

Faculté de génie Département de génie mécanique

L'ÉVALUATION ET L'OPTIMISATION DES ÉCHANGES GAZEUX DANS UN OXYGÉNATEUR DE RESPIRATEUR LIQUIDIEN

Mémoire de maîtrise ès sciences appliquées Spécialité : génie mécanique

TV-1976

Composition du jury : Hervé Walti, M.D. Luc Fréchette, Ing., Ph.D. Philippe Micheau, Ph.D. Raymond Robert, Ing.jr., Ph.D.

Benoît Beaudry

Sherbrooke (Québec), Canada

Juin 2009



Library and Archives Canada

Published Heritage Branch

395 Wellington Street Ottawa ON K1A 0N4 Canada Bibliothèque et Archives Canada

Direction du Patrimoine de l'édition

395, rue Wellington Ottawa ON K1A 0N4 Canada

> Your file Votre référence ISBN: 978-0-494-53370-3 Our file Notre référence ISBN: 978-0-494-53370-3

NOTICE:

The author has granted a nonexclusive license allowing Library and Archives Canada to reproduce, publish, archive, preserve, conserve, communicate to the public by telecommunication or on the Internet, loan, distribute and sell theses worldwide, for commercial or noncommercial purposes, in microform, paper, electronic and/or any other formats.

The author retains copyright ownership and moral rights in this thesis. Neither the thesis nor substantial extracts from it may be printed or otherwise reproduced without the author's permission. AVIS:

L'auteur a accordé une licence non exclusive permettant à la Bibliothèque et Archives Canada de reproduire, publier, archiver, sauvegarder, conserver, transmettre au public par télécommunication ou par l'Internet, prêter, distribuer et vendre des thèses partout dans le monde, à des fins commerciales ou autres, sur support microforme, papier, électronique et/ou autres formats.

L'auteur conserve la propriété du droit d'auteur et des droits moraux qui protège cette thèse. Ni la thèse ni des extraits substantiels de celle-ci ne doivent être imprimés ou autrement reproduits sans son autorisation.

In compliance with the Canadian Privacy Act some supporting forms may have been removed from this thesis.

While these forms may be included in the document page count, their removal does not represent any loss of content from the thesis.

Canada

Conformément à la loi canadienne sur la protection de la vie privée, quelques formulaires secondaires ont été enlevés de cette thèse.

Bien que ces formulaires aient inclus dans la pagination, il n'y aura aucun contenu manquant.

Résumé

L'équipe Inolivent oeuvre dans le domaine de la ventilation liquidienne totale (VLT), une technique de ventilation expérimentale pour traiter des détresses respiratoires aiguës en utilisant un liquide respirable. Sur les prototypes de l'équipe Inolivent, ce liquide, un perfluorocarbone (PFC), est oxygéné et débarrassé du gaz carbonique à l'aide d'un oxygénateur à bulles avec une membrane flexible perforée. L'efficacité de ces échanges gazeux est partiellement connue.

Le présent ouvrage définit des critères de performances sur ces échanges gazeux et évalue ces critères sous différentes conditions avec une approche théorique, des tests expérimentaux en laboratoire et des tests en expérimentations animales. Les oxygénateurs à bulles utilisés par l'équipe Inolivent sont évalués selon leurs caractéristiques et comparés aux oxygénateurs à membrane également utilisés en VLT. Les critères qui qualifient le mieux la performance des oxygénateurs sont le coefficient de transfert de matière multiplié par la surface d'échange ($k_L M$) et la constante de temps (τ). Les résultats expérimentaux en laboratoire et en expérimentations animales concordent ensembles et sont cohérents avec l'approche théorique.

Les performances de l'oxygénateur du quatrième prototype (Inolivent-4) sont jugées adéquates avec un débit d'O₂ de 4 l/min avec une membrane de 470 trous. Avec ces conditions, on évalue le k_L *M* minimum (3.13 x 10⁻⁵ m³/s) qui doit être atteint dans la conception d'un oxygénateur à bulles en VLT. L'oxygénateur d'Inolivent-4 maintient une fraction partielle d'oxygène (*FiO*₂) dans le PFC de 0.94 à 0.98 lors d'expérimentations animales. Ces valeurs permettent d'obtenir des pressions partielles de CO₂ inférieures à 45 mmHg au niveau du sang artériel (*PaCO*₂). De plus, la variation de *FiO*₂ permet de diminuer la pression partielle d'O₂ dans le sang artériel (*PaO*₂) entre 80 et 100 mmHg.

Des pistes d'améliorations pour la conception des oxygénateurs à bulles en VLT sont proposées notamment la diminution du diamètre de l'oxygénateur et la diminution du volume de PFC en fonction du maintien de la $PaCO_2$.

Mots-clés : oxygénateur, bulle, transfert, oxygène, gaz carbonique, perfluorocarbone, ventilation liquidienne totale, respirateur liquidien.

i

Remerciements

Tout d'abord, j'aimerais remercier mon directeur de recherche Philippe Micheau, professeur au département de génie mécanique de Sherbrooke, pour ses précieux conseils et sa grande disponibilité.

J'aimerais également remercier tous les membres et collaborateurs passés, présents ou futurs de groupe de recherche Inolivent. Je pense plus particulièrement à Raymond Robert, Alexandre Beaulieu et Olivier Avoine avec qui j'ai étroitement travaillé.

Je remercie également mon épouse, ma famille et tous mes amis pour leur soutien durant ce projet.

ii

Table des matières

1	Introduct 1.1 Ana	tion Ilyse de l'état de la question	1 2
	1.1.1	La respiration	2
	1.1.2	Le perfluorocarbone	4
	1.1.3	Les échangeurs gazeux	5
	1.1.4	Les oxygénateurs extracorporels	6
	1.1.5	Les oxygénateurs en VLT	7
	1.1.6	Les modèles pour les échanges gazeux	. 10
	1.1.7 1.2 Déf	Les capteurs d'O ₂ et de CO ₂ inition du problème	. 11 . 12
	1.3 Exp	osé de la méthodologie	. 13
	1.4 Doc	cumentation et considérations	. 13
2	Théorie d 2.1 Dia	des bulles avec transfert de masse mètre initial des bulles à la sortie de l'orifice	. 15 . 15
	2.1.1	Régime quasi-statique : équation de Tate	. 15
	2.1.2	Régime au-delà du débit de transition	. 18
	2.1.3 2.2 Div	Régime jet de gaz ision et coalescence dans le bulleur	. 19 . 19
	2.2.1	Présence de deux régions	. 19
	2.2.2	Diamètre des bulles dans la région II	. 20
	2.3 Les	membranes flexibles	. 22
	2.4 Le t	ransfert de matière lors du bullage	.24
	2.4.1	Le coefficient de transfert de matière	. 24
	2.4.2	Le nombre de Sherwood	. 25
	2.4.3	Le nombre d*	. 25
	2.4.4	Bulle avec interface immobile	26
	2.4.5	Bulle avec interface mobile	28
	2.4.6 2.5 Mod	Coefficient de transfert de matière : sections I et II dèle par compartiment	29 30
	2.5.1	Modélisation de l'oxygénateur sans débit de PFC	31
	2.5.2	Modélisation de l'oxygénateur avec débit de PFC	33
	2.6 Inde	ex d'efficacité de l'échangeur	35

3 Matén 3.1 I	riel et méthode
3.2 I	Le perfluorodecalin
3.3 I	La solubilité de l'O ₂ et du CO ₂ dans le PFC
3.4 I	La diffusivité des gaz
3.5 I	Propriétés de l'O ₂ , du CO ₂ et de l'eau
3.6 I	Instrumentation
3.7 I	Protocole expérimental
3.7.1	Tests sans débit de PFC en laboratoire
3.7.2	Tests avec débit de PFC lors d'expérimentations animales
3.7.3	Impact de l'oxygénateur sur les gaz du sang
4 Résul 4.1	Itats et discussion
4.1.1	La forme des bulles et leur diamètre moyen 57
4.1.2	Le volume d'O ₂
4.1.3	La surface d'échange
4.1.4	La constante de temps
4.1.5	k _L M
4.1.6 4.2	Le coefficient de transfert de matière
4.2.1	Le volume d'O ₂
4.2.2	La surface d'échange
4.2.3	Le coefficient de transfert de matière
4.2.4	k _L M
4.2.5	La constante de temps
4.3 I	Performance lors d'expérimentations
4.3.1	La pression partielle d'O ₂ à la sortie et à l'entrée de l'oxygénateur 105
4.3.2	k _L M
4.3.3	La constante de temps
4.4 I	Impact de l'oxygénateur sur les gaz du sang 114
4.4.1	Débit d'O ₂ 114
4.4.2	FiO ₂ 119
4.5 (Comportement théorique de l'oxygénateur selon la théorie des bulles 121
4.5.1	Température 122

iv

	.4.5.	2 Diamètre des trous 123	
	4.5.	3 Débit d'O ₂	
	4.5.	4 Volume de PFC 127	
	4.5.	5 Diamètre de l'oxygénateur	
	4.5.	6 Tension superficielle	
	4.5.	7 Densité	
•	4.5.	8 Coefficient de diffusion 133	
	5 Con	nclusion	
	Annexe	A Fibox 3 LCD, PreSens	
	Annexe	B Valeurs expérimentales lors d'expérimentations animales	
	Annexe (C.1	C Comportement théorique de l'oxygénateur selon la théorie des bulles 149 Validation de la diffusion du CO_2 et justifications du critère $k_L M$ 149	
	C.2	Diamètre des trous151	
	C.3	Débit d'O ₂	
	C.4	Volume de PFC158	,
	C.5	Diamètre de l'oxygénateur	
	C.6	Tension superficielle	
	C.7	Densité 165	
	C 8	Coefficient de diffusion	
	C.0	Coefficient de diffusion	
	Bibliogra	aphie	
	÷		

Liste des figures

Figure 1.1: Inolivent-4 1
Figure 1.2: Pressions partielles des gaz (mmHg) dans différentes parties du système
respiratoire et circulatoire (Ganong, 1987)
Figure 1.3: Oxygénateur à membrane, les flèches blanches représentent l'O2 et les flèches
ombragées représentent le liquide à oxygéner (Wolfson et al., 1999)6
Figure 1.4: Oxygénateur à bulles (Cooney, 1976)7
Figure 1.5: Oxygénateur du respirateur liquidien de l'équipe Sekins (Sekins et al., 1999) 8
Figure 1.6: Oxygénateur de l'équipe Inolivent utilisé avec le deuxième et troisième
prototype9
Figure 2.1: Diagramme de Clift et al. (Clift et al., 1978)17
Figure 2.2: Région I et II dans un bulleur (Blanch et Clark, 1996) 19
Figure 2.3: Quatre niveaux de résistance d'une bulle (Blanch et Clark, 1996)24
Figure 2.4: Schéma du modèle (Misgeld, Berno J. E., 2006)
Figure 3.1: Oxygénateur Inolivent-4
Figure 3.2: Membrane perforée et schéma des trous
Figure 3.3: Un oxygénateur d'Inolivent-3
Figure 3.4: Capteur de pression partielle d'O2 par fluorescence (Fibox 3 LCD, PreSens,
Allemagne)
Figure 3.5: Test de bullage
Figure 3.6: Test de bullage avec la membrane de 470 trous et un débit d'O ₂ de 6 l/min 47
Figure 3.7: Évaluation de 10 bulles avec trois références de 1 mm et une référence de 5
mm (diamètre "oxygen spot")
Figure 3.8: Schéma récapitulatif des interactions lors des tests sans débit de PFC 50
Figure 3.9: Mesure de la pression partielle d'O $_2$ à la sortie de l'oxygénateur avant la
pompe d'inspiration
Figure 4.1: Bulles avec un débit d'O ₂ de 0.5 l/min
Figure 4.2: Bulles avec un débit d'O ₂ de 8 l/min
Figure 4.3: Comparaison du diamètre moyen des bulles avec du perfluorodecalin, du FC-
77 et de l'eau en fonction du débit d' O_2
Figure 4.4: Comparaison du diamètre moyen des bulles avec un volume de 944, 838 et
400 ml (Inolivent-3) en fonction du débit d'O ₂
Figure 4.5: Comparaison du diamètre moyen des bulles à 21°C et 39°C en fonction du
débit d'O ₂
Figure 4.6: Comparaison du diamètre moven des bulles avec des mombrones de 470

1950 et 53 trous en fonction du débit d'O ₂
Figure 4.7: Comparaison du volume d'O ₂ avec du perfluorodecalin, du FC-77 et de l'eau
en fonction du débit d'O ₂
Figure 4.8: Comparaison du volume d'O ₂ avec un volume de 944, 838 et 400 ml
(Inolivent-3) en fonction du débit d'O ₂
Figure 4.9: Comparaison du volume d'O ₂ à 21°C et à 39°C en fonction du débit d'O ₂ 65
Figure 4.10: Comparaison du volume d'O ₂ avec 470, 1950 et 53 trous en fonction du
débit d'O ₂
Figure 4.11: Évolution et comparaison de la surface d'échange avec du perfluorodecalin,
du FC-77 et de l'eau en fonction du débit d'O2
Figure 4.12: Comparaison de la surface d'échange avec un volume de 944, 838 et 400 ml
(Inolivent-3) en fonction du débit d'O2
Figure 4.13: Comparaison de la surface d'échange à 21°C et à 39°C en fonction du débit
d'O ₂
Figure 4.14: Comparaison de la surface d'échange avec une membrane de 470, 1950 et 53
trous en fonction du débit d'O ₂ 69
Figure 4.15: Comparaison de la constante de temps avec du perfluorodecalin, du FC-77 et
de l'eau en fonction du débit d'O ₂ 70
Figure 4.16: Comparaison de la constante de temps avec un volume de 944, 838 et 400
ml (Inolivent-3) en fonction du débit d'O ₂ 71
Figure 4.17: Comparaison de la constante de temps à 21°C et à 39°C en fonction du débit
d'O ₂
Figure 4.18: Comparaison de la constante de temps avec une membrane de 470, 1950 et
53 trous en fonction du débit d'O ₂
Figure 4.19: Comparaison du $k_L M$ avec du perfluorodecalin, du FC-77 et de l'eau en
fonction du débit d'O ₂
Figure 4.20: Comparaison du $k_L M$ avec un volume de 838, 944 et 400 ml (Inolivent-3) en
fonction du débit d'O ₂
Figure 4.21: Comparaison du $k_L a$ avec un volume de 944, 838 et 400 ml en fonction du
débit d'O ₂
Figure 4.22: Comparaison du $k_L M$ à 21°C et à 39°C en fonction du débit d'O ₂
Figure 4.23: Comparaison du $k_L a$ à 21°C et à 39°C en fonction du débit d'O ₂
Figure 4.24: Comparaison du k_L M avec une membrane de 470, 1950 et 53 trous en
fonction du débit d'O ₂
Figure 4.25: Comparaison du coefficient de transfert de matière avec du perfluorodecalin,
du FC-77 et de l'eau en fonction du débit d'O2

Figure 4.26: Comparaison du coefficient de transfert de matière avec un volume de 944,
838 et 400 ml (Inolivent-3) en fonction du débit d'O ₂
Figure 4.27: Comparaison du coefficient de transfert de matière à 21°C et à 39°C en
fonction du débit d'O ₂
Figure 4.28: Comparaison du coefficient de transfert de matière avec une membrane de
470, 1950 et 53 trous en fonction du débit d'O ₂
Figure 4.29: Comparaison du volume d'O ₂ théorique et expérimental en fonction du débit
d'O2 avec du perfluorodecalin
Figure 4.30: Comparaison du volume d'O ₂ théorique et expérimental en fonction du débit
d'O2 avec du pérfluorodecalin
Figure 4.31: Comparaison du volume d'O ₂ théorique et expérimental en fonction du débit
d'O ₂ avec du FC-77
Figure 4.32: Comparaison du volume d'O ₂ théorique et expérimental en fonction du débit
d'O2 avec de l'eau
Figure 4.33: Comparaison de la surface d'échange théorique est expérimentale en
fonction du débit d'O ₂ avec du perfluorodecalin
Figure 4.34: Comparaison de la surface d'échange théorique et expérimentale en fonction
du débit d'O ₂ avec du perfluorodecalin
Figure 4.35: Comparaison de la surface d'échange théorique et expérimentale en fonction
du débit d'O ₂ avec du FC-77
Figure 4.36: Comparaison de la surface d'échange théorique et expérimentale en fonction
du débit d'O ₂ avec de l'eau
Figure 4.37: Comparaison du coefficient de transfert de matière en fonction du débit d'O ₂
avec du perfluorodecalin
Figure 4.38: Comparaison du coefficient de transfert de matière en fonction du débit $d'O_2$
avec du perfluorodecalin
Figure 4.39: Comparaison du coefficient de transfert de matière en fonction du débit d' O_2
avec du FC-77
Figure 4.40: Comparaison du coefficient de transfert de matière en fonction du débit d' O_2
avec de l'eau
Figure 4.41: Comparaison du nombre de Sherwood en fonction du nombre de Reynolds
Figure 4.42: Comparaison du nombre de Sherwood en fonction du nombre de $Re_B^{1/2}$ 95
Figure 4.43: Comparaison du nombre de Sherwood en fonction du nombre de Reynolds
pour les différents tests
Figure 4.44: Comparaison du k_1 M en fonction du débit d'O ₂ avec du perfluorodecalin. 97

Figure 4.45: Comparaison du $k_L M$ en fonction du débit d'O ₂ avec du perfluorodecalin . 98
Figure 4.46: Comparaison du $k_L M$ en fonction du débit d'O ₂ avec du FC-77
Figure 4.47: Comparaison du $k_L M$ en fonction du débit d'O ₂ avec de l'eau
Figure 4.48: Comparaison de la constante de temps en fonction du débit d'O ₂ avec du
perfluorodecalin
Figure 4.49: Comparaison de la constante de temps en fonction du débit d'O ₂ avec du
perfluorodecalin 102
Figure 4.50: Comparaison de la constante de temps en fonction du débit d'O ₂ avec du FC-
77
Figure 4.51: Comparaison de la constante de temps en fonction du débit d'O ₂ avec de
l'eau
Figure 4.52: Comparaison de la $PiO_{2, out}$ en fonction du débit de PFC
Figure 4.53: Comparaison de la $PiO_{2, in}$ en fonction du débit de PFC
Figure 4.54: Comparaison de la $PiO_{2, out}$ en fonction du débit d'O ₂
Figure 4.55: Comparaison de la $PiO_{2, in}$ en fonction du débit d'O2
Figure 4.56: Comparaison du $k_L M$ en fonction du débit de PFC
Figure 4.57: Comparaison du $k_L M$ en fonction du débit d'O ₂
Figure 4.58: Comparaison de la constante de temps en fonction du débit de PFC 112
Figure 4.59 : Comparaison de la constante de temps en fonction du débit d'O ₂ 113
Figure 4.60: Comparaison de PaO_2 en fonction du débit d'O ₂
Figure 4.61: Comparaison de <i>PaCO</i> ₂ en fonction du débit d'O ₂
Figure 4.62: Comparaison de PaO_2 en fonction de la FiO_2
Figure 4.63: Comparaison de $PaCO_2$ en fonction de la FiO_2
Figure 4.64: Comparaison de SaO_2 en fonction de la FiO_2
Figure 4.65: Comparaison théorique de la constante de temps à 21°C et à 39°C en
fonction du débit d'O ₂ 123
Figure 4.66: Comparaison du $k_L M$ théorique en fonction du diamètre des trous 124
Figure 4.67: Comparaison de la constante de temps théorique en fonction du diamètre des
trous
Figure 4.68: Comparaison du $k_L M$ théorique en fonction du débit d'O ₂ 125
Figure 4.69: Comparaison de la constante de temps théorique en fonction du débit d'O ₂
Figure 4.70: Comparaison du $k_L M$ théorique en fonction du volume de PFC 127
Figure 4.71: Comparaison du k_L M théorique en fonction du diamètre de l'oxygénateur
Figure 4.72: Comparaison de la constante de temps théorique en fonction du diamètre de

ix

l'oxygénateur
Figure 4.73: Comparaison du $k_L M$ théorique en fonction de la tension superficielle 130
Figure 4.74: Comparaison de la constante de temps théorique en fonction de la tension
superficielle
Figure 4.75: Comparaison du $k_L M$ théorique en fonction de la densité du fluide 132
Figure 4.76: Comparaison de la constante de temps théorique en fonction de la densité du
fluide
Figure 4.77: Comparaison du $k_L M$ théorique en fonction du coefficient de diffusion 133
Figure 4.78: Comparaison de la constante de temps théorique en fonction du coefficient
de diffusion
Figure C.1: Comparaison théorique de la constante de temps de l'O ₂ et du CO ₂ en
fonction du débit d'O ₂ 149
Figure C.2: Comparaison théorique de la capacité de diffusion de l'O ₂ et du CO ₂ en
fonction du débit d'O ₂ 150
Figure C.3: Comparaison théorique du $k_L M$ de l'O ₂ et du CO ₂ en fonction du débit d'O ₂
Figure C.4: Évolution du diamètre des bulles théorique en fonction du diamètre des trous
Figure C.5: Évolution du volume d'O ₂ théorique en fonction du diamètre des trous 152
Figure C.6: Évolution de la surface d'échange théorique en fonction du diamètre des trous
Figure C.7: Comparaison du coefficient de transfert de matière en fonction du diamètre
des trous
Figure C.8: Comparaison du $k_L M$ théorique en fonction du diamètre des trous
Figure C.9: Comparaison de la constante de temps en fonction du diamètre des trous . 154
Figure C.10: Évolution du volume d'O ₂ théorique en fonction du débit d'O ₂ 155
Figure C.11: Évolution de la surface d'échange théorique en fonction du débit d'O ₂ 156
Figure C.12: Comparaison du coefficient de transfert de matière théorique en fonction du
débit d'O ₂ 156
Figure C.13: Comparaison du $k_L M$ théorique basé en fonction du débit d'O ₂ 157
Figure C.14: Comparaison de la constante de temps théorique en fonction du débit d'O ₂
Figure C.15: Évolution du volume d'O ₂ théorique en fonction du volume de PFC 158
Figure C.16: Évolution de la surface d'échange théorique en fonction du volume de PFC
Figure C.17: Comparaison du $k_L M$ théorique en fonction du volume de PFC 159

х

Figure C.18: Évolution du volume d'O ₂ théorique en fonction du diamètre de	
$\mathbf{F} = \mathbf{C} + $	
Figure C.19: Evolution de la surface d'echange theorique en fonction du diametre de	
Toxygenateur	
Figure C.20: Comparaison du $k_L M$ théorique en fonction du diamètre de l'oxygénateur	×
Figure C.21: Comparaison de la constante de temps théorique en fonction du diamètre de	
l'oxygénateur	
Figure C.22: Évolution du diamètre des bulles théorique en fonction de la tension	
superficielle 162	
Figure C 23: Évolution du volume d'Oc théorique en fonction de la tension superficielle	
162	
Eigure C 24: Évolution de la gurfage d'échange théorique en fonction de la tension	
superficielle	
Figure C.25: Comparaison du coefficient de transfert de matière théorique en fonction de	
la tension superficielle	
Figure C.26: Comparaison du $k_L M$ théorique en fonction de la tension superficielle 164	
Figure C.27: Comparaison de la constante de temps théorique en fonction de la tension	
superficielle	
Figure C.28: Évolution du diamètre des bulles théorique en fonction de la densité du	
fluide 165	
Figure C.29: Évolution du volume d'O ₂ théorique en fonction de la densité du fluide 166	
Figure C.30: Évolution de la surface d'échange théorique en fonction de la densité du	
fluide	
Figure C.31: Comparaison du coefficient de transfert de matière théorique en fonction de	
la densité du fluide	
Figure C.32: Comparaison du $k_L M$ en fonction de la densité du fluide 167	
Figure C 33: Comparaison de la constante de temps théorique en fonction de la densité du	
fluide	
Figure C 34: Comparaison du coefficient de transfort de metière théorique en fonction de	
rigure 0.54. Comparaison du coefficient de transfert de matiere théorique en fonction du	
$\mathbf{E}_{intermation} = \mathbf{E}_{intermation} + \mathbf{E}_{i$	
Figure C.35: Comparaison du $\kappa_L M$ theorique base les equations 2.20 et 3.12 en fonction	
du coefficient de diffusion	
Figure C.36: Comparaison de la constante de temps théorique en fonction du coefficient	
de diffusion	

.

Liste des tableaux

Tableau 1.1: Symptômes en fonction de la pression partielle de CO ₂ 4
Tableau 1.2: Propriétés de certains perfluorocarbones (Kaisers et al., 2003)
Tableau 3.1: Tableau des propriétés du perfluorodecalin (F2 Chemical Ltd, 2003) 39
Tableau 3.2: La solubilité de l'O ₂ et du CO ₂ pour différents PFC 40
Tableau 3.3: Volumes molaires pour l'O ₂ , CO ₂ et le N ₂
Tableau 3.4: Masse moléculaire de différents PFC 41
Tableau 3.5: Coefficients de diffusion x 10^{-9} (m ² /s) de l' O ₂ et du CO ₂ pour différents
PFC
Tableau 3.6: Densité et viscosité dynamique de l'O ₂ et du CO ₂
Tableau 3.7: Propriétés de l'eau
Tableau 3.8: Incertitudes estimées sur le volume d'O2 expérimental
Tableau 3.9: Paramètres des tests 51
Tableau 3.10: Paramètres des tests 51
Tableau 3.11: Pressions partielles visées dans le sang
Tableau 4.1: Volume de PFC à 39°C selon le débit d'O2
Tableau 4.2: Conditions de bullage selon le fluide
Tableau 4.3: FiO_2 dans le PFC en fonction du débit d'O ₂ pour chaque agneau 109
Tableau 4.4: Constante de temps avec débit de PFC en fonction du débit d'O2 pour
chaque agneau113
Tableau 4.5: Données pour établir un seuil de constante de temps pour maintenir la
<i>PaCO</i> ₂
Tableau 4.6: Volume minimum de PFC selon la constante de temps pour maintenir la
PaCO ₂
Tableau A.1: Pression de vapeur (bar) en fonction de la température (°C) pour le
perfluorodecalin
Tableau B.1: Valeurs expérimentales lors d'expérimentations animales (agneau #6) 143
Tableau B.2: Valeurs expérimentales lors d'expérimentations animales (agneau #7) 143
Tableau B.3: Valeurs expérimentales lors d'expérimentations animales (agneau #8) 143
Tableau B.4: Valeurs expérimentales lors d'expérimentations animales (agneau #10) 144
Tableau B.5: Valeurs expérimentales lors d'expérimentations animales (agneau #11) 145
Tableau B.6: Valeurs expérimentales lors d'expérimentations animales (agneau #12) 146
Tableau B.7: Valeurs expérimentales lors d'expérimentations animales (agneau #13) 147
Tableau B.8: Valeurs expérimentales lors d'expérimentations animales (agneau #14) 148

Lexique

Symbole	Signification
a	surface d'échange par volume de liquide totale
a_l	surface d'échange par volume de liquide de la section I
a _{ll}	surface d'échange par volume de liquide de la section II
Во	nombre de Bond
c	constante
[C] _i	concentration du composant <i>i</i> dans le compartiment
[C] _{i, in} ,	concentration du composant i entrant
[C] i , out	concentration du composant i sortant
C _{diff} i	capacité de diffusion de la membrane du composant i
d	diamètre du tube interne estimé
d*	nombre sans dimension (interface de la bulle)
d_B	diamètre des bulles
d_{Be}	diamètre d'équilibre
deq	diamètre de bulle équivalent
d_o	diamètre des trous au niveau de la membrane
d_x	diamètre de bulle horizontal
d_z	diamètre de bulle vertical
D	diffusivité ou coefficient de diffusion
Dinter	distance entre les trous
D _{CR}	distance critique
D_T	diamètre du compartiment
Eö	nombre d'Eötvös
EEI	index d'efficacité de l'échangeur
f_I	facteur de friction
fr	fréquence de sortie de bulles
FiO ₂	fraction partielle d'O ₂
Fro	nombre de Froude
g	accélération gravitationnelle
Η	constante de Henry
Н	hauteur du liquide aéré
H_T	hauteur du niveau du compartiment
H_I	hauteur de la section I

k _g	coefficient de transfert massique au niveau du gaz
k_L	coefficient de transfert massique au niveau du liquide
k _{LI}	coefficient de transfert massique au niveau du liquide de la section I
k _{LII}	coefficient de transfert massique au niveau du liquide de la section II
Kg	coefficient global de transfert massique du gaz
М	surface d'échange du gaz
М	masse molaire
M_B	masse moléculaire
Мо	nombre de Morton
n	nombre de bulle dans l'échantillon
Ν	nombre de trous
P	pression
P/V	puissance d'entrée
PaO ₂	pression partielle d'O ₂ dans le sang artériel
PaCO ₂	pression partielle de CO ₂ dans le sang artériel
Patm	pression atmosphérique
Pe	nombre de Peclet
P_i	pression partielle du composant i dans le compartiment
P _{i,ext}	pression partielle du composant <i>i</i> à l'extérieur du compartiment
P _{i,in}	pression partielle du gaz à l'entrée de l'oxygénateur
Pi,out	pression partielle du gaz à la sortie de l'oxygénateur
P _{LM}	différence de pression logarithmique entre le haut et le bas du
	compartiment
$q_{b,in}$	débit du sang entrant
$q_{b,out}$	débit du sang sortant
Q	débit total de gaz
Qм	débit volumétrique de gaz
Q_T	débit de transition
rl	résistance au filme de gaz
r2	résistance à l'interface gaz/liquide
r3	résistance dans le filme de liquide entourant la bulle
r4	résistance dans le liquide
R	constante des gaz
Re _B	nombre de Reynolds (bulle)

xiv

Re _e	nombre de Reynolds (Calderbrank & MooYoung)	
Reo	nombre de Reynolds (« gas jet »)	
Re_L	nombre de Reynolds (liquide)	
R_i	terme des pertes ou gains dus à une réaction chimique	
S	écart-type sur les bulles mesurées	
SaO_2	saturation en O ₂ dans le sang	
SE	erreur standard sur le diamètre de bulle moyen	
Sc	nombre de Schmidt	
Sh	nombre de Sherwood	
Т	température	
u_B	vitesse d'ascension des bulles	
volgaz	volume de gaz	
vol _{liq}	volume de liquide	
V_A	volume molaire	
V_B	volume d'une bulle	
V_L	volume de liquide	
V _{mc}	volume du compartiment	
V_{O2}	volume d'O ₂	
V _{total}	volume total de gaz	
V_G	volume de gaz	
V_I	volume de gaz de la section I	
V_{II}	volume de gaz de la section II	
We	nombre de Weber	
α	solubilité du gaz dans le liquide par unité de pression	
δ	ratio de la distance entre les trous sur la distance critique	
η_B	viscosité dynamique	
μ_G	viscosité dynamique du gaz	
μ_L	viscosité dynamique du liquide	
v	viscosité cinématique	
ϕ	rétention du gaz	
σ	tension superficielle	
 ρ_G	densité du gaz	
ρ.	densité du liquide	
τ	constante de temps	

XV.

1 Introduction

L'équipe Inolivent oeuvre depuis environ une dizaine d'années dans le domaine de la ventilation liquidienne totale (VLT), une technique de ventilation expérimentale pour traiter des détresses respiratoires aiguës en utilisant un liquide respirable. Pour effectuer une VLT, il est nécessaire d'utiliser une machine dédiée à cette technique. Ainsi, Inolivent a conçu et fabriqué des prototypes de respirateurs liquidiens destinés à la recherche animale. L'équipe a récemment terminé la conception, la fabrication et la validation du quatrième prototype, Inolivent-4 présenté à la figure 1.1, qui s'adresse à la recherche animale.



Figure 1.1: Inolivent-4

L'appareil permet de faire circuler un liquide respirable, un perfluorocarbone (PFC), dans les poumons. La circulation et la respiration forcée du PFC sont assurées par un système de pompes et de valves. Le liquide est tout d'abord oxygéné et réchauffé pour ensuite être inspiré et expiré avec l'aide du respirateur chez le sujet ventilé. Après l'expiration, le liquide est filtré, réchauffé et réoxygéné pour être inspiré à nouveau. L'oxygénation du PFC est effectuée avec un oxygénateur à bulles. L'oxygène (O_2) se diffuse des bulles vers le liquide et le gaz

carbonique (CO_2) résultant de la respiration diffuse du liquide vers les bulles pour ensuite être évacué à la surface dans l'air ambiant. L'efficacité de ces échanges gazeux sur les prototypes du groupe de recherche Inolivent est partiellement connue.

Il y a quelques années, des problèmes ont été éprouvés lors des premières expérimentations animales, les chercheurs du groupe Inolivent ont eu des difficultés à saturer le sang de l'animal en O_2 avec le respirateur liquidien, ce qui indique un mauvais échange gazeux au niveau des poumons. La première hypothèse a été de mettre en doute l'efficacité de l'oxygénateur et de croire que le PFC n'était pas bien saturé en O_2 . L'absence de suivi des paramètres de l'oxygénateur empêche de vérifier cette hypothèse. Pour pallier ce doute, un deuxième oxygénateur a été rajouté en série sur le respirateur. Les expérimentations suivantes se sont améliorées, mais sans que la compréhension des paramètres de l'oxygénateur soit approfondie. Les cliniciens s'attendent à connaître le pourcentage d' O_2 et de CO_2 dans le PFC ce qui n'est pas possible avec le présent prototype. De plus, ils désirent pouvoir faire varier le taux d' O_2 . Ainsi, les échanges gazeux en VLT doivent être évalués et optimisés.

1.1 Analyse de l'état de la question

1.1.1 La respiration

Les gaz impliqués lors de la respiration sont l'O₂, le CO₂ et le N₂ (azote). La personne inspire l'air ambiant, cet air parcourt les voies respiratoires jusqu'aux alvéoles où s'effectuent ensuite les échanges gazeux. L'O₂ provenant de l'air contenu dans les alvéoles diffuse vers le sang veineux et le CO₂ diffuse du sang veineux vers l'air des alvéoles. Le sang artériel retourne ensuite vers le cœur. Une fois dans les capillaires, l'O₂ se dissout dans le plasma et se lie également chimiquement à l'hémoglobine tandis que le CO₂ se dissout dans le sang et est également lié chimiquement en bicarbonate (HCO₃⁻) et en carbamate (Hb·CO₂). La solubilité des gaz respiratoires dans le plasma est connue (Hill et al., 1973). Ces gaz ont une pression partielle qui varie selon l'endroit dans le système respiratoire ou circulatoire, tel que le démontre la figure 1.2.



Figure 1.2: Pressions partielles des gaz (mmHg) dans différentes parties du système respiratoire et circulatoire (Ganong, 1987)

L'air inspiré contient 158 mmHg d' O_2 et 0.3 mmHg de CO₂, tandis que l'air expiré contient 116 mmHg d' O_2 et 32 mmHg de CO₂. Au niveau du sang, le sang veineux contient 40 mmHg d' O_2 et 45 mmHg de CO₂, tandis que le sang artériel contient 95 mmHg d' O_2 et 40 mmHg de CO₂. Lorsque le sang artériel contient plus de 44 mmHg de CO₂ on parle alors d'hypercapnie et lorsqu'il contient moins de 35mmHg on parle alors d'hypocapnie, ces taux sont à éviter.

Lors d'une ventilation mécanique gazeuse, la pression partielle d' O_2 dans l'air inhalé est fixée entre 158 mmHg et 760 mmHg (pression atmosphérique) par le médecin et la pression partielle de CO₂ est près de 0 mmHg. D'un point de vue symptomatique la pression partielle de CO₂ inspiré doit être inférieure à 8 mmHg pour éviter les effets décrits au tableau 1.1 (Praxair Canada Inc., 2007).

pression partielle - concentration	effets				
8 mmHg (1 %)	Le rythme respiratoire augmente légèrement.				
15 mmHg (2 %)	Le rythme respiratoire est supérieur de 50 % au rythme normal. Une exposition prolongée peut causer des maux de tête et de la fatigue.				
23 mmHg (3 %)	La respiration est deux fois plus rapide et devient laborieuse. Léger effet narcotique. Diminution de l'ouïe, maux de tête augmentation de la pression sanguine et du rythme cardiaque.				
30-38 mmHg (4-5 %)	Respiration environ quatre fois plus rapide que la normale; les symptômes d'intoxication deviennent apparents et la victime peut souffrir d'une légère asphyxie.				
38-76 mmHg (5-10 %)	Odeur caractéristique prononcée et perceptible. Respiration très laborieuse, maux de tête, déficience visuelle et bourdonnement. La faculté de jugement peut être affectée, suivie quelques minutes plus tard d'une perte de conscience.				
380-760 mmHg (50-100 %)	La perte de conscience survient plus rapidement lorsque la concentration est supérieure à 10 %. Une exposition prolongée à une forte concentration peut provoquer la mort par asphyxie.				

Tableau 1.1: Symptômes en fonction de la pression partielle de CO₂

Tous les échanges entre les capillaires et les alvéoles s'effectuent par gradient de pressions partielles, ce qui est également vrai en VLT. Ainsi, ces données (avec de l'air) peuvent servir de point de repère en VLT avec du PFC.

1.1.2 Le perfluorocarbone

En VLT, le transport de l' O_2 et du CO_2 se fait via un liquide respirable qui doit être oxygéné et libéré du CO_2 . La dissolution de l' O_2 dans le PFC est un procédé passif où les molécules de gaz occupent des « cavités » à l'intérieur du PFC liquide. La solubilité d'un gaz dans un PFC à une température donnée est directement proportionnelle à sa pression partielle suivant essentiellement la loi d'Henry (Lowe, 2006). Cette loi relie la solubilité à la pression partielle avec la constante de Henry qui dépend de la nature du gaz, de la température et du liquide. Ainsi, une concentration peut être exprimée en pression partielle et vice-versa. La constante d'Henry est connue pour le PFC (Lowe, 1991).

Le PFC est le liquide qui a la plus grande capacité de dissolution des gaz. La solubilité des gaz respiratoires dans le PFC est fonction de leur volume moléculaire et décroît de la façon suivante : $CO_2 >> O_2 >N_2$. La solubilité de l' O_2 dans les PFC (37°C, 1 atm) utilisés dans les applications médicales est de ~40-50 vol% (ml/100ml) comparativement à 2.5 vol% pour l'eau. La solubilité du CO₂ dans le même liquide peut être >200 vol% (Lowe, 2003). Ces propriétés se retrouvent au tableau 1.2 pour différents PFC.

Tableau 1.2: Propriétés de certains perfluorocarbones (Kaisers et al., 2003)

Table 1 Properties of some perfluorocarbon liquids, Data on PC-77, PC-75 and PC-3280 are from the manufacturers' data sheets and Shaffer and colleagues.⁶² and contain and Perfluorodecalin and Perflubron are from Shaffer and colleagues⁶² and Cox and colleagues.⁸ Data on Rimar 101 are from Shaffer and colleagues⁶² and the manufacturer (Miteni, Milan, Italy)

	FC-77	FC-75	FC-3280	Rimar 101	Perfluorodecalin	Perflubron
Chemical formula	50/50 mix of two isomers of C ₈ F ₁₆ O	40/40/20 mix of two isomers of $C_8F_{16}O_1$ and C_8F_{19}	C ₈ F ₁₈	C ₈ F ₁₆ O	CioFia	C ₈ F ₁₇ Br
Molecular weight (Daltons)	Арргох. 416	Approx. 420	438	416	462	499
Boiling point (°C)	97	102	102	101	142	143
Density at 25 °C (g cc ⁻¹)	1.78	1.78	1.76	1.7 7	1.95	1.93
Kinematic viscocity at 25 °C (centi-stokes)	0.80	0.82	0.8	0.82	2.90	1.1
Vapour pressure at 37 °C (mm Hg)	85	63	Approx. SI	64	14	11
Surface tension at 25 °C (dyne cm ⁻¹)	15	15	15	15	15	18
Oxygen solubility at 25 °C (ml gas per 100 ml liquid)	50	52	Арргох. 48	52	49	53
Carbon dioxide solubility at 37 °C (ml gas per 100 ml liquid)	198	160	Approx. 176	160	140	210

Les gaz respiratoires dans le PFC ont une autre propriété importante connue : la diffusivité (coefficient de diffusion) (Mates vanLobensels et al., 1999), (O'Brien et al., 1982).

1.1.3 Les échangeurs gazeux

L'oxygénation et la libération du CO_2 dans le PFC lors de la VLT se fait à l'aide d'un oxygénateur. La connaissance de ces oxygénateurs est assez limitée puisque les oxygénateurs sont des appareils généralement destinés à l'oxygénation extracorporelle du sang. Ils existent également des échangeurs gazeux dans le domaine des bioréacteurs et du traitement des eaux. Tous ces appareils peuvent être utilisés pour la VLT, mais un oxygénateur dédié semble être l'idéal, puisqu'il est conçu spécifiquement pour cette utilisation. L'objectif est qu'il puisse contenir les gaz avec les pressions partielles désirées pour l'inspiration. Pour ce faire, il faut que l'oxygénateur soit en mesure d'injecter au moins $0.1 \text{ ml/s} d'O_2$ par kilogramme du sujet et il doit retirer tout le CO₂ à un rythme de 0.08 ml/s par kilogramme du sujet (Costantino et Fiore, 1997), ce qui représente les besoins d'un patient après 28 semaines de gestation. Normalement, les cellules produisent 200 ml de CO₂ par minute, ce que les poumons doivent évacuer (Marieb, 1993). Les différents types d'oxygénateurs extracorporels seront introduits pour ensuite présenter les oxygénateurs utilisés en VLT.

1.1.4 Les oxygénateurs extracorporels

L'oxygénateur extracorporel est un appareil qui oxygène directement le sang du sujet. La circulation veineuse est déviée dans des conduits extracorporels qui acheminent le sang dans l'appareil pour ensuite le ramener dans le système artériel à l'aide d'une pompe. La figure 1.3 présente l'oxygénateur à membrane schématisé qui domine actuellement le marché. La découverte de membrane avec une bonne perméabilité pour l'O₂ et le CO₂ a rendu cet oxygénateur efficace, de plus il ne génère pas de bulles pouvant mener à des embolies.



Figure 1.3: Oxygénateur à membrane, les flèches blanches représentent l'O₂ et les flèches ombragées représentent le liquide à oxygéner (Wolfson et al., 1999)

Les gradients de pression partielle sont à l'origine des échanges gazeux dans l'oxygénateur à membrane. L'O₂ circule dans une membrane semi-perméable qui permet l'échange entre l'O₂ de la membrane et le CO₂ du fluide. Les paramètres importants sont la surface d'échange qui est de l'ordre de 2 m² pour un oxygénateur à membrane (Wolfson et al., 1999), le transfert d'O₂ qui est de l'ordre de 70 à 374 ml / min (Federspiel et Henchir, 2004) et le volume qui est de l'ordre de 100 à 340 ml (Federspiel et Henchir, 2004).

L'oxygénateur à bulles, schématisé à la figure 1.4, amène des bulles d' O_2 à la base d'un réservoir de sang. Ce type d'oxygénateur n'est presque plus utilisé puisqu'il occasionnait des

problèmes d'embolie liés à la présence de bulles dans le sang. Toutefois la présence de bulles liée aux oxygénateurs dans le PFC n'est pas un problème en VLT.



Figure 1.4: Oxygénateur à bulles (Cooney, 1976)

L'efficacité des oxygénateurs à bulles est grande puisque plus petite sont les bulles, plus la surface d'échange est grande. De plus, le gradient de pression entre la bulle d' O_2 et le sang est grand. Les petites bulles facilitent l'échange d' O_2 alors que les grosses bulles facilitent l'échange du CO_2 (Sutherland et al., 1988) (Australian and New Zealand College of Perfusionists, 2008). Les oxygénateurs à bulles sont principalement conçus en fonction d'éliminer le CO_2 , ce qui semble plus difficile que de diffuser l' O_2 . Généralement, les oxygénateurs à bulles avec du sang utilisent des bulles entre 3 et 7 mm. Les membranes des oxygénateurs à bulles sont des pièces en polycarbonate avec des diamètres de trous précis ou des silicates poreux (Australian and New Zealand College of Perfusionists, 2008). Une surface d'échange équivalente peut également être calculée pour les oxygénateurs à bulles (Robert, 2003).

1.1.5 Les oxygénateurs en VLT

Le respirateur liquidien de l'équipe de Larrabe (Larrabe et al., 2001) et également celui de l'équipe de Costantino (Corno et al., 2003) utilisent un oxygénateur à membrane commercial. Ce type d'oxygénateur est répandu et facile à mettre en place.

Le respirateur liquidien de l'équipe de Sekins (Sekins et al., 1999) utilise un oxygénateur à bulles avec une pierre poreuse à sa base tel qu'illustré à la figure 1.5.



Figure 1.5: Oxygénateur du respirateur liquidien de l'équipe Sekins (Sekins et al., 1999) Des grilles ont été disposées à intervalle régulier sur toute la hauteur pour favoriser le séjour des bulles dans le PFC. Dans la partie supérieure, il y a également des vaporisateurs qui favorisent l'échange gazeux. Ce type d'oxygénateur a été privilégié dans ce cas-ci étant donné les problèmes de compatibilité connus entre le matériel des oxygénateurs à membrane et le PFC. De plus, le coût des oxygénateurs à membrane est élevé étant donné la biocompatibilité nécessaire avec le sang (Sekins et al., 1999).

Les performances de ces deux types d'oxygénateurs ont été évaluées en comparant directement deux modèles spécifiques d'oxygénateurs selon un indice d'évacuation de CO₂ (Wolfson et al., 1999), mais cette évaluation néglige différents facteurs comme la surface d'échange équivalente, le temps d'oxygénation (Robert, 2003) et on se retrouve ainsi à comparer deux modèles spécifiques d'oxygénateurs et non la méthode d'oxygénation. L'oxygénateur à membrane est plus efficace selon cette étude, principalement lorsque le ratio de débit gaz sur liquide est élevé.

Le premier prototype de l'équipe Inolivent utilisait trois pierres poreuses pour générer des bulles d'O₂ (Robert, 2003). La taille des bulles était de l'ordre de 3 à 4 mm et l'oxygénateur avait un débit total de 1.5 l/min pour les trois pierres. Le volume d'O₂ dans le liquide était

d'environ 30 ml. Le volume a été calculé en mesurant la différence de volume de PFC avec bulles et sans bulles. La surface d'échange a été jugée insuffisante étant donné l'oxygénation inefficace du sang lors de la VLT et la grande différence de surface d'échange comparativement à un oxygénateur à membrane. De plus, le séjour des bulles dans le liquide est limité puisque les bulles sortent de l'extrémité des pierres et il y un mélange direct entre le PFC expiré et le PFC prêt à être inspiré, ce qui augmente les risques qu'il reste du CO_2 dans le PFC et qu'il soit mal oxygéné.

Le deuxième et le troisième prototype du respirateur de l'équipe Inolivent (Robert, 2003) utilisaient un échangeur gazeux à bulles (figure 1.6).



Figure 1.6: Oxygénateur de l'équipe Inolivent utilisé avec le deuxième et troisième prototype Les bulles d'O₂ sont générées à la base de l'oxygénateur par une membrane perforée en caoutchouc. L'intérieur de l'oxygénateur est divisé en deux sections, une section intérieure et une section annulaire. Ces sections communiquent entre elles par le bas de l'oxygénateur. Le PFC expiré entre par le haut de la section intérieure et remonte dans la section annulaire pour ensuite sortir de l'oxygénateur par trop-plein. Ainsi, le temps de séjour dans l'oxygénateur est maximisé et la direction de l'écoulement limite le mélange du PFC expiré avec celui oxygéné. Toutefois, aucune étude n'a été faite pour évaluer l'impact du temps de séjour du PFC. Avec cet oxygénateur, le diamètre des bulles est d'environ 3 mm et la quantité d'O₂ dans le PFC est autour de 100 ml. Une surface d'échange de 0.2 m^2 est obtenue. La conception modulaire permet une configuration de plusieurs oxygénateurs en série ou en parallèle. La hauteur et la section peuvent être facilement redimensionnées. La génération de bulles par membrane de caoutchouc semble la solution la plus simple et la moins coûteuse, mais les performances d'un tel système demeure inconnues.

1.1.6 Les modèles pour les échanges gazeux

Pour caractériser les échanges gazeux et concevoir les échangeurs gazeux, il existe certaines méthodes et modèles (Costantino et Fiore, 1997) (Tehrani, 1993).

Pour modéliser les échanges gazeux dans un oxygénateur à membrane: un modèle par compartiments est suggéré (Misgeld, Berno J. E., 2006), (Feng et al., 2003). Ce modèle fait intervenir le débit du sang, son volume, les concentrations des gaz, la capacité de diffusion de la membrane et les pressions partielles. La capacité de diffusion représente la quantité de gaz qui diffuse en 1 minute avec une différence de pression partielle de 1 mmHg (Fridman et Osipov, 1972). Elle se définit avec le coefficient de transfert de matière, la solubilité du gaz et la surface d'échange du gaz.

Un modèle adéquat pour modéliser un bulleur est celui des colonnes à bulles (Blanch et Clark, 1996). Les bulles sortent d'un aérateur selon trois régimes distincts en fonction du débit du gaz. Pour le premier régime, lorsque le débit du gaz est bas, les bulles sortent à volume constant selon le diamètre des trous, la tension superficielle et la force d'Archimède. La bulle grossit jusqu'à ce que la force d'Archimède dépasse la tension superficielle qui retient la bulle à l'orifice. Ceci est valide jusqu'à ce que le débit à l'orifice atteigne le débit de transition où un deuxième régime est alors atteint. Au-dessus d'un nouveau seuil, on obtient le troisième régime soit un jet de gaz. Une procédure pour la conception d'une colonne à bulle est également suggérée. Avec les équations de ce modèle, on lie le débit du gaz, la taille des bulles, la grosseur et le nombre de trous dans la membrane, la vitesse d'ascension, le coefficient de transfert de matière et différentes propriétés physiques du gaz et du liquide.

Que ce soit un échangeur à bulles ou à membrane, il est possible d'obtenir la concentration d'un gaz dans le PFC dans le temps en ayant comme données le débit et la concentration du gaz, le diamètre et le nombre de trous dans la membrane et différentes propriétés physiques du gaz et du liquide connus. Ces modélisations sont principalement empiriques et n'ont pas été utilisées dans un contexte d'oxygénateur avec du PFC.

1.1.7 Les capteurs d'O₂ et de CO₂

Pour connaître la quantité d' O_2 et de CO₂ dissous dans le PFC, il existe plusieurs types de capteurs sur le marché, mais la difficulté est de trouver des capteurs fonctionnels dans le PFC. La méthode « pile » est une réaction d'oxydoréduction entre une anode et une cathode dans un électrolyte isolé du milieu de lecture par une membrane semi-perméable qui laisse passer l' O_2 proportionnellement à sa pression partielle. Cette méthode est présente dans deux types de capteurs : la sonde galvanique et la sonde polarographique. Dans la littérature, les taux d' O_2 dans le PFC ont généralement été mesurés avec cette méthode facilement accessible (Moolman et al., 2004) (Dias et al., 2004). Toutefois, la membrane de la méthode « pile » est perméable au PFC et on ne connaît pas l'effet du PFC à long terme sur l'appareil de mesure. La méthode paramagnétique permet également de mesurer la concentration en O_2 puisqu'il est l'un des rares gaz à être paramagnétique. C'est le mouvement des électrons et leur rotation propre qui sont à l'origine de ce type de magnétisme. Lorsque l' O_2 passe dans un champ magnétique, les molécules s'alignent parallèlement au champ magnétique. On ne connaît pas la validité et la faisabilité de cette méthode dans du PFC.

La méthode optique (Thompson, 2006) est basée sur le principe que la concentration en O_2 influence le temps et l'intensité de la luminescence d'un matériau excité par une diode électroluminescente (DEL). Ce matériau intégré ou isolé du capteur est un luminophore qui passe à un niveau d'énergie supérieur sous l'impulsion d'une DEL bleue, et qui revient à son niveau d'origine en émettant une lumière rouge. Plus la concentration en O_2 environnante du matériau est importante plus l'intensité et la durée de vie de la lumière rouge sont réduites. Cette méthode est intéressante dans la mesure où l'élément en contact avec le milieu de mesure est isolé du capteur. Ainsi, on évite une migration du PFC qui pourrait endommager le capteur. Cette méthode existe également pour le CO_2 . Ces méthodes semblent être les plus appropriées pour un respirateur liquidien puisqu'elles permettent que le PFC soit isolé du capteur.

Il existe également plusieurs autres types de capteur de CO_2 . La méthode par infrarouge consiste à émettre un rayon infrarouge à travers le milieu de mesure. Ce même rayon est mesuré par un capteur qui compare l'intensité d'une longueur d'onde non affectée par le

milieu de mesure avec la longueur d'onde absorbée par l'élément à mesurer présent dans le milieu de mesure. On ne connaît pas la validité et la faisabilité de cette méthode dans du PFC. Une méthode permet de lier les changements au niveau du pH avec la concentration en CO_2 . Une électrode sensible au pH ou à un indicateur (fluorescence (Thompson, 2006)) est en contact avec une mince couche d'une solution de bicarbonate dans un compartiment isolé par une membrane semi-perméable. Le CO_2 peut diffuser à travers la membrane, qui se dissout dans la solution de bicarbonate et amène un changement de pH. Toutefois, ces membranes sont perméables au PFC et on ne connaît pas l'effet du PFC à long terme sur ces appareils de mesure.

Dans la littérature, les taux de CO_2 dans le PFC ont généralement été mesurés avec une électrode sensible au pH (Wolfson et al., 1999) (Riess et Le Blanc, 1982). Toutefois, la membrane de cette méthode est perméable au PFC et on ne connaît pas l'effet du PFC à long terme sur l'appareil de mesure.

Pour $1'O_2$ et le CO_2 , la méthode de spectrométrie de masse sépare les constituants d'un mélange selon leur masse respective. À l'aide de champs électriques et magnétiques, les molécules sont accélérées et ionisées. La trajectoire des constituants est déviée sous l'effet d'un champ magnétique et c'est cette déviation qui permet de différencier la masse et la nature des constituants. Cette méthode complexe et coûteuse n'est pas adaptée pour un respirateur.

1.2 Définition du problème

Le fait que les oxygénateurs sur le troisième prototype d'Inolivent (Inolivent-3) ne soient pas caractérisés et qu'il n'y ait aucun suivi des paramètres au niveau des gaz dans le PFC nuisent à la compréhension et à l'utilisation efficace de la VLT. De plus, le suivi des paramètres est essentiel pour permettre une variation du taux d'O₂ et un contrôle au niveau du CO₂ dans le PFC.

Une meilleure compréhension de ces paramètres permettrait d'optimiser la conception de l'oxygénateur à bulles pour qu'il réponde directement aux besoins de la VLT et aux spécifications qui en découlent.

Ainsi, le problème est d'évaluer les échanges gazeux dans le PFC pour permettre une meilleure compréhension et une optimisation de ces derniers.

1.3 Exposé de la méthodologie

Dans le cadre du projet, un nouvel oxygénateur à bulles avec membrane flexible pour le quatrième prototype (Inolivent-4) a été conçu et fabriqué. Le circuit de PFC a été instrumenté pour effectuer une évaluation de l' O_2 dans le PFC. On y retrouve un mélange des gaz pour permettre une variation du taux d' O_2 et un contrôle sur le débit.

Un modèle de dissolution des gaz tenant compte des différents paramètres de l'oxygénateur à bulles a été élaboré. Il combine des notions de transfert de matière au niveau des bulles, un modèle d'oxygénateur à membrane (par compartiments) et différentes données disponibles dans la littérature. Ce modèle permet de caractériser le nouvel oxygénateur d'Inolivent-4 et d'évaluer le transfert de matière des gaz dans le PFC. Le modèle sera validé par des données expérimentales selon un plan d'expérience.

Une validation lors d'expérimentations animales a également été effectuée pour s'assurer que les performances en oxygénation et libération de CO_2 sont adéquates aux besoins. De plus, les pressions partielles d' O_2 et de CO_2 ont été mesurées dans le sang pour évaluer l'impact de l'oxygénateur sur les expérimentations animales.

Le modèle et les données expérimentales permettront la caractérisation et la compréhension du système et permettront de proposer des modifications à la conception de l'oxygénateur pour qu'il soit optimal. De plus, cette compréhension permettra d'implanter un contrôle adéquat au niveau du mélange des gaz lors de l'utilisation du respirateur.

1.4 Documentation et considérations

Le présent mémoire se réfère à de nombreuses sources. Les notions au niveau des bulles sont souvent empiriques et ne proviennent pas nécessairement d'expérimentations représentatives d'un transfert de matière avec des bulles dans du PFC.

Dans le domaine de la VLT, il y a relativement peu d'éléments au niveau du transfert de matière des gaz. Toutefois, dans d'autres domaines il existe une multitude de corrélations pour évaluer le transfert de matière au niveau des bulles.

Une portion expérimentale de la recherche validera les équations sélectionnées. Il faut

également considérer que les membranes flexibles demeurent moins étudiées que les membranes rigides.

Les caractéristiques du PFC sont assez bien connues, mais certains éléments doivent être évalués à travers la littérature. En cumulant les valeurs de quelques recherches, on s'assure d'utiliser des données assez près de la réalité.

Le phénomène étudié implique deux transferts de matière simultanés, celui de l' O_2 et celui du CO_2 . L'approche de la présente recherche se base sur celui du CO_2 , mais peut également s'appliquer à celui de l' O_2 .

2 Théorie des bulles avec transfert de masse

L'étude des bulles de ce mémoire se réfère principalement au livre de Blanch et Clark (Blanch et Clark, 1996); les éléments qu'ils présentent sont bien résumés et se retrouvent ailleurs dans la littérature. Toutefois, ils ne mentionnent pas les bulleurs qui utilisent une membrane flexible. Pour le transfert de matière, le modèle d'échange des gaz provient de la thèse *Automatic Control of the Heart-Lung Machine* (Misgeld, Berno J. E., 2006), qui se retrouve dans d'autres ouvrages, puisqu'il s'agit d'un bilan (Chisti., 1999).

Dans cette section, des équations pour déterminer le diamètre initial des bulles et leur évolution sont présentées. Le transfert de matière lors du bullage est ensuite abordé ainsi que les membranes flexibles. Un modèle par compartiment et un index d'efficacité de l'échangeur sont présentés.

2.1 Diamètre initial des bulles à la sortie de l'orifice

Typiquement, les bulles sortent d'un bulleur selon trois régimes distincts en fonction du débit du gaz. Les équations de ces régimes comportent de nombreuses hypothèses et simplifications ou sont empiriques. Le présent ouvrage ne fera pas la démonstration de ces équations, mais les présentera pour qu'elles puissent être utilisées selon les critères exposés dans la littérature et validées avec des résultats expérimentaux. Pour obtenir un modèle plus adapté et élaboré, il serait intéressant de partir de la base des phénomènes et de développer le modèle selon les conditions du respirateur liquidien.

2.1.1 Régime quasi-statique : équation de Tate

Quand le régime est quasi-statique, l'équation de Tate (équation 2.1) permet de prédire le diamètre des bulles. Dans ce cas, les bulles sortent à volume constant selon le diamètre des trous, la tension superficielle et la force d'Archimède. Au décollement de la bulle, la bulle grossit jusqu'à ce que la force d'Archimède (élément de gauche de l'équation 2.1) égale la tension superficielle qui retient la bulle à l'orifice (élément de droite de l'équation 2.1) :

$$g\left(\rho_L - \rho_G\right) \frac{\pi}{6} d_B^{3} = \sigma\left(\pi d_o\right)$$
(2.1)

où d_o est le diamètre des trous au niveau de la membrane, d_B est le diamètre des bulles, σ est la tension superficielle, ρ_L est la densité du liquide, ρ_G est la densité du gaz et g est l'accélération

gravitationnelle (9.81 m/s²). L'équation de Tate (Goergescu, 1999) provient d'un bilan des forces où la quantité de mouvement du gaz, la force de traînée et l'inertie ont été négligées, elle suppose un angle de 90° avec la surface de la membrane (Loubière et al., 2003) (Goergescu et Achard, 2001) (Painmanakul, 2005).

Ainsi à l'équilibre de l'équation 2.1, on peut exprimer le diamètre des bulles d_B :

$$d_{B} = \left(\frac{6\sigma d_{o}}{g\left(\rho_{L} - \rho_{G}\right)}\right)^{\frac{1}{3}}$$
(2.2)

L'équation de Tate est valide si $E\ddot{o} > 0.1$ et We <<1 (Loubière et al., 2003).

$$E\ddot{o} = Bo = \frac{gd_B^2 \rho_L}{\sigma} = \frac{\text{Gravitation}}{\text{Tension superficielle}}$$
(2.3)

$$We = \left(\frac{u_B \rho_L d_B}{\sigma}\right)^{1/2} = \frac{\text{Force d'inertie}}{\text{Tension superficielle}}$$
(2.4)

où *Eö* est le nombre d'Eötvös, équivalent au nombre de Bond (*Bo*), qui représente le ratio de la force gravitationnelle sur la tension superficielle et où *We* est le nombre de Weber qui représente le ratio de l'inertie sur la tension superficielle.

Une autre façon de vérifier la validité de l'équation de Tate est selon le débit à l'orifice (débit total de gaz Q divisé par le nombre de trous N). Si le débit à l'orifice est sous un certain seuil alors l'équation de Tate est valide. Le seuil de validité est donné par le débit de transition Q_T qui est calculé selon l'équation suivante (Blanch et Clark, 1996) :

$$Q_{T} = \frac{\pi}{6} d_{B}^{3} f_{T}$$
 (2.5)

$$f_T = \frac{u_B}{d_B} \tag{2.6}$$

où f_T est la fréquence de sortie des bulles, qui est le ratio de u_B la vitesse d'ascension des bulles sur le diamètre des bulles d_B .

La vitesse u_B sera calculée à l'équation 2.9 ou 2.10 et dépend du nombre de Reynolds de la bulle Re_B :

$$Re_{B} = \frac{d_{B}u_{B}\rho_{L}}{\mu_{L}}$$
(2.7)

où μ_L est la viscosité dynamique du liquide.

Avec Re_B , $E\ddot{o}$ et le nombre de Morton Mo:

$$Mo = \frac{g\mu_L^4}{\rho_I \sigma^3}$$
(2.8)

qui exprime le ratio des forces visqueuses et de tension superficielle (Blanch et Clark, 1996), on peut voir quelle sera la forme des bulles à la figure 2.1.



Figure 2.1: Diagramme de Clift et al. (Clift et al., 1978)

Si $Re_B < 1$, alors les bulles sont sphériques et suivent l'équation de Stokes (Blanch et Clark, 1996) :

$$u_B = \left(\frac{g\rho_L}{18\mu_L}\right) d_B^2$$
 (2.9)

Si $Re_B >> 1$, alors les bulles ne sont plus automatiquement sphériques et suivent l'équation de Mendelson (Blanch et Clark, 1996), (Mendelson, 1967) :

$$u_B = \left(\frac{2\sigma}{\rho_L d_B} + \frac{g d_B}{2}\right)^{0.5}$$
(2.10)

Le diamètre de bulle initial est calculé avec l'équation de Tate, ensuite u_B , Re_B et Q_T sont calculés par itération jusqu'à ce que les critères des équations utilisées soient respectés et que la valeur finale de Q_T soit obtenue.

Tant que le débit à l'orifice (Q divisé par N) est inférieur à Q_T , l'équation de Tate est valide et le régime est quasi-statique, sinon le régime est au-delà du débit de transition et se comporte selon le deuxième régime. La validité peut également être vérifié avec $E\ddot{o} > 0.1$ et We <<1.

2.1.2 Régime au-delà du débit de transition

Si le débit à l'orifice est supérieur à Q_T , alors l'équation de Tate n'est plus valide. La corrélation suivante permet d'estimer le diamètre de la bulle (Blanch et Clark, 1996) :

$$\frac{d_B}{d_o} = 3.23 R e_{oL}^{-0.1} F r_o^{0.21}$$
(2.11)

où le nombre de Reynolds Re_{oL} et le nombre de Froude Fr_o se calculent ainsi :

$$Re_{oL} = \frac{4\rho_L Q}{\pi d_o \mu_L}$$
(2.12)

$$Fr_o = \frac{Q^2}{d_o^5 g}$$
(2.13)

Le nombre de Reynolds de l'orifice modifié, Re_{oL} , décrit l'écoulement du gaz à travers l'orifice selon les propriétés du liquide et le nombre de Froude Fr_o caractérise l'importance relative de la vitesse et de la force gravitationnelle.

Si le nombre de Reynolds de l'orifice Re_o (équation 2.15) est au-dessus de 10000, alors le régime se comporte selon un jet de gaz (troisième régime).

2.1.3 Régime jet de gaz

Si le débit est tel que le nombre de Reynolds de l'orifice Re_o est au-dessus de 10000, le débit devient un jet de gaz, alors le diamètre des bulles suit les équations suivantes (Blanch et Clark, 1996) :

$$d_{B} = 0.71 \operatorname{Re}_{o}^{-0.05}(cm) \tag{2.14}$$

$$Re_o = \frac{4Q\rho_G}{\pi d_o \mu_G}$$
(2.15)

où μ_G est la viscosité dynamique du gaz.

Selon ces trois régimes, le diamètre initial des bulles peut être déterminé. Par contre l'évolution du diamètre dans le bulleur doit être suivi.

2.2 Division et coalescence dans le bulleur

Lorsque les bulles montent dans le bulleur, elles sont sujettes aux divisions et à la coalescence ce qui peut modifier leur diamètre.

2.2.1 Présence de deux régions

Dans la région près des orifices (région I, illustrée à la figure 2.2), le diamètre des bulles est généré par l'orifice initial (Blanch et Clark, 1996). Lorsque la circulation est laminaire, la hauteur de cette région peut être estimée par le diamètre du compartiment D_T . Dans la région I, il n'y a pas de divisions et de coalescence donc le diamètre des bulles reste le même.




Au-delà de cette hauteur dans la région II, les divisions et la coalescence peuvent amener les bulles vers un diamètre d'équilibre d_{Be} qui est fonction de la turbulence dans le bulleur. Toutefois, dans certaines conditions, le diamètre des bulles dans la région II est le même que celui dans la région I.

2.2.2 Diamètre des bulles dans la région II

Lors de la formation des bulles, il y a un ratio δ entre la distance entre les trous de la membrane et la distance critique. La distance critique dans le cas d'une bulle sphérique est le diamètre des bulles.

$$\delta = \frac{D_{\text{inter}}}{D_{\text{CR}}}$$
(2.16)

$$D_{\rm CR} = d_B = \left(\frac{6V_B}{\pi}\right)^{\frac{1}{3}}$$
 (2.17)

où D_{inter} est la distance entre les trous, D_{CR} est la distance critique et V_B est le volume d'une bulle. Si le ratio δ est supérieur à 1, il n'y aura pas de coalescence lors de la formation des bulles. S'il est inférieur à 1, il peut y avoir de la coalescence (Painmanakul et al., 2004).

De plus, si le nombre de Reynolds Re_L qui décrit l'écoulement du liquide est < 2000, l'écoulement est laminaire et le diamètre des bulles de la région II est le même que celui de la région I. Le nombre de Reynolds est ici défini selon :

$$Re_{L} = \left[\frac{2Q_{M}g\rho_{L}^{3}d^{2}}{\pi\mu_{L}^{3}f_{I}\left(2+\sqrt{2}\right)}\right]^{1/3}$$
(2.18)

où d est le diamètre de l'écoulement ascendant estimé à 0.7 D_T (70 % du diamètre du compartiment) et f_I est le facteur de friction estimé à 0.02 (Blanch et Clark, 1996). Pour les petits compartiments, on peut considérer que tout le compartiment se retrouve dans la région I (Blanch et Clark, 1996). Ainsi dans ces deux cas (laminaire et petit compartiment), il n'y a pas de division et de coalescence et le diamètre des bulles reste le même.

Si le nombre de Reynolds du liquide $Re_L > 2000$, l'écoulement est turbulent et le diamètre des bulles dans la région II est le diamètre d'équilibre.

Ce diamètre d'équilibre est basé sur un modèle de circulation du liquide développé à partir de l'égalité de la contrainte en cisaillement de la bulle et de la tension superficielle au point de division. Les forces visqueuses y sont également considérées (Blanch et Clark, 1996) :

$$d_{Bc} = 0.7 \frac{\sigma^{0.6}}{\left(\frac{P}{V}\right)^{0.4} \rho_L^{0.2}} \left(\frac{\mu_L}{\mu_g}\right)^{0.1}$$
(2.19)

où P/V est la puissance d'entrée en watts/m³ :

$$\frac{P}{V} = \frac{4Q_M \rho_L g}{\pi d^2}$$
(2.20)

où Q_M est le débit volumétrique de gaz.

Le débit volumétrique de gaz Q_M se calcule ainsi :

$$Q_M = Q \frac{P_{alm}}{P_{IM}}$$
(2.21)

$$p_{LM} = \frac{\rho_L g H_T}{\ln\left(1 + \frac{\rho_L g H_T}{P_{aim}}\right)}$$
(2.22)

où P_{atm} est la pression atmosphérique, P_{LM} est la différence de pression logarithmique entre le haut et le bas du compartiment et H_T est la hauteur du niveau du compartiment. La hauteur H_T peut se déterminer ainsi :

$$H_T = \frac{(V_G + V_L)}{\text{Volume par unite de hauteur}}$$
(2.23)

où V_L est le volume de liquide.

Le volume de gaz V_G théorique se calcule ainsi :

$$V_{G} = \frac{4Q}{\pi D_{T}^{2} u_{B}} V_{L}$$
 (2.24)

où D_T est le diamètre du bulleur.

Le diamètre des bulles et le volume de gaz peuvent maintenant être calculés, mais il existent certaines considérations pour les membranes flexibles.

2.3 Les membranes flexibles

Les équations présentées jusqu'à maintenant se basent principalement sur les membranes rigides puisqu'elles ont été plus étudiées que les membranes flexibles. Toutefois, il y a certains faits sur les membranes flexibles qui doivent être connus.

La membrane flexible s'étire avec la pression ce qui permet l'ouverture de ses trous et par conséquent le passage du gaz. Les trous peuvent s'apparenter à des valves qui viennent détacher les bulles de l'écoulement de gaz (Poulsen et Iversen, 1998). Ainsi il y a un terme d'élasticité qui s'ajoute, ce terme est traité par quelques modèles (Painmanakul, 2005). Pour utiliser ces modèles, il faut connaître la chute de pression à la membrane et certaines propriétés de la membrane. Cette chute de pression n'est pas connue sur l'actuel prototype Inolivent-4, c'est pourquoi les notions théoriques sur les membranes élastiques ne seront pas incorporées dans le modèle du présent mémoire.

L'agrandissement des trous des membranes flexibles en fonction de la pression et du débit permet d'obtenir des bulles plus uniformes sur une plus grande échelle de débit que les membranes rigides (Poulsen et Iversen, 1998). De plus, les membranes flexibles retardent (Poulsen et Iversen, 1998) ou empêchent le phénomène de jet de gaz (Geary et Rice, 1991). Le diamètre des bulles provenant de membranes flexibles est déterminé au moment du détachement et leurs petites tailles les rendent stables aux phénomènes de coalescence et de divisions (Loubière et Hébrard, 2003).

Pour une membrane flexible, les forces dominantes sont typiquement les forces d'Archimède et de tension superficielle (Painmanakul, 2005), donc il est souvent possible de négliger la quantité de mouvement du gaz, la force de traînée et l'inertie pour utiliser l'équation de Tate (équation 2.1). L'étude des forces dominantes devra éventuellement être faite pour s'assurer de ces hypothèses.

En comparaison, pour l'orifice rigide, la croissance et le détachement des bulles seraient principalement dus aux forces d'Archimède, de tension superficielle et d'inertie (Loubière et al., 2003).

La valeur d'entrée de l'équation de Tate est le diamètre des trous dans la membrane, mais cette valeur dans le cas étudié n'est pas connue et difficile à mesurer puisque les trous sont faits dans une membrane flexible. De plus, l'instrumentation actuelle ne comporte pas de capteur de pression au niveau de la membrane pour évaluer la chute de pression et ainsi pouvoir utiliser les modèles développés pour les membranes flexibles (Painmanakul, 2005). Pour pallier ce manque, le diamètre des bulles expérimental sera la valeur d'entrée qui permettra de calculer les différents éléments (Re_B , u_B , V_G) et d'estimer un diamètre de trou.

Selon les informations sur les membranes flexibles, l'équation de Tate est souvent valide et les bulles sont stables face aux phénomènes de coalescence et de divisions, donc on peut considérer que le diamètre des bulles est le même dans la section I et II. Dans le futur, il sera tout de même préférable de valider ces hypothèses en élaborant un modèle plus précis selon les conditions de l'oxygénateur.

Pour un futur modèle entièrement théorique, qui ne se base pas sur des données expérimentales, il faudrait utiliser un capteur de pression au niveau de la membrane et élaborer un modèle plus complet en considérant la membrane flexible et toutes les forces non négligeables. Ce modèle pourrait considérer le nombre de trous, leur diamètre, l'épaisseur de la membrane et son matériel. De plus, des simulations entièrement théoriques, sans données expérimentales, pourraient alors être effectuées pour obtenir le diamètre des bulles.

Le diamètre des bulles du présent ouvrage sera basé sur des mesures expérimentales, donc la validité de l'équation de Tate n'affecte pas la validité des résultats expérimentaux puisqu'elle est utilisée uniquement pour évaluer le diamètre des trous pour le comportement théorique de la section 4.5. Tous les autres paramètres présentés à la section 2.2 seront calculés à partir du diamètre expérimental des bulles dans l'ensemble de l'oxygénateur (pas de distinction section I et II).

Maintenant que les méthodes pour obtenir le diamètre des bulles ont été expliquées, il faut déterminer le transfert de matière entre ces bulles et leur environnement.

2.4 Le transfert de matière lors du bullage

Le transfert de matière dépend de plusieurs éléments : le coefficient de transfert de matière, le nombre de Sherwood, le nombre d^* et l'interface de la bulle.

2.4.1 Le coefficient de transfert de matière

Les résistances à la diffusion se représentent avec le coefficient global de transfert de matière du gaz K_g (Deckwer, 1992) (Blanch et Clark, 1996) :

$$\frac{1}{K_{\sigma}} = \frac{1}{k_{\sigma}} + \frac{H}{k_{L}}$$
(2.25)

où H est la constante de Henry, k_L est le coefficient de transfert de matière au niveau du liquide et k_g est le coefficient de transfert de matière au niveau du gaz.

La représentation suivante va un peu plus dans les détails (Blanch et Clark, 1996) et considère que le transfert de matière rencontre des résistances à 4 différents niveaux : au film de gaz (r1), à l'interface gaz/liquide (r2), dans le film de liquide entourant la bulle (r3) et dans le liquide (r4) illustrées par la figure 2.3.



Figure 2.3: Quatre niveaux de résistance d'une bulle (Blanch et Clark, 1996)

Typiquement, la diffusivité dans la phase gazeuse est nettement supérieure à la diffusivité dans la phase liquide, ainsi r1 comparativement à r3 peut être négligée. De façon similaire, la résistance au transport à l'interface gaz/liquide r2 est faible et peut être négligée. Si on fait l'hypothèse que le liquide est bien mélangé alors le transport dans le liquide est généralement rapide et on peut négliger r4.

Ainsi, l'équation peut être réduite à inclure uniquement la résistance du film du liquide r3 :

$$\frac{1}{K_g} = \frac{H}{k_L}$$
(2.26)

On peut isoler k_L qui est proportionnel au coefficient global de transfert de matière et remplacer la constante de Henry par $1/\alpha$ où α est la solubilité du gaz dans le liquide par unité de pression :

$$k_L = K_g H = \frac{K_g}{\alpha}$$
(2.27)

Dans le cas des colonnes à bulles, le coefficient de transfert de matière k_L dépend de l'interface de la bulle (Alves et al., 2004) et peut s'exprimer sous plusieurs formes (Blanch et Clark, 1996) (Chisti., 1999) notamment avec le nombre de Sherwood.

2.4.2 Le nombre de Sherwood

L'une des formes pour présenter k_L et celle qui fait intervenir *Sh*, le nombre de Sherwood qui correspond au rapport entre le transfert de matière total et le transfert de matière par diffusion *D* (Chisti., 1999):

$$k_L = Sh \frac{D}{d_R}$$
(2.28)

$$Sh = \frac{k_L d_B}{D} = \frac{\text{Transfert de matière total}}{\text{Transfert de matière lié à la diffusion}}$$
(2.29)

Un nombre de Sherwood de 1 signifie que le transfert de matière se fait uniquement par diffusion.

Plusieurs formules permettent de calculer Sh selon l'interface des bulles et le nombre de Reynolds (Blanch et Clark, 1996) et il existe une multitude de corrélations dans la littérature (Dani, 2007) qui varient selon les auteurs, les conditions de tests et le liquide utilisé. Les équations utilisées seront exposées aux sections 2.4.4 et 2.4.5 après la qualification de l'interface des bulles selon le nombre d^* .

2.4.3 Le nombre *d**

Un nombre sans dimension d^* a été proposé pour évaluer l'interface et voir si la bulle se comporte comme une sphère rigide donc avec une interface immobile ou avec une interface mobile (Chisti., 1999):

$$d^{*} = d_{B} \left(\frac{\mu_{L}^{2}}{\rho_{L} g(\rho_{L} - \rho_{G})} \right)^{-1/3}$$
(2.30)

Lorsque la valeur de d^* est de 10 ou inférieure alors l'interface est immobile et lorsque la valeur est supérieure à 50, alors la surface est presque toujours mobile. L'interface peut également être en partie mobile et immobile.

Les petites bulles se comportent comme des sphères rigides sans circulation (Doig et al., 2005) (Chisti., 1999), tandis que les bulles plus grosses ont une circulation interne et des interfaces mobiles dues à au mouvement relatif entre les particules et le fluide environnant.

Plusieurs données de la littérature sur l'absorption des bulles dans l'eau démontrent que la valeur expérimentale de k_L se retrouve entre les valeurs de l'équation 2.32 (combinée à l'équation 2.28) de Froessling (immobile) qui est la borne inférieure et l'équation 2.37 de la théorie de la pénétration (mobile) qui est la borne supérieure (Alves et al., 2004). Ces valeurs sont en partie mobile et en partie immobile puisque les bulles présentent différents niveaux de mobilité ou de contamination.

Ces deux équations servent souvent à titre de référence et peuvent fournir une première approximation. Il existe également certains modèles pour calculer selon le niveau de contamination (Dani, 2007).

2.4.4 Bulle avec interface immobile

Si la bulle est avec une interface immobile, par exemple lorsqu'elle contient des sels ou des surfactants (Blanch et Clark, 1996), elle est dite rigide ou contaminée (Dani, 2007). Dans ce cas k_L s'obtient avec l'équation de Froessling provenant de la théorie de la couche limite laminaire:

$$k_L = c_V \frac{u_B}{d_B} D^{2/3} v^{1/6}$$
 (2.31)

où c est une constante, D est la diffusivité (coefficient de diffusion) et v est la viscosité cinématique.

Lorsque l'interface est immobile, on peut également utiliser l'une des équations suivantes (Blanch et Clark, 1996) pour calculer k_L avec Sh et l'équation 2.28.

Si le nombre de Reynolds Re_B est entre 2 et 1300 alors on peut utiliser les données de Froessling corrélées sous cette forme (Blanch et Clark, 1996):

$$Sh = 2 + 0.55 Re_B^{\frac{1}{2}} Sc^{\frac{1}{3}}$$
 (2.32)

$$Sc = \frac{\mu_L}{\rho_L D} = \frac{\text{Diffusivité de la quantité de mouvement}}{\text{Diffusivité de masse}}$$
(2.33)

où Sc est le nombre de Schmidt qui donne l'importance relative de la diffusion de la matière versus la diffusion de viscosité (Chisti., 1999). Dans le pire des cas, si la bulle ne bouge pas alors $Re_B = 0$ et Sh = 2.

Si le nombre de Reynolds Re_B est entre 200 et 4000 alors on peut utiliser l'équation suivante de Rowe (Blanch et Clark, 1996):

$$Sh = 0.82 Re_B^{\frac{1}{2}} Sc^{\frac{1}{3}}$$
 (2.34)

Si $Re_L > 2000$, alors l'écoulement est turbulent et la corrélation de Calderbank et MooYoung (Blanch et Clark, 1996) peut être utilisée :

$$Sh = 0.13Re_{e}^{\frac{3}{4}}Sc^{\frac{1}{3}}$$
(2.35)

$$Re_{e} = \frac{d_{B}^{\frac{4}{3}} \rho_{L}^{\frac{2}{3}} (P/V)^{\frac{1}{3}}}{\mu_{L}}$$
(2.36)

Cette équation est utilisée lorsque les bulles ne sont pas libres de bouger sous l'effet de la gravité et que le transfert de matière provient de la turbulence du fluide environnant (Calderbank et Moo-Young, 1961). Si les bulles sont complètement suspendues alors les forces liées à la turbulence balancent celles dues à la gravité. Dans ce cas, le transfert de matière est le même que lorsque les bulles sont libres sous l'effet de la gravité. Avec une agitation plus grande, les forces liées à la turbulence déterminent le transfert de matière. Toutefois, dans le cas des dispersions gaz-liquide, il est pratiquement impossible d'excéder les forces liées à la gravité par une agitation mécanique, étant donné sa faible performance (Calderbank et Moo-Young, 1961).

Calderbank et Mooyoung ont également développé deux formules pour les cas où les bulles sont libres sous l'effet de la gravité. Une pour les petites bulles qui se comportent comme des sphères rigides et une pour les bulles plus larges qui ne se comportent pas comme des sphères rigides. Celle pour les petites bulles est comparable à celle de Froessling (Calderbank et Moo-Young, 1961).

Étonnamment, il y a uniquement le calcul de *Sh* qui inclut la puissance d'entrée P/V telle que l'équation 2.35 de Calderbank et Mooyoung qui tient compte du débit d'O₂ (équation 2.20 et 2.21). Pour les autres calculs de *Sh* présentés, c'est uniquement le diamètre des bulles qui détermine u_B , Re_B et d^* . Les valeurs de Re_B et d^* déterminent ensuite le choix des corrélations pour *Sh*.

On pourrait être porté à croire que l'augmentation du débit se reflète dans le diamètre des bulles et qu'ainsi le diamètre des bulles est suffisant pour estimer *Sh* et k_L ce qui expliquerait pourquoi la plupart des corrélations font intervenir uniquement d_B et non le débit d'O₂, mais cette explication n'est pas prouvée.

2.4.5 Bulle avec interface mobile

Si l'interface est mobile, par exemple si le liquide est pur et non contaminé (Dani, 2007), alors k_L s'obtient avec l'équation du modèle de la pénétration élaboré par Higbie :

$$k_L = 1.13 \sqrt{\frac{u_B}{d_B}} D^{1/2}$$
 (2.37)

On peut également utiliser l'équation suivante (Blanch et Clark, 1996) pour calculer k_L avec l'équation 2.28 lorsque l'interface est mobile, si $100 < Re_B < 1000$ (Blanch et Clark, 1996):

$$Sh = 1.13 \left(1 - \frac{2.9}{Re_B^{1/2}} \right) P e^{1/2}$$
 (2.38)

$$Pe = Re_{B} Sc = \frac{\text{Transfert de matière par advection}}{\text{Transfert de matière par diffusion}}$$
(2.39)

où *Pe* est le nombre de Peclet qui correspond au rapport entre le transfert de matière par advection et le transfert de matière par diffusion (Chisti., 1999).

Selon les conditions, les équations pour calculer le coefficient de transfert de matière k_L peuvent maintenant être utilisées. Toutefois, si le diamètre des bulles est différent dans la section II, on doit considérer les deux sections dans le calcul.

2.4.6 Coefficient de transfert de matière : sections I et II

Si on considère qu'il y une section I et une section II avec un diamètre de bulle différent (figure 2.2) alors le coefficient de transfert de matière volumétrique $k_L a$ global des sections I et II se calcul ainsi (Blanch et Clark, 1996) :

$$k_L a = \left(\frac{H_I}{H_T}\right) k_{L_I} a_I + \left(1 - \frac{H_I}{H_T}\right) k_{L_{II}} a_{II}$$
(2.40)

$$H_{I} = 2.25 \frac{D_{T}}{2\sqrt{N}}$$
(2.41)

où H_I est la hauteur de la section I, k_{LI} et k_{LII} se calculent selon les équations précédentes de k_L , a_I est la surface d'échange par volume de liquide de la section I et a_{II} est la surface d'échange par volume de liquide de la section II.

Pour calculer a et isoler k_L de l'équation 2.40, on peut établir que :

$$V_{total}a = (a_I + a_{II})(V_I + V_{II})$$
(2.42)

où V_{total} est le volume total de gaz, V_l est le volume de gaz de la section I, V_{ll} est le volume de gaz de la section II, *a* est la surface d'échange par volume de liquide totale.

La surface d'échange par unité de volume a est (Blanch et Clark, 1996) :

$$a = \frac{6\Phi}{d_B} \tag{2.43}$$

où la rétention du gaz Φ représente le ratio de volume de gaz sur le volume de liquide et est défini comme (Blanch et Clark, 1996):

$$\Phi = \frac{4Q/(\pi D_T^2)}{u_B}$$
(2.44)

La vitesse u_B et les volumes de gaz pour la région I et II se calculent avec les équations présentées au préalable.

Maintenant que les paramètres au niveau des bulles dont déterminés, il faut établir un modèle pour comprendre et étudier les échanges gazeux au niveau de l'oxygénateur.

2.5 Modèle par compartiment

Pour l'étude de l'oxygénateur actuellement en place sur Inolivent-4, la théorie se base sur un modèle des échanges gazeux dans un oxygénateur à membrane provenant de la thèse « Automatic Control of the Heart-Lung Machine" (Misgeld, Berno J. E., 2006). Cette théorie s'inspire d'un article (Hexamer et Werner, 2003), et se retrouve également dans plusieurs ouvrages de référence puisqu'elle provient d'un bilan de masse (Blanch et Clark, 1996), (Chisti., 1999) également valide pour un bulleur. Cette théorie se base sur une approche par compartiments illustrée sur la figure 2.4.



Figure 2.4: Schéma du modèle (Misgeld, Berno J. E., 2006)

La figure 2.4 représente un compartiment contenant un volume V_{mc} où un débit de sang entre $q_{b,in}$ et sort $q_{b,out}$. Un échange s'effectue au niveau de la membrane en fonction de la pression partielle P_i du composant *i* dans le compartiment et de la pression partielle du composant *i* à l'extérieur du compartiment $P_{i,ext}$. Les autres termes sont : la concentration du composant *i* dans le compartiment $[C]_i$, les concentrations du composant *i* entrant et sortant $[C]_{i,in}$ et $[C]_{i,out}$, la capacité de diffusion de la membrane au composant *i* $C_{diff i}$ et les pertes ou gains du composant *i* dus à une réaction chimique R_i .

La mise en équation donne :

$$V_{mc} \frac{d[C]_{i}}{dt} = q_{b,in} [C]_{i,in} - q_{b,out} [C]_{i,out} + C_{diff\,i} (P_{i,ext} - P_{i}) + R_{i}$$
(2.45)

La capacité de diffusion C_{diff} s'exprime avec l'équation suivante (Fridman et Osipov, 1972) :

$$C_{diff} = k_{L} \alpha M \tag{2.46}$$

où k_L est le coefficient de transfert de matière, M est la surface d'échange du gaz et α est la

solubilité du gaz dans le liquide par unité de pression.

Dans le cas des oxygénateurs à bulles, la surface d'échange M s'exprime avec l'équation de surface équivalente (Robert, 2003) :

$$M = \frac{6V_{O_2}}{d_B}$$
(2.47)

où V_{O2} est le volume d'O₂ dans le liquide qui peut se calculer avec l'équation 2.24 pour le volume de gaz.

Le modèle sera adapté aux conditions d'utilisation présentées dans les sections suivantes, soit sans débit de PFC et avec débit de PFC

2.5.1 Modélisation de l'oxygénateur sans débit de PFC

Une première approche pour étudier l'oxygénateur est d'étudier la relation entre la concentration d' O_2 dans le PFC et dans les bulles pour un débit de PFC nul. Ce qui correspond à la situation d'oxygénation initiale du PFC dans le bulleur sans circulation.

Il n'y a pas de réaction chimique entraînant une perte ou un gain, donc le terme R de l'équation 2.45 disparaît. Pour simplifier l'équation, tous les termes sont exprimés en pression partielle en adaptant les concentrations [C] en pression P par la loi d'Henry :

$$\alpha P = [C] \tag{2.48}$$

où α est la solubilité de l'O₂ dans le PFC par unité de pression, ce qui mène à l'équation suivante :

$$V_{mc}\alpha \frac{dP_{O_2}}{dt} = q_{PFC,in}\alpha P_{O_2,in} - q_{PFC,out}\alpha P_{O_2,out} + C_{DiffO_2} \left(P_{O_2,ext} - P_{O_2} \right)$$
(2.49)

Dans ce cas-ci, l'oxygénateur est étudié sans débit de liquide, donc les termes q_{PFC} sont nuls :

$$V_{mc} \alpha \frac{dP_{O_2}}{dt} = C_{DiffO_2} \left(P_{O_2, ext} - P_{O_2} \right)$$
(2.50)

Après avoir transformé la formule dans le domaine de Laplace, on retrouve la fonction de transfert du 1^{er} ordre entre la pression partielle d'O₂ à l'extérieur du compartiment, soit dans les bulles, $P_{O2,ext}$ et celle dans le PFC P_{O2} :

$$\frac{P_{O_2}(s)}{P_{O_2,ext}(s)} = \frac{1}{\left(\frac{V_{mc}\alpha}{C_{D_1ifO_2}}\right)s+1}$$
(2.51)

L'équation 2.51 a un gain statique de 1 et lorsque le temps tend vers l'infini la pression P_{O2} dans le PFC est la même que celle dans les bulles $P_{O2,ext}$. La constante de temps τ sans débit de PFC représente le temps pour atteindre 63% de la valeur asymptotique finale $P_{O2,ext}$ et se simplifie ainsi:

$$\tau = \frac{V_{mc}\alpha}{C_{DiffO_2}} = \frac{V_{mc}\alpha}{k_L\alpha M}$$
$$\tau = \frac{V_{mc}}{k_LM}$$
(2.52)

où V_{mc} est le volume du compartiment, M est la surface d'échange calculée avec l'équation 2.47 et k_L est calculé en suivant les équations liées à l'interface des bulles (section 2.4.4 et 2.4.5). On remarque que la solubilité n'a pas d'influence sur la constante de temps, ainsi il serait plus juste d'écarter la solubilité des critères de performance de l'oxygénateur puisqu'elle n'a pas d'influence sur la rapidité d'augmentation de la pression partielle.

Les critères de performance du transfert de matière principalement utilisés dans le présent mémoire sont la constante de temps τ et $k_L M$ dont les unités sont respectivement en s et en m³/s. Le critère $k_L M$ indique le transfert de matière absolu de l'oxygénateur selon les conditions utilisées. Si on désire indexer ce critère selon le volume de PFC alors on utilise la constante de temps ou le transfert de matière volumétrique qui est l'inverse de la constante de temps. La différence entre le critère $k_L M$ est la capacité de diffusion est présentée à l'annexe C avec un comparatif du transfert de matière de l'O₂ et du CO₂.

Pour calculer la constante de temps sans débit de PFC de façon théorique, on inclut les équations 2.28 et 2.47 pour obtenir:

$$\tau = \frac{V_{mc}}{k_L M} = \frac{V_{mc}}{\left(Sh\frac{D_{O_2}}{d_B}\right) \left(\frac{6 V_{O_2}}{d_B}\right)}$$
(2.53)

Ensuite, on remplace V_{O2} par l'équation 2.24 et u_B par l'équation 2.10:

$$\tau = \frac{V_{mc}}{6 \left(\frac{4Q}{\pi D_{T}^{2}}}{u_{B}}V_{L}\right)} = \frac{V_{mc}}{6 \left(\frac{4Q}{\pi D_{T}^{2}}}{\left(\frac{2\sigma}{\mu_{L}d_{B}} + \frac{gd_{B}}{2}\right)^{0.5}}V_{L}\right)}$$
(2.54)
$$\left(Sh\frac{D_{O_{2}}}{d_{B}}\right) - \frac{1}{d_{B}} \left(Sh\frac{D_{O_{2}}}{d_{B}}}{\left(Sh\frac{D_{O_{2}}}{d_{B}}\right) - \frac{1}{d_{B}}}\right)$$

Avec $V_L = V_{mc}$ et une fois simplifié, on obtient :

$$\tau = \frac{d_B^2 \pi \sqrt{\frac{2(d_B^2 g \rho_L + 4\sigma)}{d_B \rho_L}} D_T^2}{48 D_{O_2} Q Sh}$$
(2.55)

Avec cette équation, on peut déterminer l'influence théorique de chaque paramètre sur la constante de temps. Cette influence sera étudiée plus en détail à la section 4.5. Pour être plus complète, l'équation 2.55 devrait contenir une équation pour déterminer d_B .

2.5.2 Modélisation de l'oxygénateur avec débit de PFC

Une seconde approche pour étudier l'oxygénateur est de considérer un débit constant de PFC dans l'oxygénateur. Dans ce cas, le débit de PFC entrant est le même que le débit sortant. Pour simplifier l'étude, on fait l'hypothèse que la pression partielle d' O_2 dans le PFC sortant est la même que la pression partielle dans l'oxygénateur. Le PFC dans l'oxygénateur atteint ainsi sa pression partielle d' O_2 de sortie, ce qui permet d'ignorer l'évolution de la pression partielle dans l'oxygénateur. Dans une étude future il serait intéressant d'étudier l'évolution de la pression partielle dans l'oxygénateur, mais pour le présent ouvrage cette hypothèse permettra d'utiliser plus facilement le modèle.

$$q_{PFC} = q_{PFC,in} = q_{PFC,out}$$
(2.56)

$$P_{O_2} = P_{O_2,out}$$
(2.57)

En partant de l'équation 2.49, on remplace tout d'abord C_{diff} par $k_L \alpha M$ ce qui permet d'éliminer la solubilité α , ensuite on utilise les équations 2.56 et 2.57 pour arriver à l'équation 2.58 :

$$V_{mc} \alpha \frac{dP_{O_2}}{dt} = q_{PFC,in} \alpha P_{O_2,in} - q_{PFC,out} \alpha P_{O_2,out} + k_L \alpha M \left(P_{O_2,ext} - P_{O_2} \right)$$

$$V_{mc} \frac{dP_{O_2}}{dt} = q_{PFC,in} P_{O_2,in} - q_{PFC,out} P_{O_2,out} + k_L M \left(P_{O_2,ext} - P_{O_2} \right)$$

$$V_{mc} \frac{dP_{O_2}}{dt} + \left(q_{PFC} + k_L M \right) P_{O_2} = q_{PFC} P_{O_2,in} + k_L M P_{O_2,ext}$$

$$\frac{V_{mc}}{\left(q_{PFC} + k_L M \right)} \frac{dP_{O_2}}{dt} + P_{O_2} = \frac{q_{PFC}}{\left(q_{PFC} + k_L M \right)} P_{O_2,in} + \frac{k_L M}{\left(q_{PFC} + k_L M \right)} P_{O_2,ext}$$
(2.58)

Après avoir transformé la formule dans le domaine de Laplace, on retrouve l'expression du 1^{er} ordre suivante:

$$\left(\frac{V_{mc}}{(q_{PFC}+k_{L}M)}s+1\right)P_{O_{2}}(s) = \frac{q_{PFC}}{(q_{PFC}+k_{L}M)}P_{O_{2},in}(s) + \frac{k_{L}M}{(q_{PFC}+k_{L}M)}P_{O_{2},ext}(s)$$

$$P_{O_{2}}(s) = \frac{\frac{q_{PFC}}{(q_{PFC}+k_{L}M)}P_{O_{2},in}(s) + \frac{k_{L}M}{(q_{PFC}+k_{L}M)}P_{O_{2},ext}(s)}{\left(\frac{V_{mc}}{(q_{PFC}+k_{L}M)}s+1\right)}$$

$$\tau = \frac{V_{mc}}{(q_{PFC}+k_{L}M)}$$
(2.60)

où la constante de temps τ avec débit de PFC représente le temps pour que P_{O2} atteigne 63% de la valeur asymptotique du numérateur.

Pour établir un modèle plus complet, il faudrait développer un modèle pour prédire $P_{O2,in}$ et l'intégrer à l'équation 2.59. Cette prédiction nécessiterait une portion pour l'échange au niveau des poumons et une portion pour la diffusion entre le volume inséré dans les poumons et le volume qui demeure dans l'arborescence des poumons.

Toutefois, on peut aller chercher le critère $k_L M$ avec l'équation 2.59. En régime permanent, on suppose $P_{O2,in}$ et $P_{O2,ext}$ constants, ensuite on pose s = 0 pour le temps $\rightarrow \infty$ et l'équation 2.59 devient :

$$P_{O_2} = \frac{q_{PFC}}{(q_{PFC} + k_L M)} P_{O_2,in} + \frac{k_L M}{(q_{PFC} + k_L M)} P_{O_2,exi}$$

$$P_{O_2} = \frac{1}{\left(1 + \frac{k_L M}{q_{PFC}}\right)} P_{O_2,in} + \frac{\frac{k_L M}{q_{PFC}}}{\left(1 + \frac{k_L M}{q_{PFC}}\right)} P_{O_2,ext}$$
(2.61)

On constate que P_{O2} est fonction du débit de PFC : si $q_{PFC} \rightarrow 0$, alors $P_{O2} \rightarrow P_{O2,ext}$ et si $q_{PFC} \rightarrow \infty$ alors $P_{O2} \rightarrow P_{O2,in}$. On peut donc exprimer le critère $k_L M$ en fonction du débit de PFC:

$$k_{L}M = -\frac{\left(P_{O_{2},in} - P_{O_{2}}\right)}{P_{O_{2},ext} - P_{O_{2}}}q_{PFC}$$
(2.62)

Ainsi, le critère k_L *M* peut être estimé expérimentalement avec les valeurs de pression partielles d'O₂ et le débit de PFC. L'équation 2.62 peut également être utilisée avec les pressions partielles du CO₂

2.6 Index d'efficacité de l'échangeur

Un index pour évaluer l'efficacité de l'échangeur gazeux à évacuer le CO_2 a été proposé (Wolfson et al., 1999):

$$EEI = \frac{P_{CO_{2,out}} - P_{CO_{2,in}}}{P_{CO_{2,out}} - P_{CO_{2,in}}}$$
(2.63)

où *EEI* est l'« Exchanger Efficiency Index ». Cet index pourra être utilisé lorsque l'instrumentation permettra de mesurer les pressions partielles de CO_2 entrant et sortant de l'oxygénateur.

3 Matériel et méthode

3.1 L'oxygénateur

L'oxygénateur utilisé est un oxygénateur à bulles avec une membrane flexible illustré à la figure 3.1. Il reprend les principes de fonctionnement du précédent oxygénateur à la figure 1.6 (Robert, 2003), soit un oxygénateur avec une membrane flexible perforée composée d'une section intérieure où entre le PFC et une section annulaire où le PFC sort par trop-plein.



Figure 3.1: Oxygénateur Inolivent-4

Expérimentalement, l'oxygénateur peut contenir un volume de 1219 ml, sa base est en acier inoxydable, sert d'élément chauffant et a une forme légèrement évasée. Un condenseur ouvert à l'atmosphère est installé sur l'oxygénateur pour limiter les pertes par évaporation.

Les membranes sur les prototypes Inolivent-3 et Inolivent-4 s'inspirent des membranes de la compagnie *Diffuser Express* (Diffuser Express, 2006), spécialisée dans le traitement des eaux. Les membranes de cette compagnie ont des fentes de 0.5 mm à 2.5 mm. Ils mentionnent que le patron des trous peut être modifié pour maximiser le transfert de matière et que les caractéristiques de tension superficielle au niveau du matériel de la membrane a une influence

majeure sur l'efficacité du transfert de matière de l' O_2 dans l'eau, par exemple une membrane hydrophile est bien plus efficace qu'une membrane en silicone. Ce critère est plus important encore que le diamètre des trous. Cet élément de mouillabilité est parfois inclus dans les modèles de détachement des bulles (Loubière et Hébrard, 2003). Dans l'optique d'un futur modèle plus élaboré, il faudra considérer cet aspect.

La membrane de l'oxygénateur d'Inolivent-4 a une épaisseur de 0,32 cm (1/8 po) et est faite de caoutchouc Santoprene (7848k34, McMaster, États-Unis). La section annulaire translucide de l'oxygénateur est faite d'un cylindre de polycarbonate et a un diamètre interne de 9.53 cm (3.75 po). La section intérieure est également en polycarbonate et a un diamètre interne de 6.35 cm (2.5 po). Le volume par unité de hauteur de l'oxygénateur est donc évalué à 6.667 ml/mm pour la portion entre le haut de la base en acier et le couvercle. La hauteur totale interne de l'oxygénateur est de 17 cm. Trois membranes ayant chacune un nombre de trous différents peuvent être utilisées soit 53, 470 et 1950 trous. Les membranes ont été perforées manuellement avec une aiguille de 1.2 mm de diamètre. Les plus gros trous visibles sur la partie gauche de la figure 3.2 sont pour la fixation de la membrane. Le cercle intérieur représente la section perforée de la membrane qui occupe un diamètre de 10,16 cm (4 po). Les trous percés suivent des cercles concentriques également espacés de façon à occuper toute la section de 10,16 cm (4 po) de diamètre tel que représenté par le schéma de la partie droite de la figure 3.2



Figure 3.2: Membrane perforée et schéma des trous Les trous les plus rapprochés sont ceux de la membrane de 1950 trous, ils se retrouvent à une

distance de 2 mm. Cette information et nécessaire pour le calcul du d^* . Le patron de perçage n'a pas été évalué lors de cette étude.

À titre comparatif, un des anciens oxygénateurs d'Inolivent-3 à la figure 3.3 sera également étudié, sa membrane compte 477 trous en spirale distants de 1.5 à 2 mm, sa section annulaire à un diamètre interne de 5,08 cm (2 po).



Figure 3.3: Un oxygénateur d'Inolivent-3

3.2 Le perfluorodecalin

Le PFC utilisé est le perfluorodecalin (F2Chemicals, UK), dont plusieurs caractéristiques sont connues (tableau 3.1):

Formula	C10F18
Boiling Point ^a C	142
Pour Point ^a C (for typical cis/trans mixture)	-8
Molecular Weight	462
Density (sat. liq.), kg/l	1.917
Density (vapour, 1 atm), kg/l	0.0126
Viscosity (kinematic), mm²/s	2,66
Viscosity, (dynamic), mPa s	5.10
Surface Tension, mN/m	17.6
Vapour Pressure, mbar	8.8
Heat of vaporisation at Boiling Point, kJ/kg	78,7
Specific Heat, kJ/kg °C	1.05*
Oxygen solubility per 100 ml	49
Refractive index, no ²⁰	1.313

Tableau 3.1: Tableau des propriétés du perfluorodecalin (F2 Chemical Ltd, 2003)

* Estimated Value

Temperature dependant properties are quoted at 25°C unless otherwise stated.

The above typical physical properties, in no way form or represent product specification.

À titre comparatif le PFC FC-77 (3M, États-Unis) et l'eau seront également étudiés. Le FC-77 a une tension superficielle de 13.0 mN/m (3M, 2000b).

Toutefois pour utiliser les équations du cadre théorique, on doit établir la solubilité et la diffusivité des gaz avec le perfluorodecalin, le FC-77 et l'eau.

3.3 La solubilité de l' O_2 et du CO_2 dans le PFC

Plusieurs articles font état de la solubilité de l' O_2 et du CO_2 dans le PFC, elle est représentée généralement sous la forme d'un ratio de volume, soit le volume de gaz sur le volume de liquide (« Ostwald coefficient ») (Costa Gomes et al., 2004). Ce ratio est souvent présenté selon une pression atmosphérique et une température connue. La température n'aurait pas un effet sur la solubilité pour plusieurs PFC dont le perfluorodecalin (Costa Gomes et al., 2004), mais il semble y avoir une petite différence liée à la température dans les données de Wolfson (Wolfson et al., 1999).

Par souci de comparaison et pour les futurs calculs, la solubilité α sera un ratio de volume (Ostwald coefficient) par unité de pression :

$$\alpha = \frac{\frac{vol_{gaz}}{vol_{liq}}}{P_{aim}}$$
(3.1)

où vol_{gaz} est le volume de gaz et vol_{liq} est le volume de liquide. Cette définition est consistante avec les équations présentées précédemment.

Le tableau 3.2 résume la solubilité de l' O_2 et du CO_2 pour différents PFC en %vol/mmHg. Dans certains cas, des hypothèses (notes de bas de page) ont été émises pour adapter les données des références à un seul résultat α .

	Perfluor (C ₁₀	odecalin _D F ₁₈)	Perflubron (C ₈ F ₁₇ Br)		FC-77		Rimar 101	
Référence	O ₂	CO ₂	O ₂	CO ₂	O ₂	CO ⁵	O ₂	CO ₂
(Mates vanLobensels et al., 1999)			6.58 x 10 ⁻⁴	2.56 x 10 ⁻³				
(Costa Gomes et al., 2004) ⁱ	6.00 x 10 ⁻⁴		6.47 x 10 ⁻⁴					
(Dias et al., 2004) ²	5.41 x 10 ⁻⁴							
(Lowe, 1991)	5.30 x 10 ⁻⁴	1.87 x 10 ⁻³	6.58 x 10 ⁻⁴	2.80 x 10 ⁻³				
(Kaisers et al., 2003) ³	6.45 x 10 ⁻⁴	1.84 x 10 ⁻³	6.97 x 10 ⁻⁴	2.76 x 10 ⁻³	6.58 x 10 ⁻⁴	2.61 x 10 ⁻³	6.84 x 10 ⁻⁴	2.11 x 10 ⁻³
(Wolfson et al., 1999) ⁴	6.18 x 10 ⁻⁴	1.91 x 10 ⁻³	6.76 x 10 ⁻⁴	2.86 x 10 ⁻³			6.59 x 10 ⁻⁴	2.43 x 10 ⁻³

Tableau 3.2: La solubilité de l'O2 et du CO2 pour différents PFC

Pour la présente recherche, la solubilité de l'O₂ dans le perfluorodecalin sera une moyenne des données de Costa Gomes, Dias et Lowe soit $5.57 \times 10^{-4} \pm 0.38 \times 10^{-4}$ %vol/mmHg et la solubilité du CO₂ sera celle de Lowe 1.87×10^{-3} %vol / mmHg. Les données de Wolfson et de Kaisers ne sont pas associées à une pression atmosphérique précise, c'est pourquoi elles ne font pas partie de l'estimation du perfluorodecalin. Pour le FC-77, les données de Kaisers sont les seules disponibles et seront utilisées.

¹ « Ostwald coefficient » moyen (0.430) divisé par la moyenne des pressions atmosphériques des tests (717.06 mmHg).

² « Ostwald cœfficient » moyen (0.411) divisé par la pression atmosphérique.

³ À partir du tableau 1.2 avec une pression atmosphérique typique de 760 mmHg.

⁴ Moyenne de 25°C et 37°C avec une pression atmosphérique typique de 760 mmHg.

3.4 La diffusivité des gaz

Pour calculer le coefficient de transfert de matière k_L (équation 2.28), la diffusivité D des gaz dans le PFC doit être connue. Quelques articles font état de la diffusivité des gaz dans le PFC. Elle peut également se calculer avec l'équation de Wilke et Chang (Deckwer, 1992):

$$D_{o_2} = 7.4 \times 10^{-8} \frac{(M_B)^{\frac{1}{2}} T}{\eta_B V_A^{0.6}}$$
(3.2)

où M_B est la masse moléculaire, T est la température, η_B est la viscosité dynamique et V_A est le volume molaire.

Le tableau 3.3 présente des volumes molaires V_A provenant de trois sources pour l'O₂, CO₂ et le N₂ en cm³/mol (Deckwer, 1992).

Gaz	Wilke, Chang	Hilderbrand, Scott	Sovova	Moy
O ₂	25.6	28	27.9	27.2 ± 1.4
CO ₂	34	40	37.3	37.1 ± 4.2
N ₂	31.2	35	31.6	32.6 ± 2.1

Tableau 3.3: Volumes molaires pour l'O ₂ , CO ₂	2 et le N2	2
---	------------	---

Le tableau 3.4 présente la masse moléculaire M_B et la viscosité dynamique η_B pour différents PFC.

	Perfluorodecalin $(C_{10}F_{18})$	Perflubron $(C_8F_{17}Br)$	FC-80 (n-C ₈ F ₁₇ SO ₃ K)	FC-77	FC-43 (C ₁₂ F ₂₇ N)
Sources	Tableau 3.1	(Corno et al., 2004)	(Riess et Le Blanc, 1982) (Tham et al., 1973b)	(3М, 2000Ь)	(3M, 2000a)
Masse moléculaire (g/mol)	462	499	418	416	670
Viscosité dynamique (cP)	5.1	2.1	1.4	1.3	4.7

Tableau 3.4: Masse moléculaire de différents PFC

Le tableau 3.5 présente des coefficients de diffusion x 10^{-9} pour l'O₂ (D_{O2}) et le CO₂ (D_{CO2}) pour des PFC comparés avec la valeur obtenue avec l'équation 3.2 en m²/s.

PFC	Référence	Température	0,	CO ₂	Wilke et Chang	
		•			O ₂	CO ₂
Perflubron	(Corno et al., 2004)	37	5.81	1.05	3.34	2.78
		25	4.10	3.41	4.44	3.68
FC-80	(Tham et al., 1973a)	37	5.65	4.48	4.62	3.83
FC-80	(Navari et al., 1977)	37	5.71	4.61	4.62	3.83
FC-43	(O'Brien et al., 1982)	22	2.0	1.3	1.66	1.38
FC-77		21			4.70	3.90
		21			1.26	1.05
Perfluorodecalin		39			1.34	1.11

Tableau 3.5: Coefficients de diffusion x 10⁻⁹ (m²/s) de l' O₂ et du CO₂ pour différents PFC

Pour les données de Tham, Navari et O'Brien, l'équation de Wilke et Chang semble une bonne approximation.

Selon Wolfson (Wolfson et al., 1998) et Dias (Dias, 2005), le coefficient de diffusion pour l'O₂ dans les PFC serait entre 2 et 5.8×10^5 cm²/s et entre 1.1 et 1.3×10^5 cm²/s pour le CO₂, ce qui correspond au tableau pour l'O₂, mais qui est inférieur dans certains cas pour le coefficient de diffusion du CO₂

Pour différents gaz dans le PFC, Mates vanLobensels (Mates vanLobensels et al., 1999) se réfère aux moyennes de D_{O2} et D_{CO2} trouvés par Tham (Tham et al., 1973a) et utilise la moyenne pour le CO₂ dans le PFC (4.36 x 10⁻⁵ cm²/s).

Étant donné le volume molaire du CO_2 plus élevé que celui de l' O_2 , les coefficients de diffusion du CO_2 sont plus bas que ceux de l' O_2 . Ainsi, il est justifié d'étudier le procédé avec les valeurs du CO_2 , pour le calcul du coefficient de transfert de matière, puisque c'est la diffusion du CO_2 qui est la plus lente. Mates vanLobensels (Mates vanLobensels et al., 1999) utilise également les données pour le CO_2 . À l'annexe C, on peut visualiser la différence de diffusion entre l' O_2 et le CO_2 sur l'évolution de la constante de temps en fonction du débit

d'O₂.

Dans le cas de la présente étude sur l'oxygénateur, la valeur $1.05 \ge 10^{-9} \pm 0.07 \ge 10^{-9} \text{ m}^2/\text{s}$ provenant de l'équation de Wilke et Chang sera utilisée pour le perfluorodecalin. Pour le FC-77, les valeurs calculées avec l'équation de Wilke et Chang seront utilisées.

3.5 Propriétés de l'O₂, du CO₂ et de l'eau

Pour les équations du cadre théorique, les valeurs du tableau 3.6 sur les gaz impliqués sont également nécessaires.

	Température (°C)	O ₂	CO ₂
$\mathbf{D}_{\mathbf{r}} = \frac{1}{2} \left(1 + 1 \right)^{3}$	21	1.29	1.77
Densite (kg/m ⁻)	39	1.21	1.67
Viscosité dynamique	21	0.0000203	0.0000148
$(N s / m^2)$	39	0.0000213	0.0000157

Tableau 3.6: Densité et viscosité dynamique de l'O₂ et du CO₂

La densité des gaz est obtenue avec la loi de Boyle :

$$\rho = \frac{MP}{RT}$$
(3.3)

où M est la masse molaire, P la pression, R la constante des gaz parfaits. La température a été fixée à 21°C et la pression à 738 mmHg. La viscosité dynamique des gaz est obtenue sur le site LMNO (LMNO Engineering Research and Software Ltd, 2009) à 21°C.

Le tableau 3.7 présente les données de l'eau qui incluent le coefficient de diffusion (Chisti., 1999) et la solubilité (Lowe, 1991) en supposant une pression atmosphérique de 760 mmHg. Les données du tableau 3.7 pourront alimenter les équations à titre comparatif et permettre de valider les équations avec un fluide différent.

	μ_L	ρι	α ₀₂	α _{CO2}	D ₀₂	D _{CO2}	σ
	(cP)	(kg/m^3)	(%vol / mmHg)	(%vol / mmHg)	(m ² /s)	(m ² /s)	(mN/m)
Eau	1	1000	3.29 x 10 ⁻⁵	8.55 x 10 ⁻⁴	1.80 x 10 ⁻⁹	1.50 x 10 ⁻⁹	72.8

Tableau 3.7: Propriétés de l'eau

3.6 Instrumentation

Pour effectuer les tests désirés et répondre aux besoins en expérimentations animales, l'oxygénateur nécessite un mélange des gaz similaire à ce qui se retrouve sur les respirateurs gazeux commerciaux. Ce mélange permet d'imposer un débit et de sélectionner une concentration d'O₂. Lors d'expérimentations animales, au début du circuit il y a deux sources indépendantes, une d'air et une d'O₂, elles proviennent des installations de l'hôpital et sont régulées. Pour les besoins de calibration et les tests sans expérimentations animales, trois bonbonnes (O₂, CO₂, Air) sont utilisées (Praxair, États-Unis).

Les gaz sont acheminés sous la membrane avec un système de mélange air- O_2 composé de valves (ET-P-10-6025, Clippard, États-Unis), contrôleur de solénoïde (B5950, Canfield Connector, États-Unis), débitmètres (41211, 41212, TSI, États-Unis), régulateurs de pression (MMR-1N-P60, Clippard, États-Unis), filtres (C-02917-00, Parker, États-Unis) et d'un capteur de concentration d' O_2 gazeux (KE-25, Figaro, Japon). Ce système permet de varier le pourcentage d' O_2 de 20.9 à 100 %.

Un capteur de pression partielle d' O_2 par fluorescence (Fibox 3 LCD, PreSens, Allemagne) permet la lecture du liquide dans l'oxygénateur (Annexe A). Un « oxygen spot » est collé à l'intérieur du compartiment à l'endroit où on veut faire la lecture. Une fibre optique reliée au capteur est apposée à l'extérieur du compartiment vis-à-vis l'« oxygen spot » avec du velcro. De cette façon, une DEL bleue vient exciter, via la fibre optique à travers le cylindre de polycarbonate, l'« oxygen spot » qui est dans le milieu de mesure. Ainsi, le capteur se retrouve isolé du PFC. Le boîtier fournit ensuite la lecture de la pression partielle d' O_2 (figure 3.4) du liquide en contact avec « l'oxygen spot ».



Figure 3.4: Capteur de pression partielle d'O2 par fluorescence (Fibox 3 LCD, PreSens, Allemagne) La conception d'un capteur de CO_2 par infrarouge dans le PFC a été entamée, mais n'a pas pu être réalisée pour la présente étude. Les mesures et l'approche pour les tests avec et sans débit de PFC seront basées principalement sur les mesures de pressions partielles d'O₂ mais pourront s'appliquer au CO_2 lorsque l'instrumentation le permettra.

3.7 Protocole expérimental

3.7.1 Tests sans débit de PFC en laboratoire

3.7.1.1 Protocole

Lors d'un test expérimental (figure 3.5), l'oxygénateur est rempli de PFC à un volume V_{mc} connu et utilise une membrane avec un nombre de trous connu. Les valeurs utilisées sont définies dans le plan d'expérience à la section 3.7.1.5.

Tout d'abord, on mesure la constante de temps τ en étudiant la réponse de la pression partielle

 $d'O_2$ à un changement de concentration dans le gaz bullé. Ensuite, on évalue le volume $d'O_2$ selon la différence entre le niveau avec et sans bulle et on évalue le diamètre des bulles à partir de photos. Avec ces valeurs et les équations présentées à la section théorique, on peut évaluer les paramètres de l'oxygénateur.

3.7.1.2 Évaluation de la constante de temps

Pour évaluer la constante de temps, on bulle avec une pression partielle d' O_2 de 0 mmHg en bullant du CO₂ jusqu'à l'obtention d'une pression partielle d' O_2 inférieure à 5 mmHg dans le PFC. Ensuite, on bulle de l' O_2 à un débit sélectionné selon le plan d'expérience.



Figure 3.5: Test de bullage

La pression partielle des gaz dans le liquide est équilibrée avec la pression atmosphérique selon la loi de Dalton. Au début c'est la pression partielle du CO_2 dans le liquide qui équilibre la pression atmosphérique puisqu'il est saturé en CO_2 . Ensuite, au fur et à mesure que le transfert de matière de l' O_2 s'effectue des bulles vers le PFC et que le transfert de matière du CO_2 s'effectue du PFC vers les bulles, on voit la pression partielle d' O_2 dans le liquide augmenter et tendre vers la pression atmosphérique (asymptote). Cette réponse illustrée à la figure 3.6 est enregistrée en fonction du temps.

Pression partielle d'O2 en fonction du temps



Figure 3.6: Test de bullage avec la membrane de 470 trous et un débit d' O_2 de 6 l/min Les données (ex. : figure 3.6) de pression partielle d' O_2 obtenues sont ensuite analysées avec l'aide du *Toolbox Ident* de *Matlab* pour en évaluer la constante de temps τ . On attribue un système de 1^{er} ordre, tel qu'anticipé avec l'équation 2.51. On ajoute un délai puisqu'on ne connaît pas le moment exact de la mise en marche du débit d' O_2 . La consigne envoyée est la pression atmosphérique, qui est la pression partielle d' O_2 à saturation. On assume que la pression partielle d' O_2 à saturation est la moyenne du plateau de pression partielle d' O_2 atteint après plusieurs minutes de bullage à débit d' O_2 élevé.

3.7.1.3 Estimation du diamètre des bulles et du volume d'O₂

Pour chaque test, le niveau de PFC avec bulles $V_{mc}+V_{O2}$ est noté et une photo est prise. Le volume d'O₂, V_{O2} , dans le PFC est obtenu en soustrayant le volume de PFC, V_{mc} , du niveau de PFC avec bulles. Le volume par unité de hauteur est estimé à 6.667 ml/mm pour l'oxygénateur d'Inolivent-4.

Les débits d' O_2 utilisés lors des tests pour l'oxygénateur d'Inolivent-3 sont les plus hauts débits qui ont pu être atteints. Cet oxygénateur ne permet pas de débit supérieur à 3 l/min de façon stable avec les mêmes conditions que l'oxygénateur d'Inolivent-4. L'oxygénateur d'Inolivent-4 permet des débits jusqu'à 8 l/min. C'est pour cette raison que les débits sont différents pour les deux oxygénateurs.

Sur la photo prise pour chaque test, on estime la taille de 10 bulles avec le logiciel *Visio*. Sur chaque bulle, on mesure le diamètre horizontal et vertical pour obtenir un diamètre équivalent (McGinnis et Little, 2002) qui constituera le diamètre de bulle expérimental :

$$d_{eq} = d_B = \sqrt{d_x d_z} \tag{3.4}$$

où d_{eq} est le diamètre de bulle équivalent, d_x est le diamètre horizontal et d_z est le diamètre vertical.

Les unités de mesure pour le diamètre des bulles sont déterminées avec des géométries connues. À titre de référence sur la photo (figure 3.7), la moyenne de trois distances distinctes de 1 mm sur une règle plongée dans l'oxygénateur est effectuée et le diamètre moyen de l'« oxygen spot » de 5 mm est mesuré. En divisant le diamètre équivalent par la moyenne des distances de 1 mm avec l'« oxygen spot » on obtient le diamètre de bulle. En utilisant la règle et l'« oxygen spot », on limite les effets de grossissement du cylindre puisque les bulles mesurées se retrouvent entre la règle et l'« oxygen spot ». Ensuite on effectue la moyenne des 10 bulles pour obtenir le diamètre de bulle moyen du test. Un test peut-être fait plus d'une fois avec les mêmes paramètres, dans ce cas on fera la moyenne sur le total des bulles des tests.



Figure 3.7: Évaluation de 10 bulles avec trois références de 1 mm et une référence de 5 mm (diamètre "oxygen spot")

La photo pour l'évaluation des bulles, figure 3.7, est entre la section annulaire et intérieure et

au-dessus de la base en acier, ce qui limite malheureusement la région visualisée. Les pertes par évaporation n'ont pas été considérées lors des tests.

3.7.1.4 Estimation des incertitudes

Pour obtenir l'erreur standard SE sur le diamètre de bulle moyen, on calcul l'écart-type s sur les bulles mesurées pour ensuite diviser par la racine carrée du nombre de bulle n (Sanders et Allard, 1992):

$$SE = \frac{s}{\sqrt{n}} \tag{3.5}$$

Cette erreur standard peut ensuite être propagée à travers les calculs avec les incertitudes relatives et absolues, cette propagation issue de l'erreur standard sur le diamètre de bulle moyen constituera l'incertitude.

Le niveau de PFC avec bulles fluctue en fonction du débit. Le PFC dans la section interne n'est pas toujours au même niveau que le PFC dans la section annulaire surtout à grands débits. Le débit est probablement plus élevé dans les trous de la membrane sous la section interne. L'incertitude estimée visuellement selon l'oscillation de la hauteur du liquide est présentée au tableau 3.8. Pour certains éléments, aucune incertitude n'a pu être déterminée visuellement puisque la hauteur du liquide ne semblait pas osciller.

Oxygénat	eur Inolivent-4	Ancien oxygénateur			
Débit d'O ₂ (l/min)	Incertitude (ml)	Débit d'O ₂ (l/min)	Incertitude (ml)		
0.5		1			
1		2	± 3.33		
2	± 3.33	3	±10.00		
4	± 10.00				
6	± 16.67				
8	± 16.67				

Tableau 3.8:	Incertitudes	estimées sur l	le volume d'O	. expérimental
Labicau J.U.	meet muues	countees out		2 CAPCI Intental

On propage l'incertitude évaluée sur le volume d'O₂ (tableau 3.8) et également l'incertitude

calculée par *Matlab* sur la constante de temps τ .

Les incertitudes sont présentées sous forme de plage d'incertitude relative directement dans le texte pour chaque résultat.

3.7.1.5 Estimation de la surface d'échange M, du coefficient de transfert de matière k_L , C_{diffO2} et Sh

Connaissant le diamètre des bulles expérimental et le volume d' O_2 expérimental, on peut obtenir la surface d'échange expérimentale M avec l'équation 2.47.

Connaissant la surface d'échange M, le volume V_{mc} et la constante de temps τ , on peut obtenir le coefficient de transfert de matière k_L avec l'équation 2.52, la capacité de diffusion C_{diffO2} avec l'équation 2.46 et Sh avec l'équation 2.29.



Un schéma récapitulatif des interactions est illustré à la figure 3.8.



3.7.1.6 Plan d'expérience

Un plan d'expérience où on vient fixer 3 paramètres a été établi au tableau 3.9. Le débit d' O_2 , le nombre de trous dans la membrane et le volume de PFC dans l'oxygénateur sont fixés. Ainsi, l'influence de ces paramètres sur la performance des échanges gazeux pourra être évaluée.

Ces paramètres ont respectivement 6, 3, et 2 niveaux. Les tests avec le tableau 3.9 se font à température ambiante. Toutes les combinaisons possibles ont été testées avec 2 ou 3 essais.

Paramètres	Niveau 1	Niveau 2	Niveau 3	Niveau 4	Niveau 5	Niveau 6
Débit d'O ₂	0.5 l/min	1 l/min	2 l/min	4 l/min	6 l/min	8 l/min
Membrane	53 trous	470 trous	1950 trous			
Volume de PFC	838 ml	944 ml				

Tableau 3.9: Paramètres des tests

Certaines conditions particulières ont également été explorées à travers 5 tests spécifiques présentés au tableau 3.10.

Tests	Température	Débit	Membrane	Volume	Liquide	Oxygénateur
1	Ambiante	0.5 à 8 l/min	470 trous	838 et 944 ml	Perfluorodecalin	Inolivent 4 sans section interne
2	Ambiante	0.5 à 8 l/min	470 trous	944	FC-77	Inolivent 4
3	Ambiante	0.5 à 8 l/min	470 trous	944	Eau	Inolivent 4
4	39°C	0.5 à 8 l/min	53 trous	Plein	Perfluorodecalin	Inolivent 4
5	Ambiante	1, 2, 3 l/min	477 trous	400 ml	Perfluorodecalin	Inolivent 3

Tableau 3.10: Paramètres des tests

Les tests « Inolivent-4 sans section interne » ne sont pas présentés dans ce mémoire, mais se retrouvent dans un ouvrage indépendant avec toutes les données brutes de la présente étude pour consultations futures. Les autres tests permettront d'étudier l'influence du type de PFC et de fluide (perfluorodecalin, FC-77 et eau), de la température (39°C vs température ambiante) et des modèles d'oxygénateur (Inolivent-3 vs Inolivent-4)

Les valeurs étudiées qui caractérisent chaque test expérimental sans débit de PFC en laboratoire sont la constante de temps τ , le diamètre des bulles d_B , la surface d'échange M, le volume d'O₂, le coefficient de transfert de matière k_L et $k_L M$. Ces valeurs seront étudiées selon les différents niveaux du plan d'expérience.

À titre complémentaire de ces tests en laboratoire, des tests lors d'expérimentations animales sont effectués. Ces tests sont analysés en deux volets, le premier s'attarde à évaluer les paramètres du plan d'expérience pour servir de comparaison, mais cette fois-ci avec un débit de PFC. Le deuxième s'attarde à l'impact de l'oxygénateur sur les pressions partielles d' O_2 et de CO₂ dans le sang de l'animal.

3.7.2 Tests avec débit de PFC lors d'expérimentations animales

Dans ce premier volet des tests en expérimentations animales, la particularité est l'ajout d'un débit de PFC, mais également l'interaction d'un animal dans le circuit du PFC. Par conséquent, il y a une nuance à faire entre le test sans débit de PFC en laboratoire et avec débit de PFC avec animal puisqu'il y a du N_2 qui intervient.

Pour le test sans débit de PFC, on sature en O_2 du PFC saturé en CO_2 tandis que lors du test avec débit PFC en expérimentations animales on sature en O_2 le PFC qui revient de l'animal avec du CO_2 , du N_2 et de l' O_2 . Toutefois, il devrait y avoir peu de différence puisque le volume molaire, et par conséquent le coefficient de diffusion du N_2 (équation 3.2), est près du CO_2 .

Lorsque l'instrumentation le permettra, il serait intéressant de connaître les pressions partielles de CO_2 et de N_2 dans le PFC retiré de l'animal pour éventuellement élaborer un montage expérimental avec un bulleur qui simulerait les poumons.

Lors d'un test expérimental avec un animal, l'oxygénateur est rempli de perfluorodecalin, l'O₂ est bullé à un débit de 6 ou 8 l/min et la membrane de 470 trous ou de 53 trous est utilisée. Un certain volume de PFC entre dans l'oxygénateur de 5 à 6 fois par minute avec une pression partielle d'entrée $P_{O2,in}$. Ce même volume ressort par trop-plein à la même fréquence avec une pression partielle $P_{O2,out}$. Avec ce volume et cette fréquence, on établit un débit q_{PFC} .

Pour estimer $k_L M$ (équation 2.62), la pression partielle d'O₂ est mesurée à l'entrée de l'oxygénateur $P_{O2,in}$ et à sa sortie $P_{O2,out}$ avec le capteur de pression partielle d'O₂ par fluorescence (Fibox 3 LCD, PreSens, Allemagne). De plus, le débit de PFC q_{PFC} est imposé et connu par le respirateur. Ensuite, en connaissant le volume de PFC (tableau 4.1) on peut évaluer la constante de temps τ (équation 2.60).

On fait l'hypothèse que la pression d'O₂ dans les bulles $P_{O2,ext}$ est la pression atmosphérique qui est équivalente à la pression partielle d'O₂ à saturation. La pression partielle d'O₂ à saturation utilisée est la moyenne sur plusieurs minutes du plateau de pression partielle d'O₂ à la sortie de l'oxygénateur lorsque le respirateur est en boucle fermée lors de la préparation avant l'expérimentation animale. Cette hypothèse devra être confirmée pour s'assurer que l'ouverture à l'atmosphère (air) du circuit, via le condenseur, ne puisse contaminer suffisamment le liquide avec du N₂. Cette hypothèse pourrait être potentiellement validée avec un autre type de capteur d'O₂ dans le PFC.

À l'intérieur d'une expérimentation animale, les conditions de l'oxygénateur sont variées de deux façons :

1. Le débit d' O_2 est fixe à 6 ou 8 l/min et le débit de PFC est varié.

2. Le débit de PFC est fixe et le débit d' O_2 est varié.

Chaque combinaison de débits est maintenue 15 minutes pour laisser le temps à l'animal de se stabiliser. On mesure la pression partielle d' O_2 du PFC sur l'entrée et la sortie de l'oxygénateur (figure 3.9) en alternant la fibre optique sur deux « oxygen spot » distincts installés sur des tubes en polycarbonate disposés sur la sortie et l'entrée de l'oxygénateur. La fibre optique est maintenue en place avec l'aide d'un velcro.



Figure 3.9: Mesure de la pression partielle d'O₂ à la sortie de l'oxygénateur avant la pompe d'inspiration Les valeurs étudiées qui caractérisent chaque test lors d'expérimentations animales avec débit de PFC sont la pression partielle d'O₂ à l'entrée, $P_{O2,in}$, et à la sortie, $P_{O2,out}$, de l'oxygénateur, la constante de temps τ et $k_L M$. Ces valeurs sont évaluées selon le débit de PFC et le débit d'O₂.

3.7.3 Impact de l'oxygénateur sur les gaz du sang

Pour le deuxième volet, on s'intéresse à l'impact de l'oxygénateur sur les pressions partielles $d'O_2$ et de CO_2 dans le sang.

Les expérimentations animales s'effectuent avec le modèle ovin du nouveau-né. Le PFC est oxygéné et débarrassé du CO_2 pour ensuite être inspiré par un agneau grâce à la pompe d'inspiration. Le PFC est ensuite expiré avec la pompe d'expiration vers le respirateur pour être oxygéné et débarrassé du CO_2 à nouveau. Le PFC doit être suffisamment oxygéné et débarrassé du CO_2 pour assurer un bon échange au niveau des poumons et par conséquent un niveau de pression partielle adéquat d' O_2 et de CO_2 dans le sang de l'agneau. Les pressions partielles dans le sang (mmHg) visées en ventilation liquidienne totale par l'équipe Inolivent sont présentées au tableau 3.11.

	Artériel	Veineux
O ₂	80-100	-
CO ₂	35-45	42-50

Tableau 3.11: Pressions partielles visées dans le sang

Typiquement en VLT, on ventile avec une FiO_2 (fraction partielle d'O₂ qui est le rapport de pression partielle d'O₂ sur la pression atmosphérique typiquement à 760 mmHg) de 100% ce qui revient à dire qu'on ventile uniquement avec de l'O₂ et qu'il n'y a pas d'air. Ceci n'est pas nécessairement souhaitable puisqu'avec ces réglages, on risque de dépasser les valeurs de pression partielle d'O₂ dans le sang artériel visées au tableau 3.11.

Ainsi il faut diminuer la FiO_2 , pour ce faire un système de mélange des gaz : air- O_2 est disponible sur le respirateur pour permettre de buller avec une FiO_2 inférieure à 100%. Il est alors possible de diminuer la pression partielle d' O_2 dans le PFC et par conséquent la pression partielle d' O_2 dans le sang. Toutefois, il faut s'assurer que la diminution de la pression partielle d' O_2 dans le PFC ne nuira pas à la l'évacuation du CO₂ au niveau des poumons et de l'oxygénateur. De plus, il faut s'assurer de maintenir une saturation en O_2 dans le sang (SaO_2) adéquate donc au-dessus de 95 %. La SaO_2 représente le pourcentage d' O_2 fixée sur l'hémoglobine du sang

Pour étudier l'impact de l'oxygénateur, deux tests distincts ont été effectués :

- 1. Le débit d' O_2 est varié et le débit de PFC est fixe
- 2. La FiO_2 est variée et le débit de PFC est fixe à 6 ou 8 l/min.

Chaque test est maintenu 15 minutes pour laisser le temps à l'animal de se stabiliser. On mesure la pression partielle d' O_2 du PFC sur l'entrée et la sortie de l'oxygénateur en alternant la fibre optique sur deux « oxygen spot » distincts installés sur des tubes en polycarbonate disposés sur la sortie et l'entrée de l'oxygénateur. Après le délai de 15 minutes, on mesure la pression partielle d' O_2 et de CO₂ dans le sang artériel de l'animal.

Les valeurs étudiées pour évaluer l'impact de l'oxygénateur sur les gaz du sang sont la pression partielle d'O₂ dans le sang, PaO_2 , la pression partielle de CO₂ dans le sang, $PaCO_2$ et la saturation en O₂ dans le sang (SaO_2). Ces valeurs sont évaluées selon le débit d'O₂ et la FiO_2

Le premier test a été effectué sur 8 agneaux et le deuxième test sur 5 agneaux.
4 Résultats et discussion

Les résultats expérimentaux sans débit de PFC en laboratoire sont tout d'abord présentés pour ensuite être comparés aux résultats théoriques obtenus à l'aide des équations de la section 2. Par la suite, les performances de l'oxygénateur avec débit de PFC lors d'expérimentations animales sont présentées et brièvement comparées aux résultats obtenus sans débit de PFC en laboratoire et aux résultats théoriques.

L'impact de l'oxygénateur sur les gaz du sang est également présenté suivi du comportement théorique de l'oxygénateur selon la théorie des bulles.

4.1 Tests sans débit de PFC en laboratoire

Les résultats pour les tests sans débit de PFC sont présentés sous 4 formes de comparaison :

- 1. Le type de fluide : perfluorodecalin, FC-77 et eau avec un volume de 944 ml et une membrane de 470 trous
- Le volume de perfluorodecalin et le diamètre de l'oxygénateur : 838 et 944 ml avec une membrane de 470 trous (oxygénateur d'Inolivent-4 de 9.53 cm de diamètre) et 400 ml avec une membrane de 477 trous (oxygénateur d'Inolivent-3 de 5.08 cm de diamètre)
- 3. La température du perfluorodecalin : 21°C avec une membrane de 53 trous et un volume de 944 ml et 39°C avec une membrane de 53 trous et un volume suivant le tableau 4.1 représentant les conditions lors d'expérimentations animales.
- 4. Le nombre de trous dans la membrane : 53, 470 et 1950 trous avec du perfluorodecalin et un volume de 944 ml.

Débit d'O ₂ (l/min)	Volume de PFC (ml)		
0.5	1202.73		
1	1186.79		
2	1171.46		
4	1141.52		
6	1127.19		
8	1113.23		

Tableau 4.1: Volume de PFC à 39°C selon le débit d'O2

Ces 4 comparaisons sont présentées pour 6 paramètres : diamètre moyen des bulles, volume d'O₂, surface d'échange, coefficient de transfert de matière, $k_L M$ et constante de temps. Les valeurs fixes spécifiées de chaque type de comparaison ne seront pas rappelées systématiquement à chaque figure pour alléger le texte. Au niveau du diamètre des bulles, leur forme sera également observée.

Les incertitudes relatives sont présentées dans le texte et sont calculées selon la méthode décrite à la section 3.7.1.4.

Parfois, les incertitudes sont assez élevées étant donné la propagation de l'erreur provenant de l'incertitude sur le diamètre des bulles. Des travaux futurs pourraient s'attarder à réduire cette incertitude et ainsi permettre de conclure plus facilement sur certaines tendances. Les graphiques actuels doivent être interprétés avec précaution et les tendances moins nettes devront être éventuellement revues avec des incertitudes moins élevées.

4.1.1 La forme des bulles et leur diamètre moyen

Le diamètre des bulles est mesuré sur les photos tel que cela est mentionné dans le protocole.

Selon le type de fluide, les données expérimentales au niveau de d^* , Re_B et Re_L se retrouvent dans les intervalles présentés au tableau 4.2.

Test	d*		Re _B		<i>Re_L</i>	
	Min	Max	Min	Max	Min	Max
PFdec	8.7	18.5	43.7	86.5	4640	14200
FC-77	17.9	39.1	146	265	20500	51600
Eau	33.6	60.1	498	720	15000	37800

 Tableau 4.2: Conditions de bullage selon le fluide

Avec ces données, le nombre d'Eötvös de 0.67 à 2.40 et le log du nombre de Morton qui est de -6.2 pour le perfluorodecalin, -10.6 pour l'eau et de -8.1 pour le FC-77, on peut situer sur le diagramme de Clift à la figure 2.1 la forme des bulles des tests effectués. À faible Re_B donc à faible débit d'O₂ les bulles sont sphériques, alors que de façon générale les bulles sont de formes ellipsoïdales. Ces différences de formes sont visibles sur les photos aux figures 4.1 et 4.2.



Figure 4.1: Bulles avec un débit d'O2 de 0.5 l/min



Figure 4.2: Bulles avec un débit d'O₂ de 8 l/min

On constate des bulles plus sphériques à la figure 4.1 et plus ellipsoïdales à la figure 4.2.

Plusieurs éléments peuvent avoir une influence sur le diamètre des bulles. L'influence du fluide sur le diamètre des bulles moyen peut être observée sur la figure 4.3.

Diamètre moyen des bulles en fonction du débit d'O2



Figure 4.3: Comparaison du diamètre moyen des bulles avec du perfluorodecalin, du FC-77 et de l'eau en fonction du débit d'O₂

L'incertitude relative est de 2.9 à 5.2 % pour le perfluorodecalin, 3.0 à 5.5 % pour le FC-77 et 3.4 à 9.1 % pour l'eau. Le diamètre moyen des bulles augmente avec le débit, celui de l'eau est nettement supérieur aux autres. Les deux PFC se ressemblent, le FC-77 a un diamètre moyen légèrement inférieur au perfluorodecalin, mais cette différence se retrouve dans la plage d'incertitude.

Le diamètre moyen des bulles avec du perfluorodecalin varie de 0.79 mm à 1.50 mm, ce qui donne un nombre d'Eötvös de 0.67 à 2.40 et un nombre de Weber de 1.26 à 3.02. L'équation de Tate est valide si $E\ddot{o} > 0.1$ et We <<1, la condition du nombre de Weber n'est pas remplie, ce qui signifie que l'inertie devrait peut-être être considérée. Le débit de transition n'a pas été évalué.

Étant donné l'utilisation d'une membrane flexible, l'équation de Tate est présumée valide en première approximation pour la portion du comportement théorique (section 4.5) pour évaluer le diamètre des trous.

La taille des bulles, sauf pour l'eau, est inférieure à la distance minimale entre deux trous d'une membrane (2 mm), donc le ratio δ sera inférieur à 1, ce qui signifie qu'il ne devrait pas y avoir de coalescence pour les PFC.

Lors de l'évaluation du diamètre des bulles, il y a beaucoup de variation de diamètre surtout à plus grand débit ce qui pourrait être un signe de coalescence et/ou de division. De plus, le

59

nombre de Reynolds du liquide $Re_L > 2000$ (tableau 4.2), donc normalement la section II du compartiment est le diamètre d'équilibre d_{Be} . Toutefois, le ratio δ est adéquat et puisqu'on utilise une membrane flexible on assume que l'hypothèse de maintient du diamètre des bulles est une bonne première approximation.

Dans l'optique d'un modèle théorique plus complet, il faudrait approfondir les notions de coalescence et de divisions pour s'assurer de bien évaluer le diamètre des bulles. Pour cette étude, ces notions sont moins importantes puisque la valeur d'entrée est le diamètre de bulles moyen expérimental de l'oxygénateur en entier qui englobe la section I et II.

Sur la figure 4.4, on compare le diamètre des bulles selon la différence de volume dans l'oxygénateur d'Inolivent-4 (838 et 944 ml) avec l'oxygénateur d'Inolivent-3 (400ml).



Diamètre moyen des bulles en fonction du débit d'O2

Figure 4.4: Comparaison du diamètre moyen des bulles avec un volume de 944, 838 et 400 ml (Inolivent-3) en fonction du débit d'O₂

L'incertitude relative est de 2.9 à 5.2 % pour 944 ml, 3.4 à 5.8 % pour 838 ml et 3.2 à 4.3 % pour 400 ml. Pour les différents volumes sur l'oxygénateur d'Inolivent-4, il ne semble pas y avoir de différence marquée, toutefois avec l'oxygénateur d'Inolivent-3 le diamètre moyen des bulles augmente plus rapidement à 2 et 3 l/min pour atteindre le diamètre maximum qui semble autour de 1.5 mm. La distance minimale entre deux trous pour la membrane de l'oxygénateur d'Inolivent-3 (400ml) est de 1.5 à 2 mm, donc le ratio δ est très près de 1, ce qui

signifie qu'il y a peut-être de la coalescence.

Sur la figure 4.5, on constate peu de différence entre les deux températures de perfluorodecalin au niveau du diamètre moyen des bulles.



Diamètre moyen des bulles en fonction du débit d'O2

Figure 4.5: Comparaison du diamètre moyen des bulles à 21°C et 39°C en fonction du débit d'O₂ L'incertitude relative est de 2.9 à 5.2 % à 21°C et de 1.6 à 6.4 % à 39°C.

Sur la figure 4.6, le nombre de trous dans la membrane semble avoir une certaine influence sur le diamètre moyen des bulles.



Diamètre moyen des bulles en fonction du débit d'O2

Figure 4.6: Comparaison du diamètre moyen des bulles avec des membranes de 470, 1950 et 53 trous en fonction du débit d'O₂

L'incertitude relative est de 2.9 à 5.2 % pour 470 trous, 2.2 à 7.4 % pour 1950 trous et 1.4 à 4.8 pour 53 trous. Les bulles sont plus petites avec la membrane avec le plus grand nombre de trous (1950) et les bulles sont plus grosses avec la membrane avec le plus petit nombre de trous (53), mais le diamètre moyen des bulles s'entrecoupe avec la membrane de 470 trous aux débits plus élevés de 6 et 8 l/min. Le nombre de trous influence les pertes de charge à la membrane et par conséquent la pression sous la membrane. Plus la pression sera élevée, plus l'ouverture des trous sera grande puisque la membrane s'étire et par conséquent le diamètre des bulles augmente.

Au niveau du diamètre de bulles, il y a peu de différence entre le FC-77 et le perfluorodecalin. Le diamètre moyen des bulles pour l'oxygénateur d'Inolivent-3 est plus élevé pour 2 et 3 l/min. La température du PFC ne change pratiquement rien. Généralement, plus il y a de trous plus petite sont les bulles, donc pour obtenir de petites bulles, il est préférable d'augmenter le nombre de trous. Le diamètre lors de ces tests se retrouve entre 0.66 à 1.50 mm pour le PFC et 1.42 à 2.81 mm pour l'eau comparativement aux oxygénateurs à bulles qui utilisent habituellement des bulles entre 3 et 7 mm pour le sang (Australian and New Zealand College of Perfusionists, 2008). Le premier prototype de l'équipe Inolivent qui utilisait des pierres poreuses avait des bulles de l'ordre de 3 à 4 mm et pour l'oxygénateur du 2^{ième} et 3^{ième} prototype, les bulles avaient été évaluées de l'ordre de 3 mm (Robert, 2003). Dans cette étude, les bulles de l'oxygénateur d'Inolivent-3 ont été évaluées de 0.92 à 1.53 mm. Avec l'oxygénateur d'Inolivent-4, le diamètre de bulle maximum semble autour de 1.5 mm

4.1.2 Le volume d'O₂

Le volume d' O_2 représente la quantité d' O_2 en ml présent dans le PFC lors du bullage, il est déduit en soustrayant le niveau du PFC avec bulles du niveau de PFC sans bulle tel que cela est mentionné dans le protocole.

Le volume d' O_2 augmente avec le débit d' O_2 et le type de fluide semble avoir peu d'influence comme le démontre la figure 4.7.





Figure 4.7: Comparaison du volume d'O₂ avec du perfluorodecalin, du FC-77 et de l'eau en fonction du débit d'O₂

L'incertitude relative maximum est de 5.2 % pour le perfluorodecalin, 5.5 % pour le FC-77 et de 9.1 % pour l'eau. Il y a un peu moins d' O_2 avec l'eau et un peu plus d' O_2 avec le FC-77 surtout avec des débits d' O_2 élevés, mais ces différences sont assez faibles étant donné l'incertitude.

À la figure 4.8, le volume de PFC semble avoir peu d'influence sur le volume d'O₂.



Volume d'O2 en fonction du débit d'O2

Figure 4.8: Comparaison du volume d'O₂ avec un volume de 944, 838 et 400 ml (Inolivent-3) en fonction du débit d'O₂

L'incertitude relative maximum est de 5.2 % pour 944 ml, 5.8 % pour 838 ml et de 4.3 % pour 400 ml. Pour les volumes de 838 et 944 ml avec l'oxygénateur d'Inolivent-4, il y a peu de différence. Pour l'oxygénateur d'Inolivent-3 à 400 ml, le volume d'O₂ est légèrement inférieur. On s'attendrait à avoir deux fois moins d'O₂ dans l'oxygénateur d'Inolivent-3 puisqu'il y a deux fois moins de PFC (équation 2.24), mais il est possible que l'augmentation plus rapide du diamètre des bulles dans l'ancien bulleur compense pour la différence de volume de PFC.

L'influence de la température sur le volume d' O_2 à la figure 4.9 doit être interprétée avec précaution puisqu'il y également un changement de volume (tableau 4.1).





Figure 4.9: Comparaison du volume d'O₂ à 21°C et à 39°C en fonction du débit d'O₂ L'incertitude relative maximum est de 5.2 % à 21°C et de 6.4 % à 39°C. On remarque un volume d'O₂ légèrement plus élevé avec la température de 39°C, mais c'est peut-être en partie lié à l'augmentation du volume de PFC.

Selon le nombre de trous dans la membrane à la figure 4.10, le volume d' O_2 change principalement aux débits supérieurs à 2 l/min.



Volume d'O2 en fonction du débit d'O2

Figure 4.10: Comparaison du volume d'O₂ avec 470, 1950 et 53 trous en fonction du débit d'O₂ L'incertitude relative maximum est de 5.2 % pour 470 trous, 5.5 % pour 1950 trous et de 7.9

65

% pour 53 trous. Les trois membranes se suivent à 0.5, 1 et 2 l/min, ensuite la membrane à 53 trous a un volume d' O_2 plus faible. Les membranes de 470 et 1950 trous se suivent à 4 l/min, mais à 6 et à 8 l/min la membrane de 1950 trous a plus d' O_2 . Le fait d'avoir de plus petites bulles semble permettre un volume d' O_2 plus élevé.

Au niveau du volume d' O_2 , le type de fluide a peu d'influence. Pour l'oxygénateur d'Inolivent-3 malgré un volume de PFC moindre, le volume d' O_2 est étonnamment élevé et rejoint presque l'oxygénateur d'Inolivent-4. Le nombre de trous a peu d'influence jusqu'à un débit de 2 ou 4 l/min, dépassé ces débits plus il y a de trous plus il y a un grand volume d' O_2 . Le volume d' O_2 dans le liquide était d'environ 30 ml pour le 1^{er} prototype de l'équipe Inolivent et de 100 ml pour le 3^{ième} prototype qui avait deux oxygénateurs Inolivent-3 (Robert, 2003). Selon les conditions dans la présente étude, le volume d' O_2 se retrouve entre 13 et 121 ml pour l'oxygénateur d'Inolivent-4 et entre 17 et 46 ml pour l'oxygénateur d'Inolivent-3.

4.1.3 La surface d'échange

La surface d'échange est calculée avec l'équation 2.47 et les valeurs de volume d' O_2 et de diamètre de bulles tel que cela est mentionné dans le protocole.

La comparaison de la surface d'échange selon le type de fluide est présentée à la figure 4.11.



Surface d'échange en fonction du débit d'O2



66

l'eau en fonction du débit d'O2

L'incertitude relative est de 4.7 à 10.5 % pour le perfluorodecalin, 6.0 à 11.0 % pour le FC-77 et 6.9 à 18.3 % pour l'eau. La surface d'échange est nettement inférieure pour l'eau et cela est dû au diamètre plus élevé des bulles. Les deux PFC se ressemblent, mais le FC-77 a une surface d'échange supérieur à 6 et à 8 l/min et cela est attribuable au diamètre de bulle légèrement plus faible à débit plus élevé. Toutefois cette différence n'est pas marquée étant donné les incertitudes.

La comparaison de la surface d'échange selon le volume de PFC est présentée à la figure 4.12.



Surface d'échange en fonction du débit d'O2

Figure 4.12: Comparaison de la surface d'échange avec un volume de 944, 838 et 400 ml (Inolivent-3) en fonction du débit d'O2

L'incertitude relative est de 4.7 à 10.5 % pour 944 ml, 4.3 à 11.5 % pour 838 ml et 6.3 à 8.6 % pour 400 ml. Pour les volumes de 838 et de 944 ml avec l'oxygénateur d'Inolivent-4, la surface d'échange est comparable. Le volume de 838 ml est supérieur à 6 et 8 l/min, mais l'incertitude du volume de 838 ml rejoint l'incertitude du volume de 944ml. L'oxygénateur d'Inolivent-3 avec 400 ml a une surface d'échange inférieure étant donné un diamètre de bulles plus élevé et un plus faible volume d'O₂.

L'influence de la température sur la surface d'échange est illustrée à la figure 4.13.



Figure 4.13: Comparaison de la surface d'échange à 21°C et à 39°C en fonction du débit d'O₂ L'incertitude relative est de 4.7 à 10.5 % à 21°C et 3.1 à 12.7 % à 39°. À 39°C la surface d'échange est supérieure, mais c'est peut-être attribuable aux volumes différents (voir tableau 4.1). De plus, les incertitudes ne permettent pas conclure sur une différence nette. Les deux courbes se comportent de la même façon.

L'influence du nombre de trous dans la membrane sur la surface d'échange est illustrée à la figure 4.14.



Surface d'échange en fonction du débit d'O2

Figure 4.14: Comparaison de la surface d'échange avec une membrane de 470, 1950 et 53 trous en fonction du débit d'O₂

L'incertitude relative est de 4.7 à 10.5 % pour 470 trous, 4.4 à 11.0 % pour 1950 trous et 1.4 à 9.7 % pour 53 trous. La surface d'échange est supérieure en fonction du nombre de trous dans la membrane, donc plus les bulles sont petites plus la surface d'échange est grande.

Au niveau de la surface d'échange, elle serait légèrement supérieure avec du FC-77 et plus le débit d'O₂ est élevé meilleure elle est. Avec l'oxygénateur d'Inolivent-3, elle est plus basse, mais plus élevée que la moitié du nouvel oxygénateur. La surface d'échange est supérieure en fonction du nombre de trous dans la membrane. Globalement elle se retrouve entre 0.1 et 0.5 m² pour l'oxygénateur d'Inolivent-4 et 0.1 à 0.2 m² pour l'oxygénateur d'Inolivent-3 ce qui correspond à l'évaluation faite de 0.2 m² (Raymond 2003). Comparativement, la surface d'échange pour un oxygénateur à membrane est de l'ordre de 2 m² (Wolfson et al., 1999).

4.1.4 La constante de temps

La constante de temps est mesurée avec le *Toolbox Ident* de *Matlab* tel que mentionné dans le protocole.

La constante de temps démontre la rapidité du transfert de matière. Elle est présentée à la figure 4.15 pour les différents fluides.



Constante de temps en fonction du débit d'O2

Figure 4.15: Comparaison de la constante de temps avec du perfluorodecalin, du FC-77 et de l'eau en fonction du débit d'O₂

L'incertitude relative est de 2.9 à 4.1 % pour le perfluorodecalin, 1.6 à 3.0 % pour le FC-77 trous et 5.9 à 19.7 % pour l'eau. Le type de fluide ne semble pas avoir d'influence majeure sur la constante de temps. On peut tout de même remarquer que l'eau est légèrement supérieure, mais cette différence n'est pas nette étant donné l'incertitude.

À la figure 4.16, les volumes de 838 et 944 ml offrent des constantes de temps semblables, mais l'oxygénateur d'Inolivent-3 se démarque avec des constantes de temps inférieures.



Constante de temps en fonction du débit d'O2



L'incertitude relative est de 2.9 à 4.1 % pour 944 ml, 1.6 à 5.0 % pour 838 ml et 3.8 à 5.8 % pour 400 ml. L'oxygénateur d'Inolivent-3 offre donc de meilleures performances que l'oxygénateur d'Inolivent-4.

La température présentée à la figure 4.17 a peu d'influence sur les constantes de temps.



Constante de temps en fonction du débit d'O2

Figure 4.17: Comparaison de la constante de temps à 21°C et à 39°C en fonction du débit d'O₂ L'incertitude relative est de 2.9 à 4.1 % à 21°C et de 1.2 à 5.2 % à 39°C. Pour les prochaines études, il ne sera pas nécessaire de chauffer le PFC.

À la figure 4.18, la membrane avec 53 trous est moins performante que les membranes de 470 et 1950 trous.



Constante de temps en fonction du débit d'O2



L'incertitude relative est de 2.9 à 4.1 % pour 470 trous, 2.2 à 6.0 % pour 1950 trous et 1.9 à 7.1 % pour 53 trous.

Au niveau de la constante de temps, le type de fluide ne semble pas avoir d'influence importante. Les volumes de 838 et 944 ml offrent des constantes de temps semblables et l'oxygénateur d'Inolivent-3 se démarque avec des constantes de temps plus faibles probablement parce qu'il a un plus petit volume de PFC (équation 2.52). La température a peu d'influence sur les constantes de temps et la membrane avec 53 trous est moins performante que les membranes de 470 et 1950 trous.

4.1.5 k_L M

En connaissant la constante de temps τ et le volume de PFC V_{mc} , on déduit le terme $k_L M$ de l'équation 2.52.

$k_L M$ est illustré à la figure 4.19 pour les différents fluides.



kL M en fonction du débit d'O2

Figure 4.19: Comparaison du $k_L M$ avec du perfluorodecalin, du FC-77 et de l'eau en fonction du débit d'O₂

L'incertitude relative est de 12.4 à 25.1 % pour le perfluorodecalin, 14.3 à 24.6 % pour le FC-77 et 17.3 à 51.0 % pour l'eau. À faible débit d'O₂ le type de fluide a peu d'influence sur l'indice $k_L M$. Le FC-77 est supérieur au perfluorodecalin à 6 et 8 l/min, tandis que l'eau est inférieure aux deux PFC. Malgré un coefficient de transfert de matière k_L élevé pour l'eau, sa surface d'échange est plus faible ce qui engendre un plus faible $k_L M$. Pour les deux PFC, le k_L était semblable donc c'est la surface d'échange qui a tranché. Cependant l'incertitude relative importante sur ces valeurs empêche de conclure sur les différences remarquées.

À la figure 4.20, le volume de PFC semble avoir peu d'influence sur $k_L M$ peu importe l'oxygénateur observé.

73





Figure 4.20: Comparaison du $k_L M$ avec un volume de 838, 944 et 400 ml (Inolivent-3) en fonction du débit d'O₂

L'incertitude relative est de 12.4 à 25.1 % pour 944 ml, 11.0 à 25.7 % pour 838 ml et 16.5 à 21.0 % pour 400 ml. Le volume de 944 ml a un $k_L M$ légèrement supérieur, mais cette différence n'est pas nette étant donné l'incertitude. Ainsi, les deux oxygénateurs auraient les mêmes performances d'oxygénation, malgré une surface d'échange plus faible pour l'oxygénateur d'Inolivent-3.

Parfois on présente la performance du transfert de matière avec $k_L a$, le coefficient de transfert de matière volumétrique, qui revient à être $k_L M$ indexé au volume de PFC. $k_L a$ est selon l'équation 2.52 égal à $1/\tau$. Cette façon de représenter la performance est intéressante dans la mesure où on compare la performance de transfert de matière par rapport au volume dans l'oxygénateur, toutefois il n'indique pas la performance « absolue » de l'oxygénateur. Dans ce cas-ci, $k_L a$ présenté à la figure 4.21 est peut-être plus juste pour comparer les deux oxygénateurs.



Figure 4.21: Comparaison du $k_L a$ avec un volume de 944, 838 et 400 ml en fonction du débit d'O₂ L'incertitude relative est de 12.4 à 25.1 % pour 944 ml, 11.0 à 25.7 % pour 838 ml et 16.5 à 21.0 % pour 400 ml. On remarque que la performance du transfert de matière est quasiidentique pour les deux volumes de 838 et 944 ml avec l'oxygénateur d'Inolivent-4. L'oxygénateur d'Inolivent-3 se démarque nettement et est supérieur d'environ le double du nouvel oxygénateur, cette performance provient du plus grand volume d'O₂ par volume de liquide Ce volume d'O₂ est probablement attribuable au diamètre de l'oxygénateur (équation 2.24). Il faudra certainement reconsidérer la conception actuelle de l'oxygénateur pour diminuer le diamètre du bulleur.

Avec un bulleur, Poulsen (Poulsen et Iversen, 1998) trouve des $k_L a$ de l'ordre de 0.01 à 0.05 s⁻¹ pour de l'eau distillée et de 0.02 à 0.12 s⁻¹ pour du NaCl, ce qui concorde avec l'ordre de grandeur de la figure 4.21.

Selon la figure 4.22, $k_L M$ est supérieur à température plus élevée, mais cette différence se confond avec l'incertitude.





Toutefois, si on indexe avec le volume de PFC en présentant les résultats à la figure 4.23 avec $k_L a$, on remarque que les deux températures sont très semblables.



21°C

39°C

kL a en fonction du débit d'O2

Figure 4.23: Comparaison du $k_L a$ à 21°C et à 39°C en fonction du débit d'O₂

Débit d'O2 (l/min)

5

6

7

8

9

4

L'incertitude relative est de 12.4 à 25.1 % à 21°C et de 9.3 à 27.0 % à 39°C.

3

2

kL a (1/s)

0.01

0 | 0

Il semble avoir peu de différence entre les deux températures et c'est à 21°C que $k_L a$ est légèrement supérieur. Ainsi, $k_L M$ était faussé par les différences de volumes de PFC (tableau



L'influence du nombre de trous est présentée à la figure 4.24.

kL M en fonction du débit d'O2

Figure 4.24: Comparaison du $k_L M$ avec une membrane de 470, 1950 et 53 trous en fonction du débit d'O₂ L'incertitude relative est de 12.4 à 25.1 % pour 470 trous, 14.5 à 24.5 % pour 1950 trous et 9.8 à 21.2 % pour 53 trous. Les membranes de 470 et 1950 trous sont plus performantes que la membrane de 53 trous. Celle de 470 est légèrement supérieure à celle de 1950 trous, mais cela se confond avec l'incertitude.

Au niveau de $k_L M$, les types de fluide offrent des performances similaires jusqu'à 2 l/min. Ensuite le FC-77 est meilleur suivi du perfluorodecalin et de l'eau, mais cette différence se confond avec l'incertitude. Les membranes de 470 et 1950 trous sont plus performantes que la membrane de 53 trous, et celle de 470 est légèrement supérieure à celle de 1950 trous. Au niveau de $k_L a$, l'oxygénateur d'Inolivent-3 est nettement supérieur et les volumes de 838 et 944 ml sont très semblables. Il semble y avoir peu de différence entre les deux températures et c'est à 21°C que $k_L a$ est légèrement supérieur.

4.1.6 Le coefficient de transfert de matière

Il est calculé avec l'équation 2.52 où on utilise la surface d'échange, le volume de PFC et la constante de temps mesurée tel que cela est mentionné dans le protocole.

4.1).

Le type de fluide a une influence sur le coefficient de transfert de matière, la figure 4.25 le démontre.



kL en fonction du débit d'O2

Figure 4.25: Comparaison du coefficient de transfert de matière avec du perfluorodecalin, du FC-77 et de l'eau en fonction du débit d'O₂

L'incertitude relative est de 7.7 à 14.6 % pour le perfluorodecalin, 7.9 à 13.6 % pour le FC-77 et 11.6 à 38.2 % pour l'eau. Le coefficient de transfert de matière est nettement supérieur pour l'eau, c'est peut-être lié au coefficient de diffusion plus élevé. Toutefois, la performance des deux PFC se ressemble, même si le coefficient de diffusion du CO_2 dans le FC-77 est supérieur.

Le coefficient de transfert de matière illustré à la figure 4.26 est supérieur pour le volume de 944 ml principalement aux débits supérieurs à 1 l/min.





L'incertitude relative est de 7.7 à 14.6 % pour 944 ml, 6.3 à 14.1 % pour 838 ml et 10.1 à 13.2 % pour 400 ml. L'oxygénateur d'Inolivent-3 (400ml) se démarque avec des coefficients de transfert de matière supérieurs aux deux autres, c'est probablement attribuable au diamètre des bulles qui fait augmenter *Sh*.

À la figure 4.27, la température ne semble pas avoir d'influence marquée sur le coefficient de transfert de matière.



Figure 4.27: Comparaison du coefficient de transfert de matière à 21°C et à 39°C en fonction du débit d'O₂ L'incertitude relative est de 7.7 à 14.6 % à 21°C et 6.2 à 14.3 % à 39°C.

Le nombre de trous semble avoir une influence sur le coefficient de transfert de matière présenté à la figure 4.28.







L'incertitude relative est de 7.7 à 14.6 % pour 470 trous, 10.1 à 13.4 % pour 1950 trous et 8.0 à 11.6 % pour 53 trous. La membrane avec le plus petit nombre de trous offre la moins bonne

performance, tandis que c'est la membrane intermédiaire à 470 trous qui offre les meilleurs coefficients de transfert massique. Toutefois, en considérant les incertitudes, les membranes de 1950 et 53 trous sont assez rapprochées.

Au niveau du coefficient de transfert de matière, le perfluorodecalin et le FC-77 se ressemblent tandis que l'eau est plus élevée. On s'attendrait à ce que le FC-77 soit nettement supérieur puisque son coefficient de diffusion est presque 4 fois plus élevé que celui du perfluorodecalin. Peut-être que les coefficients de diffusion ont été mal évalués et qu'ils se retrouvent entre 1.1 et 1.3×10^5 cm²/s pour le CO₂ dans le PFC tel que mentionné par Wolfson (Wolfson et al., 1998) par rapport à l'évaluation faite avec l'équation 3.2 de Wilke et Chang . Peut-être également que le coefficient de diffusion a une importance moindre que le nombre de Sherwood *Sh* qui relate l'importance du transfert de matière total, lié en bonne partie à la convection forcée, sur la diffusion. Donc, la convection forcée liée au diamètre de bulles et au fluide aurait une plus grande importance que la diffusion proprement dite.

L'oxygénateur d'Inolivent-3 est nettement supérieur et le volume de 944 ml est légèrement supérieur à 838 ml. La température ne fait pas de différence. La membrane de 470 trous est la meilleure suivie de 1950 trous et de 53. Ainsi, il semble y avoir un juste milieu et la taille des bulles ne semble pas être le seul facteur, puisque la membrane de 470 trous n'a pas les plus petites bulles, mais offre les meilleures performances pour l'oxygénateur d'Inolivent-4. Il y a peut-être plus de convection forcée avec la membrane de 470 trous versus celle de 1950 trous. De plus, l'oxygénateur d'Inolivent-3 a un plus petit diamètre et ses bulles sont plus grosses à faible débit ce qui l'avantage.

4.2 Validation des résultats théoriques

Les résultats expérimentaux sans débit de PFC en laboratoire peuvent être comparés avec les calculs théoriques pour valider le cadre théorique. Chaque résultat est présenté selon le fluide et l'oxygénateur de quatre façons :

- 1. Test avec du perfluorodecalin avec l'oxygénateur d'Inolivent-4 (membrane 470 trous et volume de 944 ml)
- 2. Test avec du perfluorodecalin avec l'oxygénateur d'Inolivent-3 (membrane 477 trous

et volume de 400 ml)

- 3. Test avec du FC-77 avec l'oxygénateur d'Inolivent-4 (membrane 470 trous et volume de 944 ml)
- 4. Test avec de l'eau avec l'oxygénateur d'Inolivent-4 (membrane 470 trous et volume de 944 ml)

Ces quatre façons sont présentées pour cinq critères : volume d'O₂, surface d'échange, coefficient de transfert de matière, $k_L M$ et constante de temps.

4.2.1 Le volume d'O₂

Le volume d' O_2 varie en fonction du débit d' O_2 , son évolution théorique (équation 2.24) et expérimentale est comparée sur la figure 4.29 avec du perfluorodecalin pour l'oxygénateur d'Inolivent-4.







L'incertitude relative est de 5.9 à 17 % pour le théorique et l'incertitude relative maximale de l'expérimental est de 5.2 %. Le volume d'O₂ théorique évolue avec une droite tandis que le volume d'O₂ expérimental évolue légèrement différemment. Généralement, l'approche théorique sous-estime le volume d'O₂ sauf avec des débits d'O₂ plus élevés, mais ces différences ne sont pas nettes étant donné l'incertitude. Le calcul théorique du volume d'O₂ semble acceptable.



Volume d'O2 en fonction du débit d'O2 avec du perfluorodecalin

Pour l'oxygénateur d'Inolivent-3, la comparaison est présentée à la figure 4.30.

Figure 4.30: Comparaison du volume d'O₂ théorique et expérimental en fonction du débit d'O2 avec du perfluorodecalin

L'incertitude relative est de 8.5 à 12.0 % pour le théorique et de 3.2 à 4.3 % pour l'expérimental. Dans ce cas-ci, l'approche théorique surestime le volume d'O₂. Peut-être également que les mesures expérimentales ont été sous-estimées. Il faudrait effectuer de nouveaux tests pour vérifier la validité de la figure 4.30. La vitesse u_B utilisée dans l'équation 2.24 a peut-être été sous-estimée, ce qui aurait pour effet de surestimer le volume théorique.

La comparaison avec du FC-77 est présentée à la figure 4.31.



Volume d'O2 en fonction du débit d'O2 avec du FC-77



L'incertitude relative est de 5.3 à 11.2 % pour le théorique et de 3.0 à 5.5 % pour l'expérimental. Avec le FC-77, l'approche théorique semble bien évaluer le volume d' O_2 .

La comparaison avec de l'eau est présentée à la figure 4.32

Volume d'O2 en fonction du débit d'O2 avec de l'eau



Figure 4.32: Comparaison du volume d'O₂ théorique et expérimental en fonction du débit d'O2 avec de l'eau

L'incertitude relative est de 10.3 à 15.5 % pour le théorique et l'incertitude relative maximale est de 9.1 % pour l'expérimental. Avec de l'eau, l'approche théorique sous-estime le volume

d'O₂. Il faudrait effectuer de nouveaux tests pour vérifier la validité de la figure 4.32. La figure 4.32 donne des valeurs plus basses que les figures 4.31 et 4.29, ceci est attribuable à u_B selon l'équation 2.24.

Au niveau du volume d' O_2 , pour l'oxygénateur d'Inolivent-4 l'approche théorique sousestime le volume d' O_2 sauf avec des débits d' O_2 plus élevés. Pour l'oxygénateur d'Inolivent-3, l'approche théorique surestime le volume d' O_2 . Avec le FC-77, l'approche théorique semble bien évaluer le volume d' O_2 Avec de l'eau, l'approche théorique sous-estime le volume d' O_2 . Dans l'ensemble, l'équation 2.24 évalue le volume d' O_2 de façon acceptable surtout pour le FC-77 et le perfluorodecalin de l'oxygénateur d'Inolivent-4.

Le modèle prédit un volume d' O_2 plus élevé avec l'oxygénateur d'Inolivent-3, une performance similaire entre le perfluorodecalin versus le FC-77 avec l'oxygénateur d'Inolivent-4 et un volume d' O_2 plus faible avec l'eau.

4.2.2 La surface d'échange

La surface d'échange théorique et expérimental est calculée avec l'équation 2.47 respectivement avec les volumes d' O_2 théorique et expérimental présentés à la section précédente, ainsi que le diamètre de bulles expérimental.

La comparaison de la surface d'échange théorique et expérimentale pour l'oxygénateur d'Inolivent-4 avec du perfluorodecalin est présentée à la figure 4.33.



Surface d'échange en fonction du débit d'O2 avec du perfluorodecalin

Figure 4.33: Comparaison de la surface d'échange théorique est expérimentale en fonction du débit d'O₂ avec du perfluorodecalin

L'incertitude relative est de 8.8 à 22.3 % pour le théorique et de 4.7 à 10.5 % pour l'expérimental. La surface d'échange se comporte essentiellement comme le volume d'O₂. L'approche théorique sous-estime le volume d'O₂ à plus faibles débits d'O₂, tandis qu'après que les courbes se soient croisées, l'approche théorique surestime. Ainsi, le modèle ne représente pas la tendance non linéaire entre 4 et 6 l/min. Toutefois, il est difficile de conclure étant donné les incertitudes importantes.

La comparaison des surfaces d'échange pour l'oxygénateur d'Inolivent-3 avec du perfluorodecalin est présentée à la figure 4.34.



Surface d'échange en fonction du débit d'O2 avec du perfluorodecalin



L'incertitude relative est de 12.8 à 15.7 % pour le théorique et de 6.3 à 8.6 % pour l'expérimental. Pour l'oxygénateur d'Inolivent-3, l'approche théorique surestime la valeur.

La comparaison des surfaces d'échange pour l'oxygénateur d'Inolivent-4 avec du FC-77 est présentée à la figure 4.35.



Figure 4.35: Comparaison de la surface d'échange théorique et expérimentale en fonction du débit d'O₂ avec du FC-77

L'incertitude relative est de 8.5 à 15.6 % pour le théorique et de 6.0 à 11.0 % pour

l'expérimental. Avec le FC-77, la théorie semble assez près de l'expérimental.

La comparaison des surfaces d'échange pour l'oxygénateur d'Inolivent-4 avec de l'eau est présentée à la figure 4.36.



Surface d'échange en fonction du débit d'O2 avec de l'eau



L'incertitude relative est de 13.8 à 22.7 % pour le théorique et de 5.7 à 18.3 % pour l'expérimental. Avec l'eau, l'approche théorique sous-estime la surface d'échange.

Au niveau de la surface d'échange, le comportement global est sensiblement le même que pour le volume d' O_2 . Dans l'ensemble, la surface d'échange théorique évalue bien la surface d'échange surtout pour le FC-77 et le perfluorodecalin dans l'oxygénateur d'Inolivent-4, mais surestime pour l'oxygénateur d'Inolivent-3 et l'eau.

4.2.3 Le coefficient de transfert de matière

Les équations utilisées pour calculer le coefficient de transfert de matière théorique (section 2.4) sont celles qui s'appliquent selon les conditions du test expérimental et les données expérimentales au niveau de d^* , Re_B et Re_L au tableau 4.2.

Les valeurs avec du perfluorodecalin (tableau 4.2) indiquent que l'interface est soit immobile

ou en partie mobile. Si l'interface est immobile, alors l'équation 2.32 de Froessling peut s'appliquer ($2 < Re_B < 1300$) ou l'équation 2.35 de Calberbank & MooYoung puisque l'écoulement est turbulent ($Re_L > 2000$). Si l'interface est mobile alors l'équation 2.37 de la théorie de la pénétration s'applique et devrait constituer le k_L maximum.

Les valeurs avec du FC-77 (tableau 4.2) indiquent que l'interface est en partie mobile, donc entre les équations mobiles et immobiles. Pour la partie immobile, l'équation de Froessling $(2 < Re_B < 1300)$ ou l'équation 2.34 Immobile $(200 < Re_B < 4000)$ ou l'équation de Calderbank & MooYoung peuvent s'appliquer puisque l'écoulement est turbulent $Re_L > 2000$ et $146 < Re_B < 265$. Pour la partie mobile, l'équation 2.38 Mobile $(100 < Re_B < 1000)$ peut s'appliquer ou l'équation de la théorie de la pénétration qui devrait constituer le k_L maximum.

Les valeurs avec de l'eau (tableau 4.2) indiquent que l'interface est en partie mobile ou immobile. Pour la partie immobile, l'équation de Froessling ($2 < Re_B < 1300$) ou l'équation Immobile ($200 < Re_B < 4000$) ou l'équation de Calderbank & MooYoung peuvent s'appliquer puisque l'écoulement est turbulent $Re_L > 2000$ et $498 < Re_B < 720$. Pour la partie mobile, l'équation Mobile ($100 < Re_B < 1000$) peut s'appliquer ou l'équation de la théorie de la pénétration qui devrait constituer le k_L maximum.

La sélection des équations est faite selon les critères de validité exposés dans l'ouvrage de Blanch et Clark (Blanch et Clark, 1996) et le seuil de mobilité de Chisti (Chisti., 1999) présentés à la section 2.4.3, 2.4.4 et 2.4.5. Toutefois, certains éléments ne sont pas bien définis et devront être mieux compris lors de prochaines études. Les notions de transfert de matière liées à la gravité et à la turbulence ne sont pas établies de façon claire. Pour les données étudiées, l'écoulement est turbulent puisque $Re_L>2000$, mais l'équation 2.35 est pour les cas où les bulles ne sont pas libres de bouger sous la gravité (Calderbank et Moo-Young, 1961), ce qui n'est pas le cas du bulleur utilisé dans le présent ouvrage.

Selon Calderbank et Moo-Young, dans les cas de dispersions gaz-liquide, il est pratiquement impossible d'excéder les forces liées à la gravité par une agitation mécanique, étant donné sa faible performance (Calderbank et Moo-Young, 1961). Ainsi, les forces liées à la gravité sont déterminantes et la turbulence peut être négligée, ce qui permet d'utiliser une équation semblable à celle de Froessling provenant de la théorie de la couche limite laminaire. Par contre, le bulleur utilisé dans le cas présent n'a pas d'agitation mécanique, la turbulence provient de l'écoulement des bulles. Ainsi, il devient difficile de négliger la turbulence en tenant compte uniquement du commentaire Calderbank et Moo-Young sans avoir de seuil précis pour évaluer l'apport de la turbulence. De plus, selon Blanch et Clark l'équation 2.35 de Calberbank & MooYoung peut être utilisée en tenant compte du seul critère $Re_L>2000$.

Pour le présent mémoire, puisque $Re_L>2000$, l'équation 2.35 de Calberbank & MooYoung est utilisée et puisque les bulles sont libres sous l'effet de la gravité les équations basées sur la théorie de la couche limite laminaire dont celle de Froessling sont également utilisées. Ceci est en accord avec les critères de validité exposés par Blanch et Clark. Toutefois, il faudra éventuellement bien délimiter le transfert de matière lié à la gravité et le transfert de matière lié à la turbulence en clarifiant les plages d'applicabilité. Les diverses relations sélectionnées sont présentées afin d'évaluer lesquelles s'approchent le plus des résultats et ne sont pas prédictives, mais plutôt exploratoires.

Le coefficient de transfert de matière pour l'oxygénateur d'Inolivent-4 avec du perfluorodecalin est présenté à la figure 4.37.



kL en fonction du débit d'O2 avec du perfluorodecalin



90

L'incertitude relative est de 16.4 à 25.4 % pour Froessling, 7.7 à 14.6 % pour l'expérimental, 17.5 à 26.6 % pour la théorie de la pénétration et 14.9 à 19.9 % pour C. et MooYoung.

Le coefficient de transfert de matière expérimental se retrouve principalement entre l'évaluation faite à l'aide de l'équation de Froessling et l'équation de la théorie de la pénétration, mais plus près de Froessling et C. et MooYoung. La forme de la courbe des données expérimentales semble se comporter comme la courbe de C. et MooYoung.

On remarque que la courbe de la théorie de la pénétration est plus performante que la courbe Froessling, donc on a intérêt à obtenir des bulles avec une interface mobile où il y a renouvellement de la surface et à s'éloigner des interfaces immobiles, contaminées. Ainsi, la performance de l'oxygénateur serait augmentée.

Le coefficient de transfert de matière pour l'oxygénateur d'Inolivent-3 avec du perfluorodecalin est présenté à la figure 4.38.



kL en fonction du débit d'O2 avec du perfluorodecalin

Figure 4.38: Comparaison du coefficient de transfert de matière en fonction du débit d'O₂ avec du perfluorodecalin

L'incertitude relative est de 19.1 à 20.6 % pour Froessling, 10.1 à 13.2 % pour l'expérimental, 20.2 à 21.7 % pour la théorie de la pénétration et 15.8 à 17.8 % pour C. et MooYoung. Pour

91
l'oxygénateur d'Inolivent-3, la courbe est entre l'évaluation avec l'équation de la théorie de la pénétration et Froessling. Elle est plus distante des équations immobiles que l'oxygénateur d'Inolivent-4. La forme de la courbe des données expérimentales semble se comporter comme la courbe de C. et MooYoung.

Le coefficient de transfert de matière pour l'oxygénateur d'Inolivent-4 avec du FC-77 est présenté à la figure 4.39.



kL en fonction du débit d'O2 avec du FC-77

Figure 4.39: Comparaison du coefficient de transfert de matière en fonction du débit d'O₂ avec du FC-77 L'incertitude relative est de 16.5 à 21.0 % pour Froessling, 7.9 à 13.6 % pour l'expérimental, 17.6 à 22.1 % pour la théorie de la pénétration, 15.1 à 20.1 % pour C. et MooYoung, 15.1 à 20.1 % pour Immobile ($200 < Re_B < 4000$) et 14.5 à 19.2 % pour Mobile ($100 < Re_B < 1000$). Avec le FC-77, le coefficient de transfert de matière expérimental est près des valeurs évaluées avec C. et MooYoung et de celles de Froessling à 6 et 8 l/min..

Le coefficient de transfert de matière pour l'oxygénateur d'Inolivent-4 avec de l'eau est présenté à la figure 4.40.





Figure 4.40: Comparaison du coefficient de transfert de matière en fonction du débit d'O₂ avec de l'eau L'incertitude relative est de 10.3 à 20.5 % pour Froessling, 11.6 à 32.1 % pour l'expérimental, 10.3 à 20.5 % pour la théorie de la pénétration, 7.0 à 18.3 % pour C. et MooYoung, 7.0 à 18.3 % pour Immobile ($200 < Re_B < 4000$) et 10.3 à 20.5 % pour Mobile ($100 < Re_B < 1000$). Avec l'eau, le coefficient de transfert de matière expérimental est essentiellement entre les valeurs évaluées avec l'équation Immobile (200 < Re < 4000) et Mobile (100 < Re < 1000). La forme de la courbe des données expérimentales semble se comporter comme la courbe de C. et MooYoung.

Pour tous les tests, il ne semble pas y avoir de corrélations qui s'appliquent parfaitement aux résultats expérimentaux. Peut-être qu'il faudrait adapter une ou plusieurs corrélations pour tenir compte des conditions de tests et de l'interface des bulles.

Pour comprendre d'un peu plus près les différences entre les coefficients de transfert de matière théoriques et expérimentaux, la figure 4.41 représente le nombre de Sherwood en fonction du nombre de Reynolds. Le nombre de Sherwood représente le ratio du transfert de matière totale sur la diffusion. La figure 4.41 est uniquement pour du perfluorodecalin, mais les corrélations utilisées pour le FC-77 et pour l'eau y seront représentées à titre comparatif

93

même si elle ne se retrouvent pas sur leur plage de validité.



Nombre de Sherwood en fonction du nombre de Reynolds

Figure 4.41: Comparaison du nombre de Sherwood en fonction du nombre de Reynolds L'incertitude relative est de 3.6 à 10.0 % pour C. et MooYoung, 4.2 à 16.3 % pour Froessling, 2.0 à 14.9 % pour Mobile ($100 < Re_B < 1000$), 5.3 à 17.4 % pour la théorie de la pénétration et 4.2 à 16.3 % pour Immobile ($200 < Re_B < 4000$).

Toutes les droites théoriques ne correspondent pas aux valeurs expérimentales, par exemple la droite de Froessling surestime Sh à plus faible Re_B et le sous-estime à Re_B plus élevé. Plus précisément, la part de la diffusion dans le transfert de matière total est sous-estimée lorsqu'on est à un nombre de Reynolds plus petit que 56 et cette même part est surestimée au-dessus de 58. Il faudrait adapter une approche théorique aux résultats expérimentaux. Par exemple, un nombre de Sherwood de 30 signifie que le transfert de matière total est 30 fois plus élevé que le transfert de matière lié à la diffusion, donc la majeure partie du transfert serait lié à une convection forcée. Cette convection forcée est prise en considération dans le choix de la corrélation pour calculer Sh par l'entremise de Re_B .

La figure 4.41 peut se faire à la figure 4.42 en fonction de $Re_B^{1/2}$ pour se rapprocher de la forme des équations 2.32 et 2.34.





Figure 4.42: Comparaison du nombre de Sherwood en fonction du nombre de $Re_B^{1/2}$ L'incertitude relative est de 3.6 à 10.0 % pour C. et MooYoung, 4.2 à 16.3 % pour Froessling, 2.0 à 14.9 % pour Mobile (100< Re_B <1000), 5.3 à 17.4 % pour la théorie de la pénétration et 4.2 à 16.3 % pour Immobile (200< Re_B <4000).

De cette figure, on sort une courbe de tendance :

$$Sh = -404.44 + 61.53 \operatorname{Re}_{B}^{1/2}$$

 $R^{2} = 0.8186$
(4.1)

On peut y intégrer le nombre $Sc^{1/3}$ qui est de 2530^{1/3} avec du perfluorodecalin donc 13.62, ce qui donne l'équation suivante :

$$Sh = -404.44 + 4.52 \operatorname{Re}_{B}^{1/2} Sc^{1/3}$$
(4.2)

pour du perfluorodecalin.

Les tests expérimentaux avec du perfluorodecalin sont tracés séparément sur la figure 4.43.



Figure 4.43: Comparaison du nombre de Sherwood en fonction du nombre de Reynolds pour les différents tests

L'incertitude relative est de 6.6 à 7.9 % pour les différents tests. Chaque droite des tests est légèrement différente, ainsi l'importance de la diffusion dans le transfert de matière total (*Sh*) et par conséquent la convection diffèrent à chaque test. On remarque l'oxygénateur d'Inolivent-3 et la membrane de 53 trous qui se démarquent. Il ne semble pas y avoir à première vue de modèles théoriques connus qui pourraient fonctionner pour tous les cas, une étude plus approfondie serait nécessaire pour adapter un modèle en fonction des conditions de ces tests.

Pour des oxygénateurs à membrane avec du sang, on obtient des nombres de Sherwood *Sh* de l'ordre de l à 10 (Matsuda et Sakai, 2000). Ceci démontre que la diffusion est nettement plus importante dans les oxygénateurs à membrane, tandis que la convection est plus importante dans les oxygénateurs à bulles.

4.2.4 k_L M

Le k_L M théorique est calculé en multipliant le k_L calculé de la précédente section avec M

(équation 2.47). La comparaison de k_L *M* théorique et expérimental pour l'oxygénateur d'Inolivent-4 avec du perfluorodecalin est présentée à la figure 4.44.



kL M en fonction du débit d'O2 avec du perfluorodecalin

Figure 4.44: Comparaison du $k_L M$ en fonction du débit d'O₂ avec du perfluorodecalin L'incertitude relative est de 25.7 à 47.7 % pour Froessling, 12.4 à 25.1 % pour l'expérimental, 26.3 à 48.8 % pour la théorie de la pénétration et 23.7 à 42.2 % pour C. et MooYoung. $k_L M$ expérimental se retrouve entre l'évaluation faite avec Froessling et la théorie de la pénétration, mais se retrouve plus près de Froessling. Les $k_L M$ ont tous une pente positive comparativement à k_L puisque l'augmentation de la surface d'échange M compense pour la baisse du coefficient de transfert de matière.

 $k_L M$ pour l'oxygénateur d'Inolivent-3 avec du perfluorodecalin est présenté à la figure 4.45



kL M en fonction du débit d'O2 avec du perfluorodecalin

Figure 4.45: Comparaison du $k_L M$ en fonction du débit d'O₂ avec du perfluorodecalin L'incertitude relative est de 32.6 à 36.4 % pour Froessling, 16.5 à 21.0 % pour l'expérimental, 33.7 à 37.5 % pour la théorie de la pénétration et 29.5 à 32.5 % pour C. et MooYoung. Avec l'oxygénateur d'Inolivent-3, $k_L M$ expérimental se retrouve entre l'évaluation faite avec Froessling et la théorie de la pénétration, mais se retrouve plus près de Froessling.

 $k_L M$ pour l'oxygénateur d'Inolivent-4 avec du FC-77 est présenté à la figure 4.46



kL M en fonction du débit d'O2 avec du FC-77

Figure 4.46: Comparaison du $k_L M$ en fonction du débit d'O₂ avec du FC-77 L'incertitude relative est de 25.1 à 36.3 % pour Froessling, 14.3 à 24.6 % pour l'expérimental, 26.2 à 37.4 % pour la théorie de la pénétration, 24.0 à 32.9 % pour C. et MooYoung, 24.0 à 32.9 % pour Immobile (200< Re_B <4000) et 23.1 à 34.6 % pour Mobile (100< Re_B <1000). Avec le FC-77, $k_L M$ expérimental se retrouve entre les évaluations théoriques faites avec les équations de Froessling et C. et Mooyoung. L'apport de M a également changé l'orientation de la pente comparativement à k_L .

 $k_L M$ pour l'oxygénateur d'Inolivent-4 avec de l'eau est présenté à la figure 4.47



kL M en fonction du débit d'O2 avec de l'eau

Figure 4.47: Comparaison du $k_L M$ en fonction du débit d'O₂ avec de l'eau

L'incertitude relative est de 24.1 à 43.2 % pour Froessling, 17.3 à 51.0 % pour l'expérimental, 24.1 à 43.2 % pour la théorie de la pénétration, 20.8 à 41.0 % pour C. et MooYoung, 20.8 à 41.0 % pour Immobile ($200 < Re_B < 4000$) et 24.1 à 43.2 % pour Mobile ($100 < Re_B < 1000$). Avec l'eau, $k_L M$ expérimental se retrouve entre les équations Mobile ($100 < Re_B < 1000$) et Immobile ($200 < Re_B < 4000$).

De façon générale, l'augmentation de la surface d'échange M compense la baisse de k_L . Les comparaisons expérimentales et théoriques de $k_L M$ se suivent plus et ont une pente positive tandis que les comparaisons de k_L expérimentales et théoriques se suivent moins et ont parfois des pentes positives ou négatives. Les incertitudes importantes sur $k_L M$ ne permettent pas une analyse précise.

4.2.5 La constante de temps

La constante de temps théorique est calculée avec l'équation 2.52 et avec $k_L M$ de la section 4.2.4. La constante de temps pour l'oxygénateur d'Inolivent-4 avec du perfluorodecalin est présentée à la figure 4.48.



Constante de temps en fonction du débit d'O2 avec du perfluorodecalin

Figure 4.48: Comparaison de la constante de temps en fonction du débit d'O₂ avec du perfluorodecalin L'incertitude relative est de 25.1 à 47.7 % pour Froessling, 2.9 à 4.1 % pour l'expérimental, 26.3 à 48.8 % pour la théorie de la pénétration et 23.7 à 42.2 % pour C. et MooYoung. La constante de temps expérimentale avec du perfluorodecalin se retrouve entre la théorie de la pénétration et Froessling.

La constante de temps pour l'oxygénateur d'Inolivent-3 avec du perfluorodecalin est présentée à la figure 4.49



Constante de temps en fonction du débit d'O2 avec du perfluorodecalin

Figure 4.49: Comparaison de la constante de temps en fonction du débit d'O₂ avec du perfluorodecalin L'incertitude relative est de 32.6 à 36.4 % pour Froessling, 3.8 à 5.8 % pour l'expérimental, 33.7 à 37.5 % pour la théorie de la pénétration et 29.5 à 32.5 % pour C. et MooYoung. Pour l'oxygénateur d'Inolivent-3, la constante de temps se retrouve entre Froessling et la théorie de la pénétration.

La constante de temps pour l'oxygénateur d'Inolivent-4 avec du FC-77 est présentée à la figure 4.50



Constante de temps en fonction du débit d'O2 avec du FC-77

Figure 4.50: Comparaison de la constante de temps en fonction du débit d'O₂ avec du FC-77 L'incertitude relative est de 25.1 à 36.3 % pour Froessling, 1.6 à 3.0 % pour l'expérimental, 26.2 à 37.4 % pour la théorie de la pénétration, 24.0 à 32.9 % pour C. et MooYoung, 24.0 à 32.9 % pour Immobile ($200 < Re_B < 4000$) et 23.1 à 34.6 % pour Mobile ($100 < Re_B < 1000$). Avec du FC-77, la constante de temps expérimentale se retrouve entre Froessling et C. et MooYoung.

La constante de temps pour l'oxygénateur d'Inolivent-4 avec de l'eau est présentée à la figure 4.51



Constante de temps en fonction du débit d'O2 avec de l'eau

Figure 4.51: Comparaison de la constante de temps en fonction du débit d'O₂ avec de l'eau L'incertitude relative est de 24.1 à 43.2 % pour Froessling, 5.9 à 19.7 % pour l'expérimental, 24.1 à 43.2 % pour la théorie de la pénétration, 20.8 à 41.0 % pour C. et MooYoung, 20.8 à 41.0 % pour Immobile ($200 < Re_B < 4000$) et 24.1 à 43.2 % pour Mobile ($100 < Re_B < 1000$). Avec l'eau, la constante de temps expérimentale se retrouve entre Immobile ($200 < Re_B < 4000$) et Mobile ($100 < Re_B < 1000$). Mobile ($100 < Re_B < 1000$) est quasi-identique à la théorie de la pénétration.

Les constantes de temps se retrouvent généralement entre les diverses évaluations théoriques et aucune ne semble parfaite parce que les nombreuses notions au niveau des bulles sont empiriques et ne proviennent pas nécessairement d'expérimentations représentatives d'un transfert de matière avec des bulles dans du PFC. Il faut également considérer que les membranes flexibles demeurent moins étudiées que les membranes rigides.

Pour améliorer l'oxygénateur, on a intérêt à s'approcher du meilleur des cas avec la théorie de la pénétration qui offre des constantes de temps plus faibles que Froessling.

4.3 Performance lors d'expérimentations

Les expérimentations animales ont été effectuées à l'animalerie du Centre Hospitalier

Universitaire de Sherbrooke (CHUS) avec la participation des membres d'Inolivent et ont été approuvées par le comité d'éthique du CHUS.

Puisqu'il y a des différences physiologiques d'agneau en agneau, il est préférable de les traiter séparément. Une valeur de pression partielle d' O_2 qui entre et qui sort de l'oxygénateur (*PiO₂*, *in*, *PiO₂*, *out*), de k_L *M* ou de constante de temps indexée au poids de l'agneau n'aurait pas nécessairement de signification et pourrait donner de fausses impressions. Ainsi, les agneaux seront présentés séparément sur chaque graphique avec leur masse respective et ces valeurs ne seront pas indexées au poids. De plus, le débit de PFC ne sera pas indexé au poids puisqu'on cherche à évaluer la capacité de l'oxygénateur à un débit de PFC absolu.

Lors d'un test expérimental avec un animal (section 3.7.2), l'oxygénateur est rempli de perfluorodecalin (tableau 4.1) et l'O₂ est généralement bullé à un débit de 6 l/min sauf pour les agneaux 8 et 10 où l'O₂ est bullé à 8 l/min. Ce débit de 6 ou 8 l/min est lorsque le débit d'O₂ est maintenu et le débit de PFC est varié. La membrane utilisée est généralement celle de 470 trous sauf pour les agneaux 6 et 7 où celle de 53 trous est utilisée. Ces différences de débit d'O₂ et de membrane ne seront pas évaluées.

4.3.1 La pression partielle d'O₂ à la sortie et à l'entrée de l'oxygénateur

La $PiO_{2,out}$ démontre si l'appareil est capable de maintenir une pression partielle d'O₂ stable à la sortie de l'oxygénateur lorsque le débit de PFC ou d'O₂ varie.

Lorsqu'on ventile un agneau, le respirateur est appelé à insérer et à retirer un volume de PFC dans les poumons. Ce volume varie selon les stratégies de ventilation choisies par l'utilisateur. Il faut s'assurer que l'oxygénateur est en mesure de répondre aux attentes malgré les variations de débit de PFC liées aux paramètres ventilatoires.

L'évolution de la pression partielle d' O_2 à la sortie de l'oxygénateur $PiO_{2,out}$ est présentée à la figure 4.52 pour chaque agneau, l'incertitude relative est de 1.1 à 1.7 %.

105

PiO2,out en fonction du débit de PFC



Figure 4.52: Comparaison de la PiO_{2, out} en fonction du débit de PFC

Selon les agneaux, la variation de $PiO_{2,out}$ ne se comporte pas toujours de la même façon. Toutefois, les valeurs se maintiennent entre 700 et 725 mmHg, ce qui équivaut dans ces cas-ci (voir annexe B) à une fraction partielle d'O₂ (*FiO₂*) réelle qui varie de 0.94 à 0.98. De plus, les écarts-types sur les valeurs de $PiO_{2,out}$ sont de l'ordre de 8 à 11 mmHg, ce qui permet de dire que les valeurs sont assez stables malgré les variations de débit de PFC. Les valeurs de 700 à 725 mmHg sont comparables à celle de 707 ± 9 mmHg obtenue par Tredici avec un oxygénateur à membrane (Tredici et al., 2004).

L'évolution de la pression partielle d' O_2 à l'entrée de l'oxygénateur *PiO2_{in}* est présentée à la figure 4.53 pour chaque agneau, l'incertitude relative est de 0.8 à 1.9 %.

106



PiO2,in en fonction du débit de PFC



Le débit d'O₂ a un effet marqué sur la $PiO_{2, out}$ présentée à la figure 4.54, l'incertitude relative est de 1.1 à 1.4 %.

PiO2,out en fonction du débit d'O2



Figure 4.54: Comparaison de la PiO2, out en fonction du débit d'O2

Selon les agneaux, il y a un débit où la $PiO_{2,out}$ commence à fléchir. Généralement, il y a une diminution plus marquée de 4 à 0.5 l/min. Pour les agneaux 11 et 12, le niveau le plus haut est à 4 l/min, pour les autres il y a une diminution de $PiO_{2,out}$ à chaque diminution du débit d'O₂. L'évolution de la $PiO_{2,in}$ est présentée à la figure 4.55 en fonction de débit d'O₂, l'incertitude relative est de 0.7 à 1.9 %.

PiO2, in en fonction du débit d'O2



Figure 4.55: Comparaison de la PiO2, in en fonction du débit d'O2

La $PiO_{2,in}$ augmente avec le débit d'O₂ sensiblement avec la même tendance que la $PiO_{2,out}$ (figure 4.54).

On peut également présenter les résultats de la figure 4.54 sous la forme d'un tableau en termes de fraction partielle d'O₂, FiO_2 . Le tableau 4.3 présente ces résultats.

	8 l/min	6 l/min	4 l/min	2 l/min	<u>1 l/min</u>	0.5 l/min
Agneau 6		0.95	0.94	0.91		
Agneau 7		0.95	0.95	0.92	0.85	0.74
Agneau 8	0.95	0.95	0.94	0.89		
Agneau 10	0.96	0.95	0.94	0.92		
Agneau 11		0.96	0.97	0.94	0.93	0.89
Agneau 12		0.96	0.97	0.96	0.95	0.91
Agneau 13		0.95	0.94	0.93	0.92	0.88
Agneau 14		0.94	0.94	0.93	0.91	0.86

ſableau 4.3: <i>FiO</i> 2	dans le PFC en	fonction du débit	d'O ₂	pour chac	iue agneau

Au maximum, la FiO_2 est environ de 0.95 à 0.97 et elle chute en dessous de 0.90 parfois à partir de 2 l/min, mais généralement à 0.5 l/min. La FiO_2 semble adéquate avec un débit d' O_2 de 4 l/min et plus.

4.3.2 k_L M

Le $k_L M$ calculé selon l'équation 2.62 marque la performance de l'oxygénateur avec débit de PFC. Il est présenté à la figure 4.56 en fonction du débit de PFC, l'incertitude relative est de 5.6 à 11.7 %.



kL M en fonction du débit de PFC



La performance de l'oxygénateur avec des débits plus faibles est de 2 x 10^{-5} à 3.8 x 10^{-5} m³/s ce qui est près des valeurs sans débit de PFC qui sont de 1 à 5 x 10^{-5} m³/s. Certains points de l'agneau 14 et 8 ont donné des valeurs anormalement supérieures à celles sans débit de PFC. Cette augmentation de $k_L M$ est cohérente avec une augmentation de $PiO_{2,out}$. Toutefois, ces $k_L M$ plus élevés proviennent peut-être d'une hypothèse qui s'est avérée fausse pour ces quelques points, par exemple le délai de 15 minutes n'a peut-être pas été assez long pour que le système se stabilise. Dans tous les cas, l'oxygénateur fournit un $k_L M$ semblable ou supérieur à celui évalué sans débit de PFC et cette valeur assure une FiO_2 supérieure à 0.94.

Lorsqu'on observe $k_L M$ en fonction du débit d'O₂ à la figure 4.57, on peut comparer les données expérimentales avec la membrane de 470 trous sans débit de PFC en laboratoire, les données en expérimentations animales et l'approche théorique de Froessling.

kL M en fonction du débit d'O2



Figure 4.57: Comparaison du $k_L M$ en fonction du débit d'O₂

L'incertitude relative est de 5.3 à 12.7 %. Les valeurs des agneaux se comportent sensiblement de la même façon. Les données expérimentales en laboratoire cadrent bien avec celles-ci. L'approche de Froessling a tendance à sous-estimer les valeurs, mais les plages de valeurs et la tendance sont cohérentes avec les données expérimentales. Généralement, plus le débit d' O_2 est élevé, plus la performance est élevée excepté pour les agneaux 11 et 12, où le maximum est à 4 l/min.

Le $k_L M$ minimum sur la figure 4.57 est de 3.66 x 10⁻⁶ m³/s et la valeur maximum est de 6.09 x 10⁻⁵ m³/s, comparativement aux besoins déduits de Costantino (Costantino et Fiore, 1997) de 5 x 10⁻⁷ m³/s et 4 x 10⁻⁷ m³/s pour un sujet de 5 kg. De plus, normalement la quantité de CO₂ a évacuer est de 3.33 x 10⁻⁶ m³/s (Marieb, 1993).

Ainsi, l'oxygénateur serait en théorie nettement supérieur au besoin d'un sujet de 5 kg. L'oxygénateur est également supérieur à la quantité décrite par Marieb (Marieb, 1993).

Les valeurs de k_L *M* obtenus vont typiquement de 1 à 5 x 10⁻⁵ m³/s, ce qui est nettement supérieur aux transferts d'O₂ obtenus avec des oxygénateurs à membranes avec du sang qui vont de 1.16 x 10⁻⁶ à 6.23 x 10⁻⁶ m³/s pour des surfaces d'échanges de 0.8 à 2.5 m² et des volumes de sang de 100 à 340 ml (Federspiel et Henchir, 2004).

L'oxygénateur à membrane est utilisé avec du PFC en VLT et l'index d'efficacité de l'échangeur (équation 2.63) a été évalué (Wolfson et al., 1999) (Tredici et al., 2004). De cet index, on peut déduire des valeurs de $k_L M$ et de constante de temps pour les données de Tredici, mais pas de Wolfson puisqu'il manque certaines informations.

Tredici utilise un oxygénateur à membrane de 1.5 m² avec volume de 190 ml de FC-77, le débit de PFC est de 300 ml/min et celui d'O₂ de 5 l/min. Il mentionne avoir une $P_{CO2,out}$ de l'ordre de 4.8 ± 0.5 mmHg (elle doit être < 10 mmHg) et une $P_{CO2,ext}$ de 0 mmHg. Le terme EEI est en moyenne de 78.0 % ± 0.1 %, on en déduit une $P_{CO2,in}$ de 21.8 mmHg avec l'équation 2.63. Avec ces valeurs, on calcul $k_L M$ avec l'équation 2.62 pour le CO₂. Ainsi, on obtient un $k_L M$ de 1.77 x 10⁻⁵ m³/s, ce qui est inférieur aux performances de l'oxygénateur à bulles avec 4 et 6 l/min d'O₂ qui sont de l'ordre de 3 à 4.2 x 10⁻⁵ m³/s, donc l'oxygénateur à bulles d'Inolivent-4 est plus performant à débit d'O₂ comparable.

4.3.3 La constante de temps

La constante de temps avec débit de PFC calculée selon l'équation 2.60 est présentée à la figure 4.58, l'incertitude relative est de 7.1 à 11.8 %.





Figure 4.58: Comparaison de la constante de temps en fonction du débit de PFC Les constantes de temps diminuent en fonction du débit de PFC, ce qui est cohérent avec

l'équation 2.60.



À la figure 4.59, le débit d'O₂ influence grandement la constante de temps calculée.

Figure 4.59 : Comparaison de la constante de temps en fonction du débit d'O2

L'incertitude relative est 3.0 à 11.1 %. Généralement, plus le débit d'O₂ est élevé plus la constante de temps est faible ce qui signifie que l'oxygénation se déroule plus rapidement. Ceci est cohérent avec les données obtenues sans débit de PFC.

Les constantes de temps en expérimentations peuvent être chiffrées au tableau 4.4.

Tableau 4.4: Constante de tem	ps avec débit de PFC e	n fonction du débit d'O	2 pour chaque agneau
	I		

·	8 1/min	6 l/min	4 l/min	2 1/min	1 l/min	0.5 l/min
Agneau 6		32.7				
Agneau 7						103.3
Agneau 8	15.0	16.8	20.1	31.7		
Agneau 10	32.0	34.7	40.8	52.5		
Agneau 11		31.3	24.9	44.5	49.6	71.4
Agneau 12		31.6	26.4	31.4	37.0	59.7
Agneau 13		30.9	39.2	43.1	48.6	62.4
Agneau 14		25.8	27.1	29.0	36.9	48.5

Généralement, la constante de temps augmente avec la diminution du débit d'O₂. À 6 l/min la constante de temps est d'environ 30 s.

Avec le $k_L M$ déduit des données (section 4.3.2) de Tredici (Tredici et al., 2004) et l'équation 2.60 on déduit une constante de temps de 8.4 s pour un oxygénateur à membrane avec 190 ml de FC-77 et un débit de PFC de 300 ml/min. Cette constante de temps est attribuable au faible volume de 190 ml.

Les résultats avec débit de PFC en expérimentions animales confirment la bonne performance de l'oxygénateur d'Inolivent-4 principalement à partir d'un débit d'O₂ de 4 l/min. Les valeurs concordent avec les valeurs obtenues en expérimentations sans débit de PFC en laboratoire et sont cohérentes avec l'approche théorique. Les valeurs de k_L *M* répondent aux besoins en évacuation du CO₂ de la littérature et sont supérieures aux valeurs disponibles au niveau des oxygénateurs à membrane.

4.4 Impact de l'oxygénateur sur les gaz du sang

L'impact de l'oxygénateur sur les gaz du sang de l'agneau est une étape importante puisqu'elle montre si l'oxygénateur arrive à répondre aux besoins.

4.4.1 Débit d'O₂

L'influence du débit d' O_2 sur la pression partielle d' O_2 dans le sang artériel PaO_2 est présentée à la figure 4.60.



PaO2 en fonction du débit d'O2

Figure 4.60: Comparaison de PaO2 en fonction du débit d'O2

L'effet du débit d' O_2 sur la PaO_2 semble varier selon l'agneau, toutefois les valeurs de PaO_2 se situent au-dessus de la plage recherchée (tableau 3.11) peu importe le débit d' O_2 . À faibles débits, la PaO_2 ne dépasse pas 250 mmHg et à débits plus élevés elle se rend jusqu'à 300 mmHg. Il y a une grande variabilité d'un agneau à l'autre probablement attribuable aux paramètres ventilatoires utilisés et aux différences physiologiques des agneaux.

À la figure 4.61 le débit d'O₂ influence de façon plus importante la $PaCO_2$.

PaCO2 en fonction du débit d'O2





Généralement, plus le débit d'O₂ diminue plus la $PaCO_2$ a tendance à augmenter. Le niveau visé est de 35 à 45 mmHg. À 4 l/min 6 agneaux sur 8 sont sous la barre des 45 mmHg. L'augmentation de la $PaCO_2$ se fait sous 2 l/min.

On peut établir un seuil de constante de temps τ que l'oxygénateur doit avoir pour maintenir une $PaCO_2$ adéquate. L'oxygénateur avec un débit d'O₂ de 2 l/min contient un volume de PFC de 1171.46 ml (tableau 4.1) qui se renouvelle avec le débit de PFC. Si on divise ce volume par le débit de PFC on obtient un temps de renouvellement. Ce temps de renouvellement représente le temps qu'un volume donné passe dans l'oxygénateur. Pour que ce volume donné atteigne 95% (*FiO*₂ de 0.95) de sa valeur finale (*P*_{atm}) on fait l'hypothèse qu'il doit séjourner dans le bulleur 3 fois la constante de temps τ . Ces données se retrouvent dans le tableau 4.5, les agneaux 8 et 10 ne sont pas présentés puisque leurs tests s'arrêtent à 2 l/min.

	÷ .		Débit d'O2 de 2 l/min		Débit d'O ₂ de 1 l/min			Débit d'O2 de 0.5 l/min			
	<i>q_{PFC}</i> .	Ren.	k _{1.} M	31	PaCO ₂	k _{1.} M	37	PaCO2	k _{1.} M	31	PaCO2
			(x 10 ⁻⁵ m ¹ /s)	<u>(s)</u>	(mmHg)	$(x \ 10^{-5} \ m^{3}/s)$	_(s)	(mmHg)	(x 10 ⁻⁵ m ³ /s)	(s)	(mmHg)
Agneau 11 (2.6 kg)	465	151.2	1.86	133.5	45	1.62	148.8	44.5	0.91	214.2	50.7
Agneau 12 (2.5 kg)	448	156.9	3.00 ·	94.2	41.2	2,46	111.0	45.7	1.30	179.1	52.5
Agneau 13 (3.2 kg)	571	123.1	1.76	129.3	48.8	1.50	145.8	57.1	0.97	187.2	67.9
Agneau 14 (3.6 kg)	644	109.1	3.00	87	52.1	2.10	110.7	53.4	1.40	145.5	70.3

Tableau 4.5: Données pour établir un seuil de constante de temps pour maintenir la PaCO2

Les données en gras sont celles où le temps de renouvellement est plus rapide que 3τ , donc où il y a un risque que la $PaCO_2$ augmente puisque le FiO_2 serait sous 95%. Dans les faits, la $PaCO_2$ est au-dessus de 46 mmHg là où le temps de renouvellement est plus rapide que 3τ . Seule exception, l'agneau 14 à 2 l/min où le temps de renouvellement est plus lent que 3τ (87 < 109.1). Le seuil établi semble fournir une bonne approximation et permet d'indiquer le moment où les performances de l'oxygénateur seront insuffisantes. De plus, on remarque que $k_L M$ doit être supérieur à 2.10 x 10^{-5} m³/s pour s'assurer d'avoir une constante de temps adéquate.

Selon les données de Tredici (Tredici et al., 2004), on obtient un temps de renouvellement de 38 s. Avec la constante de temps déduite de 8.4 s, on obtient $3\tau = 25.2$ s ce qui est inférieur au temps de renouvellement, donc l'oxygénateur à membrane devrait maintenir une bonne PaCO₂. Dans les faits, elle se maintient à 44 ± 0.6 mmHg.

Selon ce seuil, on peut ajuster les paramètres pour obtenir la constante de temps adéquate ou ajuster le temps de renouvellement en ajustant le volume de PFC que l'oxygénateur contient. Au tableau 4.6, on peut voir le volume minimum que doit contenir l'oxygénateur selon le débit de PFC et la constante de temps.

rableau 4.0. Volume minimum de FFC selon la constante de temps pour maintenir la FaCO2						
Constante de temps τ (s)	Débit de PFC q _{PFC} (ml/min)	Volume min. de PFC (ml)				
	448	336				
15	700	525				
	912	684				
	448	672				
30	700	1050				
	912	1368				
	448	1008				
45	700	1575				
	912	2052				

Selon le tableau 4.6, si la constante de temps est deux fois plus rapide on peut diminuer le volume de PFC de moitié. Si cette approche est valide, alors on peut déterminer le volume minimum de PFC que l'oxygénateur doit contenir dès la conception.

Pour effectuer une conception, ce processus est itératif puisqu'une diminution du volume de PFC, lorsqu'il y a débit de PFC, entraînera une baisse de constante de temps. Par exemple l'oxygénateur à membrane utilisé par Tredici (Tredici et al., 2004) a une plus petite constante de temps (8.4 s) que l'oxygénateur à bulles qu'on utilise. Ceci est lié à son petit volume de 190 ml puisque son $k_L M$ est inférieur à celui de l'oxygénateur à bulles.

Pour l'ensemble des expérimentations animales, les performances de l'oxygénateur d'Inolivent-4 sont jugées adéquates et sécuritaires avec un débit d'O2 de 4 l/min avec une membrane de 470 trous, ce qui équivaut sans débit de PFC (laboratoire) à une valeur de $k_L M$ de $3.32 \times 10^{-5} \pm 1.31 \times 10^{-5}$ m³/s ou à une constante de temps de 28.4 ± 0.9 s.

Avec débit de PFC (expérimentations animales) cela équivaut à une valeur de $k_L M$ de 3.13 x $10^{-5} \pm 1.00 \text{ x } 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$ ou à une constante de temps de 29.7 ± 8.3 s.

Les performances sont jugées inadéquates en dessous de 2 l/min ce qui équivaut sans débit de PFC à une valeur de $k_L M$ de 1.9 x 10⁻⁵ ± 0.29 x 10⁻⁵ m³/s ou à une constante de temps de 49.8 \pm 1.8 s et avec débit de PFC à une valeur de $k_L M$ de 2.26 x 10⁻⁵ \pm 0.65 x 10⁻⁵ m³/s ou une constante de temps de 38.7 ± 9.4 s.

4.4.2 FiO₂

À l'aide du mélange des gaz, la FiO_2 est variée de façon à diminuer la PaO_2 présentée à la figure 4.62.



PaO2 en fonction de la FiO2

Figure 4.62: Comparaison de PaO₂ en fonction de la FiO₂

En diminuant la FiO_2 , la PaO_2 diminue pour atteindre la valeur visée entre 80 et 100 mmHg (tableau 3.11). Cette valeur est atteinte avec une FiO_2 entre 0.90 et 0.55. La plage de FiO_2 est large puisqu'il y a une grande variabilité de PaO_2 selon l'agneau.

Sur la figure 4.63, on vérifie si la $PaCO_2$ se maintient entre 35 et 45 mmHg, malgré la variation de FiO_2 .

PaCO2 en fonction de la FiO2



Figure 4.63: Comparaison de PaCO₂ en fonction de la FiO₂

La diminution de la FiO_2 n'a pas d'effet marqué sur la $PaCO_2$ et elle se maintient généralement entre 35 et 45 mmHg sauf pour les agneaux 13 et 14 qui oscillent entre 45 et 50 mmHg. Ces agneaux sont plus gros 3.2 et 3.6 kg tandis que les autres sont de 2.5, 2.6 et 2.5 kg.

Il faut également surveiller la saturation en O₂ (SaO2) illustrée à la figure 4.64 qui est le pourcentage d'O₂ fixée sur l'hémoglobine du sang. Elle peut avoir tendance à diminuer avec la FiO_2 .

SaO2 en fonction de la FIO2



Figure 4.64: Comparaison de SaO_2 en fonction de la FiO_2

La SaO_2 diminue à quelques reprises sous les 95 %. L'utilisateur doit être conscient de cet effet possible et doit surveiller la SaO_2 lors d'une baisse de FiO_2 .

4.5 Comportement théorique de l'oxygénateur selon la théorie des bulles

Les équations du cadre théorique peuvent servir à évaluer l'importance des différentes caractéristiques de l'oxygénateur sur ses performances. En évaluant ce comportement théorique, on peut établir des caractéristiques à améliorer lors d'une prochaine conception d'oxygénateur et également commenter sur l'approche théorique utilisée.

À moins d'indications contraires, les valeurs de base utilisées pour les équations théoriques sont un volume de perfluorodecalin de 944 ml à 21°C, un diamètre d'oxygénateur de 0.09525 m, des trous⁵ dans la membrane de 5.72 x 10^{-4} m de diamètre, un débit d'O₂ de 6 l/min, un

⁵ Estimés avec l'équation de Tate et les bulles expérimentales à un débit d' O_2 de 8 l/min avec une membrane de 470 trous et un volume de 944 ml.

débit de PFC nul et une pression atmosphérique de 738 mmHg. L'équation de Tate est utilisée pour évaluer le diamètre des bulles (équation 2.2), suivi de l'équation de Mendelson (équation 2.10) pour obtenir u_B , puisque $Re_B >> 1$ (tableau 4.2). Puisqu'on utilise une membrane flexible, on considère que les bulles de la section II ont le même diamètre que les bulles de la section I et que l'équation de Tate est une bonne première approximation. Pour le calcul de k_L , on utilise Froessling (équation 2.32 et 2.28) ou la théorie de la pénétration (équation 2.37) pour déterminer la borne inférieure et supérieure. Pour le volume d'O₂, la surface d'échange et la constante de temps, les équations suivantes sont utilisées : équation 2.24, équation 2.47 et l'équation 2.52.

L'influence de la température sera évaluée ainsi que celle du diamètre des trous, du débit $d'O_2$, du volume de PFC, du diamètre de l'oxygénateur et des propriétés du PFC (tension superficielle, densité et coefficient de diffusion). Un seul paramètre est varié à la fois, tous les autres sont fixes.

L'équation de Tate pour évaluer le diamètre des trous est présumée une bonne première approximation puisqu'on utilise une membrane flexible et le nombre d'Eötvös est > 0.1. Toutefois, le nombre de Weber n'est pas <<1, il faudrait éventuellement approfondir les autres forces en jeu lors du détachement de la bulle pour s'assurer de la validité de l'équation de Tate. Ceci serait d'autant plus utile si on désire un modèle entièrement théorique, où le diamètre des trous théorique serait établi à l'aide d'une méthode pour membrane flexible (Painmanakul, 2005) et non à partir d'un diamètre de bulle expérimental.

4.5.1 Température

La température influence légèrement le coefficient de diffusion (équation 3.2) ce qui donne un coefficient de transfert de matière de 4.85 x 10^{-5} m/s avec du perfluorodecalin à 21°C (température ambiante) et de 5.03 x 10^{-5} m/s avec du perfluorodecalin à 39°C (température d'expérimentations animales). Cet écart engendre une différence négligeable au niveau de la constante de temps présentée à la figure 4.65. L'équation de Froessling est utilisée.

122



Figure 4.65: Comparaison théorique de la constante de temps à 21°C et à 39°C en fonction du débit d' O_2 La différence est minime, donc on peut affirmer que la température a peu ou pas d'influence théorique sur la constante de temps avec du perfluorodecalin.

Donc dans le cadre de futures recherches, il ne semble pas nécessaire de reproduire les conditions d'expérimentation en chauffant le PFC à 39°C puisqu'on obtient des résultats théoriques similaires à 21°C. La même constatation a été faite avec les données expérimentales. Toutefois, les données expérimentales à 39°C sont moins nombreuses qu'à 21°C.

4.5.2 Diamètre des trous

Pour évaluer l'influence du diamètre des trous, on varie le diamètre des trous de 0.00001 à 0.002 m. L'augmentation du diamètre des trous engendre l'augmentation du diamètre des bulles, du volume d'O₂, une diminution de la surface d'échange, du coefficient de transfert de matière (annexe C) et de $k_L M$ (figure 4.66) Ce qui mène a une augmentation de la constante de temps à la figure 4.67.



Figure 4.66: Comparaison du $k_L M$ théorique en fonction du diamètre des trous



Figure 4.67: Comparaison de la constante de temps théorique en fonction du diamètre des trous La théorie de la pénétration représente la borne supérieure (le meilleur des cas) et l'équation de Froessling la borne inférieure (le pire des cas).Le diamètre des trous, et par conséquent le diamètre des bulles, doit être minimisé pour obtenir le $k_L M$ maximum et ainsi la constante de

temps minimum. Toutefois, les données expérimentales sans débit de PFC montrent que la membrane de 470 est supérieure à celle de 1950 trous, même si elle forme de plus petites bulles. Il faut également noter qu'en pratique dans le cas d'une membrane flexible le diamètre des trous varie en fonction du débit d'O₂ présenté à la section suivante.

4.5.3 Débit d'O₂

Pour évaluer l'influence du débit d' O_2 , il est varié de 0 à 20 l/min. Il ne faut pas perdre de vue qu'avec une membrane flexible le diamètre de trou varie avec le débit d' O_2 , mais qu'il est fixe pour cette analyse.

Le volume d'O₂ et la surface d'échange augmentent avec le débit, tandis que le coefficient de transfert de matière reste stable (sauf pour l'approche de C. & MooYoung) (annexe C). Puisque la surface d'échange augmente, alors $k_L M$ augmente (figure 4.68) ce qui mène à une baisse de la constante de temps à la figure 4.69.



Figure 4.68: Comparaison du $k_L M$ théorique en fonction du débit d'O₂



Figure 4.69: Comparaison de la constante de temps théorique en fonction du débit d'O₂ On remarque qu'il y a un intérêt à venir augmenter le débit pour augmenter la surface d'échange et diminuer la constante de temps. Toutefois, cette augmentation de débit entraîne une augmentation du diamètre de trous et du diamètre de bulles (qu'il fallait minimiser à la section précédente), mais aussi une augmentation de la surface d'échange et une diminution de la constante de temps. Il y probablement un compromis à aller chercher entre le diamètre des trous et le débit d'O₂ à moins qu'un des deux facteurs soit négligeable face à l'autre. Il faut également considérer qu'en pratique un débit plus élevé amène plus de perte de PFC par évaporation, surtout s'il est chauffé. Ces pertes engendrent des coûts et un suivi plus difficile au niveau du volume de PFC présent dans le respirateur.

Si la membrane était rigide, le diamètre des trous pourrait être contrôlé et le débit d' O_2 pourrait être augmenté sans crainte d'augmenter le diamètre des trous. Toutefois, le diamètre des bulles provenant de membranes flexibles est déterminé au moment du détachement et leurs petites tailles les rendent stables aux phénomènes de coalescence et de divisions (Loubière et Hébrard, 2003). Peut-être que le fait que les trous peuvent s'apparenter à des valves qui viennent détacher les bulles de l'écoulement de gaz (Poulsen et Iversen, 1998) offre un avantage sur les membranes rigides. Pour l'instant, les membranes flexibles semblent

adéquates, il resterait à s'assurer de la compatibilité des matériaux avec le PFC pour des fins médicales.

En expérimental, l'augmentation du débit d' O_2 augmente généralement les performances de l'oxygénateur, le débit maximum atteint est de 8 l/min. Le débit d' O_2 pourrait être augmenté avec une conception différente, mais il faut voir si cette stratégie vaut les pertes par évaporation qu'elle engendre.

4.5.4 Volume de PFC

Pour évaluer l'influence du volume de PFC sur l'oxygénateur, il est varié de 1 à 4000 ml.

Le volume d' O_2 et la surface d'échange augmentent avec le volume de PFC, tandis que le coefficient de transfert de matière reste stable (annexe C).

Le $k_L M$ présenté à la figure 4.70 augmente avec le volume de PFC étant donné que la surface d'échange augmente, mais la constante de temps reste stable avec le volume de PFC (annexe C).



Figure 4.70: Comparaison du $k_L M$ théorique en fonction du volume de PFC
On peut affirmer que le volume de PFC a une influence sur la surface d'échange, mais pas sur la constante de temps et par conséquent la rapidité du transfert de matière. Ceci est dû au fait que la constante de temps (équation 2.52) se calcule directement avec le volume de PFC, donc le volume de PFC ne change rien au niveau d'un test sans débit de PFC. Par contre s'il y a un débit de PFC, alors le volume n'a peut-être pas le même effet. Une façon de déterminer le volume de PFC minimum a été présentée dans la section 4.4, il serait intéressant de minimiser le volume de PFC, mais sans trop augmenter les pertes par évaporation.

En résumé, sans débit de PFC, le volume de PFC n'a pas d'importance, toutefois avec un débit de PFC il y a un volume de PFC minimum à respecter qu'il faut établir selon le débit de PFC que le prototype doit permettre et la constante de temps de l'oxygénateur.

Le volume de PFC n'a pas d'influence lorsqu'il n'y a pas de débit de PFC, ce qui vient confirmer que la bonne performance de l'oxygénateur d'Inolivent-3, établie avec les valeurs expérimentales en laboratoire, n'est pas attribuable à son plus petit volume.

4.5.5 Diamètre de l'oxygénateur

Pour évaluer l'influence du diamètre de l'oxygénateur, il est varié de 0.01 à 0.20 m.

Le volume d'O₂ et la surface d'échange diminuent avec l'augmentation du diamètre de l'oxygénateur, ce qui est conséquent avec l'équation 2.24 et 2.47, tandis que le coefficient de transfert de matière reste stable (annexe C). $k_L M$ diminue avec le diamètre de l'oxygénateur à la figure 4.71 ce qui mène à une augmentation de la constante de temps présentée à la figure 4.72. Les diamètres de l'oxygénateur d'Inolivent-3 et d'Inolivent-4 sont reportés approximativement sur les figures.



Figure 4.71: Comparaison du $k_L M$ théorique en fonction du diamètre de l'oxygénateur





Ainsi, il semble préférable de diminuer le diamètre de l'oxygénateur au maximum pour augmenter la surface d'échange. Ce comportement a été vérifié en expérimental où l'oxygénateur d'Inolivent-3 a une constante de temps deux fois plus faible que l'oxygénateur d'Inolivent-4 pour le même débit d'O₂. Le débit d'O₂ doit cependant être maintenu, ce qui peut être parfois limité, par exemple l'oxygénateur d'Inolivent-3 a un débit limité de l à 3 l/min, tandis que l'oxygénateur d'Inolivent-4 peut aller de 0.5 à 8 l/min.

4.5.6 Tension superficielle

Pour évaluer l'influence de la tension superficielle, elle est variée de 0.01 à 0.1 N/m. Le diamètre des bulles augmente tandis que le volume d'O₂, la surface d'échange et le coefficient de transfert de matière (annexe C) diminuent avec la tension superficielle. Il en résulte une diminution de $k_L M$ à la figure 4.73 et une augmentation de la constante de temps à la figure 4.74. Les valeurs de tension superficielle du perfluorodecalin, du FC-77 et de l'eau sont reportées approximativement sur les figures.



Figure 4.73: Comparaison du *k_L M* théorique en fonction de la tension superficielle



Figure 4.74: Comparaison de la constante de temps théorique en fonction de la tension superficielle

Ainsi, il faut opter pour une tension superficielle minimum. Selon le tableau 1.2 les PFC ont tous une tension superficielle près de 0.015 N/m excepté le perflubron avec 0.018 N/m. Selon le tableau 3.1, le perfluorodecalin a une tension superficielle de 0.0176 N/m, le FC-77 a une tension superficielle de 0.013 N/m (3M, 2000b) et selon le tableau 3.7 l'eau a une tension superficielle de 0.072 N/m.

Toutefois, il faut tenir compte que les PFC viennent comme un tout et que la tension superficielle n'est pas la seule caractéristique qui peut influencer les échanges gazeux.

4.5.7 Densité

Le diamètre des bulles diminue avec la densité du PFC. Cette diminution amène une augmentation du volume d'O₂, de la surface d'échange, du coefficient de transfert de matière (annexe C) et de $k_L M$ à la figure 4.75. Les valeurs de densité du perfluorodecalin, du FC-77 et de l'eau sont reportées approximativement sur les figures.



Figure 4.75: Comparaison du $k_L M$ théorique en fonction de la densité du fluide

La constante de temps présentée à la figure 4.76 diminue en fonction de la densité du fluide.



Figure 4.76: Comparaison de la constante de temps théorique en fonction de la densité du fluide Ainsi, il faut opter pour une densité maximale. Selon tableau 1.2 les PFC ont une densité variant de 1760 kg/m³ à 1950 kg/m³, le FC-77 est à 1780 kg/m³. Selon le tableau 3.1, le

perfluorodecalin a une densité de 1917 kg/m³, et selon le tableau 3.7 l'eau a une densité de 1000 kg/m³.

Toutefois, il faut tenir compte que les PFC viennent comme un tout et que la densité n'est pas la seule caractéristique qui peut influencer les échanges gazeux.

4.5.8 Coefficient de diffusion

Pour évaluer l'influence du coefficient de diffusion, il est varié de $1 \ge 10^{-9}$ à $10 \ge 10^{-9}$ m²/s. Le coefficient de transfert de matière (annexe C) et $k_L M$ à la figure 4.77 augmente avec l'augmentation du coefficient de diffusion. Les valeurs coefficient de diffusion de l'O₂ et du CO₂ du perfluorodecalin, du FC-77 et de l'eau sont reportées approximativement sur les figures.



Figure 4.77: Comparaison du $k_L M$ théorique en fonction du coefficient de diffusion

Ces augmentations se traduisent par une diminution de la constante de temps à la figure 4.78.



Figure 4.78: Comparaison de la constante de temps théorique en fonction du coefficient de diffusion

Le PFC utilisé a intérêt à avoir le coefficient de diffusion maximal pour maximiser le transfert de matière, ce qui semble logique. Toutefois, il faut tenir compte que les PFC viennent comme un tout et que le coefficient de diffusion n'est pas la seule caractéristique qui peut influencer les échanges gazeux.

En théorie le PFC devrait idéalement avoir la tension superficielle la plus faible, la densité la plus haute et le coefficient de diffusion le plus élevé, mais cette tendance ne se reflète pas facilement dans les résultats expérimentaux. La preuve est qu'il y a peu de différences entre le FC-77 et le perfluorodecalin au niveau expérimental, même si le FC-77 a un coefficient de diffusion plus élevé, une tension superficielle plus petite et une densité plus élevée.

5 Conclusion

Le comportement théorique d'un oxygénateur à bulles avec du PFC a pu être établi en fonction de ses divers paramètres. Ce comportement a pu être vérifié ou infirmé avec des mesures sans débit de PFC en laboratoire et avec débit de PFC lors d'expérimentations animales. De plus, les impacts de l'oxygénation ont pu être établis en fonction des gaz du sang.

Voici un sommaire des résultats et constats principaux :

- Pour obtenir de petites bulles, il est préférable d'augmenter le nombre de trous.
- Le volume d'O₂ expérimental de l'oxygénateur d'Inolivent-3 rejoint presque celui de l'oxygénateur d'Inolivent-4 malgré son plus petit volume de PFC.
- La surface d'échange se retrouve entre 0.1 et 0.5 m² pour l'oxygénateur d'Inolivent-4 et 0.1 à 0.2 m² pour l'oxygénateur d'Inolivent-3. Comparativement, la surface d'échange pour un oxygénateur à membrane est de l'ordre de 2 m² (Wolfson et al., 1999).
- Les membranes de 470 et 1950 trous sont plus performantes $(k_L M)$ que la membrane de 53 trous et au niveau de $k_L a$, l'oxygénateur d'Inolivent-3 est nettement supérieur.
- Au niveau du coefficient de transfert de matière k_L , l'oxygénateur d'Inolivent-3 est nettement supérieur et la membrane de 470 trous est supérieure à celle de 1950 et celle de 53 trous.
- La diffusion est plus importante dans les oxygénateurs à membrane (Sh de l'ordre de 1 à 10), tandis que la convection est plus importante dans les oxygénateurs à bulles (Sh de l'ordre de 17 à 200).
- Pour améliorer l'oxygénateur, on a intérêt à s'approcher du meilleur des cas avec la théorie de la pénétration qui offre des constantes de temps plus faibles que Froessling.
- Lors d'expérimentations animales les valeurs de $PiO_{2,out}$ se maintiennent entre 700 et 725 mmHg ce qui est comparable à 707 ± 9 mmHg obtenue par Tredici avec un oxygénateur à membrane (Tredici et al., 2004).
- L'oxygénateur en expérimentation animale assure une *FiO*₂ supérieure à 0.94, malgré la variation de débit de PFC.
- Le k_L M minimum en expérimentation animales est de 3.66 x 10⁻⁶ m³/s,

comparativement aux besoins déduits de Costantino (Costantino et Fiore, 1997) de 5 x 10^{-7} m³/s et 4 x 10^{-7} m³/s pour un sujet de 5 kg et à la quantité de CO₂ à évacuer de 3.33 x 10^{-6} m³/s (Marieb, 1993).

- Tredici (Tredici et al., 2004) utilise un oxygénateur à membrane de 1.5 m² avec un volume de 190 ml de FC-77, le débit de PFC est de 300 ml/min et celui d'O₂ de 5 l/min. On obtient un $k_L M$ de 1.77 x 10⁻⁵ m³/s, ce qui est inférieur aux performances de l'oxygénateur à bulles d'Inolivent-4 avec 4 et 6 l/min d'O₂ qui sont de l'ordre de 3 à 4.2 x 10⁻⁵ m³/s, donc l'oxygénateur à bulles d'Inolivent-4 est plus performant à débit d'O₂ comparable.
- L'oxygénateur a un seuil de constante de temps r pour maintenir une PaCO₂ adéquate.
 Selon ce seuil, on peut ajuster les paramètres pour obtenir la constante de temps acceptable ou ajuster le temps de renouvellement avec le volume de PFC que l'oxygénateur contient par itérations.
- Pour l'ensemble des expérimentations animales, les performances de l'oxygénateur d'Inolivent-4 sont jugées adéquates et sécuritaires avec un débit d'O₂ de 4 l/min avec une membrane de 470 trous, ce qui équivaut sans débit de PFC (laboratoire) à une valeur de $k_L M$ de $3.32 \times 10^{-5} \pm 1.31 \times 10^{-5}$ m³/s ou à une constante de temps de 28.4 ± 0.9 s. Avec débit de PFC (expérimentations animales) cela équivaut à une valeur de $k_L M$ de $3.13 \times 10^{-5} \pm 1.00 \times 10^{-5}$ m³/s ou à une constante de temps de 29.7 ± 8.3 s.
- En diminuant la *FiO*₂, la *PaO*₂ diminue pour atteindre la valeur visée entre 80 et 100 mmHg.
- Selon l'approche théorique :
 - Le diamètre des trous, et par conséquent le diamètre des bulles, doit être minimisé pour obtenir le $k_L M$ maximum et ainsi la constante de temps minimum.
 - Le débit d'O₂ doit être maximisé pour augmenter la surface d'échange et diminuer la constante de temps. Il faut toutefois noter qu'en pratique, dans le cas d'une membrane flexible, le diamètre des trous varie en fonction du débit.
 - Il faut diminuer le diamètre de l'oxygénateur au maximum pour augmenter la surface d'échange. Ce comportement a été vérifié en expérimental avec l'oxygénateur d'Inolivent-3. Cette diminution permet également de diminuer

les coûts de fabrication et la quantité de PFC requise pour remplir l'oxygénateur.

• Le PFC devrait avoir la tension superficielle la plus faible, la densité la plus haute et le coefficient de diffusion le plus élevé.

Lors de prochaines études, les éléments suivants devraient être considérés :

- L'équation de Tate sert de première approximation. Un futur modèle plus complet considérant la membrane flexible et toutes les forces non négligeables est pertinent.
- On suppose qu'il n'y a pas de division et de coalescence (d^*) , mais la circulation du liquide est turbulente (Re_L) et les bulles sont ellipsoïdales (figure 4.2). Cette supposition devra être validée plus clairement.
- Les bulles sont généralement en partie immobile (Froessling) et en partie mobile (théorie de la pénétration). Ce sont Re_B , d^* et Re_L qui déterminent quelles corrélations utilisées pour calculer k_L . Toutefois, ces corrélations sont empiriques et ne sont pas nécessairement représentatives des conditions en VLT (conception de l'oxygénateur et fluide utilisé). Une adaptation et une meilleure compréhension des phénomènes permettraient de mieux calculer k_L , particulièrement au niveau des critères d'applicabilité et de l'effet de la gravité versus l'effet de la turbulence. Il faudrait plus de travaux à partir de la base des phénomènes en jeu. Peut-être qu'il faudrait adapter une ou plusieurs corrélations pour tenir compte des conditions de tests et de l'interface des bulles. Ainsi, une courbe théorique pourrait prédire les résultats expérimentaux.
- Les hypothèses simplificatrices au niveau du modèle par compartiment pourraient être revues pour considérer l'évolution de la pression partielle d'O₂ à l'intérieur du compartiment. L'effet de la section annulaire et intérieure pourrait être évalué théoriquement et expérimentalement. De plus, l'oxygénateur pourrait être divisé en plusieurs compartiments pour élaborer de nouvelles solutions par exemple optimiser une section pour évacuer le CO₂ et une autre pour l'oxygénation.
- Un capteur de CO₂ permettrait d'utiliser le « Exchanger Efficiency Index » et de comparer les résultats avec les données de Wolfson (Wolfson et al., 1999).
- Le patron de perçage, la grosseur et la forme des trous, le matériau de la membrane et l'épaisseur de la membrane sont des facteurs qui devraient être étudiés. De plus,

d'autres tests avec différents diamètres d'oxygénateurs pourraient être faits pour valider les résultats de cette étude.

- Les membranes rigides pourraient être explorées, mais pour l'instant la littérature semble favoriser les membranes flexibles.
- L'utilisation future d'un capteur de CO₂ par fluorescence est essentielle pour effectuer le suivi de la pression partielle de CO₂ et valider la performance de l'oxygénateur à bulles en VLT. De plus, un contrôleur pourrait éventuellement régir le taux d'O₂ et de CO₂ directement dans le PFC.
- L'estimation du diamètre des bulles pourrait être revue pour tenter de diminuer l'incertitude propagée à travers les calculs. De plus, l'échantillon pourrait être sur toute la hauteur du bulleur ce qui permettrait de mieux distinguer la section I et II et les phénomènes de division et de coalescence.
- La méthode pour obtenir l'incertitude sur le volume d'O₂ expérimental est visuelle, par conséquent elle pourrait être plus précise.
- Il y a eu moins de séries de tests avec du FC-77 et l'oxygénateur d'Inolivent-3 (tableau 3.10), tandis qu'avec le perfluorodecalin et l'oxygénateur d'Inolivent-4 il y a de nombreuses combinaisons (tableau 3.9). De plus, les résultats des tests du tableau 3.10 n'ont pas été validés lors d'expérimentations animales. Ainsi, les résultats obtenus notamment avec du FC-77, de l'eau, à 39°C et avec l'oxygénateur d'Inolivent-3 mériteraient d'être validés à nouveau pour s'assurer des conclusions.
- Il serait plus prudent d'effectuer un test expérimental ou une simulation pour s'assurer que les performances d'un oxygénateur avec diamètre réduit seraient celles anticipées.
- La variation de PiO_{2 out} entre les agneaux est peut-être attribuable à la variation de P_{atm} (plateau de pression partielle en boucle fermée sans animal) mesurée par le capteur de pression partielle d'O₂ par fluorescence (Fibox 3 LCD, PreSens, Allemagne) (voir annexe A). La précision de la calibration de ce capteur est à étudier.

L'approche théorique liée aux colonnes à bulles développée principalement au niveau du génie chimique est appropriée pour l'étude de l'oxygénateur à bulles en VLT. Toutefois, pour avoir un modèle entièrement théorique il faudrait pouvoir évaluer le diamètre des trous et adapter (ou développer) une équation pour calculer le nombre de Sherwood. Une meilleure

compréhension du nombre de Sherwood et de la turbulence avec un oxygénateur à bulles avec du PFC permettrait de mieux comprendre l'apport du transfert de matière et peut-être les façons de l'accentuer (augmenter Pe, Re_B) et ainsi améliorer les performances de l'oxygénateur.

L'ajout d'un capteur de CO₂ pour le PFC est tout indiqué pour évaluer la pression partielle de CO₂ dans le PFC entrant et sortant de l'oxygénateur, ainsi les pressions partielles d'O₂, de CO₂ et de N₂ (la balance pour obtenir P_{atm}) seraient connues. Il faudrait établir la pression partielle de CO₂ maximum que le PFC inspiré peut contenir.

Pour l'instant au niveau des échanges gazeux, il n'y pas d'éléments qui suggèrent de changer de PFC. Une adaptation du modèle pourrait être éventuellement effectuée pour modéliser les échanges gazeux au niveau des poumons. Ces deux modèles couplés par un troisième modèle de diffusion entre le volume de PFC inséré et le volume de PFC dans l'arborescence des poumons viendraient compléter la modélisation des échanges gazeux en VLT.

Annexe A Fibox 3 LCD, PreSens

La calibration du capteur de pression partielle se fait en deux points (PreSens, 2007). Le premier point est à 0% « air saturation », pour ce faire on bulle du CO₂ dans le PFC jusqu'à la stabilisation de l'angle de phase. Selon le manuel, la stabilisation doit être \pm 0.05, mais dans les faits on obtient généralement une légère oscillation d'environ \pm 0.12.

Le deuxième point est à 100% « air saturation », donc à 20.9 % d'O₂. Les températures des points de calibration doivent être notées ainsi que la pression atmosphérique. Cette même pression atmosphérique doit être utilisée à chaque fois que des mesures seront prises avec cette même calibration, même si la pression atmosphérique ambiante est différente

Puisque la compensation de température intégrée au capteur n'est pas prévue pour des lectures au-delà de 50 % d'O₂, il faut calibrer le capteur à température d'utilisation et ne pas utiliser la compensation. Cette même température doit être utilisée à chaque fois que des mesures seront prises. La calibration doit se faire dans le fluide qui sera utilisé pour s'assurer d'avoir une calibration adéquate.

Une calibration distincte doit être faite pour chaque « oxygen spot » utilisé.

On doit également soustraire la pression de vapeur à la pression atmosphérique pour ensuite multiplier le % O₂ que le capteur fournit en sortie.

Une table des pressions de vapeur pour le perfluorodecalin a été fournie par F2Chemicals :

Tableau A.1: Pression de vapeur (bar) en fonction de la température (°C) pour le perfluorodecalin température (°C). Pression de vapeur (bar)

	ression de vapeur	(Dai)
-40	0.00005	

-40	0.00005
-20	0.0003
` 0	0.0017
10	0.0039
20	0.0068
30	0.0118
40	0.0206
50	0.0353
60	0.0569

70	0.0873
80	0.1314
90	0.1932
100	0.2775
110	0.3903
120	0.5384
130	0.7296
140	0.9699
150	1.269
160	1.635
170	2.076
180	2.602
190	3.221
200	3.943
210	4.779
220	5.74
230	6.839
240	8.091
250	9.512
260	11.121
270	12.938
280	14.976
290	17.201
292	17.53

Expérimentalement, on a remarqué que la pression partielle d' O_2 dans le PFC obtenue avec une FiO_2 de 100% n'est pas nécessairement la pression atmosphérique mesurée avec un baromètre. Il est possible que les oscillations lors de la calibration ou le fait de calibrer avec seulement deux points relativement éloignés d'une pression partielle d' O_2 d'environ 760 mmHg fassent que les lectures près de ces valeurs soient faussées.

Toutefois, on peut prendre la valeur de pression partielle d' O_2 dans le PFC obtenue à saturation, donc avec une FiO_2 de 100% (après plusieurs minutes de bullage à haut débit) comme référence de la pression atmosphérique, même si elle diffère de la vraie pression atmosphérique mesurée (4199, Control Company, États-Unis). Calculée de cette façon, la FiO_2 obtenue dans le PFC versus celle demandée au mélange des gaz correspond (annexe B),

ce qui valide cette pression atmosphérique de référence.

La calibration du capteur PreSens est relativement difficile au niveau de la précision et la fibre optique peut être mal positionnée par rapport à « l'oxygen spot », ce qui peut jouer sur la justesse des lectures de pression partielle.

La constante de temps du capteur est assez lente ($t_{90} < 40s$), mais cela semble adéquat puisque le capteur réagit quasiment instantanément lors d'un test sans débit de PFC. De plus, les données avec débit de PFC ne devraient pas être affectées par cette constante puisqu'on assume un régime permanent.

Toutefois, il n'est pas impossible qu'il y ait un délai causé par la cavité sous la membrane de l'oxygénateur où il reste une quantité de gaz à évacuer avant de passer à travers la membrane.

Il y a généralement une baisse entre la pression atmosphérique obtenue à saturation et la $PiO_{2,out}$ lorsqu'on ventile un agneau. Cette baisse est peut-être due à du CO₂ qui n'aurait pas été évacué et ou du N₂ qui n'aurait pas été évacué ou qui aurait « contaminé » par l'ouverture à l'atmosphère du condenseur connecté à l'oxygénateur. La présence de CO₂ pourrait être vérifiée à l'aide d'un capteur de CO₂ par fluorescence (PreSens, Allemagne) disponible sur le marché depuis récemment.

Valeurs expérimentales lors d'expérimentations animales Annexe B

			T UDVIDE T	1 N A 1	NANA SIN'		alos 101 0	4~~ ~ ~	111111111	ativits anni	antes lag	0 mm-m					
		Débit d'O2	Débit PFC		Éast hinn	PiO2,out	Éast tras	PiO2,in	Éest tunn	KM/dAhit DEC	Écast-bring	ΜM	Écart-hine	Tho	Écad hund	Pa02	PaC02
# Agnesu	u	(l/min)	(ml/min)		crart-type	(mmHg)	- carrype	(mmHg)	ccart-type		Ccall whe	(m^3/s)	Luai t-type	(s)	crart-type	(mmHg)	(mmHg)
	2	9	312.5	96.0	0.03	722.4	10.02									196.8	55.2
Membrane	53	9	350	0:95	0.02	713.19	9.26									233	46.7
Masse (kg)	2.5	9	375	0.95	0.03	718.47	10.31									242	51
Patm (mmHg)	753	9	400	0.94	0.02	709.09	9 03									270	43.5
Psaturation (mmHg)	754.54 ± 9.65	9	425	0.94	0.02	707.94	9.78									297	42.2
		9	450	0.95	0.03	715.82	9.94	580.6	9.36	3.49	0.38	2.619E-05	2.863E-06	32.77	3.42	303	39.2
		4	450	0.94	0.03	707.66	9.97		-							272	36.4
		2	450	0.91	0.03	688.22	10.84									291	37.1

Tableau B.1: Valeurs expérimentales lors d'expérimentations animales (agneau #6)

Tableau B.2: Valeurs expérimentales lors d'expérimentations animales (agneau #7)

		Débit d'O2	Débit PFC		Écart hine	PIO2,out	Écart trine	PiO2,in	Écad tune	KMINANI DEC	Écart trune	¥	Érart hine	Ê	Écathoo	Pa02	PaC02
# Adnesii	-	(l/min)	(ml/min)		Crain-the	(mmHg)	Ecal - type	(mmHg)	Ecal Abe		Eval Abe	(m^3/s)	addi-i maa	(s)		mmHg) {	mmHg)
		9	312.5	96'0	0.02	724.5	8.75								1	75.8	65.4
Membrane	53	9	365	0.95	0.03	718.03	9.23									155.8	57.2
Masse (kg)	2.6	9	415	0.95	0.03	717.99	9.6]	196	49.1
Patm (mmHg)	754	9	470	96.0	0.02	715.95	9.13									274	46
Psaturation (mmHg)	752 ± 10.04	4	470	0.95	0.03	711.18	9.62									228	43.8
		2	470	0.92	0.03	691.29	9.88									229	42.5
		1	470	0.85	0.02	637.94	8.2									195	54.4
		0.5	470	0.74	0.02	557.53	7.31	463.01	3.45	0.49	0.02	3.807E-06	1.711E-07	103.31	1.52	169	59.2

Tableau B.3: Valeurs expérimentales lors d'expérimentations animales (agneau #8)

	1	Débit d'02	Débit PFC	ElO 2 mol	Éant hinn	PiO2,out	Éant truc	PiO2, In	Éant tuna	VS8/4444	Écart trino	ΜX	Écard-brod	e H	écart truc	Pa02	PaC02
# Acreat		(l/min)	(ml/min)		crartype	(mmHg)		(mmHg)	Ecart-type		Ecartrype	(m^3/s)	Ever trype	(s)	contrope (mmHg) (mmHg)
	•	8	785	26.0	0.03	717.92	11.86	572.15	6.35	67.7	0.68	1.019E-04	8.942E-06	9.45	0.92	162	50.9
Membrane	470	8	912	86'0	0.03	719.56	9.68	583	9.21	8.00	0.88	1.216E-04	1.337E-05	7.95	0.93	150	45
Masse (kg)	5.6	8	200	0.95	0.03	702.08	9.35	521.73	10.03	5.22	0.44	6.090E-05	5.148E-06	14.99	1.36	132	46.1
Patm (mmHg)	748	9	200	0.95	0.03	700.5	9.91	533.48	7.49	4.62	0.36	5.393E-05	4.182E-06	16.83	1.40	130	51.3
Psaturation (mmHg)	736.63 ± 11.16	4	200	0.94	0.03	691.77	10.94	520.64	6.53	3.81	0.26	4.451E-05	3.079E-06	20.09	1.33	122	47.7
		2	200	0.89	0.03	659.16	14.64	491.41	4.91	2.17	0.12	2.526E-05	1.398E-06	31.67	1.32	85.1	54.3

<u>Tableau B.4: Valeurs expérimentales lors d'expérimentations animales (agneau #10)</u> 2. Debui pec

		70.b Jiden	DEDIT FLC	EiO3 Mal	Écant hand	Ino,2014	Éant-hina		to art trees	KNIMANI DEC	Érant-tuna	Ξ	Écast hine	2	Écart-hina	ra0z	Lacus	
# Acreau	ę	(l/min)	(ml/min)		Ecart-type	(mmHg)	ccart-type	(mmHg)	Ccart-type		Ecal-type	(m^3/s)	Ecall-lype	(s)		(mmHg)	(mmHg)	
	2	×	300	0.96	0.03	707.44	10.92									161.5	54	
Membrane	470	80	350	0.95	0.02	705.27	9.19									245.5	45	
Masse (kg)	2.5	8	400	0.95	0.02	703.44	8.89									264.3	41.1	
Patm (mmHg)	740	8	450	0.96	0.02	706.92	9.47	590.24	6.39	3.53	0.34	2.649E-05	2.586E-06	32.00	3.07	289.9	35.4	
Psaturation (mmHg)	739.96 ± 8.85	9	450	0.95	0.02	703.88	9.11	586.87	5.61	3.24	0.30	2.432E-05	2.214E-06	34.69	3.09	148.9	40.2	
		4	450	0.94	0.02	696.94	7.59	581.14	7.62	2.69	0.27	2.019E-05	2.011E-06	40.76	3.43	220.6	41.6	
		2	450	0.92	0.02	681	9.23	564.69	5.06	1.97	0.15	1.480E-05	1.146E-06	52.46	2.89	296.8	46.9	
	•																	

i ü	EiO2 -éol	Éast tino	Débit d'O2	Débit PFC	PiO2,out	Éast tino	PiO2,in	Érad hinn	Pa02	PaCO2	SaO2
701		Ecaltrighe	(I/min)	(ml/min)	(mmHg)	Ecaltrippe	(mmHg)	Ecal (-type	(mmHg)	(mmHg)	(%)
0.95	0.93	0.02	8	450	685.44	9.04	572.59	5.18	223.7	40.4	99.3
0.9	0.88	0.02	80	450	653.14	10.17	534.43	4.57	220.1	38.7	99.3
0.85	0.84	0.02	80	450	620.45	8.27	501.69	3.96	199.1	38.3	99.2
0.8	0.79	0.02	8	450	581.15	9.43	462.21	3.89	187.1	39.4	99.0
0.75	0.74	0.02	8	450	547.21	5.82	433.73	9.44	196	39.6	99.1
0.7	0.69	0.02	80	450	511.09	58.5	397.93	4.41	98.86	38.8	96.1
0.65	0.64	0.01	8	450	475.86	4.79	361.15	3.11	120.9	41.4	97.6
0.6	09.0	0.01	8	450	443.06	5.46	327.35	2.9	89.6	39.4	94.7

Tableau B.5: Valeurs expérimentales lors d'expérimentations animales (agneau #11)

		Débit d'O2	Débit PFC		Éand truc	PiO2,out	Éand tuna	PIO2, in	Écont truc		Écart tuno	ΜX	Écart hine	Å	Écat hine	PaO2	PaC02
# Anno2	4	(l/min)	(ml/min)		ccart-type	(gHmm)	Ecart-type ((mmHg)	ccart-type		Ecan-type	(m^3/s)	adda and	(s)		mmHg) (mmHg)
	=	9	312.5	0.95	0.02	709.5	8.36	573.65	10.88	3.63	0.41	1.888E-05	2.143E-06	45.82	4.97	104	44.5
Membrane	470	9	. 365	0.95	0.02	709.37	8.41	585.13	5.44	3.30	0.29	2.010E-05	1.790E-06	42.16	3.71	188.7	48.9
Masse (kg)	2.6	9	415	0.96	0.02	713,94	8.36	594.89	6.83	3.60	0.37	2.493E-05	2.573E-06	34.66	3.48	168.4	42.4
Patm (mmHg)	734	9	464.8	0.96	0.02	717.76	8.25	613.91	6.86	3.56	0.42	2.754E-05	3.233E-06	31.28	3.48	184.7	38.6
Psaturation (mmHg)	746.97 ± 9.21	4	464.8	16.0	0.03	722.81	96.6	605.44	7.24	4.86	0.55	3.763E-05	4.263E-06	24.87	2.62	116.4	43.4
		2	464.8	0.94	0.02	703.95	7.9	600.91	5.61	2.40	0.24	1.855E-05	1.843E-06	44.47	3.28	189.5	45
		1	464.8	0.93	0.02	695.17	7.56	587.16	5.11	2.09	0.18	1.615E-05	1.424E-06	49.63	2.96	199.2	44.5
		0.5	464.8	0.89	0.02	662.61	9.4	563.56	8.54	1.17	0.11	9.096E-06	8.663E-07	71.40	3.67	191.4	50.7

TOZ FIOL FULL Cart-type (mmHg) (m) (m)	C I		É	Débit d'O2	Débit PFC	PiO2,out		PiO2,in	É a ca de cara	PaO2	PaCO2	SaO2
1 0.95 0.02 8 464.8 709.17 8.17 607.49 5.71 185.7 43.5 99 0.9 0.92 0.02 8 464.8 686.59 8.12 578.55 5.63 106.2 41.6 96.5 0.85 0.82 0.02 8 464.8 613.77 6.76 510.25 5.01 97.7 39 96.5 0.85 0.82 0.02 8 464.8 613.77 6.76 510.25 5.01 97.7 39 96.5 0.8 0.77 0.02 8 464.8 578.32 6.48 468.39 3.77 78.4 42.4 92.5 0.75 0.73 0.02 8 464.8 544.91 5.88 432.78 3.58 96.3 40.4 95.8		LIUZ TEEI	Ecan-type	(I/min)	(ml/min)	(mmHg)	Ecan-type	(mmHg)	ccan-type	(mmHg)	(mmHg)	(%)
0.9 0.92 0.02 8 464.8 686.59 8.12 578.55 5.63 106.2 41.6 96.5 0.85 0.82 0.02 8 464.8 613.77 6.76 510.25 5.01 97.7 39 96.5 0.85 0.87 0.02 8 464.8 613.77 6.76 510.25 5.01 97.7 39 96.5 0.8 0.77 0.02 8 464.8 578.32 6.48 468.39 3.77 78.4 42.4 92.5 0.75 0.73 0.02 8 464.8 544.91 5.88 432.78 3.58 96.3 40.4 95.8	1	0.95	0.02	8	464.8	709.17	8.17	607.49	5.71	185.7	43.5	66
0.85 0.82 0.02 8 464.8 613.77 6.76 510.25 5.01 97.7 39 96 0.8 0.77 0.02 8 464.8 578.32 6.48 468.39 3.77 78.4 42.4 92.5 0.75 0.73 0.02 8 464.8 544.91 5.88 432.78 3.58 96.3 40.4 95.8	0.9	0.92	0.02	8	464.8	686.59	8.12	578.55	5.63	106.2	41.6	96.5
0.8 0.77 0.02 8 464.8 578.32 6.48 468.39 3.77 78.4 42.4 92.5 0.75 0.73 0.02 8 464.8 544.91 5.88 432.78 3.58 96.3 40.4 95.8	0.85	0.82	0.02	8	464.8	613.77	6.76	510.25	5.01	97.7	39	96
0.75 0.73 0.02 8 464.8 544.91 5.88 432.78 3.58 96.3 40.4 95.8	0.8	0.77	0.02	80	464.8	578.32	6.48	468.39	3.77	78.4	42.4	92.5
	0.75	0.73	0.02	8	464.8	544.91	5.88	432.78	3.58	96.3	40.4	95.8

Tableau B.6: Valeurs expérimentales lors d'expérimentations animales (agneau #12)

		Débit d'O2	Débit PFC	FIO2 réal	Écart hine	PiO2,out	Écart-tuna	PIO2,In	Érart-tune	KM/déhit DEC	Écartatuna	MX	Écartchune	Ê	frant-trine	Pa02	Paco2
# Anneau	ţ	(I/min)	(ml/min)	10014014		(mmHg)		(mmHg)				(m^3/s)		(s)		mmHg) ((gHmm
	-	9	300	96'0	0.02	716.27	8.93	544.77	4.9	5.81	0.40	2.907E-05	2.016E-06	32.40	2.55	229	47.2
Membrane	470	9	350	96'0	0.02	712.18	9.52	572.97	4.86	4.14	0.33	2.418E-05	1.932E-06	36.79	3.09	266.6	46.5
Masse (kg)	2.5	9	400	0.95	0.02	710.16	1.7	576.07	4.98	3.77	0.31	2.510E-05	2.058E-06	34.75	2.93	269.9	41.4
Patm (mmHg)	735	9	448	0.96	0.02	713.65	8.23	595.6	6.7	3.68	0.38	2.744E-05	2.823E-06	31.62	3.17	292.7	39.2
Psaturation (mmHg)	745.77 ± 9.04	4	448	0.97	0.02	720.23	8.15	599.53	7.25	4.73	0.52	3.529E-05	3.847E-06	26.40	2.68	252.9	38.2
		2	448	0.96	0.02	714.65	8.28	590.46	5.41	3.99	0.37	2.980E-05	2.735E-06	31.39	2.42	271.9	41.2
			448	0.95	0.02	707.09	8.03	579.6	5.71	3.30	0.29	2.461E-05	2.161E-06	36.98	2.49	228.3	45.7
		0.5	448	0.91	0.02	676.11	8.55	557.96	4.92	1.70	0.13	1.266E-05	9.386E-07	59.74	2.79	225.3	52.5
	-												ľ				

FIO2 FiO2 réal Écart-type Tot, im Tot, im Tot, im Tato, im <th< th=""><th></th><th></th><th></th><th></th><th></th><th></th><th></th><th></th><th>_</th><th></th><th></th></th<>									_		
FIO2FIO3FIO2FIO3FIO2FIO3FIO2FIO3FI	5aU2 (%)	99.5	99.2	99.4	99.2	98.8	98.9	98.5	96.5	97.1	95.5
Fio2 Fio2 refe Écart-type Uebit rrut Tota, out Frout, out	mmHg)	42.7	42	43.5	42.7	41	42.7	40.4	44.8	43.9	42.2
FIO2FiO2FiO2FiO2, out (miHg)FiO2, out (mHg)FiO2, out (mHg)FiO2, out 	(mmHg)	241	193.3	212.4	193.8	154	154.4	135.3	96	103.5	90.8
FIO2 FIO2 réel Écart-type Uebit d' (l/min) HOL, iou FIO2, iou Fort-type HU2, iou FOU, iou HU3 FOU, iou	Écart-type	9	5.64	4.34	4.72	3.61	2.84	2.3	2.5	2.35	1.9
FIO2 FIO2 réel Écart-type Uebit d.O. InO., in/min InO., in/min Frout, in/min Frout, in/min Ecart-type 1 0.97 0.03 8 448 720.93 10.37 0.9 0.89 0.02 8 448 720.93 10.37 0.8 0.89 0.02 8 448 592.06 7.11 0.75 0.74 0.02 8 448 553.66 5.95 0.7 0.69 0.02 8 448 553.66 5.95 0.7 0.65 0.02 8 448 57.38 5.98 0.75 0.65 0.02 8 448 57.36 5.95 0.65 0.65 0.01 8 448 5.71 9.71 0.55 0.56 0.01 8 448 447.2 5.71 0.55 0.51 0.01 8 448 4.72 5.71 0.55 0.51 0.01 <td>muzun (mmHg)</td> <td>599.35</td> <td>538.95</td> <td>461.42</td> <td>419.18</td> <td>391.13</td> <td>358.91</td> <td>324.13</td> <td>291.1</td> <td>260.3</td> <td>233.09</td>	muzun (mmHg)	599.35	538.95	461.42	419.18	391.13	358.91	324.13	291.1	260.3	233.09
FiO2 FiO2 réel Écart-type Uebit d.O.2 HOL, Imin Imin <t< td=""><td>Écart-type</td><td>10.37</td><td>8.05</td><td>7.11</td><td>5.95</td><td>5.98</td><td>5.36</td><td>5.71</td><td>4.65</td><td>4.76</td><td>3.83</td></t<>	Écart-type	10.37	8.05	7.11	5.95	5.98	5.36	5.71	4.65	4.76	3.83
FIO2 FiO2 réel Écart-type Lebit d O2 Lebit d O3 (m/min) (m/min) 0.19 0.03 0.03 8 448 448 448 0.75 0.74 0.02 8 448 <td>mmHg)</td> <td>720.93</td> <td>660.65</td> <td>592.06</td> <td>553.66</td> <td>517.38</td> <td>482.68</td> <td>447.2</td> <td>416.75</td> <td>377.84</td> <td>342</td>	mmHg)	720.93	660.65	592.06	553.66	517.38	482.68	447.2	416.75	377.84	342
FIO2 FiO2 réel Écart-type Jebit d.O. 1 0.97 0.03 8 0.9 0.89 0.02 8 0.8 0.79 0.02 8 0.75 0.74 0.02 8 0.75 0.74 0.02 8 0.7 0.69 0.02 8 0.7 0.69 0.02 8 0.7 0.69 0.02 8 0.65 0.65 0.02 8 0.65 0.61 0.01 8 0.65 0.65 0.01 8 0.65 0.61 0.01 8 0.55 0.56 0.01 8 0.55 0.51 0.01 8 0.45 0.01 8 8	(ml/min)	448	448	448	448	448	448	448	448	448	448
FIO2 FIO2 réel Écart-type 1 0.97 0.03 0.9 0.89 0.03 0.8 0.79 0.02 0.75 0.79 0.02 0.75 0.74 0.02 0.75 0.65 0.02 0.65 0.65 0.02 0.65 0.60 0.01 0.55 0.56 0.01 0.55 0.51 0.01 0.55 0.51 0.01 0.56 0.01 0.01 0.56 0.51 0.01 0.55 0.51 0.01 0.51 0.01 0.01	uebit a Uz (l/min)	8	8	8	ω	00	8	80	8	ω	8
FIO2 FIO2 réel 1 0.97 0.9 0.97 0.9 0.97 0.8 0.79 0.75 0.74 0.75 0.74 0.75 0.69 0.75 0.69 0.65 0.65 0.65 0.65 0.55 0.56 0.55 0.56 0.45 0.51	Écart-type	0.03	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.01	0.01	0.01	0.01
FiO2 1 0.9 0.75 0.75 0.75 0.65 0.65 0.55 0.45	FiO2 réel	0.97	0.89	0.79	0.74	0.69	0.65	09.0	0.56	0.51	0.46
	Fi02	1	0.9	0.8	0.75	0.7	0.65	0.6	0.55	0.5	0.45

Tableau B.7: Valeurs expérimentales lors d'expérimentations animales (agneau #13)

	_	2	ø	9	ŝ		80	-	đi	
PaC02	(mmHg)	53.	48.	46.	41.	43.	48.	57.	67.5	
Pa02	(mmHg)	144.7	186.3	185.1	276.3	217.2	170	101.3	129.4	
Écart-true		1.95	2.54	2.87	3.23	3.79	3.13	2.90	2.72	
Tho	(s)	25.96	28.47	32.63	30.92	39.19	43.11	48.57	62.41	
Écart-true		2.367E-06	2.708E-06	2.320E-06	3.036E-06	2.456E-06	1.871E-06	1.459E-06	8.385E-07	
KM	(m^3/s)	3.611E-05	3.128E-05	2.533E-05	2.619E-05	1.928E-05	1.761E-05	1.490E-05	9.749E-06	
Écart-twne		0.37	0.36	0.27	0.32	0.26	0.20	0.15	60'0	
KW/déhit PEC		5.63	4.17	2.98	2.75	2.02	1.85	1.56	1.02	
Écart-tune		4.42	5.68	5.13	6.18	6.95	6.15	5.46	5.75	
PiO2,in	(mmHg)	539.84	577.48	593.16	618.03	624.23	605.81	600.26	575.48	
Écart-tvna		11.15	9.32	9.12	8.79	9.48	9.39	8.74	8.04	
PIO2,out	(mmHg)	725.85	723.81	717.26	721.34	714.38	705.19	697.05	668.28	
Écart-tuno	addrama	0.03	0.03	0.03	0.02	0.03	0.03	0.02	0.02	
CiO2 néal	104 / 441	0.96	0.95	0.95	0.95	0.94	0.93	0.92	0.88	
Débit PFC	(ml/min)	385	450	510	571.2	571.2	571.2	571.2	571.2	
Débit d'O2	(l/min)	9	9	9	9	4	2	1	0.5	
	÷	2	470	3.2	745	758.9 ± 10.6				•
	# Annaali		Membrane	Masse (kg)	Patm (mmHg)	Psaturation (mmHg)				

10.2 F.O.2 T.O.2 Cutrerype (I/min) (m/hgl) Evaluation (m/h 1 0.94 0.03 8 571.2 713 9.19 60 0.9 0.88 0.02 8 571.2 665.08 7.99 54 0.8 0.78 0.02 8 571.2 593.64 6.77 46 0.7 0.68 0.02 8 571.2 593.64 6.77 46 0.7 0.68 0.02 8 571.2 516.55 6.29 39 0.65 0.64 0.02 8 571.2 516.55 6.29 39 0.65 0.64 0.02 8 571.2 484.42 5.79 39	с: С:	EiOn sáol	Éast bíno	Débit d'O2	Débit PFC	PiO2,out	Éocat trino	PiO2,in	Écat hino	PaO2	PaCO2	SaO2
1 0.94 0.03 8 571.2 713 9.19 60 0.9 0.88 0.02 8 571.2 665.08 7.99 549 0.8 0.02 8 571.2 593.64 6.77 46 0.8 0.02 8 571.2 593.64 6.77 46 0.7 0.68 0.02 8 571.2 593.64 6.77 46 0.7 0.68 0.02 8 571.2 516.55 6.29 39 0.65 0.64 0.02 8 571.2 484.42 5.79 39 0.6 0.64 0.02 8 571.2 484.42 5.79 39	201		Ecarreype	(I/min)	(ml/min)	(mmHg)	Ecantribe	(mmHg)	ברמו ו-ואה	(mmHg)	(mmHg)	(%)
0.9 0.88 0.02 8 571.2 665.08 7.99 54 0.8 0.78 0.02 8 571.2 593.64 6.77 46 0.7 0.68 0.02 8 571.2 593.64 6.77 46 0.7 0.68 0.02 8 571.2 516.55 6.29 39 0.65 0.64 0.02 8 571.2 484.42 5.79 39 0.65 0.64 0.02 8 571.2 484.42 5.79 39	1	0.94	0.03	80	571.2	713	9.19	601.33	7.14	101.4	50.7	96
0.8 0.78 0.02 8 571.2 593.64 6.77 46. 0.7 0.68 0.02 8 571.2 516.55 6.29 39. 0.65 0.64 0.02 8 571.2 484.42 5.79 31. 0.65 0.64 0.02 8 571.2 484.42 5.79 31.	0.9	0.88	0.02	80	571.2	665.08	66.7	549.15	4.65	97.8	50.9	95.7
0.7 0.68 0.02 8 571.2 516.55 6.29 39 0.65 0.64 0.02 8 571.2 484.42 5.79 31 0.65 0.64 0.02 8 571.2 484.42 5.79 31	0.8	0.78	0.02	80	571.2	593.64	6.77	467.82	3.94	78.2	48.1	93.1
0.65 0.64 0.02 8 571.2 484.42 5.79 3	0.7	0.68	0.02	œ	571.2	516.55	6.29	398.09	3.23	63.8	49.6	87.9
	0.65	0.64	0.02	Ø	571.2	484.42	5.79	360.9	2.15	52.4	45.6	80.4
0.0 0.03 0.01 0 0 0.1.2 447.20 0.00 32	0.6	0.59	0.01	8	571.2	447.28	5.08	321.88	2.09	50	47.5	77.7

Tableau B.8: Valeurs expérimentales lors d'expérimentations animales (agneau #14)

		Débit d'02	Débit PFC	EIO:	Érad hina	PiO2,out	Écart-trune	Pi02,in	Écart-truno	KW/HÁNIH DEC	Érant-tuno	W	Éraditione	ŝ	Écartation	Pa02	PaC02
# Admeail	14	(I/min)	(ml/min)		Ecant-type	(mmHg)	Crart-type	(mmHg)	crart-type		Ecalerype	(m^3/s)	Crathype	(s)		mmHg)	(mmHg)
	:	9	430	0.97	0.03	723.39	99.66	506.21	4.29	10.641	09.0	7.626E-05	4.281E-06	13.23	0.94	176.2	49.6
Membrane	470	9	505	0.96	0.02	715.8	8.73	541.91	4.92	6.210	0.43	5.227E-05	3.582E-06	18.19	1.43	231	50.3
Masse (kg)	3.6	9	575	0.96	0.02	714.74	9.71	558.94	4.86	5.361	0.40	5.138E-05	3.811E-06	18.11	1.49	236.4	53.6
Patm (mmHg)	745	9	644	0.94	0.02	701.43	5.9	574.64	6.22	2.992	0.26	3.212E-05	2.833E-06	25.76	2.21	268.7	45.3
Psaturation (mmHg)	743.8 ± 9.07	4	644	0.94	0.02	697.22	8.48	563.14	4.52	2.878	0.21	3.090E-05	2.287E-06	27.11	1.80	256.7	51.2
		2	644	0.93	0.03	693.31	10.26	554.24	3.93	2.754	0.19	2.956E-05	2.004E-06	29.03	1.55	229.4	52.1
		1	644	0.91	0.02	676.81	8.06	543.1	4.91	1.996	0.14	2.142E-05	1.475E-06	36.88	1.69	221	53.4
		0.5	644	0.86	0.02	641.54	7.34	507.33	3.56	1.312	0.07	1.409E-05	7.527E-07	48.45	1.47	161.9	70.3

<u>.</u>		9.3	3.6	7.3	7.4	5.1	12
Sa02	(%)	6	6	6	6	ö	б
PaCO2	(mmHg)	49.6	50.3	45.6	48.2	44.6	49
PaO2	(mmHg)	213.4	148.4	109.8	109.2	84.9	69.3
Écart-trino	rcal r-type	5.23	4.04	3.6	2.88	2.64	2.3
PiO2,in	(mmHg)	552.17	488.27	422.59	398.3	365.94	298.61
Éast tinn	Lcart-type	9.58	17.7	6.58	6.81	5.99	5.83
PiO2,out	(mmHg)	705.65	646.71	578.58	541.73	511.23	468.99
Débit PFC	(ml/min)	644	644	644	644	644	644
Débit d'O2	(l/min)	8	8	8	8	Ø	80
Éast hine	LCal L-Lype	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02
EiO2 réal		0.95	0.87	0.78	0.73	0.69	0.63
EiO3	101	ŀ	0.9	0.8	0.75	0.7	0.65

Annexe C Comportement théorique de l'oxygénateur selon la théorie des bulles

C.1 Validation de la diffusion du CO₂ et justifications du critère k_L M

Les bulles sont formées avec de l' O_2 , donc les équations relatives aux bulles doivent utiliser les données de l' O_2 . Par contre, l'échange gazeux implique deux gaz l' O_2 et le CO_2 . On fait l'hypothèse que c'est le gaz qui diffuse le moins rapidement qui va régir l'échange des deux gaz. Pour valider le choix, on peut visualiser tout d'abord sur la figure C.1 la comparaison de la constante de l' O_2 avec le CO_2



Figure C.1: Comparaison théorique de la constante de temps de l'O₂ et du CO₂ en fonction du débit d'O₂

La constante de temps diminue avec le débit d' O_2 et on remarque que la constante de temps de l' O_2 est plus faible que celle du CO_2 , donc le transfert de matière de l' O_2 se fait plus rapidement que le transfert de matière du CO_2 .

Cet effet ne se retrouve pas sur la capacité de diffusion de l' O_2 et du CO_2 présentée à la figure C.2 (l'équation 2.32 de Froessling est utilisée).



Figure C.2: Comparaison théorique de la capacité de diffusion de l'O₂ et du CO₂ en fonction du débit

d'O₂

La capacité de diffusion du CO₂ est supérieure à celle de l'O₂, ce qui est normal puisque la solubilité du CO₂ est plus élevée. Toutefois, la constante de temps n'est pas liée à la solubilité (équation 2.52), elle dépend uniquement du volume de PFC, du coefficient de transfert de matière et de la surface d'échange. Le coefficient de transfert de matière est différent pour l'O₂ et le CO₂, il est dans ce cas-ci de 5.49 x 10⁻⁵ (m/s) pour l'O₂ et de 4.85 x 10⁻⁵ (m/s) pour le CO₂. Cet écart est attribuable à la différence au niveau des coefficients de diffusion. Plus le coefficient de diffusion est faible, plus le coefficient de transfert de matière sera faible. Cette différence se traduit par une légère baisse de la constante de temps avec le CO₂ comparativement à l'O₂.

La capacité de diffusion n'est pas un bon critère pour indiquer la rapidité du transfert de matière (constante de temps). La capacité de diffusion indique qu'il y a une plus grande quantité de CO_2 que d' O_2 qui diffuse, mais la constante de temps indique que c'est la pression partielle d' O_2 qui augmente le plus rapidement. Donc, une augmentation de quantité n'est pas la même chose qu'une augmentation de pression partielle. La quantité de CO_2 augmente plus vite que la quantité d' O_2 , mais c'est la pression partielle d' O_2 qui augmente plus vite que la quantité d' O_2 , mais c'est la pression partielle d' O_2 qui augmente plus vite que la pression partielle CO₂.

Il est plus intéressant de regarder la capacité de diffusion Cdiff sans la notion de solubilité

et ramener ce paramètre à $k_L M$ présenté à la figure C.3 qui est directement lié à la constante de temps.



Figure C.3: Comparaison théorique du $k_L M$ de l'O₂ et du CO₂ en fonction du débit d'O₂ Avec ce paramètre, on remarque que le CO₂ diffuse moins rapidement que l'O₂. Dans le cas présent, le transfert de matière est abordé avec les pressions partielles.

Tous les calculs subséquents se feront avec le coefficient de diffusion du CO_2 et feront références aux pressions partielles et non à la quantité de gaz (concentration).

C.2 Diamètre des trous

Pour évaluer l'influence du diamètre des trous, on varie le diamètre des trous de 0.00001 à 0.002 m. À la figure C.4, l'augmentation du diamètre des trous engendre l'augmentation du diamètre des bulles.



Figure C.4: Évolution du diamètre des bulles théorique en fonction du diamètre des trous

Cette augmentation permet une augmentation de volume d' O_2 (figure C.5) présent dans l'oxygénateur.



Figure C.5: Évolution du volume d'O2 théorique en fonction du diamètre des trous

Toutefois, l'augmentation du volume d' O_2 ne se traduit pas par une augmentation de la surface d'échange, mais plutôt par une diminution visible à la figure C.6 puisque les bulles sont plus grosses.



Figure C.6: Évolution de la surface d'échange théorique en fonction du diamètre des trous

Le coefficient de transfert de matière (figure C.7) et $k_L M$ (figure C.8) suivent la même tendance.







Figure C.8: Comparaison du $k_L M$ théorique en fonction du diamètre des trous

À la figure C.9, la constante de temps augmente avec le diamètre des trous.



Figure C.9: Comparaison de la constante de temps en fonction du diamètre des trous

Le diamètre des trous et par conséquent le diamètre des bulles doit être minimisé pour obtenir le $k_L M$ maximum et ainsi la constante de temps minimum. Il faut toutefois noter qu'en pratique dans le cas d'une membrane flexible le diamètre des trous varie en fonction du débit.

C.3 Débit d'O₂

Pour évaluer l'influence du débit d' $O_{2,}$ il est varié de 0 à 20 l/min. Il ne faut pas perdre de vue qu'avec une membrane flexible le diamètre de trou varie avec le débit d' O_{2} .

À la figure C.10, le volume d'O₂ augmente avec le débit.



Figure C.10: Évolution du volume d'O2 théorique en fonction du débit d'O2

À la figure C.11, la surface d'échange augmente avec le débit.



Figure C.11: Évolution de la surface d'échange théorique en fonction du débit d'O2

Le coefficient de transfert de matière reste stable avec le débit d' O_2 sauf pour la courbe Calderbank & MooYoung qui est rajoutée exceptionnellement sur la figure C.12 puisque c'est la seule équation qui fait intervenir le débit d' O_2 .



Figure C.12: Comparaison du coefficient de transfert de matière théorique en fonction du débit d'O2

Pour Froessling et la théorie de la pénétration $k_L M$, présenté à la figure C.13, augmente avec le débit étant donné l'augmentation de M.



Figure C.13: Comparaison du $k_L M$ théorique basé en fonction du débit d'O₂

À la figure C.14, la constante de temps diminue avec le débit.



Figure C.14: Comparaison de la constante de temps théorique en fonction du débit d'O₂ On remarque qu'il y a un intérêt à venir augmenter le débit pour venir augmenter la surface d'échange et diminuer la constante de temps. Il faut toutefois noter qu'en pratique dans le cas d'une membrane flexible le diamètre des trous varie en fonction du débit.

C.4 Volume de PFC

Pour évaluer l'influence du volume de PFC sur l'oxygénateur, il est varié de 1 à 4000 ml.

Le volume d' O_2 (figure C.15) et la surface d'échange (figure C.16) augmentent avec le volume de PFC.



Figure C.15: Évolution du volume d'O2 théorique en fonction du volume de PFC



Figure C.16: Évolution de la surface d'échange théorique en fonction du volume de PFC

Le coefficient de transfert de matière reste stable avec le volume de PFC. Toutefois $k_L M$ présenté à la figure C.17 augmente avec le volume de PFC étant donné que la surface d'échange augmente.



Figure C.17: Comparaison du $k_L M$ théorique en fonction du volume de PFC

La constante de temps est stable avec le volume de PFC.

On peut affirmer que le volume de PFC a une influence sur la surface d'échange, mais pas sur la constante de temps et par conséquent le transfert de matière des gaz. Ceci est du au fait que la constante de temps (équation 2.52) se calcule directement avec le volume de PFC, donc le volume de PFC ne change rien au niveau d'un test sans débit de PFC. Par contre s'il y a un débit de PFC, alors le volume n'aurait peut-être pas le même effet.

C.5 Diamètre de l'oxygénateur

Pour évaluer l'influence du diamètre de l'oxygénateur, il est varié de 0.01 à 0.30 m.

Le volume d' O_2 (figure C.18) et la surface d'échange (figure C.19) diminuent avec le diamètre de l'oxygénateur.



Figure C.18: Évolution du volume d'O2 théorique en fonction du diamètre de l'oxygénateur





Le coefficient de transfert de matière est stable.

À la figure C.20, $k_L M$ diminue avec le diamètre de l'oxygénateur.



Figure C.20: Comparaison du $k_L M$ théorique en fonction du diamètre de l'oxygénateur

La constante de temps présentée à la figure C.21 augmente avec le diamètre de l'oxygénateur.



Figure C.21: Comparaison de la constante de temps théorique en fonction du diamètre de

l'oxygénateur

Ainsi, il semble préférable de diminuer le diamètre de l'oxygénateur au maximum, pour

augmenter la surface d'échange.

C.6 Tension superficielle

Pour évaluer l'influence de la tension superficielle, elle est variée de 0.01 à 0.1 N/m. Le diamètre des bulles, présenté à la figure C.22, augmente avec la tension superficielle.



Figure C.22: Évolution du diamètre des bulles théorique en fonction de la tension superficielle

Le volume d' O_2 (figure C.23) et la surface d'échange (figure C.24) diminuent avec la tension superficielle.



Figure C.23: Évolution du volume d'O2 théorique en fonction de la tension superficielle



Figure C.24: Évolution de la surface d'échange théorique en fonction de la tension superficielle

À la figure C.25, le coefficient de transfert de matière diminue également légèrement.


Figure C.25: Comparaison du coefficient de transfert de matière théorique en fonction de la tension superficielle

Il en résulte une diminution de $k_L M$ (figure C.26) et une augmentation de la constante de temps (figure C.27).



Figure C.26: Comparaison du $k_L M$ théorique en fonction de la tension superficielle





C.7 Densité

Le diamètre des bulles présenté à la figure C.28 diminue avec la densité du PFC.



Figure C.28: Évolution du diamètre des bulles théorique en fonction de la densité du fluide

Cette diminution amène une augmentation du volume d' O_2 (figure C.29) et de la surface d'échange (figure C.30).



Figure C.29: Évolution du volume d'O2 théorique en fonction de la densité du fluide



Figure C.30: Évolution de la surface d'échange théorique en fonction de la densité du fluide

Le coefficient de transfert de matière (figure C.31) et $k_L M$ (figure C.32) augmente en fonction de la densité du fluide.



Figure C.31: Comparaison du coefficient de transfert de matière théorique en fonction de la densité

du fluide



Figure C.32: Comparaison du $k_L M$ en fonction de la densité du fluide

La constante de temps présentée à la figure C.33 diminue en fonction de la densité du fluide.



Figure C.33: Comparaison de la constante de temps théorique en fonction de la densité du fluide

C.8 Coefficient de diffusion

Pour évaluer l'influence du coefficient de diffusion, il est varié de 1 x 10^{-9} à 10 x 10^{-9} m²/s. Le coefficient de transfert de matière (figure C.34) et $k_L M$ (figure C.35) augmente avec l'augmentation du coefficient de diffusion.



Figure C.34: Comparaison du coefficient de transfert de matière théorique en fonction du coefficient de diffusion



Figure C.35: Comparaison du $k_L M$ théorique basé les équations 2.20 et 3.12 en fonction du coefficient de diffusion

Ces augmentations se traduisent par une diminution de la constante de temps à la figure C.36.



Figure C.36: Comparaison de la constante de temps théorique en fonction du coefficient de diffusion

Le PFC utilisé a intérêt à avoir le coefficient de diffusion maximal pour maximiser le transfert de matière, ce qui semble logique. Toutefois, il faut tenir compte que les PFC viennent comme un tout et que le coefficient de diffusion n'est pas la seule caractéristique qui peut influencer les échanges gazeux.

Bibliographie

3M (2000a). Fluorinert FC-43 Product Information. 4 p.

3M (2000b). Fluorinert FC-77 Product Information. 4 p.

- Alves, S.S., Maia, C.I. et Vasconcelos, J.M.T. (2004). Gas-liquid mass transfer coefficient in stirred tanks interpreted through bubble contamination kinetics. *Chemical Engineering and Processing*, vol. 43, n° 7, p. 823-830.
- Australian and New Zealand College of Perfusionists (2008). Notes in clinical perfusion. In Australian and New Zealand College of Perfusionists. ANZCP, [En ligne]. http://www.anzcp.org/CCP/ccp_notes.htm (Page consultée le 11/21 2008).
- Blanch, H.W. et Clark, D.S. (1996). *Biochemical engineering*. New York, M. Dekker, 702 p. (95037549).
- Calderbank, P.H. et Moo-Young, M.B. (1961). The continuous phase heat and masstransfer properties of dispersions. *Chemical Engineering Science*, vol. 16, n° 1-2, p. 39-54.
- Chisti, Y. (1999). Mass transfer. In Flickinger, M.C. et Drew, S.W., The encyclopedia of bioprocess technology : fermentation, biocatalysis, and bioseparation (p. 1607-1640). New York, John Wiley.
- Clift, R., Weber, M.E. et Grace, J.R. (1978). *Bubbles, drops, and particles*. New York, Academic Press, 380 p. (77-6592).
- Cooney, D.O. (1976). Biomedical engineering principles : an introduction to fluid, heat, and mass transport processes. New York, M. Dekker, 458 p. 2. (Collection Biomedical engineering and instrumentation series). (75-17034).
- Corno, C., Fiore, G.B. et Costantino, M.L. (2004). A Mathematical Model of Neonatal Tidal Liquid Ventilation Integrating Airway Mechanics and Gas Transfer Phenomena. *IEEE transactions on biomedical engineering*, vol. 51, n° 4, p. 604-611.
- Corno, C., Fiore, G.B., Martelli, E., Dani, C. et Costantino, M.L. (2003). Volume controlled apparatus for neonatal tidal liquid ventilation. *ASAIO Journal (American Society for Artificial Internal Organs : 1992)*, vol. 49, n° 3, p. 250-258.
- Costa Gomes, M.F., Deschamps, J. et Menz, D.-. (2004). Solubility of dioxygen in seven fluorinated liquids. *Journal of Fluorine Chemistry*, vol. 125, n° 9, p. 1325-1329.
- Costantino, M.L. et Fiore, G.B. (1997). Liquid ventilation: a mathematical model of gas diffusion in the premature lung. *Medical engineering & physics*, vol. 19, n° 2, p. 157-163.

- Dani, A. (2007). Transfert de masse entre une bulle et un liquide: simulations numériques directes et fluorescence induite par nappe. Thèse de Doctorat, L'Institut National des Sciences Appliqués de Toulouse, France.
- Deckwer, W. (1992). *Bubble Column Reactors*. London, UK, John Wiley and Sons Ltd, 548 p.
- Dias, A.M.A. (2005). *Thermodynamic Properties of Blood Substituting Liquid Mixtures*. Doutor em Engenharia Química, Universidade de Aveiro, Portugal, 1 p.
- Dias, A.M.A., Freire, M., Coutinho, J.A.P. et Marrucho, I.M. (2004). Solubility of oxygen in liquid perfluorocarbons. *Fluid Phase Equilibria*, vol. 222-223, p. 325-330.
- Diffuser Express (2006). Diffuser Express. In Diffuser Express. Diffuser Express, [En ligne]. http://www.diffuserexpress.com/ (Page consultée le 11/21 2008).
- Doig, S.D., Ortiz-Ochoa, K., Ward, J.M. et Baganz, F. (2005). Characterization of Oxygen Transfer in Minitiature and Lab-Scale Bubble Column Bioreactors and Comparison of Microbial Growth Performance Based on Constant kLa. *Biotechnology Progress*, vol. 21, p. 1175-1182.
- F2 Chemical Ltd (2003). F2 Chemical Ltd. *In* F2 Chemical Ltd. [En ligne]. http://www.fluoros.co.uk/data/medical_applications/perfluorodecalin.php (Page consultée le 03/06 2007).
- Federspiel, W.J. et Henchir, K.A. (2004). Lung, Artificial: Basic Principles and Current Applications. *Encyclopedia of Biomaterials and Biomedical Engineering*, p. 910.
- Feng, D.D., Carson, E.R. et International Federation of Automatic Control (2003).
 Modelling and control in biomedical systems 2003 (including biological systems).
 1st édition, Oxford, Published for the International Federation of Automatic Control by Pergamon, 538 p.
- Fridman, V.E. et Osipov, V.P. (1972). Gas-exchange regulation in artificial blood circulation systems. *Biomedical Engineering*, vol. 6, n° 5, p. 272-273, 274, 275, 276.
- Ganong, W.F. (1987). *Review of medical physiology*. 13th édition, Norwalk, Conn., Appleton & Lange, 665 p. (87018856; 14144905).
- Geary, N.W. et Rice, R.G. (1991). Bubble Size Prediction for Rigid and Flexible Spargers. American Institute of Chemical Engineers Journal, vol. 37, n° 2, p. 161-168.
- Goergescu, S. (1999). Évolution d'une bulle: formation à partir d'un orifice et éclatement à la traversée d'une surface libre. Thèse de Doctorat, Institut National Polytechnique de Grenoble et de l'Université "Politehnica" de Bucarest.

Goergescu, S. et Achard, J. (2001). Loi de Tate: analyse critique et restrictions. XVème

Congrès Français de Mécanique, p. 113-120.

- Hexamer, M. et Werner, J. (2003). A Mathematical Model for the Gas Transfer in an Oxygenator. *Modelling and Control in Biomedical Systems 2003*, p. 409-414.
- Hill, E.P., Power, G.G. et Longo, L.D. (1973). Mathematical simulation of pulmonary O2 and CO2 exchange. *The American Journal of Physiology*, vol. 224, n° 4, p. 904-917.

Kaisers, U., Kelly, K.P. et Busch, T. (2003). Liquid ventilation. British journal of anaesthesia, vol. 91, n° 1, p. 143-151.

- Larrabe, J.L., Alvarez, F.J., Cuesta, E.G., Valls-i-Soler, A., Alfonso, L.F., Arnaiz, A., Fernandez, M.B., Loureiro, B., Publicover, N.G., Roman, L., Casla, J.A. et Gomez, M.A. (2001). Development of a time-cycled volume-controlled pressure-limited respirator and lung mechanics system for total liquid ventilation. *IEEE transactions* on bio-medical engineering, vol. 48, n° 10, p. 1134-1144.
- LMNO Engineering Research and Software Ltd (2009). The fluid flow calculations website. *In* LMNO Engineering, Research, and Software, Ltd. [En ligne]. http://www.lmnoeng.com/ (Page consultée le 06/12 2008).
- Loubière, K., Hébrard, G. et Guiraud, P. (2003). Dynamics of Bubble Growth and Detachment from Rigid and Flexible Orifices. *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, vol. 81, p. 499-507.
- Loubière, K. et Hébrard, G. (2003). Bubble formation from a flexible hole submerged in an inviscid liquid. *Chemical Engineering Science*, vol. 58, n° 1, p. 135-148.
- Lowe, K.C. (2003). Engineering blood: synthetic substitutes from fluorinated compounds. *Tissue engineering*, vol. 9, n° 3, p. 389-399.
- Lowe, K.C. (1991). Perfluorochemicals: Blood substitutes and beyond. Advanced Materials, vol. 3, n° 2, p. 87-93.
- Lowe, K.C. (2006). Blood substitutes: from chemistry to clinic. *Journals of Materials Chemistry*, vol. 16, p. 4189-4196.
- Marieb, E.N. (1993). Anatomie et physiologie humaines. Saint-Laurent, Québec, Editions du Renouveau pédagogique, 1014, 9, 2, 20, 33 p.
- Mates vanLobensels, E., Anderson, J.C., Hildebrandt, J. et Hlastala, M.P. (1999). Modeling diffusion limitation of gas exchange in lungs containing perfluorocarbon. Journal of applied physiology (Bethesda, Md.: 1985), vol. 86, n° 1, p. 273-284.
- Matsuda, N. et Sakai, K. (2000). Blood flow and oxygen transfer rate of an outside blood flow membrane oxygenator. *Journal of Membrane Science*, vol. 170, n° 2, p. 153-158.

- McGinnis, D.F. et Little, J.C. (2002). Predicting diffused-bubble oxygen transfer rate using the discrete-bubble model. *Water Research*, vol. 36, n° 18, p. 4627-4635.
- Mendelson, H.D. (1967). The prediction of bubble terminal velocities from wave theory. *AICHE Journal*, vol. 13, n° 2, p. 250-253.
- Misgeld, Berno J. E. (2006). Automatic Control of the Heart-Lung Machine, Ruhr-University Bochum, Euskirchen, Germany.
- Moolman, F.S., Rolfes, H., Merwe, S.W.v.d. et Focke, W.W. (2004). Optimization of perfluorocarbon emulsion properties for enhancing oxygen mass transfer in a bioartificial liver support system. *Biochemical Engineering Journal*, vol. 19, n° 3, p. 237-250.
- Navari, R.M., Rosenblum, W.I., Kontos, H.A. et Patterson, J.L. (1977). Mass transfer properties of gases in fluorocarbons. *Research in Experimental Medicine*, vol. 170, n° 2, p. 169-180.
- O'Brien, R.N., Langlais, A.J. et Seufert, W.D. (1982). Diffusion coefficients of respiratory gases in a perfluorocarbon liquid. *Science (New York, N.Y.)*, vol. 217, n° 4555, p. 153-155.
- Painmanakul, P. (2005). Analyse locale du transfert de matière associé à la formation de bulles générées par différents types d'orifices dans différentes phases liquides Newtoniennes: étude expérimentale et modélisation. I.N.S.A. de Toulouse, Toulouse.
- Painmanakul, P., Loubiere, K., Hebrard, G. et Buffiere, P. (2004). Study of different membrane spargers used in waste water treatment: characterisation and performance. *Chemical Engineering and Processing*, vol. 43, n° 11, p. 1347-1359.
- Poulsen, B.R. et Iversen, J.J.L. (1998). Characterization of gas transfer and mixing in a bubble column equipped with a rubber membrane diffuser. *Biotechnology and bioengineering*, vol. 58, n° 6, p. 633-641.
- Praxair Canada Inc. (2007). Fiche Technique Santé-Sécurité de Praxair Dioxyde de carbone. Canada, 7 p. F-4574-J. (Collection Fiche Technique Santé-Sécurité de Praxair).

PreSens (2007). Instruction Manual Fibox 3 LCD v3. 5 édition, Germany, 82 p.

- Riess, J.G. et Le Blanc, M. (1982). Solubility and transport phenomena in perfluorochemicals relevant to blood substitution and other biomedical applications. *Pure and Applied Chemistry*, vol. 54, n° 12, p. 2383-2406.
- Robert, R. (2003). Optimisation d'un ventilateur liquidien. Mémoire de maîtrise, Université de Sherbrooke, Sherbrooke, Québec, 200 p.

Sanders, D.H. et Allard, F. (1992). Les statistiques: une approche nouvelle. 2e édition,

Canada, Chenelière/McGraw-Hill, 498 p.

- Sekins, K.M., Nugent, L., Mazzoni, M., Flanagan, C., Neer, L., Rozenberg, A. et Hoffman, J. (1999). Recent innovations in total liquid ventilation system and component design. *Biomedical instrumentation & technology / Association for the* Advancement of Medical Instrumentation, vol. 33, n° 3, p. 277-284.
- Sutherland, K.M., Pearson, D.T. et Gordon, L.S. (1988). Independent control of blood gas PO2 and PCO2 in a bubble oxygenator. *Clinical Physics and Physiological Measurement*, vol. 9, n° 2, p. 97-105.
- Tehrani, F.T. (1993). Mathematical analysis and computer simulation of the respiratory system in the newborn infant. *IEEE transactions on bio-medical engineering*, vol. 40, n° 5, p. 475-481.
- Tham, M.K., Walker, R.D. et Modell, J.H. (1973a). Diffusion coefficients of molecular oxygen, molecular nitrogen, and carbon dioxide in fluorinated ethers. *Journal of Chemical & Engineering Data*, vol. 18, n° 4, p. 411-412.
- Tham, M.K., Walker, R.D. et Modell, J.H. (1973b). Physical properties and gas solubilities in selected fluorinated ethers. *Journal of Chemical & Engineering Data*, vol. 18, n° 4, p. 385-386.
- Thompson, R.B. (2006). *Fluorescence sensors and biosensors*. Boca Raton, FL, Taylor&Francis, 394 p. (2005048617).
- Tredici, S., Komori, E., Funakubo, A., Brant, D.O., Bull, J.L., Bartlett, R.H. et Hirschl,
 R.B. (2004). A prototype of a liquid ventilator using a novel hollow-fiber oxygenator
 in a rabbit model. *Critical care medicine*, vol. 32, n° 10, p. 2104-2109.
- Wolfson, M.R., Miller, T.F., Peck, G. et Shaffer, T.H. (1999). Multifactorial analysis of exchanger efficiency and liquid conservation during perfluorochemical liquidassisted ventilation. *Biomedical instrumentation & technology / Association for the Advancement of Medical Instrumentation*, vol. 33, n° 3, p. 260-267.
- Wolfson, M.R., Greenspan, J.S. et Shaffer, T.H. (1998). Liquid-assisted ventilation: An alternative respiratory modality. *Pediatric pulmonology*, vol. 26, n° 1, p. 42-63.