Li, J., Kikuchi, T., 2010. Effect of micro-bubbles on coagulation flotation process of dyeing wastewater. *Separation and Purification Technology*, 71: 337-346.

Losordo, T.M., Masser, M.P., Rakocy, J., 1998. *Recirculating Aquaculture Tank Production Systems: An Overview of Critical Considerations*. Southern Regional Aquaculture Center.

Loubières, K., 2002. *Croissance et détachement de bulles générées par des orifices rigides et flexibles dans des phases liquides Newtonniennes : Etude expérimentale et modélisation*, Thèse n°663, INSA Toulouse.

Loyless, J.C., Malone, R.F., 1998. Evaluation of air-lift pump capabilities for water delivery, aeration, and degasification for application to recirculating aquaculture systems. *Aquacult. Eng.* 18, 117-133.

Markou, G., Georgakakis, D., 2011. Cultivation of filamentous cyanobacteria (blue-green algae) in agro-industrial wastes and wastewaters: A review. *Applied Energy* 88, 3389–3401.

Martín, M., Montes, F.J., Galán, M.A., 2009. Mass transfer from oscillating bubbles in bubble column reactors. *Chemical Engineering Journal*. 151, 79-88.

Martins, C.I.M., Eding, E.H., Verdegem, M.C.J., Heinsbroek, L.T.N, Schneider, O., Blancheton, J.P., Roque d'Orbcastel, E., Verreth, J.A.J., 2010. Review: New developments in Recirculating Aquaculture Systems in Europe: A perspective on environmental sustainability. *Aquaculture Engineering* 43, 83-93.

Masood, E., 1997. Aquaculture: A solution, or source of new problems? *Nature*, 386, p. 109.

Mc Cann, D.J., Prince, R.G.H., 1971. Regimes of bubbling at submerged orifice, *Chem. Eng. Sc.*, 26, 1505-1512.

Molina Grima, E., Belarbi, E.H., Acién Fernández, F.G., Robles Medina, A., Chisti, Y., 2003. Recovery of microalgal biomass and metabolites: process options and economics. *Biotechnol Adv* 20, 491–515.

Moran, D., 2010a. Carbon dioxide degassing in fresh and saline water. I: Degassing performance of a cascade column. *Aquacultural Engineering* 43, 29–36.

Moran, D., 2010b. Carbon dioxide degassing in fresh and saline water. II: Degassing performance of an air-lift. *Aquacultural Engineering* 43, 120–127.

Muniain-Mujikaa, I., Gironesa, R., Tofiño-Quesadaa, G., Calvob, M. and Lucenaa, F., 2002. Depuration dynamics of viruses in shellfish, *International Journal of Food Microbiology*, 77, Issues 1-2, p. 125-133.

Nguyen, A.V., Kmet' S., 1994. Probability of collision between particles and bubbles in flotation: the theoretical inertialess model involving a swarm of bubbles in pulp phase. *International Journal of Mineral Processing*. Vol. 40, 155-169.

Nguyen, A.V., Schulze, H.J., Ralston, J., 1997. Elementary steps in particle-bubble attachment. *International Journal of Mineral Processing*. Vol. 51, 183-195.

Nguyen, A.V., 1999. Hydrodynamics of liquid flows around air bubbles in flotation: a review. *International Journal of Mineral Processing*. Vol. 56, 165-205.

Nguyen, A.V., Evans, G.M., Schulze, H.J., 2001. Prediction of van der Waals interaction in bubble-particle attachment in flotation. *International Journal of Mineral Processing*. Vol. 61, 155-169.

Nguyen, A.V., Evans, G.M., 2004. Attachment interaction between air bubbles and particles in froth flotation. *Experimental Thermal and Fluid Science*. Vol. 28, 381-385.

Nguyen, A.V., Jameson, G.J., 2005. Sliding of fine particles on the slip surface of rising gas bubbles: Resistance of liquid shear flows. *International Journal of Multiphase Flow*. Vol. 31, 492-513.

Nguyen, A.V., 2007. Flotation. *Encyclopedia of Separation Science*, pp. 1-27.

Nguyen, P.T., Nguyen, A.V., 2009. Validation of the generalised Sutherland equation for bubble-particle encounter efficiency in flotation: Effect of particle density. *Minerals Engineering*, 22: 176-181.

Nicklin, D.J., 1963. The air lift pump theory and optimization. *Trans. Inst. Chem. Eng.* 41, 29-39.

Painmanakul, P., Loubière, K., Hébrard, G., Mietton-Peuchot, M., Roustan, M., 2005. Effect of surfactants on liquid-side mass transfer coefficients, *Chemical Engineering Science* 60, 6480-6491.

Papandroulakis, N., Divanach, P., Anastasiadis, P. and Kentouri, M., 2002. The pseudo-green water technique for intensive rearing of sea bream (*Sparus aurata*) larvae. *Aquaculture International*, 9, 3, 205-216,.

Park, J., Kim, Y., Kim, P.-K., Daniels, H.V., 2011. Effects of two different ozone doses on seawater recirculating systems for black sea bream *Acanthopagrus schlegeli* (Bleeker): Removal of solids and bacteria by foam fractionation, *Aquacultural Engineering* 44, 19–24.

Parker, N.C., Suttle, M.A., 1987. Design of airlift pumps for water circulation and aeration in aquaculture. *Aquacult. Eng.* 6, 97-110.

Periera Dias, M.I., 1999. Bubble formation at a multiple orifice plate submerged in quiescent liquid, Thèse, Université Libre de Bruxelles, Facultés des Sciences Appliquées.

Phan, C.M., Nguyen, A.V., Miller, J.D., Evans, G.M., Jameson, G.J., 2003. Investigations of bubble-particle interactions. *International Journal of Mineral Processing*. Vol. 72, 239- 254.

Phan, C.M., Nguyen, A.V., Evans, G.M., 2006. Combining hydrodynamics and molecular kinetics to predict dewetting between a small bubble and a solid surface. *Journal of Colloid and Interface Science*. Vol. 296, 669-676.

Physical and Engineering Data, January 1978 ed. The Hague: Shell International Petroleum Maatschappij BV, 1978.

Pichavant, K., Person-Le-Ruyet, J., Le Bayon, N., Severe, A., Le Roux, A., Quemener, L., Maxime, V., Nonnotte, G., 2000. Effects of hypoxia on growth and metabolism of juvenile turbot. *Aquaculture*, 188, 1-2, 103-114.

Piedrahita, R.H., 1997. Control of oxygen, CO₂, and pH in intensive aquaculture systems. In: Presentation Handout from Aquacultural Engineering Workshop, Seattle, WA. Aquacultural Engineering Society, Shepherdstown, WV.

Piedrahita, R.H., 1998. Carbon dioxide in recirculation systems: special problems in extreme climates. In: Presentation Handout from Aquacultural Engineering Workshop, Las Vegas, NV. Aquacultural Engineering Society, Shepherdstown, WV.

Rawat, I., Ranjith Kumar, R., Mutanda, T., Bux, F., 2011. Dual role of microalgae: Phycoremediation of domestic wastewater and biomass production for sustainable biofuels production. *Applied Energy*, 88, 3411-3424.

Reinemann, D.J., 1987. A theoretical and Experimental Study of Airlift Pumping and Aeration with Reference to Aquacultural Application. PhD dissertation, Cornell University, Ithaca, NY.

Reinemann, D.J., Patrlange, J.Y., Timmons, M.B., 1990. Theory of small diameter air lift pump. *Int. J. Multiphase Flow* 16, 337–355.

René, F., Lemarié, G., Champagne, J.Y., Morel, R., 2007. Procédé et installation de traitement d'un effluent aqueux, en vue d'en extraire au moins un composé gazeux dissous; application à l'aquaculture en milieu aqueux recirculé. Brevet N°07 02308. 29 mars 2007.

Rodrigues, R.C., Ribeiro Jr., C.P., Lage, P.L.C., 2008. On the estimation of the gas-side mass-transfer coefficient during the formation and ascension of bubbles, *Chemical Engineering Journal* 137, 282–293.

Roque d'Orbcastel, E., 2008. Optimisation de deux systèmes de production piscicole : biotransformation des nutriments et gestion des rejets. Thèse de doctorat de l'Institut National Polytechnique de Toulouse, Toulouse, France, 144 p.

Roque d'Orbcastel, E., Blancheton, J.P., Belaud, A., 2009. Water quality and rainbow trout performance in a Danish Model Farm recirculating system: Comparison with a flow through system. *Aquacultural Engineering*, 40 (3), 135-143.

Roustan, M., 2003a. Coefficient de transfert et modèle de transfert, In : Transferts gaz-liquide dans les procédés de traitement des eaux et des effluents gazeux, Editions Tech&Doc, Lavoisier, 131-165.

Roustan, M., 2003b. Bilan de matière sur les échangeurs gaz-liquide, In : Transferts gaz-liquide dans les procédés de traitement des eaux et des effluents gazeux, Editions Tech&Doc, Lavoisier, 285-342.

Rubin, A.J., Cassell, E.A., Henderson, O., Johnson, J.D., Lamb, J.C., 1966. Microflotation: New low gas flow rate foam separation technique for bacteria and algae. *Biotechnology and Bioengineering*, 8: 135-150.

Rubio, J., Souza, M.L., Smith, R.W., 2002. Overview of flotation as a wastewater treatment technique. *Minerals Engineering*. 15, 139-155.

Ruen-ngam, D., Wongsuchoto, P., Limpanuphap, A., Charinpanitkul, T., Pavasant, P., 2008. Influence of salinity on bubble size distribution and gas-liquid mass transfer in airlift contactors. *Chemical Engineering Journal* 141, 222–232.

Schaefer, L.A., 2000. Single pressure absorption heat pump analysis. Ph.D. dissertation, Georgia Institute of Technology.

Sevik, M., Park, S.H., 1973. The splitting of drops and bubbles by turbulent fluid flow, *J. of Fluids Eng*, 95, 53-62.

Sharrer, M.J., Summerfelt, S.T., Bullock, G.L., Gleason, L.E., Taeuber, J., 2005. Inactivation of bacteria using ultraviolet irradiation in a recirculating salmonid culture system. *Aquacultural Engineering*. Vol. 33, 135-149.

Singh, M.K., Majumder, S.K., 2011. Co- and counter-current mass transfer in bubble column. *International Journal of Heat and Mass Transfer* 54, 2283-2293.

Speece, R.E., 1981. Management of dissolved oxygen and nitrogen in fish hatchery waters. In : Allen, L.J., Kinney, E.C. (Eds.), *Proceedings of the Bioengineering Symposium for Fish Culture*. American Fisheries Society, Bethesda, MD, p. 53-62.

Stenning, A.H., Martin, C.B., 1968. An analytical and experimental study of air lift pump performance. *J. Eng. Power, Trans. ASME* 90, 106–110.

- Sturm, B.S.M., Lamer, S.L., 2011. An energy evaluation of coupling nutrient removal from wastewater with algal biomass production. *Applied Energy*, 88, 3499-3506.
- Suantika, G., Dhert, P., Rombaut, G., Vandenberghe, J., De Wolf, T., Sorgeloos, P., 2001. The use of ozone in a high density recirculation system for rotifers, *Aquaculture*, 201, 35–49.
- Suantika, G., Dhert, P., Sweetman, E., O'Brien, E., Sorgeloos, P., 2003. Technical and economical feasibility of a rotifer recirculation system, *Aquaculture*, 227 (1-4), 173-189.
- Summerfelt, S.T., 1996. Engineering design of a water reuse system. In: Summerfelt, R.C. (Ed.), *Walleye Culture Manual*. NCRAC Culture Series 101, North Central Regional Aquaculture Center Publications Office, Iowa State University, Ames, IA, p. 277-309.
- Summerfelt, S.T., 2002. An integrated approach to aquaculture waste management in flowing water systems, *Proceedings of the 2nd International Conference on Recirculating Aquaculture*.
- Summerfelt S.T., Vinci, B.J., Piedrahita, R.H., 2000. Oxygenation and carbon dioxide control in water reuse systems. *Aquaculture Engineering* 22, 87-108.
- Suzuki, Y., Hanagasaki, N., Furukawa, T., Yoshida, T., 2008. Removal of bacteria from coastal seawater by foam separation using dispersed bubbles and surface-active substances, *Journal of Bioscience Bioengineering*, 105(4), 383-388.
- Taitel, Y., Dukler, A.E., 1976. A model for predicting flow regime transitions in horizontal and near horizontal gas-liquid flow. *AIChE J.*, 22, 47-55.
- Teixeira, M.R., Rosa, M.J., 2006. Integration of dissolved gas flotation and nanofiltration for *M. aeruginosa* and associated microcystins removal. *Water Research*. 40, 3612-3620.
- Teixeira, M.R., Sousa, V, Rosa, M.J. 2010. Investigating dissolved air flotation performance with cyanobacterial cells and filaments. *Water Research*. 44, 3337-3344.

Timmons, M.B., Chen, S., Weeks, N.C., 1995. Mathematical model of a foam fractionator used in aquaculture. *J. World Aquacult. Soc.* 26, 225–233.

Vandu, C.O., Krishna, R., 2004. Influence of scale on the volumetric mass transfer coefficients in bubble columns. *Chemical Engineering and Processing* 43, 575–579.

Van Rijn, J., 1996. The potential for integrated biological treatment systems in recirculating fish culture, *Aquaculture*, 139, 181-201.

Watten, B.J., Boyd, C.E., 1990. Gas transfer within a multi-stage packed column oxygen absorber: Model development and application. *Aquacultural Engineering*, 9, 33-59.

Watten, B.J., 1994. Aeration and oxygenation. In : Timmons, M.B., Losordo, T.M. (Eds), *Aquaculture Water Reuse Systems : Engineering Design and Management*. Elsevier, New York, p. 173-208.

Wurts, W.A., McNeill, S.G., Overhults, D.G., 1994. Performance and design characteristics of airlift pumps for field applications. *World Aquacult.* 24 (4), 51-54.

Yu W., Wang T.F., Liu M., Wang Z.W., 2008. Bubble Circulation Regimes in a Multi-Stage Internal-Loop Airlift Reactor. *Chem. Eng. J.*142, 301–30.

Annexes

Annexe 1 – Valorisation scientifique de la thèse

Publications dans des revus internationales à comité de lecture

Barrut, B., Blancheton, J.P., Champagne, J.Y., Grasmick, A. Water delivery capacity of a vacuum airlift – Application to water recycling in aquaculture systems. *Soumise à Aquacultural Engineering*.

Barrut, B., Blancheton, J.P., Champagne, J.Y., Grasmick, A., 2011. Mass transfer efficiency of a vacuum airlift – Application to water recycling in aquaculture systems. *In press, Aquacultural Engineering*. (Annexe 4)

Barrut, B., Blancheton, J.P., René, F., Champagne, J.Y., Grasmick, A. Harvesting efficiency of a vacuum airlift – Application to microalgae open pond production. *En cours de redaction*.

Barrut, B., Blancheton, J.P., Champagne, J.Y., Grasmick, A. Foam fractionation efficiency of a vacuum airlift – Application to particulate matter removal in recirculating system. *En cours de redaction*

Communication internationale

Barrut, B., 2011. The Vacuum Airlift: A water treatment process. 2nd International Aquaculture Training Seminar – Tropical Marine Finfish Hatchery, Le Port, Reunion Island, February 14-18, 2011.

Autre communication

Barrut, B., 2011. Etude et modélisation d'un procédé innovant de traitement de l'eau: l'airlift sous dépression. Journée de l'Ecole Doctorale Science des Procédés Science des Aliments (SPSA), Montpellier, France, 10 juin 2011. (Poster, Annexe 2)

Annexe 2 – Poster présenté (Montpellier 2011)



UM
UNIVERSITÉ MONTPELLIER 2
RECHERCHE ET INNOVATION

Etude et modélisation d'un procédé innovant de traitement de l'eau: l'airlift sous dépression



SP-SA
S O D 3 0 5

Bertrand Barrut^{1,2,3,4}, Jean-Paul Blancheton², François René², Jean-Yves Champagne³, Alain Grasmick⁴, Pierre Bosc¹
¹ARDA, 97420 La Pointe, La Réunion, ²IFREMER, 34230 Palavas les Flots, ³INRA, LMA, 63100 Clermont-Ferrand, ⁴UMR, UMR-CNRS 5030 - ISM 34000 Montpellier

Contexte et applicatifs

Contexte:

- Diminution des coûts énergétiques
- Diminution des consommations en eau
- Diminution des rejets sur l'environnement

Applicatifs

- Pisciculture: Recirculation, traitement de l'eau et gestion des gaz dissous
- Algoculture: Récolte et concentration de microalgues
- Biorémédiation du CO₂: Production de microalgues
- Prétraitement industriel: Purification et ultrafiltration d'eau de mer brute



Objectifs

- Etudier et modéliser l'airlift sous dépression pour chacune de ses fonctions:
 1. Transport hydraulique
 2. Transfert de masse
 3. Extraction de particules
- Dimensionnement et optimisation du fonctionnement du procédé pour ses différentes utilisations

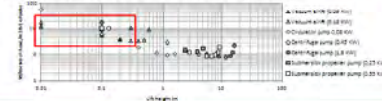
Résultats et Discussion

1. Fonction de transport hydraulique

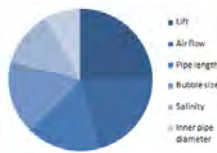
L'efficacité de pompage de l'airlift sous dépression a été mesurée pour:

- Différentes géométries
- Différents débits d'air injecté
- Différents types d'eau

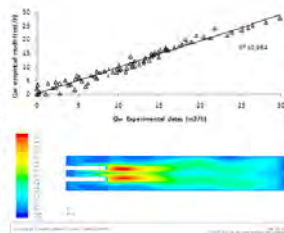
Paramètres choisis pour caractériser énergétiquement et efficacement le procédé par rapport aux domaines d'application visés (recirculation des eaux d'élevages aquacoles)



Les principaux paramètres ayant une influence sur l'efficacité de pompage de l'airlift sous dépression ont été hiérarchisés

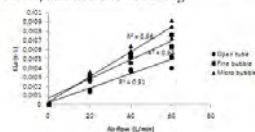


L'élaboration d'un modèle hydraulique a permis d'obtenir des prédictions satisfaisantes de débit d'eau en fonction de différents paramètres influençant les performances hydrauliques de l'airlift sous dépression tel que la longueur de tube, la hauteur de refoulement et le débit d'air.



2. Fonction de transfert de masse

L'efficacité de transfert de masse (échange gazeux) de l'airlift sous dépression a été mesurée pour différents paramètres choisis de façon à caractériser le système par rapport aux domaines d'application visés (gestion des gaz dissous, Biorémédiation du CO₂)



Les principaux paramètres ayant une influence sur l'efficacité de transfert de masse de l'airlift sous dépression ont été hiérarchisés



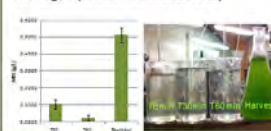
Conclusion

- Procédé innovant
- Optimisation propre à la fonction utilisée ou pouvant regrouper 3 fonctions en un seul appareil
- Résultats encourageants en terme d'efficacité et d'économie d'énergie
- Procédé prometteur dans les différents domaines d'application ciblés:
 - Récolte de microalgues
 - Gestion des gaz dissous
 - Recirculation des eaux d'élevages aquacoles
 - Ultrafiltration des eaux

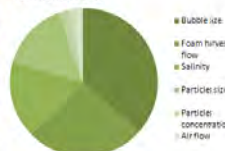


3. Fonction d'extraction de particules

L'efficacité d'extraction de particules par l'airlift sous dépression a été mesurée pour différents paramètres choisis de façon à caractériser le système par rapport aux domaines d'application visés (Récolte de microalgues, Ultrafiltration des eaux)



Les principaux paramètres ayant une influence sur l'efficacité d'extraction de particules de l'airlift sous dépression ont été hiérarchisés

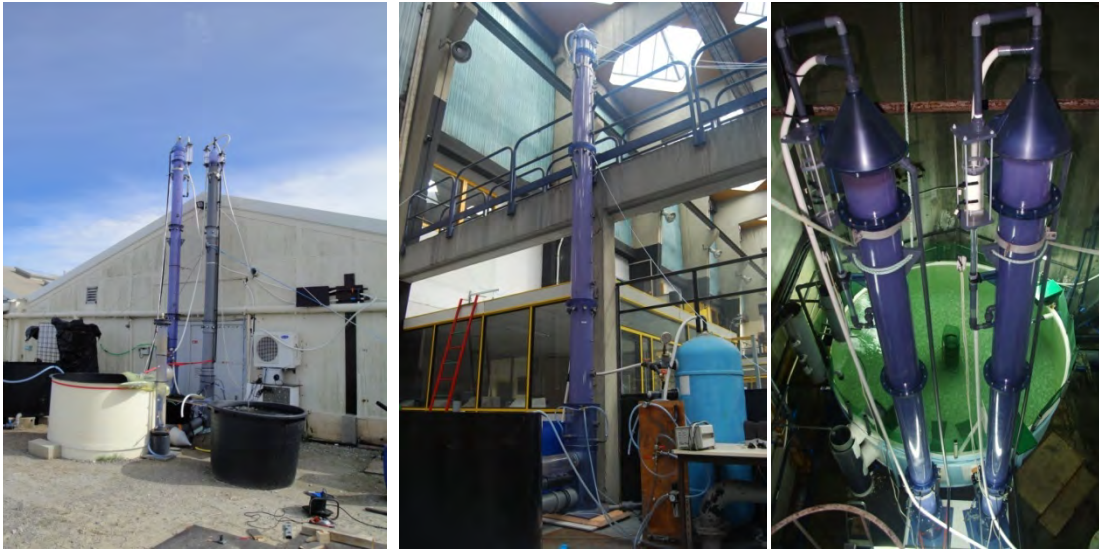


Perspectives

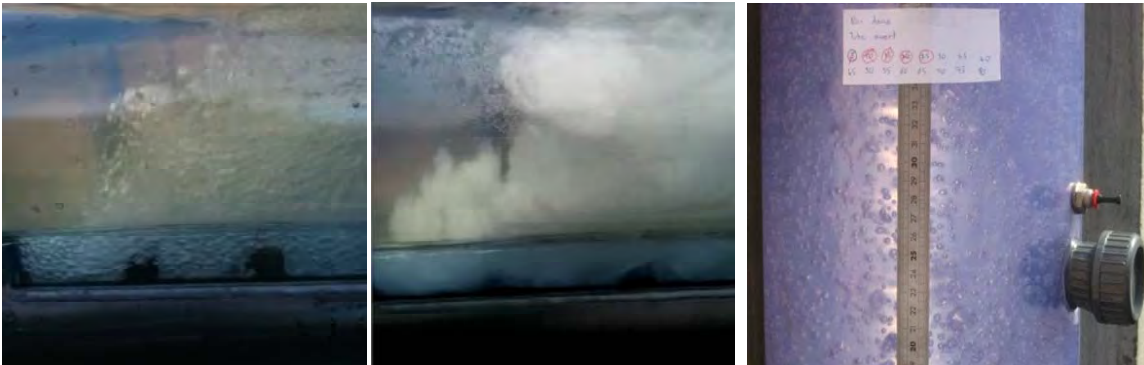
- La technologie doit continuer à être développée de façon à répondre directement aux besoins des industriels > création d'entreprise COLDEP
- Utilisation du procédé pour:
 - ✓ La récolte de microalgues (*Dunaliella salina*) avec les Salins du Midi
 - ✓ L'extraction de microbilles de pétrole avec Total
 - ✓ La biorémédiation du CO₂ (programme VASCO 2) avec Ifremer



Annexe 3 – Photographies



Colonnes à dépression installées : à l'IFREMER (Fig. A-1) ; à l'INSA (Fig. A-2) et à l'ARDA (Fig. A-3).



Bullage : en eau douce (Fig. A-4) ; en eau de mer (Fig. A-5) et dans la colonne en eau douce (Fig. A-6).



Mousse « propre » dans la colonne (Fig. A-7); Mousse concentrée d'une récolte de microalgues (Fig. A-8); mousse concentrée en microalgues (*Dunaliella salina*) dans la colonne (Fig. A-9).



Ombrine tropicale (*Sciaenops ocellatus*) (Fig. A-10)



Contents lists available at SciVerse ScienceDirect

Aquacultural Engineering

journal homepage: www.elsevier.com/locate/aqua-online

Mass transfer efficiency of a vacuum airlift—Application to water recycling in aquaculture systems

Bertrand Barrut^a, Jean-Paul Blancheton^{b,*}, Jean-Yves Champagne^c, Alain Grasmick^d

^a ARDA, Station Marine du Port, Port Ouest, Hangar 10, 97420 Le Port, Reunion Island, France

^b IFREMER, Station d'Aquaculture Expérimentale, Laboratoire de Recherche Piscicole de Méditerranée, Chemin de Maguelone, 34250 Palavas-les-Flots, France

^c LMFA, UMR CNRS 5509, Université de Lyon, Ecole Centrale de Lyon, Université Lyon 1, INSA de Lyon, ECL, 20, avenue Albert Einstein - 69621, Villeurbanne Cedex, France

^d Institut Européen des Membranes (UMR-CNRS 5635), Université Montpellier II, CC005, Place Eugène Bataillon, 34095 Montpellier Cedex 05, France

ARTICLE INFO

Article history:
Received 11 July 2011
Accepted 26 October 2011

Keywords:
Mass transfer
Airlift
Vacuum
Aquaculture
RAS
Aeration
Degasification
Salinity

ABSTRACT

In aquaculture, oxygen transfer and carbon dioxide stripping are the first limiting factors to fish rearing intensification. In this study we measured the O₂ and CO₂ mass transfer coefficient (K_La) for a vacuum airlift in fresh (<1‰ salinity) and sea water (35‰ salinity) recirculating aquaculture systems (RAS). The airlift was composed of two concentric tubes: an inner riser tube and an external downcomer tube and can be adjusted at three different heights: 2, 4 or 6 m. Several types of air injectors were tested, delivering different sizes of bubble swarms depending on their porosity and functioning conditions (low or high injection pressure), with air flows varying from 0 to 80 L min⁻¹. Experiments were also carried out at different water circulation velocities and with cold (7 °C) and warm water (22 °C). The best transfer coefficient (K_La) value was obtained at a high air flow rate, a high temperature and with reduced bubble size. Results showed that K_La was not affected by water salinity, but it was slightly affected by water flow (Q_w), airlift inner pipe length and vacuum. The presence of vacuum reduces gas solubility in water and facilitates CO₂ stripping. The comparison between O₂ and CO₂ transfers showed that higher K_La values were obtained for O₂ than for CO₂ in fresh and sea water, probably due to chemical reactions between the CO₂ and water. For RAS, the vacuum airlift provides a Standard Aeration Efficiency (SAE) of 1.13 kgO₂ kW h⁻¹ and a Standard Stripping Efficiency (SSE) of 1.8 kgO₂ kW h⁻¹ or 0.023 kgCO₂ kW h⁻¹. In rearing water, CO₂ and O₂ transfers were negatively affected when feed was added. An empirical model for CO₂ mass transfer coefficient prediction was developed and calibrated. Simulation shows a good correlation between predicted and measured values ($R^2 = 0.87$).

© 2011 Elsevier B.V. All rights reserved.

1. Introduction

In aquaculture, gas exchange is essential to keep the fish alive. It is important to maintain oxygen concentrations above a safe level and to strip the carbon dioxide produced by the respiration of fish and heterotrophic bacteria. Several pathologies are caused by excessive CO₂ concentrations in the rearing tank. Toxic CO₂ concentrations differ among fish species. For Tilapia, concentrations of CO₂ as high as 60 mg L⁻¹ have shown no adverse effect (Timmons and Ebeling, 2010). For Atlantic salmon, values up to 26 mg L⁻¹ of CO₂ have no significant effect on growth or health (Fivelstad et al., 1998) while spotted wolffish are unaffected by values as high as 33.5 mg L⁻¹ (Foss et al., 2003). However, CO₂ concentrations over than 55 mg L⁻¹ have a significant effect on European seabass mortality (Grøttum and Sigholt, 1996). An excess of CO₂ is the second limiting factor for aquaculture finfish growth (Grøttum and Sigholt,

1996; Fivelstad et al., 1998; Cecchini et al., 2001; Blancheton et al., 2007; Moran, 2010a).

Most recirculating aquaculture systems (RAS) are therefore equipped with (1) a system for oxygen transfer in order to maintain a sufficient oxygen concentration in the water and (2) a specific exchange column to strip the excess CO₂ and N₂. These conventional exchangers are being replaced by airlifts or air bubbling in recent aquaculture systems (Mozes et al., 2004; Blancheton et al., 2007; Mamane et al., 2010). Airlifts are widely used for mass transfer in chemical and biochemical processes because they are easy and economical to set up and use (Chaumat et al., 2007b; Yu et al., 2008). They are also less energy-consuming than cascade columns, which require energy to lift water to the top of the column (Watten and Boyd, 1990; Colt and Orwicz, 1991; Grace and Piedrahita, 1994). Moreover, airlifts can combine different functions such as water transport, aeration, CO₂ stripping and foam fractionation in the same treatment device, which may decrease the occurrence of breakdown, facilitate technical supervision and reduce the space used (Roque d'orbcastel et al., 2009). The exchange system has to maximize air/water specific surface area and to reduce mass

* Corresponding author. Tel.: +33 4 67 13 04 12; fax: +33 4 67 13 04 58.
E-mail address: Jean.Paul.Blancheton@ifremer.fr (J.-P. Blancheton).

Nomenclature

a^*	interfacial area in the total volume ($\text{m}^2 \text{m}^{-3}$)
a_g	specific area of bubble ($\text{m}^2 \text{m}^{-3}$)
C_0	dissolved CO_2 (or O_2) concentration in the liquid phase at the beginning of the experiment (mg L^{-1})
C_{eff}	dissolved CO_2 (or O_2) concentration in the liquid at the outlet of the vacuum airlift (mg L^{-1})
C_{in}	dissolved CO_2 (or O_2) concentration in the liquid at the inlet of the vacuum airlift (mg L^{-1})
C_L	dissolved CO_2 (or O_2) concentration in the liquid phase (mg L^{-1})
C_S	dissolved CO_2 (or O_2) concentration in the liquid phase in equilibrium with atmosphere (mg L^{-1})
D_b	bubble diameter (m)
ΔP	pressure loss necessary to inject the air (Pa)
ε_g^*	gas holdup in the total volume (%)
H	pipe length (m)
HRT_i	hydraulic residence time (s)
$K_L a$	mass transfer coefficient of liquid (s^{-1})
$K_L a^*$	mass transfer coefficient in the total volume of liquid (s^{-1})
Q_g	gas flow rate ($\text{m}^3 \text{s}^{-1}$)
Q_w	water flow rate ($\text{m}^3 \text{s}^{-1}$)
V_i	volume of liquid in the inner tube of the vacuum airlift (m^3)
V_T	total volume of liquid (m^3)

transfer resistance. When physical transfer is insufficient for CO_2 stripping, a base can be added to the water to decrease the free CO_2 concentration. The addition of a base (NaOH, or bicarbonates) is frequently used to maintain a stable pH and decrease dissolved CO_2 concentrations in water (Bisogni and Timmons, 1994; Grace and Piedrahita, 1994; Summerfelt, 1996; Piedrahita, 1997, 1998; Loyless and Malone, 1998). However, the use of chemicals is increasingly discouraged because of quality standards (Summerfelt et al., 2000).

Most studies on airlifts focus on diffuser porosity, gas holdup, lift height, water flow rates (or liquid circulation velocity), air flow rates (or superficial gas velocity) and temperature (Loyless and Malone, 1998; Kang et al., 1999; Letzel et al., 1999; Vandu and Krishna, 2004; Chaumat et al., 2007b; Moran, 2010b; Singh and Majumder, 2011). All these parameters directly affect airlift mass transfer performance. Few studies have been carried out on combined variations of the parameters, probably because of the large number of experiments required and the difficulties involved in carrying them out. Loyless and Malone (1998) investigated the use of airlifts to solve aeration and CO_2 stripping problems in RAS. However, all the results were obtained in fresh water and there is very little information available in research literature on airlift efficiency for CO_2 stripping and aeration in sea water. Recently, Moran (2010b), completed the work of Loyless and Malone by comparing results obtained in fresh (0‰ salinity) and saline water (35‰ salinity). In their study, salinity was not found to have a significant effect on the CO_2 mass transfer characteristics of the airlift. The aim of this study was to quantify the gas exchange capacity of a vacuum airlift (in fresh water, sea water and fish-rearing sea water) and to compare its performances with other mass transfer systems currently used in RAS.

The vacuum airlift technology consists in (1) a vertical tube at the top of which a controlled vacuum is created by a vacuum pump to keep the water level stable, and at the bottom of which gas is injected similarly to a standard airlift, and (2) a downcomer tube to drive the water back to the pumping tank. The addition of a vacuum

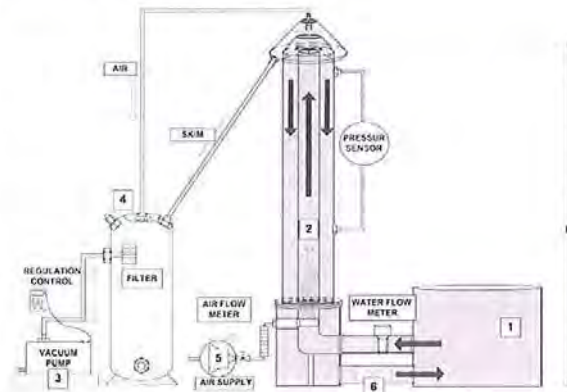


Fig. 1. Schematic diagram of the vacuum airlift set-up used for this study.

should have a positive effect on gas stripping (Henry's law). The vacuum reduces air injection energy requirements while maintaining a significant length of the pipe above water level, thereby increasing the submergence ratio without the need for deep zones in the pumping area (Fig. 1). In addition, the risk of gas oversaturation is avoided by low air injection depths (Loyless and Malone, 1998) and the gas injected or removed from the fluid can be collected for storage before treatment in the case of off-gas.

2. Materials and methods

2.1. Experimental setup and parameters tested

The experimental equipment used to study the transfer function of the vacuum airlift is shown in Fig. 1. It comprised a 1 m^3 tank (1) open to the air and connected to a vacuum airlift kindly provided by COLDEP® (2) composed of two concentric vertical transparent PVC pipes. The outer diameter (OD) of the internal pipe was 160 mm. The diameter of the external pipe was 315 mm (OD) along the first meter and 250 mm (OD) after the first meter and up to the top (Fig. 1). The top of the vacuum airlift was hermetically sealed and connected to a vacuum pump (3) (BUSCH—Mink MM.1100.BV) with a maximum airflow of $60 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$. The vacuum created by the pump allows water to rise in the internal pipe. A pressure gauge (4) ranging from -1 bar to 1 bar, connected to the frequency converter of the pump's electric motor, was used to control pressure levels and regulate the water height in the vacuum airlift. At the top of the vacuum airlift, the difference in height between the internal and external tubes was set at 0.2 m, to limit head losses when water flow passed from the internal to the external tube.

The combination and the range of variations or values of each parameter tested to quantify mass transfer efficiency are given in Table 1.

Air was injected near the bottom of the inner tube using an electric compressor (5) (BECKER DT4.40 K), which delivers a maximum of $40 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$ at a pressure of 1 bar. Different types of injectors were used for air injection: an open tube diffuser which creates a swarm of large bubbles (>3 mm), an injector working at a pressure of 0.5 bar which creates fine bubbles (1 mm) and an injector working at a pressure of 1 bar which creates tiny bubbles (<1 mm). Injected air pressure was controlled by a pressure gauge and airflow was measured using a rotameter (Key Instrument MR 3000 Series Flowmeter $\pm 5 \text{ L min}^{-1}$).

The effect of water flow on mass transfer efficiency was tested for three different flow rates: respectively 5, 10 and $15 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$. As water flow is dependent on air flow rates, a valve was placed at the

Table 1
 Combination of all parameters tested to quantify the mass transfer efficiency of the vacuum airlift.

Pipe length H (m)	Depression (bar)	Type of water	Temperature ($^{\circ}\text{C}$)	Type of injection	Air flow Q_g ($\text{L}\cdot\text{min}^{-1}$)
6	-0.5	Sea water	7	Micro bubble	20, 40 and 60
				Fine bubble	20, 40 and 60
				Open tube	20, 40 and 60
		Fresh water	22	Fine bubble	40
			7	Micro bubble	40
				Fine bubble	40
4	-0.3	Sea water	22	Open tube	40
2	-0.15	Sea water	22	Fine bubble	40

outlet of the vacuum airlift to control the water flow (6). Water flow rate was measured using an electromagnetic flowmeter (Bürkert, France) ($\pm 0.01 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$) positioned at the inlet of the vacuum airlift.

2.2. Method for mass transfer coefficient assessment

The determination of the mass transfer coefficient $K_L a$ depends on the hydrodynamics and configuration of the system. In batch reactors, the value of $K_L a$ can be deduced from an instantaneous mass balance of solute as follows:

$$\frac{dC_L}{dt} = K_L a^* (C_S - C_L) \quad (1)$$

where C_L is the dissolved CO_2 (or O_2) molar or mass concentration in the liquid phase at time t (mg L^{-1}), C_S is the saturated dissolved CO_2 (or O_2) molar or mass concentration in the liquid (mg L^{-1}), $K_L a^*$ is the mass transfer coefficient of the system, i.e. the rearing tank plus the vacuum airlift (s^{-1}). The “ a^* ” value directly depends on the specific area of bubbles, a_g , and on gas holdup, ε_g^* , in the total volume: $a^* = a_g \cdot \varepsilon_g^*$.

Integration of Eq. (1) allows the calculation of the global mass transfer coefficient $K_L a^*$ relative to the total volume of liquid in the system:

$$\ln \left(\frac{C_S - C_0}{C_S - C_L} \right) = K_L a^* t \quad (2)$$

where C_0 is the dissolved CO_2 (or O_2) concentration in the liquid phase at the beginning of the experiment (mg L^{-1}). The slope of the regression line obtained from the relationship between the logarithmic function and time corresponds to the coefficient value $K_L a^*$.

The actual mass transfer coefficient $K_L a$ of the vacuum airlift relative to its volume may be assessed by a first approximation using the following relation:

$$K_L a = \left(\frac{V_T}{V_i} \right) K_L a^* \quad (3)$$

where V_T and V_i respectively represent the total volume of liquid in the system (i.e. 1100 L) and the volume of liquid inside the inner tube of the vacuum airlift (i.e. 100 L) where effective contact occurs between the air and liquid phases as measurements showed that the gas exchange between the liquid surface in the tank and the air was insignificant during the duration of the experiments.

$K_L a$ can be converted to a standard reference temperature of 20°C ($(K_L a)_{20}$) using the Arrhenius temperature relation:

$$K_L a = (K_L a)_{20} \theta^{T-20} \quad (4)$$

where θ is the temperature correction factor ($= 1.024$) and T is the water temperature during the experiment ($^{\circ}\text{C}$).

The Standard Oxygen Transfer Rate (SOTR) for absorption or desorption and the Standard Carbon dioxide Transfer Rate (SCTR) in $\text{kg m}^{-3} \text{ s}^{-1}$ are obtained using the following relations:

$$\text{SOTR} = K_L a C_S \quad (5)$$

$$\text{SCTR} = K_L a C_S \quad (6)$$

where $K_L a$ is the mass transfer coefficient of the vacuum airlift in standard condition (s^{-1}) and C_S is the water saturation concentration ($10^{-3} \text{ mg L}^{-1}$). The saturated dissolved concentrations of O_2 were obtained from Benson and Krause (1984). The saturated dissolved concentrations of CO_2 have increased significantly (by around 30% over the past thirty years) but using Physical and Engineering Data (1978) values do not significantly alter the $K_L a$ values for CO_2 mass transfer. The saturated dissolved concentrations of O_2 and CO_2 are provided in Table 2.

The Standard Aeration Efficiency (SAE) for O_2 and the Standard Stripping Efficiency (SSE) for O_2 and CO_2 in kg kWh^{-1} may then be determined using the following relations:

$$\text{SAE} = 3.610^6 \left(\frac{\text{SOTR}}{P_S} \right) \quad (7)$$

$$\text{SSE} = 3.610^6 \left(\frac{\text{SOTR or SCTR}}{P_S} \right) \quad (8)$$

where P_S is the specific power required (W m^{-3}), defined as the pressure loss ΔP (Pa) needed to inject the air flow rate Q_g ($\text{m}^3 \text{ s}^{-1}$) in the inner volume V_i (m^3) of the vacuum airlift:

$$P_S = \left(\frac{\Delta P Q_g}{V_i} \right) \quad (9)$$

2.3. CO_2 stripping measurement

The concentration of dissolved CO_2 in water can be measured using an OxyGuard CO_2 Analyzer ($\pm 1 \text{ mg L}^{-1}$). The probe of the gas analyzer measures the partial pressure of CO_2 ($p\text{CO}_2$) in the water via infrared absorption. However, as the probe takes a few minutes to reach 95% of the $p\text{CO}_2$ value, it was decided to measure dissolved CO_2 by following changes in pH. A standard curve of CO_2 concentration at equilibrium versus pH was established in the laboratory for the different types of water used in this study (Fig. 2). The curves were used to determine the equilibrate CO_2 values correlated to pH levels during the decreased kinetic of CO_2 . The rise in pH levels in the tank was measured using a pH-meter (Eutech instruments Ecoscan pH 5 ± 0.01). The measurements obtained with the pH-meter at the beginning and at the end of each experiment were checked with the CO_2 probe until the value reached its equilibrium.

For all the experiments, the experimental tank water was enriched in CO_2 up to a concentration of 50 mg L^{-1} . The pH

Table 2
 Concentration of dissolved O_2 and CO_2 in fresh and sea water in equilibrium with the atmosphere for different temperatures used in this study.

Temperature ($^{\circ}\text{C}$)	Salinity (‰)	C_S (O_2) (mg L^{-1})	C_S (CO_2) (mg L^{-1})
7	0	12.14	0.79
22	0	8.76	0.48
7	35	9.39	0.65
22	35	6.97	0.4

Please cite this article in press as: Barrut, B., et al., Mass transfer efficiency of a vacuum airlift—Application to water recycling in aquaculture systems. Aquacult. Eng. (2011), doi:10.1016/j.aquaeng.2011.10.004

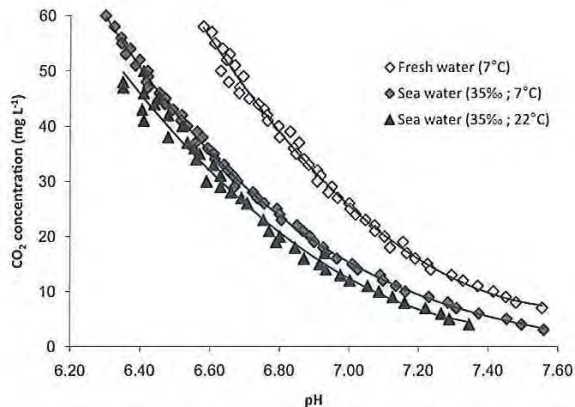


Fig. 2. Relationship between CO_2 concentration in water and pH for different types of water and different temperatures. Alkalinities for fresh and sea water are 1.95 and 2.36 mmol L^{-1} respectively.

levels were measured in the tank every 2 min for 1 h. A submersible pump was placed in the tank to circulate the water to maintain a homogenous concentration of CO_2 . To assess the effect of water temperature and salinity on mass transfer, the experiments were carried out in cold (7°C) fresh and sea water and in warm sea water (22°C) (Table 1). Seawater was derived from the sea and filtered ($40\ \mu\text{m}$ filtration) and subjected to UV sterilization before use. Bubble size was recorded for all the measurements using a double optic fibre probe (RBI) as described by Chaumat et al. (2007a). The average bubble size produced by the different types of air injection is presented in Fig. 3. Since the distance between two optic fibres is around 2 mm, this tool is not able to measure accurately bubbles smaller than 2 mm. Therefore, many microbubbles were not measured when using diffusers in sea water with no occurrence of coalescence (Ruen-ngam et al., 2008; Kawahara et al., 2009).

2.4. O_2 aeration and stripping measurement

The same experimental set up was used to evaluate O_2 aeration and stripping performances. For the aeration experiments, water was first deoxygenated by the addition of sodium disulfide (NaHSO_3) until a concentration of $0.13\ \text{mg L}^{-1}$ of dissolved oxygen (1.4% saturation) was reached. Air flow rate was set at $40\ \text{L min}^{-1}$ and pipe length at 6 m. A fine bubble injector was used. Oxygen

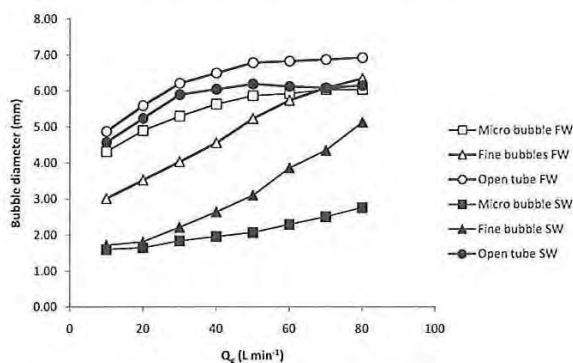


Fig. 3. Average bubble size (D_b) in the internal tube of the vacuum airlift versus airflow (Q_a) for different types of air injection in fresh water (white) and sea water (black) and for a 6 m high vacuum airlift.

was measured using an oximeter (YSI 52 Dissolved oxygen meter), which gives the results directly in mg L^{-1} of O_2 ($\pm 0.1\ \text{mg L}^{-1}$) and the % O_2 saturation of the water ($\pm 0.1\%$). The O_2 concentration of the water was measured in the tank every 2 min for 1 h. For the stripping experiments, the water was first over-saturated in O_2 , up to $20.72\ \text{mg L}^{-1}$ (223.5% saturation). Operating conditions were the same as for the aeration experiments.

2.5. Method to evaluate the effect of vacuum on mass transfer coefficients

Since the depression level in the vacuum airlift is dependent on pipe length, it is not possible to assess the effect of vacuum on the mass transfer coefficient ($K_L a$) without varying the pipe length of the vacuum airlift. Therefore, a specific airlift was set up using a vertical transparent PVC tube of 160 mm (OD) and 2 m in length. At the bottom, air was injected with a fine bubble injector. All measurements were taken with or without vacuum at the top of the airlift in sea water. Airflow was fixed at $40\ \text{L min}^{-1}$ and the water temperature was 24°C . The protocol was the same as described previously (Section 2.3).

2.6. Method to evaluate the mass transfer coefficients in rearing conditions

To study the mass transfer modification in fish rearing conditions, the vacuum airlift was connected to a $15\ \text{m}^3$ rearing tank operated with an hourly water renewal rate of 100%. The vacuum airlift and all the analysis devices were the same as described previously (Sections 2.1 and 2.3). The livestock consisted of 200 kg of red drums (*Sciaenops ocellata*) with an average weight of 15 g. Feed consisted of fish pellets with a diameter of 2 mm (LE GOUSSANT-OMBRINE GROWER EXT-coul 2, 47% protein and 13% lipids) and the daily feeding rate was 5% of total biomass. Dissolved CO_2 , pH and O_2 concentrations were measured every 10–30 min at the inlet and outlet of the vacuum airlift, when testing the influence of feeding on the airlift mass transfer performance. The CO_2 concentration is not at equilibrium at the outlet of the vacuum airlift. It takes less than 10 min before the equilibrium is reached at these temperature (27°C) and water velocity (around $0.3\ \text{m s}^{-1}$) as described by Moran et al. (2010), but this difference was taken in account as the time between two measurements was more than sufficient for the CO_2 concentration to reach its equilibrium and the variation was below the precision of the CO_2 probes. $K_L a$ was calculated using the following equation resulting from an instantaneous mass balance on the inner airlift tube:

$$K_L a = \frac{\ln((C_S - C_{in}) / (C_S - C_{eff}))}{\text{HRT}_i} \quad (10)$$

where C_{in} is the dissolved CO_2 (or O_2) concentration in the liquid at the inlet of the vacuum airlift (mg L^{-1}), C_{eff} is the dissolved CO_2 (or O_2) concentration in the liquid at the outlet of the vacuum airlift (mg L^{-1}) and HRT_i is the hydraulic residence time in the inner tube of the vacuum airlift (V_i/Q_w).

3. Results and discussion

3.1. CO_2 desorption kinetics in the vacuum airlift

3.1.1. Effect of air bubble size and air flow rates

For all types of air injectors, increases in air flow rates from 20 to $40\ \text{L min}^{-1}$ or from 40 to $60\ \text{L min}^{-1}$ resulted in CO_2 stripping velocity increases of about 19% (namely a decrease in CO_2 concentration between 4.5 and $7.8\ \text{mg L}^{-1}$) after 30 min (Fig. 4). For all air flow rates, use of fine bubble and micro bubble diffusers instead of open tube injectors increased CO_2 stripping velocity by about 11%

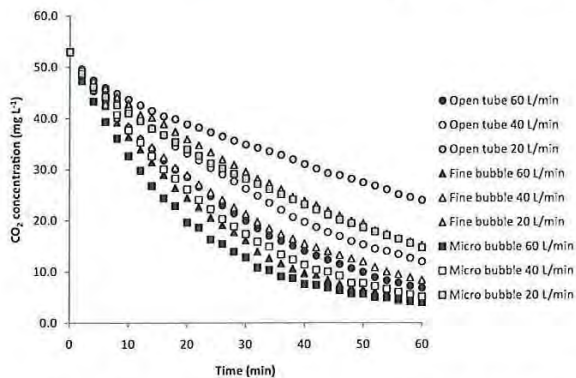


Fig. 4. CO_2 concentration in water versus time for different flow rates (20, 40 and 60 L min^{-1}) and for different type of injectors (open tube, fine bubble, micro bubble) in sea water with a 6 m high vacuum airlift.

(namely a decrease in CO_2 concentration between 3 and 4.2 mg L^{-1}) and 21% (namely a decrease in CO_2 concentration between 4.9 and 8.5 mg L^{-1}), respectively after 30 min (Fig. 4). Diffusers produce smaller bubbles and therefore more efficient CO_2 stripping compared to the larger bubbles generated with open tube injectors. Fig. 5 shows the log deficit ratio obtained from the decrease in CO_2 concentration (Fig. 4) and using Eq. (1). The linearity of the curves makes it possible to estimate the value of $K_L a$ for the different parameters tested using Eq. (2).

There was a linear increase in the calculated values of $K_L a$ with air flow rates (Fig. 6). At 0 L min^{-1} of air injected, the $K_L a$ was 0.000024 s^{-1} irrespective of the type of injector. An increase from 20 to 40 L min^{-1} of injected air increased $K_L a$ values ranging between 0.0015 and 0.004 s^{-1} to between 0.004 and 0.007 s^{-1} , depending on the type of injector used. An increase from 40 to 60 L min^{-1} of injected air produced $K_L a$ values ranging between 0.005 and 0.01 s^{-1} (Fig. 6). Irrespective of air flow rate, $K_L a$ values were higher when diffusers were used. Small air bubbling increases the specific surface area of the bubbles and the gas holdup inside

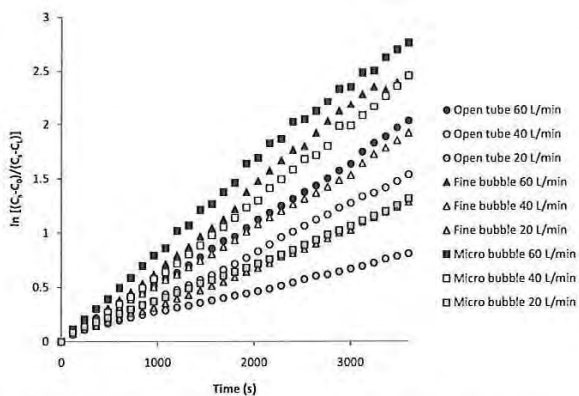


Fig. 5. Log deficit ratio versus time for different flow rates (20, 40 and 60 L min^{-1}) and for different types of injectors (open tube, fine bubble, and micro bubble) in sea water with a 6 m high vacuum airlift. The regression equations for the log deficit ratio are as follows: micro bubble 60 L min^{-1} , $y = 8.31 \times 10^{-4}x + 0.005$, $R^2 = 0.99$; micro bubble 40 L min^{-1} , $y = 6 \times 10^{-4}x - 0.07$, $R^2 = 0.99$; micro bubble 20 L min^{-1} , $y = 3.1 \times 10^{-4}x + 0.038$, $R^2 = 0.99$; fine bubble 60 L min^{-1} , $y = 6.7 \times 10^{-4}x - 0.047$, $R^2 = 0.99$; fine bubble 40 L min^{-1} , $y = 5.1 \times 10^{-4}x + 0.008$, $R^2 = 0.99$; fine bubble 20 L min^{-1} , $y = 3.1 \times 10^{-4}x - 0.005$, $R^2 = 0.99$; open tube 60 L min^{-1} , $y = 4.8 \times 10^{-4}x - 0.007$, $R^2 = 0.99$; open tube 40 L min^{-1} , $y = 3.7 \times 10^{-4}x - 0.021$, $R^2 = 0.99$; open tube 20 L min^{-1} , $y = 1.8 \times 10^{-4}x + 0.058$, $R^2 = 0.99$.

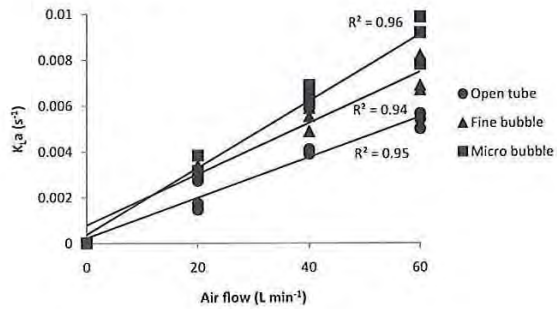


Fig. 6. CO_2 mass transfer coefficient ($K_L a$) versus air flow (20, 40 and 60 L min^{-1}) for different types of injectors (open tube, fine bubble, micro bubble) in sea water (35‰) at 7°C with a 6 m high vacuum airlift. The regression equations are as follows: micro bubble, $y = 1.46 \times 10^{-4}x + 3.87 \times 10^{-4}$, $R^2 = 0.96$; fine bubble, $y = 1.11 \times 10^{-4}x + 7.93 \times 10^{-4}$, $R^2 = 0.94$; open tube, $y = 8.8 \times 10^{-5}x + 2.35 \times 10^{-4}$, $R^2 = 0.95$.

the system. These results are consistent with those of many other studies (Letzel et al., 1999; Vandu and Krishna, 2004; Chaumat et al., 2005a, 2007b; Contreras, 2007). However, bubbles with diameters of less than 1 mm are dragged into the downcomer tube (their upward velocity is low). Consequently, the smallest bubbles flow back to the pumping tank, which may be detrimental to the fish and result in a decrease in bubble gas, as described by Husseint (1987).

An empirical model for predicting the mass transfer coefficient of a 6 m high vacuum airlift with airflow injection rates of 20 – 60 L min^{-1} was developed by integration of all the results obtained from the experiments on mass transfer in fresh and sea water for different bubble sizes and airflow rates. The empirical equation of the model is as follows:

$$K_L a = (0.9 - 62D_b) Q_g \quad (11)$$

where $K_L a$ is the mass transfer coefficient (s^{-1}); D_b is the average bubble diameter (m) and Q_g is the air flow rate ($\text{m}^3 \text{ s}^{-1}$). The predicted values were compared with the experimental data in Fig. 7.

3.1.2. Effect of water flow

When operating, the air flow rate was fixed and water flow was varied using a specific valve. As widely described with multiphase reactors, water flow rate has a minor effect on $K_L a$ compared to the effect of air flow rates. However, it was noticed that the mass transfer coefficient increased slightly with water flow, especially when air was injected at 60 L min^{-1} (Fig. 8). This can be correlated with the accumulation of air bubbles in the downcomer tube of the

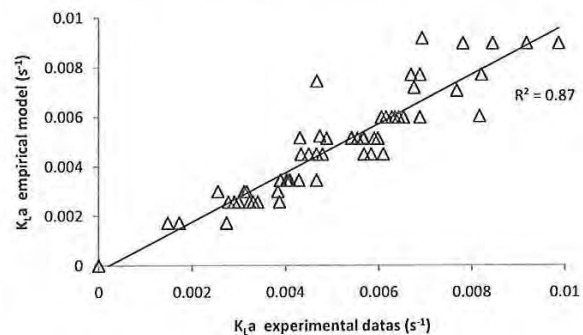


Fig. 7. Empirical model versus experimental data for the mass transfer coefficient in the vacuum airlift of different average bubble sizes and different air flows. The regression equation is as follows: $y = 0.99x - 2.25 \times 10^{-4}$, $R^2 = 0.87$.

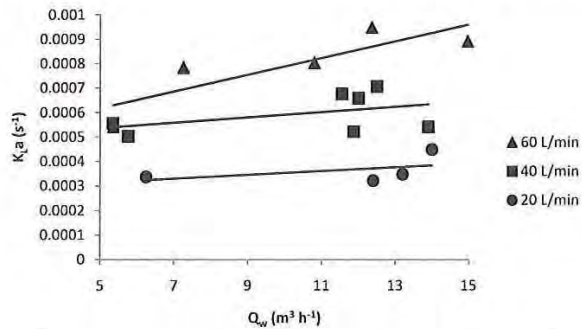


Fig. 8. Relationship between the mass transfer coefficient K_La and water flow (Q_w) for different air flows (20, 40 and 60 L min⁻¹) in sea water with fine bubble air injection and a 6 m high vacuum vacuum airlift. The regression equations are as follows: 20 L min⁻¹, $y = 8.3E^{-5}x - 3E^{-3}$, $R^2 = 0.22$; 40 L min⁻¹, $y = 1.2E^{-4}x - 5.2E^{-3}$, $R^2 = 0.2$; 60 L min⁻¹, $y = 3.7E^{-4}x - 4.8E^{-3}$, $R^2 = 0.73$.

Table 3

K_La value for different pipe lengths (2, 4 and 6 m) with an air flow of 40 L min⁻¹ and fine bubble injection in sea water.

Pipe length (m)	Depression (bar)	K_La (s ⁻¹)
2	-0.15	0.00725 ± 0.00022
4	-0.3	0.00718 ± 0.00009
6	-0.5	0.00753 ± 0.00013

vacuum airlift with high water flow, which increases gas holdup and gas/liquid specific surface area.

3.1.3. Effect of vacuum

The effect of vacuum was studied with two types of experiments. The first involved variations in vacuum airlift height (Table 3) and the second, variations in the depression value at the top of a defined 2 m high static airlift.

In the first experiment, three different vacuum airlift heights were tested, *i.e.* 2, 4 and 6 m. Results show that height had no effect on mass transfer coefficients (Table 3, Fig. 9): average K_La values were relatively similar and ranged from 0.0072 to 0.0075 s⁻¹. These results were surprising because theoretically, stripping should increase when operating pressure decreases. Moreover, when vacuum and airlift height were increased, the injection depth and water flow also increased (Barrut et al., submitted for publication).

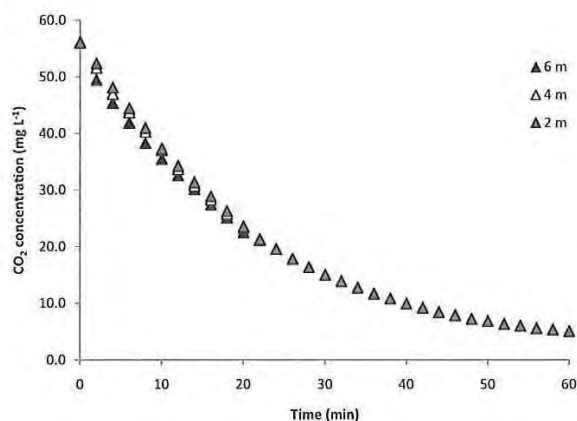


Fig. 9. CO₂ concentration in water versus time for different pipe lengths (2, 4 and 6 m) with a fine bubble injection and an air flow of 40 L min⁻¹ in sea water.

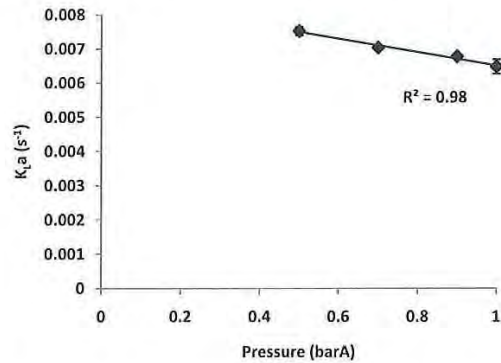


Fig. 10. Relationship between the mass transfer coefficient (K_La) and depression values (below atmospheric pressure) in sea water with an airflow of 40 L min⁻¹ and a 6 m high vacuum airlift.

An increase in injection depth should result in an increase in mass transfer efficiency (Jensen et al., 1989) and an increase in water circulation velocity generally leads to a slight increase of the transfer coefficient by more bubbles being carried into the downcomer and by an increase in bubble residence time (Fig. 8).

In the second experiment, three depression values were tested (Fig. 10). Vacuum had a positive effect on the mass transfer coefficient for CO₂ stripping, with a 16% increase of K_La due to (1) an increase in gas holdup (Barrut et al., submitted for publication) and (2) a decrease in CO₂ solubility in water (Henry's law). Conversely, a decrease in pressure leads to an increase in the average gas bubble diameters, in accordance with the ideal gas law. Some authors recommended increasing hydraulic pressure to obtain smaller bubbles, even if an increase in bubble size leads to more turbulence and thus higher K_L values (Letzel et al., 1999; Kang et al., 1999, 2000). However, as shown previously, the corresponding increase of K_L with water flow is insignificant (Fig. 8).

The most significant result of these experiments is the fact that the mass transfer coefficient obtained with the 2 m high vacuum airlift was the same as that obtained with a higher vacuum airlift. The explanation could be that bubbles coalesce rapidly and that the first two meters are sufficient for gas stripping to occur, with the diameters of the bubbles becoming too large beyond this height for efficient transfer. It is therefore unnecessary to increase airlift height (and vacuum) to increase mass transfer in the system.

3.1.4. Effect of water salinity

Stripping velocities in fresh and sea water were similar irrespective of the injector used (Fig. 11). The differences in K_La obtained with the two types of water were not significant ($P > 0.556$), when, for both water types, the differences between the types of injection were significant ($P < 0.001$). Moran (2010a,b), showed that salinity had no effect on mass transfer efficiency. He suggested that this was due to the poor stripping efficiency of the airlift. This was surprising as bubble size distribution is very dependent on water salinity. In sea water, the average bubble diameter was smaller than in fresh water under the same conditions and with the same injector (Fig. 3). Nevertheless, saturated concentrations of solutes in seawater are significantly lower than in fresh water (Table 2) and transfer intensity may be modified, which indirectly modifies the value of K_La . It is also important to take into account the specificity of CO₂ that reacts with water as free CO₂. These reactions are dependent on temperature and the ionic composition of the water (Moran, 2010a). The differences in the ionic composition of fresh and sea water could explain why we obtained equivalent mass transfer coefficients.

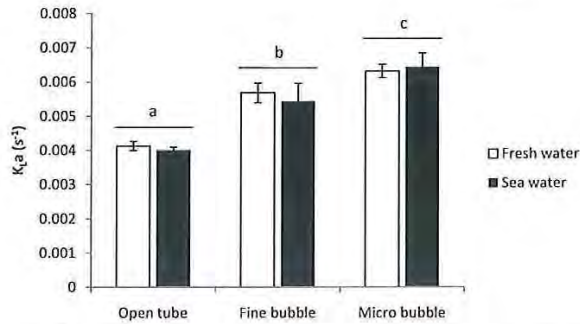


Fig. 11. $K_L a$ value for different types of injectors (open tube, fine bubble and micro bubble) in fresh and sea water with an air flow of 40 L min^{-1} and a 6 m high vacuum airlift. Letters correspond to the pairwise comparison results.

3.1.5. Effect of water temperature

Increases in temperature significantly improved mass transfer kinetics ($P < 0.002$). Consequently, stripping velocity was higher in warm water (22°C) than in cold water (7°C). The average $K_L a$ value is 0.0075 s^{-1} at 22°C whereas it is 0.0055 s^{-1} at 7°C (Fig. 12). When converted to a standard reference temperature of 20°C using Eq. (4), similar $(K_L a)_{20}$ results of about 0.007 s^{-1} were obtained ($P > 0.671$), which confirms the single effect of temperature.

Water temperature affects mass transfer efficiency because the Henry constant and the diffusion coefficient increase with temperature. Gas solubility therefore decreases with increasing temperature (at 7°C , the Henry constant is about 94 MPa whereas at 20°C , it is about 142 MPa).

3.2. Oxygen transfer

Quantification of oxygen mass transfer was carried out either starting from oxygen-oversaturated water or starting from oxygen-desaturated water. The system was considered as a batch reactor and the dissolved oxygen concentration was plotted versus time (Fig. 13a).

In both cases, an asymptotic value was reached after 30 min of operation at 80% of the saturation concentration (i.e. 7.5 mg L^{-1} of dissolved oxygen). Under the same working conditions, the average $K_L a$ values were 0.0233 s^{-1} for absorption and 0.0319 s^{-1} for desorption (Table 4). The stripping kinetics for oxygen transfer are about 20% higher because of an additional stripping effect due to the partial vacuum (it was 16% with CO_2).

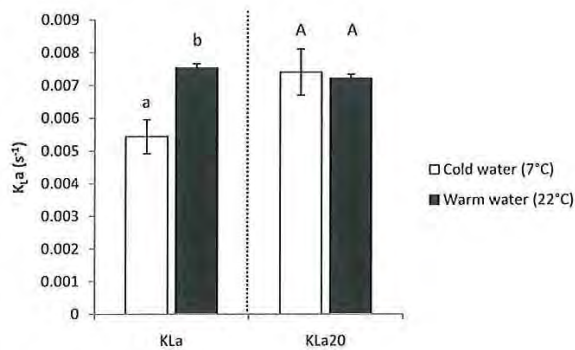


Fig. 12. $K_L a$ value for different water temperatures (7°C and 22°C) in sea water with an air flow of 40 L min^{-1} and a 6 m high vacuum airlift. Letters correspond to the statistical analysis results.

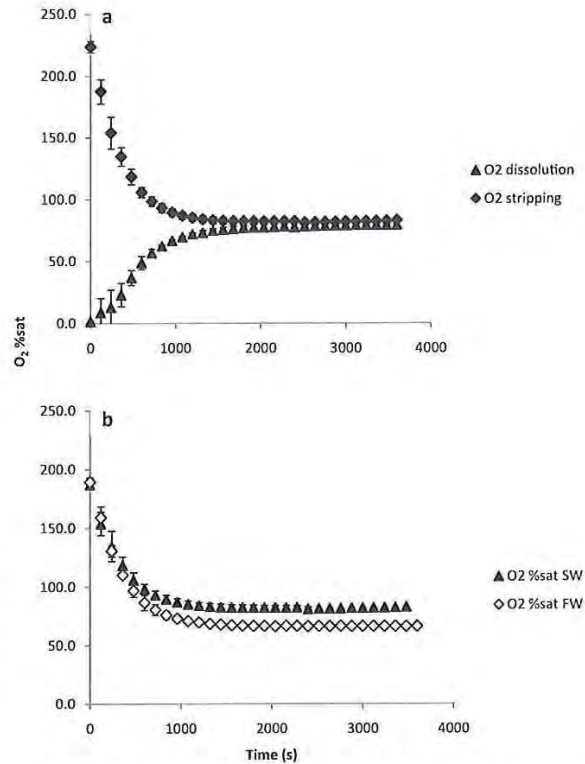


Fig. 13. O_2 saturation (%) versus time in absorption and desorption experiments in seawater (a) and in fresh and sea water stripping experiments (b) with an airflow of 40 L min^{-1} and a 6 m high vacuum airlift.

The SOTR, SAE and SSE were calculated using Eqs. (5), (7) and (8). Results are presented in Table 4. The SOTR was $1.74 \times 10^{-4} \text{ kgO}_2 \text{ m}^{-3} \text{ s}^{-1}$ for absorption and $2.32 \times 10^{-4} \text{ kgO}_2 \text{ m}^{-3} \text{ s}^{-1}$ for desorption and both were superior to the values obtained by Loyless and Malone (1998), which ranged from 3.89×10^{-6} to $4.72 \times 10^{-6} \text{ kgO}_2 \text{ s}^{-1}$. With the adapted required power for vacuum airlift, the average SAE was $1.13 \text{ kgO}_2 \text{ kW h}^{-1}$ and the average SSE was $1.52 \text{ kgO}_2 \text{ kW h}^{-1}$ (Table 4). The vacuum airlift shows better SSE than SAE because of the vacuum. In aquaculture, SAE ranges from 0.5 to $1.5 \text{ kgO}_2 \text{ kW h}^{-1}$ under ordinary conditions when standard aeration systems such as cascade columns, diffused air systems, paddlewheels or propeller-aspirator pumps are used (Jensen et al., 1989; Loyless and Malone, 1998).

Table 4

Comparison of $K_L a$, SOTR/SCTR and SAE/SSE obtained from O_2 in absorption and desorption and from CO_2 in desorption for fresh and sea water with the vacuum airlift (airflow of 40 L min^{-1} , fine bubble air injection and a 6 m high vacuum airlift).

	Sea water		Fresh water
	Absorption	Desorption	Desorption
$K_L a_{20} \text{O}_2$ (s^{-1})	0.0233	0.0319	0.0301
$K_L a_{20} \text{CO}_2$ (s^{-1})	–	0.00721	0.00706
SOTR ($\text{kgO}_2 \text{ m}^{-3} \text{ s}^{-1}$)	1.74×10^{-4}	2.32×10^{-4}	2.76×10^{-4}
SCTR ($\text{kgCO}_2 \text{ m}^{-3} \text{ s}^{-1}$)	–	3.03×10^{-6}	3.56×10^{-6}
Power required (W m^{-3})	551.5	551.5	551.5
SAE ($\text{kgO}_2 \text{ kW h}^{-1}$)	1.13	1.52	1.80
SSE ($\text{kgCO}_2 \text{ kW h}^{-1}$)	–	0.020	0.023

Please cite this article in press as: Barrut, B., et al., Mass transfer efficiency of a vacuum airlift—Application to water recycling in aquaculture systems. Aquacult. Eng. (2011), doi:10.1016/j.aquaeng.2011.10.004

Under the same working conditions, O₂ stripping efficiency and stripping kinetics are higher in fresh water than in sea water (Fig. 13b). The saturation reached in fresh water is lower (66%sat) compared to that in sea water (82%sat). However, K_La values are relatively similar with an average value of 0.0319 s⁻¹ obtained for sea water and a value of 0.0301 s⁻¹ obtained for fresh water (Table 4). The slightly higher level of final saturation in sea water can be explained by (1) the differences in saturated dissolved concentration values due to salinity (Table 2) and (2) the differences in gas holdup, notably when fine bubbles inside the downcomer allowed additional aeration.

3.3. Comparison of CO₂/O₂ stripping

Differences were observed between CO₂ and O₂ K_La values under the same operating conditions (Table 4). With oxygen, K_La values were 0.0301 s⁻¹ and 0.0319 s⁻¹ for fresh and sea water, respectively, whereas with carbon dioxide, they were 0.00706 s⁻¹ and 0.00721 s⁻¹, respectively. In both cases, stripping appeared independent of salinity.

The difference in K_La values can be due to differences in O₂ and CO₂ diffusion values. In water at 20 °C, the O₂ diffusion coefficient is equal to 1.97 × 10⁻⁵ cm² s⁻¹ and the CO₂ diffusion coefficient, equal to 10⁻⁵ cm² s⁻¹, i.e. less than half (Lide, 1998). The solubility coefficient of carbon dioxide is also forty times higher than that of oxygen (Lide, 1998). Moreover, dissolved CO₂ reacts chemically with water, modifying water pH. These chemical reactions skew mass transfer coefficient estimations, because when CO₂ is stripped by the vacuum airlift, a release of CO₂ from hydrogen-carbonates and carbonates (HCO₃⁻ and CO₃²⁻) linked to an increase in pH slows down the simultaneous decrease in CO₂ concentrations. This means that it is easier to strip oxygen from water than carbon dioxide.

The SCTR obtained with the vacuum airlift for CO₂ stripping, i.e. 3.56 × 10⁻⁶ kgCO₂ m⁻³ s⁻¹ in fresh water and 3.03 × 10⁻⁶ kgCO₂ m⁻³ s⁻¹ in sea water (Table 4), are higher than those obtained with other airlifts. Loyless and Malone (1998) found SCTR ranging between 0.1 × 10⁻⁶ and 0.2 × 10⁻⁶ kgCO₂ m⁻³ s⁻¹ and Moran (2010b) found SCTR ranging between 0.03 × 10⁻⁶ and 0.2 × 10⁻⁶ kgCO₂ m⁻³ s⁻¹, with both results being dependant on lift height and obtained with the same air flow rate as that used in our study. The differences are certainly due to the larger airlift volume of the vacuum airlift, the addition of vacuum and the smaller average bubble sizes obtained with fine bubble injectors.

3.4. Test in rearing conditions

In a recirculating aquaculture system, it appears that mass transfer coefficients for O₂ and CO₂ vary widely throughout the day, in particular when fish feed is added to the system (Fig. 14a). For O₂, K_La values ranged from 0.05 s⁻¹ to 0.02 s⁻¹ according to water quality. For CO₂, the values ranged from 0.02 s⁻¹ to 0.01 s⁻¹.

Addition of fish feed changes the quality of the water because of the fat content of the feed. The presence of lipids reduces sea water surface tension and facilitates bubble coalescence (Guyon et al., 2001), thereby decreasing gas holdup. These successive phenomena significantly decrease mass transfer coefficient K_La values. Moreover, bubble coalescence increases water circulation velocity in the vacuum airlift, which leads to lower instantaneous residence time (Barrut et al., submitted for publication). Gas/liquid exchanges are thus reduced and the O₂ and CO₂ inlet/outlet concentration differential was found to decrease from around 2 to 0.5 mgL⁻¹ (Fig. 14b).

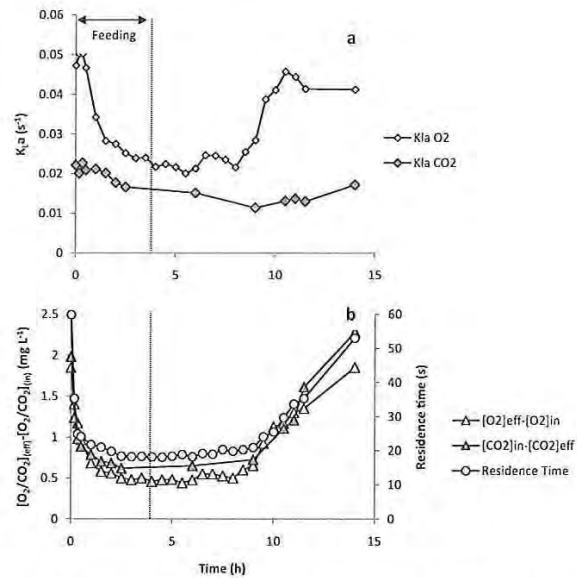


Fig. 14. Mass transfer coefficients ($K_La_{O_2}$ and $K_La_{CO_2}$) (a) and gas differential concentrations (O₂ and CO₂) and residence time (b) versus day time after feeding in a rearing tank (feeding started at Hour 0 and lasted for 4 h, the airflow rate was 80 L min⁻¹ with fine bubble air injection in rearing sea water and with a 6 m high vacuum airlift).

4. Conclusion

Mass transfer with vacuum airlifts is not sensitive to salinity but increases significantly with airflow, temperature and average bubble size reduction. Vacuum, pipe length and water flow have little effect on mass transfer efficiency. The effects of bubble size and air flow on the mass transfer coefficient (K_La) for CO₂ were summarized using an empirical equation that allowed CO₂ mass transfer to be predicted accurately. Stripping efficiency is higher with O₂ than with CO₂ under the same working conditions due to differences in diffusivity and solubility coefficients and because of chemical reactions between CO₂ and water that impact pH. The SAE values obtained with the vacuum airlift are close to those obtained with other air diffusion systems. SSE is always higher than SAE due to vacuum. In RAS, the addition of feed has a negative effect on K_La . After feeding, the retention time in the vacuum airlift decreases and mass transfer efficiency is reduced. Finally, the SCTR and SOTR results obtained in fresh and sea water make the vacuum airlift a promising tool for CO₂ stripping and O₂ aeration in RAS. However, additional work is required to accurately predict mass transfer in the vacuum airlift and to adapt its geometry to various RAS rearing conditions.

Acknowledgements

We would like to thank Pierre Bosc from ARDA and the Réunion Region as well as the French National Association for Research and Technology (ANRT) for their financial support for this project. This study was made possible thanks to the cooperation of François René (IFREMER). We also wish to thank Julien Jacquety from COLDEP® for all his assistance and hard work, and for kindly providing the vacuum airlift.

References

- Barrut, B., Blancheton, J.P., Champagne, J.Y., Grasmick, A. Water delivery capacity of a vacuum airlift—Application to water recycling in aquaculture systems. *Aquacult. Eng.*, submitted for publication.
- Benson, B.B., Krause Jr. D., 1984. The concentration and isotopic fractionation of oxygen dissolved in freshwater and seawater in equilibrium with atmosphere. *Limnol. Oceanogr.* 29, 620–632.
- Bisogni, J.J., Timmons, M.B., 1994. Control of pH in closed cycle aquaculture systems. In: Timmons, M.B., Losordo, T.M. (Eds.), *Aquaculture Water Reuse Systems: Engineering Design and Management*. Elsevier, New York, pp. 235–246.
- Blancheton, J.P., Piedrahita, R., Eding, E.H., Roque d'orbcastel, E., Lemarié, G., Berghelm, A., Fivelstad, S., 2007. Optimization of land based aquaculture production in single pass and reuse systems. Chapter 2. *Aquacult. Eng. Environ.*, 21–47.
- Cecchini, S., Saroglia, M., Caricato, G., Terova, G., Sileo, L., 2001. Effects of graded environmental hypercapnia on sea bass (*Dicentrarchus labrax*) feed intake and acid base balance. *Aquacult. Res.* 32, 499–502.
- Chaumat, H., Billet-Duquenne, A.M., Augier, F., Mathieu, C., Delmas, H., 2005a. Mass transfer in bubble column for industrial conditions—effect of organic medium, gas and liquid flow rates and column design. *Chem. Eng. Sci.* 60, 5930–5936.
- Chaumat, H., Billet-Duquenne, A.M., Augier, F., Mathieu, C., Delmas, H., 2007a. On the reliability of an optical fibre probe in bubble column under industrial relevant operating conditions. *Exp. Therm. Fluid. Sci.* 31, 495–504.
- Chaumat, H., Billet-Duquenne, Delmas, H., 2007b. Hydrodynamics and mass transfer in bubble column: influence of liquid phase surface tension. *Chem. Eng. Sci.* 62, 7378–7390.
- Colt, J.E., Orwicz, K., 1991. Aeration in intensive culture. In: Brune, D.E., Tomasso, J.R. (Eds.), *Aquaculture and Water Quality*. World Aquaculture Society, Louisiana State University, Baton Rouge, LA, pp. 198–271.
- Contreras, E.M., 2007. Carbon dioxide stripping in bubbled columns. *Ind. Eng. Chem. Res.* 46, 6332–6337.
- Fivelstad, S., Haavik, H., Løvik, G., Olsen, A.B., 1998. Sublethal effects and safe levels of carbon dioxide in seawater for Atlantic salmon postsmolts (*Salmo salar*): ion regulation and growth. *Aquaculture* 160, 305–316.
- Foss, A., Resnes, B.A., Øiestad, V., 2003. Graded environmental hypercapnia in juvenile spotted wolffish (*Anarhichus minor* Olafsen): effects on growth, food conversion efficiency and nephrocalcinosis. *Aquaculture* 220, 607–617.
- Grace, G.R., Piedrahita, R.H., 1994. Carbon dioxide control. In: Timmons, M.B., Losordo, T.M. (Eds.), *Aquaculture Water Reuse Systems: Engineering Design and Management*. Elsevier, New York, pp. 209–234.
- Grøttum, J.A., Sigholt, T., 1996. Acute toxicity of carbon dioxide on European seabass (*Dicentrarchus labrax*): mortality and effects on plasma ions. *Comp. Biochem. Physiol.* 115, 323–327.
- Guyon, E., Hulín, J.P., Petit, L., 2001. *Hydrodynamique Physique*. EDP Sciences, 674 pp.
- Hussenot, J., 1987. Le contrôle des gaz dissous en aquaculture marine. Le traitement de l'eau de mer. Rapport du groupe de travail Ifremer 2, 27.
- Jensen, G.L., Bankston, J.D., Jensen, J.W., 1989. Pond Aeration Types and Uses of Aeration Equipment. Texas Cooperative Extension. Southern Regional Aquaculture Center Publication SRAC 371, 5 pp.
- Kang, Y., Cho, Y.J., Woo, K.J., Kim, S.D., 1999. Diagnosis of bubble distribution and mass transfer in pressurized bubble columns with viscous liquid medium. *Chem. Eng. Sci.* 54, 4887–4893.
- Kang, Y., Cho, Y.J., Woo, K.J., Kim, S.D., 2000. Bubble properties and pressure fluctuations in pressurized bubble columns. *Chem. Eng. Sci.* 55, 411–419.
- Kawahara, A., Sadatomi, M., Matsuyama, F., Matsuura, H., Tomimaga, M., Noguchi, M., 2009. Prediction of micro-bubble dissolution characteristics in water and seawater. *Exp. Therm. Fluid. Sci.* 33, 883–894.
- Letzel, H.M., Schouten, J.C., Krishna, R., Van den Bleek, C.M., 1999. Gas holdup and mass transfer in bubble column reactors operated at elevated pressure. *Chem. Eng. Sci.* 54, 2237–2246.
- Lide, D.R. (Ed.), 1998–1999. *CRC Handbook of Chemistry and Physics*, 79th ed. CRC Press, Inc., New York.
- Loyless, J.C., Malone, R.F., 1998. Evaluation of air-lift pump capabilities for water delivery, aeration, and degasification for application to recirculating aquaculture systems. *Aquacult. Eng.* 18, 117–133.
- Mamane, H., Colorni, A., Bar, I., Ori, I., Mozes, N., 2010. The use of an open channel, low pressure UV reactor for water treatment in low head recirculating aquaculture systems (LH-RAS). *Aquacult. Eng.* 42, 103–111.
- Moran, D., 2010a. Carbon dioxide degassing in fresh and saline water. I. Degassing performance of a cascade column. *Aquacult. Eng.* 43, 29–36.
- Moran, D., Tirsgård, B., Steffensen, J.F., 2010. The accuracy and limitations of a new meter used to measure aqueous carbon dioxide. *Aquacult. Eng.* 43, 101–107.
- Moran, D., 2010b. Carbon dioxide degassing in fresh and saline water. II. Degassing performance of an air-lift. *Aquacult. Eng.* 43, 120–127.
- Mozes, N., Haddas, I., Conijeski, D., Eshchar, M., 2004. The low-head mega-flow air driven recirculating system—minimizing biological and operational risks. In: *Proc. Aquacult. Eur. Conf.*, Barcelona, Spain, pp. 598–599.
1978. *Physical and Engineering Data*, January 1978 ed. Shell International Petroleum Maatschappij BV, The Hague.
- Piedrahita, R.H., 1997. Control of oxygen, CO₂, and pH in intensive aquaculture systems. In: Presentation Handout from Aquacultural Engineering Workshop, Seattle, WA. Aquacultural Engineering Society, Shepherdstown, WV.
- Piedrahita, R.H., 1998. Carbon dioxide in recirculation systems: special problems in extreme climates. In: Presentation Handout from Aquacultural Engineering Workshop, Las Vegas, NV. Aquacultural Engineering Society, Shepherdstown, WV.
- Roque d'orbcastel, E., Blancheton, J.P., Belaud, A., 2009. Water quality and rainbow trout performance in a Danish Model Farm recirculating system: comparison with a flow through system. *Aquacult. Eng.* 40, 135–143.
- Ruen-ngani, D., Wongsuchoto, P., Limpanuphap, A., Charinpanitkul, T., Pavanant, P., 2008. Influence of salinity on bubble size distribution and gas-liquid mass transfer in airlift contactors. *Chem. Eng. J.* 141, 222–232.
- Singh, M.K., Majumder, S.K., 2011. Co- and counter-current mass transfer in bubble column. *Int. J. Heat Mass Transfer* 54, 2283–2293.
- Summerfelt, S.T., 1996. Engineering design of a water reuse system. In: Summerfelt, R.C. (Ed.), *Walleye Culture Manual*. NCRAC Culture Series 101. North Central Regional Aquaculture Center Publications Office, Iowa State University, Ames, IA, pp. 277–309.
- Summerfelt, S.T., Vinci, B.J., Piedrahita, R.H., 2000. Oxygenation and carbon dioxide control in water reuse systems. *Aquacult. Eng.* 22, 87–108.
- Timmons, M.B., Ebeling, J.M., 2010. *Recirculating Aquaculture*, 2nd ed. Cayuga Aquaculture Ventures, Ithaca, NY, USA, 948 pp.
- Vandú, C.O., Krishna, R., 2004. Influence of scale on the volumetric mass transfer coefficients in bubble columns. *Chem. Eng. Process.* 43, 575–579.
- Watten, B.J., Boyd, C.E., 1990. Gas transfer within a multi-stage packed column oxygen absorber: model development and application. *Aquacult. Eng.* 9, 33–59.
- Yu, W., Wang, T.F., Liu, M., Wang, Z.W., 2008. Bubble circulation regimes in a multi-stage internal-loop airlift reactor. *Chem. Eng. J.* 142, 301–330.

Bertrand Barrut is a PhD student at the University of Montpellier II. This paper is part of his PhD thesis in aquaculture at the marine aquaculture centre of ARDA (Reunion Island, France) and at the aquaculture centre of IFREMER (Palavas les Flots, France). "Study and modelling of an innovative water treatment process: the vacuum airlift"



Jean Paul Blancheton is a senior scientist working in IFREMER, at the aquaculture research station of Palavas les Flots, France. He is currently carrying out research on aquaculture production systems in the research teams 'Laboratoire d'aquaculture du Languedoc-Roussillon' and 'Unité Mixte de Recherche UMR 5119' Ecosym.



Jean-Yves Champagne is professor in hydraulic, working at INSA de Lyon, National Institute of Applied Sciences, in Mechanical engineering. He make his research at LMFA, Fluids Mechanics and Acoustic Laboratory, Unité Mixte de Recherche du Centre National de la Recherche Scientifique, UMR CNRS 5509.



Alain Grasmick is professor in chemical engineering in "Polytech' Montpellier", the Engineering School of Montpellier University. He has studied intensive processes applied to water and wastewater treatment for more than 35 years.



Please cite this article in press as: Barrut, B., et al., Mass transfer efficiency of a vacuum airlift—Application to water recycling in aquaculture systems. *Aquacult. Eng.* (2011), doi:10.1016/j.aquaeng.2011.10.004