

# **ΠΟΛΥΤΕΧΝΕΙΟ ΚΡΗΤΗΣ**

## **ΤΜΗΜΑ ΜΗΧΑΝΙΚΩΝ ΠΕΡΙΒΑΛΛΟΝΤΟΣ**



### **ΔΙΠΛΩΜΑΤΙΚΗ ΕΡΓΑΣΙΑ**

**«ΕΚΤΙΜΗΣΗ ΤΗΣ ΜΕΤΑΦΟΡΑΣ ΟΞΥΓΟΝΟΥ ΣΕ  
ΠΙΛΟΤΙΚΗ ΔΕΞΑΜΕΝΗ ΑΕΡΙΣΜΟΥ  
ΕΦΟΔΙΑΣΜΕΝΗ ΜΕ ΣΤΑΤΙΚΟΥΣ ΔΙΑΧΥΤΕΣ  
PULSAR»**

**ΓΙΑΝΝΗΣ Μ. ΟΙΚΟΝΟΜΙΔΗΣ**

**ΕΞΕΤΑΣΤΙΚΗ ΕΠΙΤΡΟΠΗ**  
**ΝΙΚΟΣ ΚΑΛΟΓΕΡΑΚΗΣ (επιβλέπων)**  
**ΔΙΟΝΥΣΙΟΣ ΜΑΝΤΖΑΒΙΝΟΣ**  
**ΜΑΡΙΑ ΠΑΠΑΔΑΚΗ**

**Χανιά**  
**Αύγουστος 2002**

# ΠΕΡΙΕΧΟΜΕΝΑ

<b>ΠΡΟΛΟΓΟΣ</b> .....	<b>III</b>
<b>I ΠΕΡΙΛΗΨΗ</b> .....	<b>IV</b>
<b>1 ΥΓΡΑ ΑΠΟΒΛΗΤΑ ΚΑΙ ΑΕΡΟΒΙΑ ΕΠΕΞΕΡΓΑΣΙΑ</b> .....	<b>1</b>
1-1 Υγρά απόβλητα .....	1
1-2 Αερόβια επεξεργασία λυμάτων και σύστημα ενεργού ιλύος.....	3
<b>2 ΜΕΤΑΦΟΡΑ ΜΑΖΑΣ ΑΠΟ ΑΕΡΙΑ ΣΕ ΥΓΡΗ ΦΑΣΗ</b> .....	<b>6</b>
2-1 Ισορροπία φάσεων (Phase Equilibria) .....	6
2-2 Μεταφορά μάζας από αέρια σε υγρή φάση .....	7
<b>3 ΑΕΡΙΣΜΟΣ ΣΕ ΣΥΣΤΗΜΑΤΑ ΕΝΕΡΓΟΥ ΙΛΥΟΣ</b> .....	<b>10</b>
3-1 Περιγραφή συστημάτων αερισμού .....	10
3-1-1 Επιφανειακοί αεριστήρες.....	11
3-1-2 Διαχυτήρες .....	11
3-2 Στατικοί Αεριστήρες.....	12
3-2-1 Στατικός αεριστήρας τύπου Pulsar.....	13
<b>4 ΥΔΡΟΔΥΝΑΜΙΚΗ ΣΥΜΠΕΡΙΦΟΡΑ ΤΩΝ ΣΤΑΤΙΚΩΝ ΔΙΑΧΥΤΩΝ</b> .....	<b>16</b>
4-1 Airlift αντιδραστήρες.....	17
4-1-1 Μορφή ροής (Flow Pattern) .....	19
4-1-2 Χαρακτηριστικές παράμετροι των διφασικών airlift αντιδραστήρων.....	19
4-1-3 Επίδραση λειτουργικών και γεωμετρικών παραγόντων στην υδροδυναμική συμπεριφορά .....	22
4-1-4 Υδροδυναμική συμπεριφορά παρουσία στερεής φάσης .....	25
4-2 Υδροδυναμική Συμπεριφορά Στατικών Διαχυτών .....	26
<b>5 ΜΕΤΑΦΟΡΑ ΜΑΖΑΣ ΔΙΑΛΥΜΕΝΟΥ ΟΞΥΓΟΝΟΥ ΣΤΗΝ ΥΓΡΗ ΦΑΣΗ</b> .....	<b>29</b>
5-1 Γενική διατύπωση ισοζυγίου για το DO.....	29
5-1-1 Ογκομετρικός συντελεστής μεταφοράς οξυγόνου, $k_L a$ .....	32
5-2 Παράγοντες που επηρεάζουν το συντελεστή μεταφοράς $k_L a$ .....	32
5-2-1 Παράγοντες που επηρεάζουν το $a$ .....	33
5-2-2 Παράγοντες που επηρεάζουν το $k_L$ .....	34
5-3-2 Συνηθισμένες συσχετίσεις για το $k_L a$ .....	35
5-3 Μοντελοποίηση της μεταφοράς του DO σε στατικούς διαχύτες... ..	37
5-2-1 Διαίρεση του συνολικού όγκου ελέγχου σε επιμέρους (Compartmentation). ...	37
5-2-2 Εξισώσεις μεταφοράς DO για δυναμικές συνθήκες .....	38
5-3 Παράγοντες που επηρεάζουν τη συγκέντρωση κορεσμού οξυγόνου ( $C^*_{O_2}$ ) .....	42
<b>6 ΜΕΘΟΔΟΛΟΓΙΑ ΓΙΑ ΤΟΝ ΠΕΙΡΑΜΑΤΙΚΟ ΠΡΟΣΔΙΟΡΙΣΜΟ ΤΟΥ <math>k_L a</math> ΣΕ ΠΡΑΓΜΑΤΙΚΕΣ ΣΥΝΘΗΚΕΣ</b> .....	<b>46</b>
6-1 Μέθοδοι σε σταθερές συνθήκες.....	47
6-1-1 Στατική μέθοδος (stationary method) .....	47

6-1-2 Μέθοδος ισοζυγίου μάζας αέριας φάσης (gas balancing method) .....	48
6-2 Δυναμική μέθοδος .....	48
<b>7 ΕΠΙΛΥΣΗ ΔΙΑΦΟΡΙΚΩΝ ΕΞΙΣΩΣΕΩΝ ΚΑΙ ΕΚΤΙΜΗΣΗ ΠΑΡΑΜΕΤΡΩΝ</b> .....	<b>52</b>
7-1 Μοντέλα αλγεβρικών εξισώσεων .....	53
7-1-1 Γραμμική παλινδρόμηση σε αλγεβρικά μοντέλα (linear regression analysis)....	53
7-1-2 Μη γραμμική παλινδρόμηση σε αλγεβρικά μοντέλα (non-linear regression analysis).....	54
7-1-3 Μέθοδος Gauss-Newton για μη γραμμική παλινδρόμηση .....	55
7-2 Μοντέλα διαφορικών εξισώσεων .....	55
<b>8 ΧΩΡΟΣ ΔΟΚΙΜΩΝ ΚΑΙ ΔΙΑΔΙΚΑΣΙΑ ΕΚΤΕΛΕΣΗΣ</b> .....	<b>59</b>
8-1 Η Δεξαμενή αερισμού και ο εξοπλισμός της .....	59
8-2 Δυναμική συμπεριφορά του ηλεκτροδίου οξυγόνου .....	60
8-3 Διαδικασία Εκτέλεσης Μετρήσεων .....	63
8-3-1 Πρώτο πείραμα .....	63
8-3-2 Δεύτερο πείραμα .....	63
8-3-3 Τρίτο – τέταρτο πείραμα .....	64
<b>9 ΑΠΟΤΕΛΕΣΜΑΤΑ – ΣΥΜΠΕΡΑΣΜΑΤΑ</b> .....	<b>70</b>
9-1 Αποτελέσματα .....	70
9-1-1 Σχολιασμός πειραματικών αποτελεσμάτων .....	70
9-2 Συμπεράσματα .....	73
<b>10 ΒΙΒΛΙΟΓΡΑΦΙΑ</b> .....	<b>85</b>
<b>II ΠΑΡΑΡΤΗΜΑ</b> .....	<b>87</b>

## ΠΡΟΛΟΓΟΣ

Η παρούσα διπλωματική εργασία εκπονήθηκε κατά το εαρινό εξάμηνο Φεβρουαρίου-Ιουνίου 2002 στο τμήμα Μηχανικών Περιβάλλοντος του Πολυτεχνείου Κρήτης με επιβλέποντα καθηγητή τον κ. Ν. Καλογεράκη, διευθυντή του εργαστηρίου Βιοχημικής Μηχανικής και Περιβαλλοντικής Βιοτεχνολογίας.

Το πειραματικό μέρος της εργασίας διενεργήθηκε στις εγκαταστάσεις επεξεργασίας λυμάτων της βιομηχανικής περιοχής του Ηρακλείου Κρήτης (εγκαταστάσεις ΕΤΒΑ).

Ευχαριστώ θερμά τον επιβλέποντα καθηγητή κ. Ν. Καλογεράκη που μου ανέθεσε την εργασία και με υπομονή με καθοδήγησε προτείνοντάς μου πάντα λύσεις στα προβλήματα που προέκυπταν. Η στενή του παρακολούθηση καθ' όλη τη διάρκεια εκπόνησης της εργασίας ήταν καθοριστική.

Ευχαριστίες θα ήθελα επίσης να απευθύνω στον κ. Α. Χουρδάκη, Χημικό Μηχανικό, υπεύθυνο της ΕΤΒΑ για τη μονάδα επεξεργασίας λυμάτων της βιομηχανικής περιοχής του Ηρακλείου, για την επίβλεψη των πειραματικών μετρήσεων και την παροχή πληθώρας συμβουλών και δεδομένων χωρίς τα οποία δεν θα ήταν εφικτή η πραγματοποίηση της εργασίας.

Ευχαριστώ τέλος τον κ. Δ. Μαντζαβίνο (τμήμα Μηχανικών Περιβάλλοντος, Πολυτεχνείο Κρήτης) και την κ. Μ. Παπαδάκη (τμήμα Χημικών Μηχανικών - University of Leeds) για την προθυμία τους και το χρόνο που διέθεσαν για να εξετάσουν την παρούσα διπλωματική εργασία.

# I

## ΠΕΡΙΛΗΨΗ

Στην αερόβια επεξεργασία υγρών αποβλήτων σημαντικό ρόλο για την επίτευξη καλής λειτουργίας της διεργασίας παίζει η ικανότητα οξυγόνωσης των λυμάτων καθώς το οξυγόνο είναι απαραίτητο για την βιοαποδόμηση του οργανικού φορτίου από τους μικροοργανισμούς. Η ικανότητα αυτή αξιολογείται με το συνολικό συντελεστή μεταφοράς οξυγόνου  $k_L a$ .

Σκοπός της εργασίας είναι η εκτίμηση του  $k_L a$ , της χωρικά μέσης συγκέντρωσης κορεσμού του  $DO$   $C^*_{O_2}$  και του ρυθμού κατανάλωσης διαλυμένου οξυγόνου από τους μικροοργανισμούς  $q_{O_2 \chi}$  σε πραγματικές συνθήκες με κύριο χαρακτηριστικό τις υψηλής συγκέντρωσης οργανικού φορτίου και βιομάζας. Έγιναν τρία πειράματα σε πιλοτική δεξαμενή δοκιμών εφοδιασμένη με στατικούς διαχύτες Pulsar 7 και 10 στοιχείων με διπλό πτερύγιο εκτροπής και για την εκτίμηση των προαναφερόμενων παραμέτρων εφαρμόστηκε η δυναμική μέθοδος. Τα αποτελέσματα συγκρίθηκαν με αυτά που προέκυψαν από εφαρμογή της μεθόδου παλιότερα για μικρές συγκεντρώσεις βιομάζας.

Τα πειραματικά αποτελέσματα δεν ήταν ικανοποιητικά και η εκτίμηση των παραμέτρων αναξιόπιστη κυρίως όσον αφορά τις τιμές της  $C^*_{O_2}$  που εμφανίστηκαν υπερτιμημένες. Οι εκτιμώμενες παράμετροι και οι συγκεντρώσεις της βιομάζας ( $VSS$ ) και των αιρούμενων στερεών ( $MLSS$ ) για κάθε πείραμα και για τις μετρήσεις αναφοράς παρατίθενται στον Πίνακα I. Το βασικό συμπέρασμα για την εφαρμογή της δυναμικής μεθόδου, και μετά τη σύγκριση με τα πρώτα πειραματικά αποτελέσματα, είναι ότι δεν είναι έγκυρη και επαναλήψιμη σε συνθήκες υψηλών συγκεντρώσεων οργανικού φορτίου και βιομάζας γιατί αναπτύσσονται υψηλοί και μεταβαλλόμενοι ρυθμοί κατανάλωσης. Αυτό οφείλεται κύρια στη βιοκροκίδωση που συνοδεύει την υψηλή συγκέντρωση της βιομάζας και η οποία ήταν έντονη από τα πρώτα κίολας λεπτά από την έναρξη της διαδικασίας εφαρμογής της μεθόδου.

Επίσης έγινε προσπάθεια να μοντελοποιηθεί η μεταφορά του διαλυμένου οξυγόνου σε λύματα αεριζόμενα με τους συγκεκριμένους διαχύτες για δυναμικές συνθήκες, δεδομένου ότι η υδροδυναμική συμπεριφορά και η

μεταφορά μάζας παρουσιάζουν διαφορές σε διακριτά τμήματα του συστήματος. Ως όγκος ελέγχου επιλέχθηκε ένας στατικός διαχύτης και η ροή που ανακυκλώνεται μέσα και γύρω από αυτόν. Η μοντελοποίηση βασίστηκε στη διαίρεση του συνολικού όγκου ελέγχου σε επιμέρους που συνδέονται μεταξύ τους σε σειρά. Η υδροδυναμική συμπεριφορά των εργαστηριακών airlift βιοαντιδραστήρων θεωρήθηκε ως πρότυπο και πάνω σε αυτή τη βάση έγινε μια μικρή επισκόπηση (review) των υδροδυναμικών χαρακτηριστικών τους με επιλογές από βιβλιογραφία. Ελλείπει πειραματικών μετρήσεων δεν ήταν δυνατή η επαλήθευση του μοντέλου.

**Πίνακας Ι:** Εκτίμηση παραμέτρων για τα τέσσερα τεστ και συγκεντρώσεις βιομάζας και στερεών

Αρ. τεστ	MLSS (mg/L)	VSS (mg/L)	$q_{O_2 \times V}$ (mg/L/min)	$k_L a$ ( $\text{min}^{-1}$ )	$C^*_{O_2}$ (mg/L)
1(παλιό)	5667	3687	0,0807	0,125	9,203
2	9500	6300	0,852	0,0755	15,073
3	10600	7400	0,56	0,044	16,798
4	10600	7400	0,56	0,128	7,87

# 1

## ΥΓΡΑ ΑΠΟΒΛΗΤΑ ΚΑΙ ΑΕΡΟΒΙΑ ΕΠΕΞΕΡΓΑΣΙΑ

### 1-1 Υγρά απόβλητα

Κάθε κοινότητα παράγει στερεά και υγρά απόβλητα. Το υγρό μέρος των αποβλήτων - τα λύματα (wastewater) - είναι ουσιαστικά το υγρό απόθεμα της κοινότητας αφού μολυνθεί από διάφορες χρήσεις. Από την οπτική γωνία της πηγής, τα λύματα ορίζονται ως ο συνδυασμός των υγρών ή περιεχόντων νερό αποβλήτων από κατοικίες, εμπορικές και βιομηχανικές εγκαταστάσεις.

Αν τα λύματα συσσωρεύονται ανεπεξέργαστα στην πηγή παραγωγής τους, η αποδόμηση του οργανικού υλικού τους ενδέχεται να οδηγήσει στην παραγωγή μεγάλων ποσοτήτων δύσοσμων αερίων. Επιπλέον, τα ανεπεξέργαστα λύματα είναι φορείς παθογόνων μικροοργανισμών που πλήττουν την ανθρώπινη εντερική χώρα, ενώ περιέχουν θρεπτικά συστατικά που διεγείρουν την ανάπτυξη φυτικής βλάστησης με ενδεχόμενη παρουσία τοξικών συστατικών [1]. Για τους παραπάνω λόγους η άμεση απομάκρυνση των υγρών αποβλήτων από την πηγή σε συνδυασμό με την επεξεργασία και διάθεσή τους και πιθανή επαναχρησιμοποίησή τους δεν είναι μόνο επιθυμητή αλλά και αναγκαία στη βιομηχανική κοινωνία.

Ο επιστημονικός κλάδος που ασχολείται με την επίλυση των προβλημάτων από την υγρή ρύπανση είναι η επιστήμη υγρών αποβλήτων (wastewater engineering). Το κύριο ερώτημα που τίθεται στον μηχανικό υγρών αποβλήτων είναι ποιοι μολυντές πρέπει να απομακρυνθούν από τα λύματα και σε ποιο βαθμό για την προστασία του περιβάλλοντος και την ασφαλή διάθεσή τους σε υγρούς αποδέκτες ή τη γη. Η απάντηση βρίσκεται στην ιδιομορφία της κάθε υπό εξέταση περίπτωσης.

Η επεξεργασία που μπορούν να υποστούν τα υγρά απόβλητα διακρίνεται σε πρωτοβάθμια, δευτεροβάθμια και τριτοβάθμια και σε αυτές εμπλέκεται πληθώρα φυσικών, χημικών και βιολογικών διεργασιών. Η πιο συχνή και συστηματοποιημένη διαδικασία εκτέλεσης των παραπάνω τριών σταδίων

επεξεργασίας των λυμάτων είναι τα συμβατικά ή μηχανικά συστήματα επεξεργασίας (μονάδες επεξεργασίας λυμάτων) όπου οι διεργασίες συντελούνται διαδοχικά και σε διαφορετικούς, σε σειρά αντιδραστήρες ή δεξαμενές με επιταχυνόμενους ρυθμούς σε σχέση με τους φυσικούς.

Η πρωτοβάθμια επεξεργασία περιλαμβάνει απλές φυσικές διεργασίες όπως είναι ο εσχαρισμός, η επίπλευση, η διήθηση, η χρήση λιποσυλλεκτών και αμμοσυλλεκτών. Σκοπός της πρωτοβάθμιας επεξεργασίας είναι η απομάκρυνση με φυσικό τρόπο αιωρούμενων στερεών.

Η δευτεροβάθμια επεξεργασία των αποβλήτων διακρίνεται σε αερόβια και αναερόβια. Σκοπός της επεξεργασίας αυτής είναι η διάσπαση των οργανικών ουσιών από τους μικροοργανισμούς παρουσία ή απουσία οξυγόνου. Η αναερόβια επεξεργασία χρησιμοποιείται κυρίως για τη χώνευση λάσπης που προέρχεται από τα αερόβια συστήματα βιολογικής επεξεργασίας και για την επεξεργασία βιομηχανικών λυμάτων με υψηλό βιολογικό φορτίο δηλαδή για απόβλητα με  $COD > 4000 \text{ mg/L}$ . Το πλεονέκτημα της αναερόβιας επεξεργασίας είναι η χαμηλή παραγωγή λάσπης. Κατά την αναερόβια επεξεργασία η αποδόμηση των οργανικών ουσιών από τη βιομάζα γίνεται σε δύο στάδια. Στο πρώτο τα βακτήρια που παράγουν οξέα διασπούν τους υδατάνθρακες, πρωτεΐνες, λίπη σε οργανικά οξέα και αλκοόλες και στο δεύτερο στάδιο τα παράγωγα αυτά χρησιμοποιούνται από τα μεθανογενή βακτήρια και παράγεται μεθάνιο και διοξείδιο του άνθρακα.

Η αερόβια επεξεργασία αποτελεί τη συνηθέστερη μορφή δευτεροβάθμιου καθαρισμού. Είναι πολύ ταχύτερη από την αναερόβια και δίνει τελική απορροή αποδεκτή για απευθείας διάθεση στο περιβάλλον. Η λειτουργία συστημάτων αερόβιας επεξεργασίας βασίζεται στην ανάμιξη του υγρού αποβλήτου με κατάλληλες καλλιέργειες αερόβιων μικροοργανισμών, σε κατάλληλους αεριζόμενους βιοαντιδραστήρες όπου τα διαλυτά και κολλοειδή ρυπαντικά φορτία του αποβλήτου εκφρασμένα σαν BOD, ολικό άζωτο, ολικός φώσφορος κ.α. βιομετατρέπονται σε προϊόντα εύκολα διαχωριζόμενα από την υγρή φάση. Τα προϊόντα αυτά είναι  $CO_2$ ,  $N_2$  και νέα κυτταρική μάζα. Οι πιο συνηθισμένες μέθοδοι αερόβιας βιολογικής επεξεργασίας που συναντούμε σε μονάδες επεξεργασίας λυμάτων είναι οι αεριζόμενες δεξαμενές, τα βιολογικά φίλτρα, οι βιόπυργοι, οι περιστρεφόμενοι βιολογικοί δίσκοι και οι μέθοδοι ενεργούς ιλύος.

Κατά την επεξεργασία των βιομηχανικών και αστικών αποβλήτων παράγεται εκτός από την τελική ροή και λάσπη η οποία ανάλογα με την ποιότητα του αποβλήτου και τη μέθοδο επεξεργασίας μπορεί να χαρακτηρίζεται ως βιολογική ή χημική. Οι λάσπες ανάλογα με την πρόελευσή τους χαρακτηρίζονται ως πρωτοβάθμιες και είναι αυτές που δεν έχουν υποστεί καμία επεξεργασία, δευτεροβάθμιες οι οποίες έχουν υποστεί κάποιο βαθμό αερόβιας ζύμωσης (χούμος, ενεργός ιλύς) κατά τη διάρκεια της βιολογικής επεξεργασίας και οι αναερόβιες που προέρχονται από την αναερόβια χώνευση. Η κυριότερη προσπάθεια από την επεξεργασία λάσπης εντοπίζεται στην αφαίρεση του νερού ούτως ώστε να μειωθεί ο όγκος της πριν την τελική



απόρριψή της διότι το κόστος μεταφοράς της από τη βιομηχανία προς τους χώρους απόρριψης πολλές φορές μπορεί να είναι σημαντικό. Οι πλέον διαδεδομένοι μέθοδοι επεξεργασίας λάσπης είναι η συμπύκνωση, η αφυδάτωση, η βελτίωση λάσπης, η χημική σταθεροποίηση και η καύση [2].

## 1-2 Αερόβια επεξεργασία λυμάτων και σύστημα ενεργού ιλύος

Η διεργασία ενεργούς ιλύος είναι βασική μέθοδος αερόβιας επεξεργασίας υγρών αποβλήτων για δευτεροβάθμια επεξεργασία σε μονάδες επεξεργασίας λυμάτων. Το οργανικό υλικό εισάγεται στον αντιδραστήρα όπου επικρατεί σε αιώρηση μια αερόβια βακτηριακή καλλιέργεια. Το περιεχόμενο του αντιδραστήρα ονομάζεται επίσης ανάμικτο υγρό (mixed liquor). Η αερόβια διεργασία μπορεί να περιγραφεί με την ακόλουθη γενική εξίσωση:

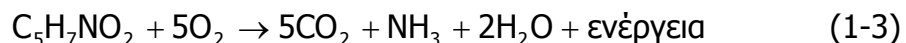


Η βιολογική οξειδωση του οργανικού φορτίου έχει σαν σκοπό την παραγωγή της απαραίτητης ενέργειας για την σύνθεση νέας βιομάζας. Απουσία φορτίου, τα κύτταρα αναπνέουν ενδογενώς παράγοντας αέρια προϊόντα και ένα υπόλοιπο ενέργειας απαραίτητο για τη διατήρησή τους. Στοιχειομετρικά οι δυο αυτές διαδικασίες εκφράζονται ως εξής:

### Σύνθεση



### Ενδογενής αναπνοή (αυτοοξειδωση)



Στις παραπάνω εξισώσεις το COHNS αντιπροσωπεύει το οργανικό φορτίο και το C<sub>5</sub>H<sub>7</sub>NO<sub>2</sub> τη βιομάζα.

Τα πιο συνηθισμένα βακτήρια στην ενεργό ιλύ είναι τα μέλη των γενών *Pseudomonas*, *Zoogloea*, *Achromobacter* *Nocardia* *Flavobacterium* κ.α. και τα νιτροδοποιητικά και νιτροποιητικά βακτήρια *Nitrosomonas* και *Nitrobacter* που είναι υπεύθυνα για την οξειδωση της αμμωνίας σε νιτρώδη και νιτρικά. Ενώ τα βακτήρια είναι οι μικροοργανισμοί που ουσιαστικά διασπούν το οργανικό φορτίο, επίσης σημαντικές είναι οι λειτουργίες μικροοργανισμών όπως τα πρωτόζωα που τρέφονται με βακτήρια [1].

Το πιο σημαντικό χαρακτηριστικό της διεργασίας ενεργούς ιλύος είναι ο σχηματισμός βιοκροκιδών ή τολυπών (flocs) που αποτελούνται από βλεννώδη

συσσωματώματα βιομάζας (βακτήρια, πρωτόζωα, μύκητες) οργανικών (ίνες, κόκκοι αμύλου) και ανόργανων στερεών συστατικών (ανθρακικά, φωσφορικά άλατα, υδροξείδια μετάλλων). Οι τολύπες περιλαμβάνουν ένα πυκνό πυρήνα και λιγότερο πυκνά άκρα, είναι μη κανονικής μορφής με διάμετρο 50-300μm και ειδικό βάρος λίγο μεγαλύτερο του 1. Το εσωτερικό τμήμα αποτελείται ως επί το πλείστον από ανόργανο υλικό και νεκρό οργανικό. Οι ακραίες περιοχές αντιπροσωπεύουν τους ενεργούς μικροοργανισμούς οι οποίοι είναι ενσωματωμένοι σε μια βλενώδη μήτρα. Ενεργά στη διεργασία του καθαρισμού συμμετέχουν τα μέρη εκείνα μιας τολύπης στα οποία είναι δυνατό να διεισδύσουν τα διαλυμένα οργανικά συστατικά και το οξυγόνο μέσω μοριακής διάχυσης.

Τα αίτια για τη δημιουργία της τολύπας δεν είναι πλήρως διερευνημένα. Γνωστή όμως είναι η ικανότητα μικροοργανισμών για παραγωγή εξωκυτταρικών πολυμερών (ετεροπολυσακχαρίτες, εξωένζυμα), μέσω των οποίων ευνοείται η συσσωμάτωση ή η προσρόφηση σε αδρανείς επιφάνειες. Πιθανότατα μια μείωση της προσφοράς υποστρώματος είναι η αιτία της δημιουργίας βλενώδων ουσιών στον εξωκυτταρικό χώρο. Σε κατάσταση λοιπόν πείνας εκκρίνονται πολυμερή, τα οποία συντίθενται από διάφορα αποθηκευτικά συστατικά προηγούμενων φάσεων πλούσιας τροφικής προσφοράς. Ιδιαίτερα ευνοϊκά επιδρά μια ευνοϊκή αλλαγή μεταξύ ανάπτυξης (με σχηματισμό αποθεματικών υλικών) και πείνας. Άλλο αποτέλεσμα της ιδιαίτερα στενής επαφής μεταξύ ειδών στις τολύπες είναι η ανοικοδόμηση συμβιωτικών σχέσεων και ανταλλαγή γενετικού υλικού [3].

Στα συστήματα ενεργού ιλύος μπορούν λοιπόν να επικρατήσουν μόνο οι μικροοργανισμοί που σχηματίζουν καθιζάνουσες κροκίδες ή είναι προσκολλημένοι σε αυτές, ή τις χρησιμοποιούν ως χώρο διαβίωσης.

Ο πιο σημαντικός παράγοντας για την επιτυχή λειτουργία ενός συστήματος ενεργούς ιλύος είναι η μεταφορά οξυγόνου. Το 50% περίπου της ισχύος που καταναλώνεται για τη λειτουργία μιας εγκατάστασης καταναλώνεται για τη μεταφορά του οξυγόνου. Αν δεν υπάρχει διαλυμένο οξυγόνο στο υγρό απόβλητο επαρκές για τη δράση των μικροοργανισμών η αερόβια επεξεργασία δεν επιτυγχάνει υψηλό ποσοστό απομάκρυνσης του οργανικού φορτίου. Αν αντιθέτως το διαλυμένο στην υγρή φάση οξυγόνο είναι επαρκές, το σύστημα λειτουργεί σε υψηλές αποδόσεις καθαρισμού ακόμα και αν καμία άλλη παράμετρος δεν είναι ικανοποιητική. Το αερόβιο περιβάλλον στον αντιδραστήρα ενεργούς ιλύος επιτυγχάνεται με τη χρήση διαχεόμενου ή μηχανικού αερισμού που επίσης αναδεύει το ανάμικτο υγρό.

Τέλος άλλη σημαντική παράμετρος λειτουργίας στον αντιδραστήρα ενεργούς ιλύος είναι η επανακυκλοφορία της ιλύος από τη δευτεροβάθμια δεξαμενή καθίζησης με σκοπό την τροφοδοσία της αερόβιας διεργασίας με βιομάζα. Για το σκοπό αυτό απαιτείται μια κατά δυνατότητα βέλτιστη ικανότητα καθίζησης της ιλύος. Καθοριστική γι αυτό το σκοπό είναι η αναλογία kg τροφοδοτούμενου BOD ανά kg μικροοργανισμών και ημέρα, καθώς με την αύξηση του λόγου μεγαλώνει η στοιβάδα των πολυμερών που σχηματίζεται

γύρω από τους μικροοργανισμούς με αποτέλεσμα να επηρεάζεται η συγκέντρωση της παραγόμενης λάσπης [2].

# 2

## ΜΕΤΑΦΟΡΑ ΜΑΖΑΣ ΑΠΟ ΑΕΡΙΑ ΣΕ ΥΓΡΗ ΦΑΣΗ

### 2-1 Ισορροπία φάσεων (Phase Equilibria)

Όταν έχουμε δύο φάσεις σε ισορροπία, π.χ. αέρας σε ισορροπία με υδατικό διάλυμα υποστρώματος, τότε το διαλυμένο οξυγόνο στην υγρή φάση συνδέεται με την συγκέντρωση του οξυγόνου στην αέρια φάση σύμφωνα με την αρχή ότι η πτητικότητα του  $O_2$  πρέπει να είναι ίδια και στις δύο φάσεις:

$$\hat{f}_{O_2}^V = \hat{f}_{O_2}^L \quad (2-1)$$

Η πτητικότητα του οξυγόνου στο μίγμα των ατμών ισούται με:

$$\hat{f}_{O_2}^V = y_{O_2} \hat{\phi}_{O_2} P \quad (2-2)$$

όπου:  $y_{O_2}$  το γραμμομοριακό κλάσμα του οξυγόνου στην αέρια φάση [-]  
 $P$  η ολική πίεση του συστήματος [Pa]  
 $\hat{\phi}_{O_2}$  ο συντελεστής πτητικότητας του  $O_2$  στο διάλυμα [-]

Λόγω της (2-1) μπορούμε να γράψουμε:

$$\hat{f}_{O_2}^L = y_{O_2} \hat{\phi}_{O_2} P \quad (2-3)$$

Για δεδομένα χαμηλής πίεσης (τουλάχιστον ως 1 bar) θεωρούμε την συμπεριφορά των ατμών ίδια με αυτή των ιδανικών αερίων, οπότε  $\hat{\phi}_{O_2} = 1$ . Η

παραδοχή αυτή δεν εισάγει σημαντικά σφάλματα και έτσι καταλήγουμε στην παρακάτω σχέση σύμφωνα με την οποία η πτητικότητα του οξυγόνου είναι ίση με την μερική πίεσή της στην αέρια φάση.

$$\hat{f}_{O_2}^L = \hat{f}_{O_2} = y_{O_2}P = p_{O_2} \quad (2-4)$$

Επίσης από το νόμο του Henry για χαμηλές συγκεντρώσεις διαλυμένου οξυγόνου ισχύει:

$$\hat{f}_{O_2} = Hc_{O_2} \quad (2-5)$$

όπου:  $H$  είναι η σταθερά του Henry [ $\text{Pa} \cdot (\text{L}/\text{mg})$ ]  
 $c_{O_2}$  η συγκέντρωση  $O_2$  στην υγρή φάση [ $\text{mg}/\text{L}$ ]

Έτσι από τις (2-4),(2-5) καταλήγουμε σε μια εναλλακτική μορφή του νόμου του Henry:

$$p_{O_2} = Hc_{O_2} \quad (2-6)$$

που συνδέει την συγκέντρωση του οξυγόνου και στις δύο φάσεις σε κατάσταση ισορροπίας.

## 2-2 Μεταφορά μάζας από αέρια σε υγρή φάση

Στις περισσότερες διεργασίες μεταφοράς μάζας υπάρχουν δύο φάσεις (πρακτικά μη αναμίξιμες) και μια *διεπιφάνεια (interface)* μεταξύ τους. Ας υποθέσουμε ότι ένα συστατικό  $i$  (που στην περίπτωση μας είναι το οξυγόνο) βρίσκεται στην αέρια φάση  $V$  και διαχέεται προς την υγρή φάση  $L$ . Για να επιτευχθεί μεταφορά του συστατικού  $i$  από τη μια φάση στην άλλη, θα πρέπει να υπάρχει ελάττωση της συγκέντρωσης του συστατικού  $i$  κατά μήκος της οδού μεταφοράς του. Το γραμμομοριακό κλάσμα  $\gamma$  του συστατικού στην κύρια μάζα της αέριας φάσης  $V$  ελαττώνεται στην τιμή  $\gamma^i$  στην διεπιφάνεια των δύο φάσεων. Στην υγρή φάση η αντίστοιχη συγκέντρωση αρχικά έχει την τιμή  $c^i$  στη διεπιφάνεια και ελαττώνεται στην τιμή  $c$  μέσα στην κύρια μάζα της υγρής φάσης. Να σημειωθεί εδώ ότι το γραμμομοριακό κλάσμα  $\gamma$  και η συγκέντρωση  $c$  δε βρίσκονται σε θερμοδυναμική ισορροπία. Σε αντίθετη περίπτωση δε θα υπήρχε δρώσα δύναμη και συνεπώς θα σταματούσε η διάχυση. Στη διεπιφάνεια όμως δεχόμαστε ότι τα γραμμομοριακά κλάσματα  $\gamma^i$  και  $c^i$  βρίσκονται σε θερμοδυναμική ισορροπία και επομένως συνδέονται με τη σχέση ισορροπίας [4].

Ο ρυθμός μεταφορά μάζας ανά μονάδα επιφάνειας  $J$  (flux) μεταξύ των δύο φάσεων μπορεί να υπολογιστεί από την θεωρία των *δύο στρωμάτων (two film theory)*. Αυτή, παρόλο που δεν παράγει αρκετά πιστά τις συνθήκες που επικρατούν στις περισσότερες πειραματικές συσκευές, προσφέρει εκφράσεις

που μπορούν να εφαρμοσθούν σε πειραματικά δεδομένα, γι αυτό το λόγο και η χρήση της είναι ευρέως διαδεδομένη.

Αν το συστατικό μας είναι το  $O_2$ , η μεταφορά περιγράφεται σχηματικά στο Σχήμα 2-1. Οι παραδοχές που διέπουν αυτό το μοντέλο είναι:

- Αντιστάσεις στη μεταφορά μάζας υφίστανται μόνο στα δύο στρώματα.
- Υπάρχει αμελητέα αντίσταση στη διεπιφάνεια.
- Δεν υπάρχει συσσώρευση μάζας στη διεπιφάνεια.
- Υπάρχει θερμοδυναμική ισορροπία των φάσεων στην διεπιφάνεια.

Έτσι δεδομένου ότι δεν υπάρχει συσσώρευση  $O_2$  στα στρώματα έχουμε:

$$J_{O_2} = k_g (p_{O_2} - p_{O_2}^i) = k_L (c_{O_2}^i - c_{O_2}) \quad (2-7)$$

όπου το  $J_{O_2}$  έχει μονάδες  $[mg/(m^2 \cdot h)]$  ή  $[mmol/(m^2 \cdot h)]$  και  $p_{O_2}$ ,  $p_{O_2}^i$  είναι η μερική πίεση του συστατικού στην αέρια φάση στην κύρια μάζα της και στη διεπιφάνεια αντίστοιχα. Οι συντελεστές  $k_g$  και  $k_L$  αναφέρονται σε μεταφορά μάζας σε μία μόνο φάση και γι' αυτό το λόγο ονομάζονται *μερικοί συντελεστές μεταφοράς μάζας ως προς την αέρια* ή *ως προς την υγρή φάση*. Οι συντελεστές αυτοί περιλαμβάνουν τη μοριακή και την τυρβώδη διάχυση, είναι πειραματικά προσδιοριζόμενοι και ουσιαστικά αποτελούν το μέτρο της αντίστασης που προβάλλει η φάση στη μεταφορά του συστατικού. Χρησιμοποιώντας την εξίσωση ισορροπίας στην διεπιφάνεια (2-6) καταλήγουμε στην σχέση:

$$J_{O_2} = \frac{\left( \frac{p_{O_2}}{H} - c_{O_2} \right)}{\left( \frac{1}{H \cdot k_g} + \frac{1}{k_L} \right)} \quad (2-8)$$

Για να αποφευχθεί το πρόβλημα που παρουσιάζεται στον πειραματικό υπολογισμό των συντελεστών αυτών, με τη μέτρηση της συγκέντρωσης και της πίεσης στη διεπιφάνεια, μπορούν να ορισθούν ολικοί συντελεστές μεταφοράς μάζας ως εξής:

$$J_{O_2} = K_L \cdot (c_{O_2}^* - c_{O_2}) \quad (2-9)$$

$$J_{O_2} = K_g \cdot (p_{O_2} - p_{O_2}^*) \quad (2-10)$$

όπου το  $K_g$  συμβολίζει τον *ολικό συντελεστή μεταφοράς μάζας ως προς την αέρια φάση (gas-phase mass transfer coefficient)* και το  $K_L$  τον *ολικό συντελεστή μεταφοράς μάζας ως προς την υγρή φάση (liquid-phase mass transfer coefficient)*. Τα σύμβολα  $p_{O_2}^*$  και  $c_{O_2}^*$  αναφέρονται στην μερική πίεση και την συγκέντρωση αντίστοιχα του συστατικού στην αέρια και υγρή φάση που βρίσκεται σε ισορροπία με υγρό συγκέντρωσης  $c_{O_2}$  ή αέριο μερικής

πίεσης  $p_{O_2}$  [2].

Σύμφωνα λοιπόν με τον επαναπροσδιορισμό των συντελεστών μεταφοράς μάζας, η εξίσωση (2-7) είναι ίδια με την (2-9), ο λόγος  $p_{O_2}/H$  ισούται με  $c^*_{O_2}$  (νόμος του Henry) και ισχύει

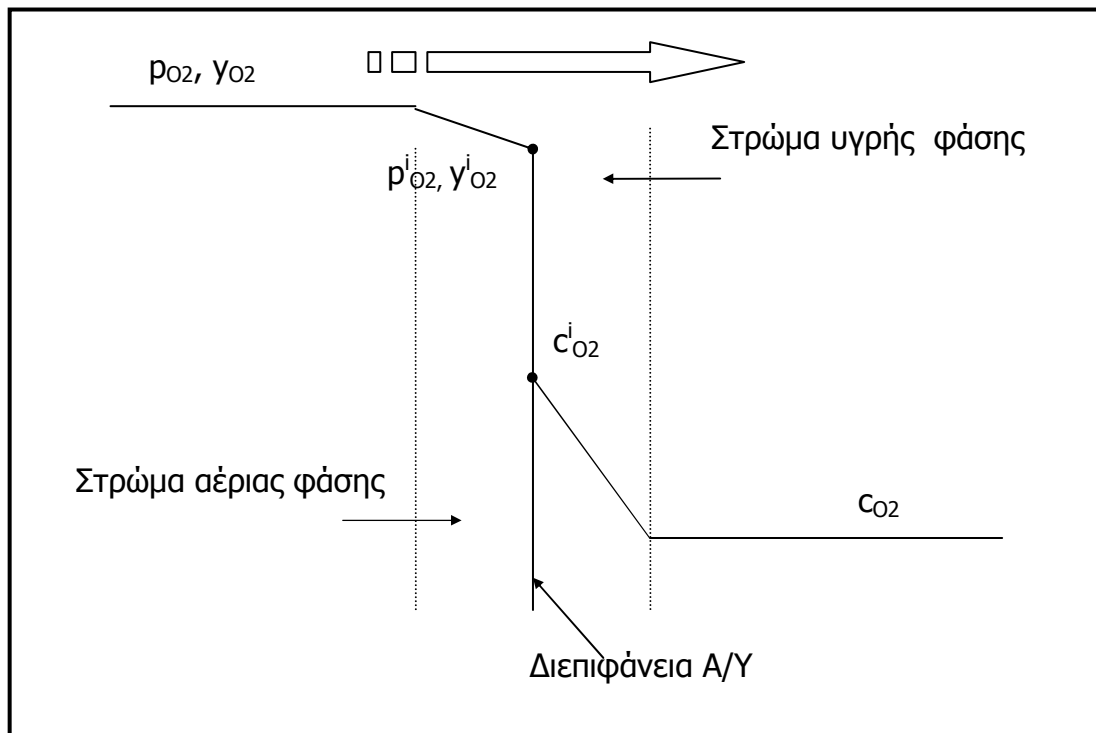
$$\frac{1}{K_L} = \frac{1}{H \cdot k_g} + \frac{1}{k_L} \quad (2-11)$$

$$\frac{1}{K_g} = \frac{1}{k_g} + \frac{H}{k_L} \quad (2-12)$$

που είναι και οι εξισώσεις που συνδέουν τους μερικούς με τους ολικούς συντελεστές μάζας.

Πολύ συχνά η αντίσταση στην μεταφορά μάζας στην αέρια φάση είναι αμελητέα σε σχέση με αυτή στην υγρή ( $p^i_{O_2} \approx p_{O_2}$ ), επομένως ο συντελεστής  $k_g$  απειρίζεται και τελικά από την (2-11)  $K_L = k_L$  και ισχύει

$$J_{O_2} = k_L \cdot (c^*_{O_2} - c_{O_2}) \quad (2-13)$$



**Σχήμα 2-1:** Μεταφορά οξυγόνου από αέρια σε υγρή φάση

# 3

## ΑΕΡΙΣΜΟΣ ΣΕ ΣΥΣΤΗΜΑΤΑ ΕΝΕΡΓΟΥ ΙΛΥΟΣ

Σε μια τυπική διάταξη ενεργού ιλύος, η τροφοδοσία αέρα στην δεξαμενή αερισμού, έχει σαν σκοπό:

- Την παροχή ποσότητας του οξυγόνου που απαιτείται από τους μικροοργανισμούς για την κατανάλωση των οργανικών ουσιών
- Την ανάμιξη στη δεξαμενή αερισμού ώστε οι μικροοργανισμοί να μην καθιζάνουν στον πυθμένα και να υπάρχει ομοιόμορφη συγκέντρωση των μικροοργανισμών, του οξυγόνου και των οργανικών ουσιών της δεξαμενή αερισμού.

### 3-1 Περιγραφή συστημάτων αερισμού

Το φαινόμενο που χαρακτηρίζει τον αερισμό είναι η διεργασία της μεταφοράς οξυγόνου από τον αέρα στο υγρό (απόβλητα). Η οξυγόνωση γίνεται συνήθως με δύο τρόπους

- Με τη διοχέτευση στα απόβλητα φυσαλίδων αέρα, από τις οποίες το οξυγόνο μεταφέρεται στα απόβλητα.
- Με την ανάδευση των αποβλήτων με μηχανικά μέσα και την μεταφορά οξυγόνου από την ατμόσφαιρα στα απόβλητα μέσω της τύρβης που δημιουργείται.

Με την πρώτη μέθοδο χρησιμοποιούνται αεροσυμπιεστές που διοχετεύουν τον αέρα σε ειδικές διατάξεις σχηματισμού φυσαλίδων (*διαχυτήρες*). Στη δεύτερη μέθοδο χρησιμοποιούνται μηχανικές διατάξεις που προκαλούν την ανάδευση του υγρού (*επιφανειακοί- μηχανικοί αεριστήρες*) [5].



### 3-1-1 Επιφανειακοί αεριστήρες

Στην μεταφορά με επιφανειακούς αεριστήρες η μεταφορά του οξυγόνου γίνεται από την ατμόσφαιρα στα απόβλητα μέσω της τυρβώδους επιφάνειας που δημιουργείται από την ανάδουσή τους. Οι σημειακοί αεριστήρες αποτελούν σημειακή πηγή οξυγόνου για την δεξαμενή αερισμού. Τα απόβλητα καθώς αναδύονται απομακρύνονται ακτινικά από τον αεριστήρα με συνεχώς μειούμενη ταχύτητα και η μεταφορά οξυγόνου είναι μέγιστη στη φτερωτή του αεριστήρα και μειώνεται σταδιακά από αυτή. Οι βασικοί τύποι επιφανειακών αεριστήρων είναι τρεις:

Οι *χαμηλής ταχύτητας επιφανειακοί αεριστήρες* (με δυνατότητα περιστροφής 20-100 RPM) έχουν σχετικά υψηλή απόδοση μεταφοράς οξυγόνου και δυνατότητα χρήσης σε διάφορες γεωμετρίες δεξαμενών αερισμού.

Οι *υψηλής ταχύτητας επιφανειακοί αεριστήρες* (ταχύτητα περιστροφής 300-1200 RPM) χρησιμοποιούνται κυρίως στις αεριζόμενες λίμνες. Επιτυγχάνουν μειωμένη απόδοση μεταφοράς οξυγόνου, μικρή ικανότητα ανάμιξης αλλά έχουν χαμηλότερο κόστος από τους χαμηλής ταχύτητας και μεγάλη ευελιξία λειτουργίας.

Οι *οριζόντιοι περιστρεφόμενοι αεριστήρες (βούρτσες)* (ταχύτητα περιστροφής 70 RPM) που προκαλούν και την κίνηση των αποβλήτων σε οριζόντια κατεύθυνση, παρουσιάζουν μεν σχετικά χαμηλό αρχικό κόστος και ευκολία πρόσβασης για συντήρηση, αλλά μπορούν να χρησιμοποιηθούν σε δεξαμενές αερισμού με συγκεκριμένη γεωμετρία και κάτω από ορισμένες συνθήκες δεν εμφανίζουν υψηλή απόδοση [5].

### 3-1-2 Διαχυτήρες

Οι διαχυτήρες, που είναι τοποθετημένοι κοντά στον πυθμένα της δεξαμενής αερισμού, απελευθερώνουν φυσαλίδες αέρα, που κινούνται προς την επιφάνεια μεταφέροντας οξυγόνο στη μάζα των αποβλήτων. Η μεταφορά του οξυγόνου γίνεται κυρίως κατά το σχηματισμό της φυσαλίδας και λίγο μετά από την απελευθέρωσή της από τον διαχυτήρα. Η απόδοσή της μεταφοράς του οξυγόνου επηρεάζεται κυρίως από το μέγεθος των φυσαλίδων, τη διάταξη των διαχυτήρων και τη γεωμετρία της δεξαμενής αερισμού.

Οι βασικοί τύποι διαχυτήρων είναι δύο, οι *πορώδεις διαχύτες (porous diffusers)* και οι *μη πορώδεις διαχύτες (nonporous diffusers)*. Η βασική τους διαφορά εντοπίζεται στο ότι οι δεύτεροι έχουν μεγάλα ανοίγματα ή στόμια που δεν φράζουν εύκολα.

Οι πορώδεις παράγουν λεπτές-μεσαίες φυσαλίδες με τη διαβίβαση αέρα μέσα από ένα πορώδες μέσο και έχουν σχήμα δίσκου, θόλου, σωλήνα ή πλάκας (disc, dome, tube or plate diffusers). Αυτοί που έχουν σχήμα σωλήνα

τοποθετούνται κάθετα στο τοίχωμα της δεξαμενής αερισμού και κατά μήκος της μιας πλευράς και δημιουργούν σπειροειδή ροή για να επιτυγχάνεται ανάμιξη, ενώ αυτοί που έχουν σχήμα πλάκας ή θόλου κατανέμονται σε όλη την επιφάνεια του πυθμένα της δεξαμενής. Οι πορώδεις διαχύτες χρησιμοποιούνται για τον αερισμό της συμβατικής ενεργούς ιλύος, παρατεταμένου αερισμού, επαφής-σταθεροποίησης, αερισμού κατά βαθμίδες και υψηλής φόρτισης. Τα πλεονεκτήματά τους είναι ότι επιτυγχάνουν καλή ανάμιξη και υψηλή ικανότητα μεταφοράς οξυγόνου, διατηρούν σταθερή τη θερμοκρασία στην δεξαμενή αερισμού και παρέχουν τη δυνατότητα ρύθμισης της παροχής αέρα-οξυγόνου. Τα μειονεκτήματά τους είναι το υψηλό αρχικό κόστος, το υψηλό κόστος συντήρησης, το ότι απαιτούν φίλτρα αέρα για να αποφεύγεται η φραγή τους και το ότι δημιουργούν περιορισμούς για τη γεωμετρία της δεξαμενής αερισμού όταν υπάρχει σπειροειδής ροή [5].

Οι μη πορώδεις παράγουν μέσες-χοντρές φυσαλίδες από στόμια και στα μειονεκτήματά τους συγκαταλέγονται το υψηλό αρχικό κόστος, η χαμηλή σχετικά απόδοση και η μεγάλη κατανάλωση ενέργειας. Στα πλεονεκτήματά τους μπορούν να καταγραφούν το ότι δε φράζουν, διατηρούν σταθερή τη θερμοκρασία στη δεξαμενή αερισμού και έχουν χαμηλό κόστος συντήρησης. Οι μη πορώδεις διαχύτες χωρίζονται σε τέσσερις μεγάλες κατηγορίες, τους διαχύτες σταθερού στόμιου (*fixed orifice diffusers*), τους διαχύτες με βαλβίδα στο στόμιο (*valved orifice diffusers*), τους διάτρητους πλαστικούς σωλήνες (*perforated hoses*) και τους στατικούς αεριστήρες (*static tube aerators*) [6].

### 3-2 Στατικοί Αεριστήρες

Ένα από τα είδη μη πορωδών διαχυτών είναι οι *στατικοί αεριστήρες (static aerators ή static tubes)*. Με τον όρο στατικός αεριστήρας είναι γνωστές συσκευές διασποράς αέρα ή αερίου σε υγρό, οι οποίες αποτελούνται από όρθιο σωλήνα που περιέχει διαφράγματα ή φτερωτές έτσι ώστε ο αέρας ή το αέριο να διασπάται σε μικρότερες φυσαλίδες, με σκοπό την αύξηση του ρυθμού μεταφοράς του στην υγρή φάση.

Ο αέρας ή το αέριο παρέχεται με φυσητήρα και σωληνώσεις στη βάση του στατικού αεριστήρα. Με τη διέλευση του αέρα μέσα από το στατικό αεριστήρα δημιουργείται ταυτόχρονα ανακύκλωση της υγρής φάσης λόγω της δημιουργίας διαφορετικών μέσων πυκνοτήτων (φαινόμενο κάθετης σπειροειδούς ροής ή *airlift*).

Ο στατικός αεριστήρας παράγει μεσαίου μεγέθους φυσαλίδες και έχει για το λόγο αυτό μικρότερες αποδόσεις από τα πορώδη συστήματα διάχυσης σε καθαρό νερό, αλλά παρουσιάζει τα πλεονεκτήματα ότι δε φράζει, δεν απαιτεί συντήρηση και σε πραγματικές συνθήκες παρουσιάζει υψηλή ικανότητα μεταφοράς οξυγόνου [7].

### 3-2-1 Στατικός αεριστήρας τύπου Pulsar

Οι στατικοί αεριστήρες χρησιμοποιούνται σήμερα ευρέως στις μονάδες επεξεργασίας λυμάτων. Τα πειράματα στην παρούσα εργασία έγιναν σε πιλοτική δεξαμενή αερισμού όγκου  $57\text{m}^3$  εφοδιασμένη με τους πατενταρισμένους στατικούς διαχύτες *Pulsar* τύπου *base* την κατασκευή και διανομή των οποίων αναλαμβάνει η εταιρία AQUA με έδρα το Ηράκλειο Κρήτης.

Ο στατικός διαχύτης *Pulsar* είναι αποτέλεσμα της προσπάθειας να αντιμετωπιστούν τα προβλήματα που εμφανίζονται σε μονάδες επεξεργασίας λυμάτων με σύστημα οξυγόνωσης που περιλαμβάνουν πορώδεις διαχύτες και τα οποία προέρχονται από την κακή λειτουργία των εγκατεστημένων διαχυτών.

Ο *Pulsar* συνδυάζει υψηλές αποδόσεις σε εκμετάλλευση αέρα με μεγάλες παροχές ανακύκλωσης λυμάτων χωρίς να παρουσιάζει προβλήματα εμφράξεων και ασταθούς λειτουργίας.

Οι τύπου *base* αεριστήρες *Pulsar* είναι κατασκευασμένοι από όμοια πλαστικά στοιχεία τα οποία περιέχουν ειδικά μελετημένα διαφράγματα και συνδέονται μεταξύ τους σταθερά με τη βοήθεια κεντρικού άξονα πάνω σε μεταλλική βάση από ανοξείδωτο χάλυβα. Τα πλαστικά στοιχεία συνδέονται μεταξύ τους με τέτοιο τρόπο έτσι ώστε τα διαδοχικά πτερύγια που περιέχονται σε αυτά να δημιουργούν στο σύνολό τους δυο ασυνεχείς ψευδοελικοειδείς διαδρομές.

Το γεωμετρικό σχήμα του πτερυγίου και η σχετική τους τοποθέτηση είναι βασικά στοιχεία για την υψηλή απόδοση της συσκευής. Σε κάθε ψευδοελικοειδή διαδρομή, δυο διαδοχικά πτερύγια έχουν σταθερή σχετική γωνία μεταξύ τους πάνω στο οριζόντιο επίπεδο  $45$  μοιρών. Τα επίπεδα όμως των δύο διαδοχικών πτερυγίων δεν είναι παράλληλα μεταξύ τους με αποτέλεσμα οι φυσαλίδες του αέρα στην άνοδό τους να ακολουθούν τις μεταβαλλόμενες κλίσεις των επιπέδων των πτερυγίων και να δέχονται ισχυρές διατμητικές τάσεις, με συνέπεια τη διαίρεσή τους σε μικρότερες. Επιπλέον το σχήμα των πτερυγίων είναι τέτοιο ώστε να οδηγούν συνεχώς το μίγμα αέρα-υγρού προς την περίμετρο, αντιδρώντας στην φυσική του τάση για συγκέντρωση στο κέντρο, το οποίο αξονικά φαίνεται να είναι φραγμένο [2].

Το κενό που αφήνουν τα πτερύγια μεταξύ τους κατακόρυφα και το οποίο δημιουργεί ασυνέχειες στις ψευδοελικοειδείς οδούς, επιτρέπει τη μεταφορά μαζών από τη μια οδό στην άλλη με ευνοϊκή επίδραση στην όλη απόδοση του συστήματος, αλλά και εξισορρόπηση των ανισομερών φορτίσεων των δυο ελικοειδών διαδρομών, με αποτέλεσμα να μην υπάρχουν καθόλου κραδασμοί στην κατασκευή.

Ο αέρας τροφοδοτείται στο διαχύτη από δυο δύο μεγάλης διαμέτρου τρύπες στη βάση του και η πτώση πίεσης του αέρα όπως τροφοδοτείται στον αεριστήρα είναι αμελητέα (μερικά  $\text{cm H}_2\text{O}$ ) σε σχέση με την πτώση πίεσης που

παρατηρείται στους διαχύτες λεπτής φυσαλίδας. Παρουσιάζει επίσης ευκολία στην τοποθέτησή του και ανάλογα με το βάθος του ρευστού, μπορούν εύκολα να προστίθενται ή να αφαιρούνται στοιχεία για την επίτευξη της καλύτερης τεχνικής και οικονομικής λύσης.

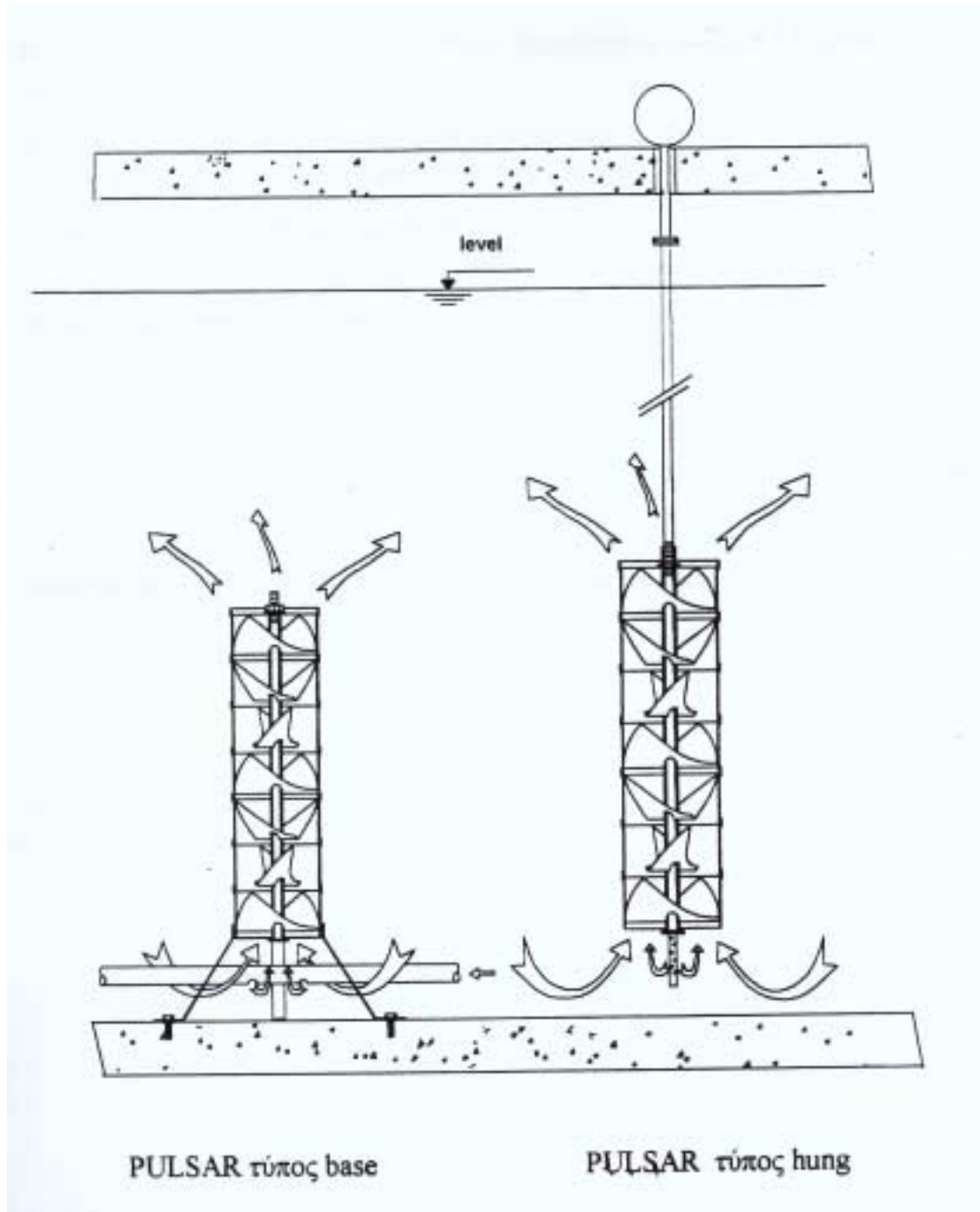
Το βασικό πλεονέκτημα των διαχυτών Pulsar σε σχέση με τους πορώδεις διαχύτες παραγωγής λεπτής φυσαλίδας είναι ότι η απόδοση σε Kg O<sub>2</sub>/hr/Pulsar είναι μεγαλύτερη σε πραγματικές συνθήκες λειτουργίας από αυτή των πορωδών διαχυτών αέρα [7].

Πράγματι ενώ η απόδοση του Pulsar σε standard συνθήκες, δηλαδή μετρούμενη σε καθαρό νερό, είναι μικρότερη από αυτή των πορωδών διαχυτών, σε πραγματικές συνθήκες λειτουργίας αυτή εμφανίζεται αυξημένη λόγω του πολύ καλού *παράγοντα a* (*a factor*) που παρουσιάζουν σε σχέση με τους πορώδεις διαχύτες. Ο παράγοντας *a* με τον οποίο πρέπει να πολλαπλασιάζεται η standard απόδοση για να υπολογίζεται η πραγματική απόδοση είναι για τους πορώδεις διαχύτες 0,6 όταν λειτουργούν για πρώτη φορά ενώ για τον Pulsar περίπου 0,8.

Ο παράγοντας *a* αντιπροσωπεύει την αντίσταση στη διάχυση του οξυγόνου από την φυσαλίδα του αέρα προς το υγρό, λόγω της συγκέντρωσης γύρω της επιφανειακά ενεργών ουσιών που υπάρχουν στα λύματα (λάδια-απορρυπαντικά) έτσι ώστε να δημιουργείται ιξώδες στρώμα δύσκολα διαπερατό από το οξυγόνο.

Για τους πορώδεις διαχύτες αέρα, λόγω του μαλακού αερισμού η στοιβάδα των επιφανειακά ενεργών ουσιών είναι αυξημένη και ισχυρή σε αντίθεση με τον Pulsar όπου οι ισχυρές διατμητικές δυνάμεις λόγω τριβής του αέρα στα πτερύγια και των συγκρούσεων των φυσαλίδων μεταξύ τους η στοιβάδα είναι χαλαρή με αποτέλεσμα να ευνοείται η διάχυση οξυγόνου.

Στο Σχήμα 3-1 εικονίζονται οι δυο χρησιμοποιούμενοι τύποι το διαχύτη Pulsar, ο τύπος base και ο τύπος hung που αναρτάται κατακόρυφα από την κορυφή της δεξαμενής [7]. Στο παράρτημα επίσης παρατίθεται φωτογραφία της εγκατάστασής τους σε δεξαμενή αερισμού.



**Σχήμα 3-1:** Στατικοί διαχύτες Pulsar τύπου base και hung

# 4

## ΥΔΡΟΔΥΝΑΜΙΚΗ ΣΥΜΠΕΡΙΦΟΡΑ ΤΩΝ ΣΤΑΤΙΚΩΝ ΔΙΑΧΥΤΩΝ

Για να μπορέσουμε να προχωρήσουμε στην διατύπωση του ισοζυγίου μάζας για το διαλυμένο οξυγόνο όταν ο αερισμός γίνεται με στατικούς διαχυτές, είναι πρώτα απαραίτητο να μελετήσουμε την υδροδυναμική συμπεριφορά της ροής. Η συμπεριφορά αυτή παρουσιάζει ιδιαιτερότητες λόγω ταυτόχρονης παρουσίας αέριας (φουσαλίδες) και υγρής φάσης (λύματα) στον όγκο. Το σύστημά μας γίνεται ακόμα πιο περίπλοκο αν θεωρήσουμε και την ύπαρξη στερεάς φάσης, (αιωρούμενα στερεά, βιοκροκίδες) αλλά για λόγους απλοποίησης λαμβάνουμε υπόψη την επίδρασή της επιλεκτικά.

Οι βιβλιογραφικές αναφορές για την υδροδυναμική συμπεριφορά σε στατικούς διαχυτές είναι ελάχιστες και αυτή η έλλειψη γίνεται ακόμα πιο έντονη σε δεξαμενές αερισμού πραγματικών διαστάσεων.

Ως «συγγενείς» αντιδραστήρες των στατικών διαχυτών μπορούν να θεωρηθούν οι *Airlift αντιδραστήρες (airlift reactors)* που χρησιμοποιούνται ευρύτατα τα τελευταία χρόνια για ετερογενείς αντιδράσεις. Πλούσια είναι η ερευνητική δουλειά που έχει γίνει κυρίως σε εργαστηριακή και πιλοτική κλίμακα και έχει εξαχθεί ένα πλήθος συμπερασμάτων τόσο για την υδροδυναμική τους συμπεριφορά, όσο για την ικανότητα μεταφοράς μάζας. Στο κεφάλαιο αυτό επιχειρείται μια συνοπτική επισκόπηση των κύριων υδροδυναμικών τους χαρακτηριστικών από ένα σύνολο βιβλιογραφίας. Επίσης γίνεται μια προσπάθεια να αξιοποιηθούν αυτά τα συμπεράσματα και για τους στατικούς διαχυτές.

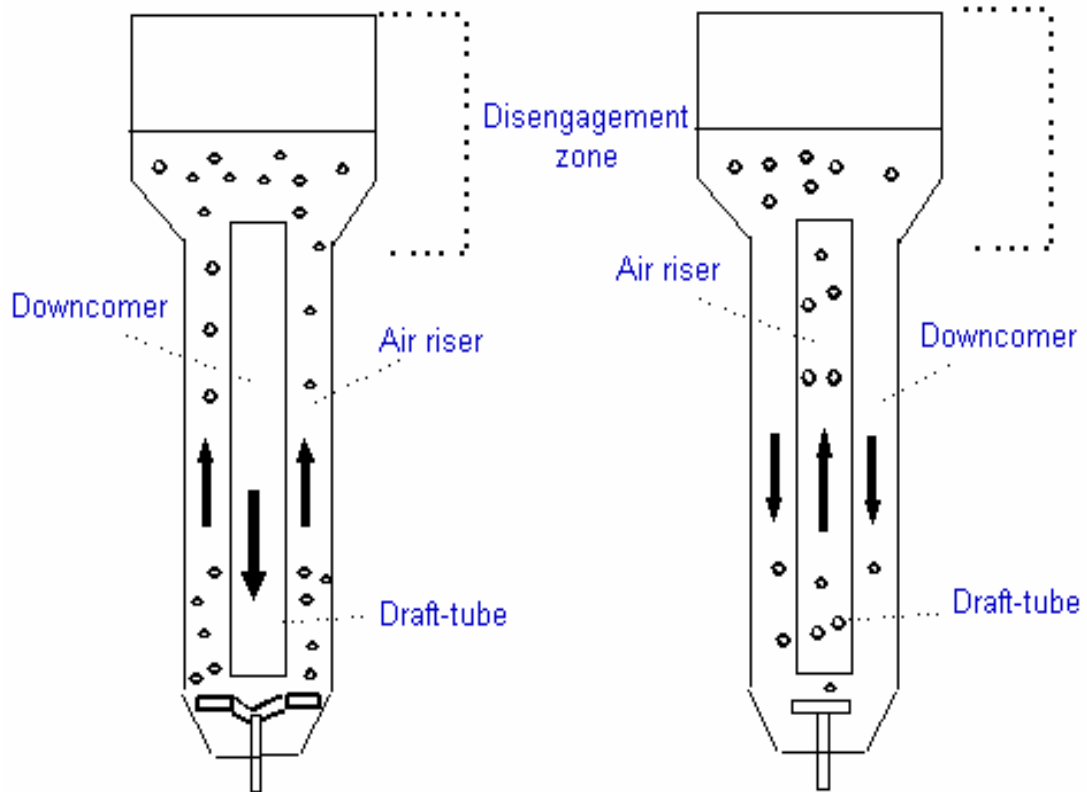
## 4-1 Airlift αντιδραστήρες

Οι airlift βιοαντιδραστήρες χρησιμοποιούνται ευρέως σε χημικές ή βιολογικές διεργασίες και παρουσιάζουν σημαντικά πλεονεκτήματα σε σχέση με άλλους συμβατικούς αντιδραστήρες όπως αυτούς της μηχανικής ανάδευσης. Επιπλέον η απλότητα του σχεδιασμού και η έλλειψη μηχανικών μερών που παράγουν κίνηση έχει σαν αποτέλεσμα την καλή λειτουργία και το χαμηλό λειτουργικό κόστος. Οι συγκεκριμένοι βιοαντιδραστήρες παρουσιάζουν υψηλή απόδοση αερισμού, και ο ρυθμός μεταφοράς οξυγόνου είναι και ως δέκα φορές μεγαλύτερος συγκρινόμενος με αυτόν από συμβατικές διεργασίες ενεργούς ιλύος [8]. Οι παρατηρούμενοι υψηλοί ρυθμοί αποικοδόμησης αποβλήτων συνδέονται με διάφορους παράγοντες όπως η γρήγορη μεταφορά οξυγόνου, ο μεγάλος χρόνος επαφής αέριας-υγρής φάσης και η έντονη τύρβη που παρατηρείται σε όλη την κυκλοφορία.

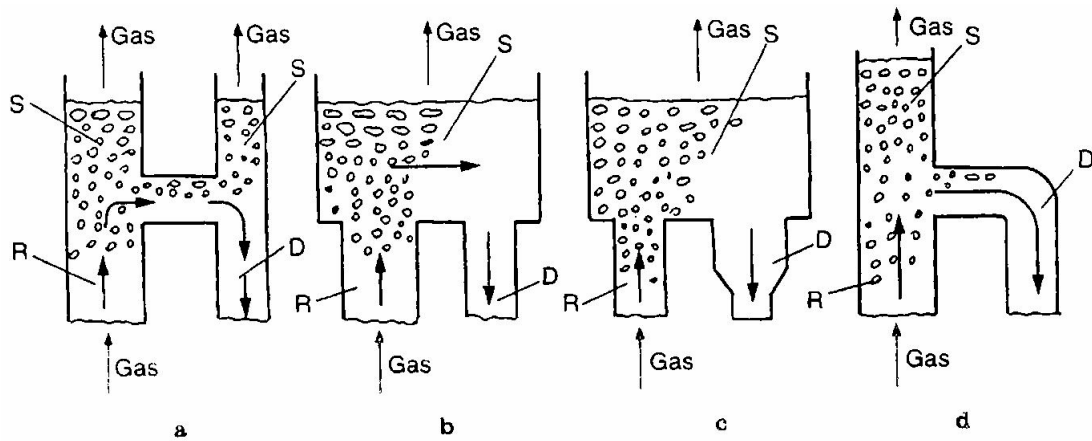
Κύριο χαρακτηριστικό της δομής τους είναι η παρουσία ενός όρθιου σωλήνα τοποθετημένου στο κέντρο τους (*draft tube*) που ρυθμίζει την κυκλοφορία της ροής. Η διοχέτευση του αέρα μέσα στον όγκο της υγρής φάσης γίνεται από *διαχύτες αέρα* (*air spargers*) που ακολουθούν συνήθως τους τύπους που αναφέρθηκαν στους πορώδεις διαχύτες. Η παροχή του αέρα εκτός του ότι διοχετεύει οξυγόνο και αποτελεί την κινητήρια δύναμη για την ανακύκλωση, είναι υπεύθυνη για την καλή ανάμιξη μέσα στον αντιδραστήρα.

Η περιοχή του αντιδραστήρα μέσα στην οποία διαχέεται ο αέρας ονομάζεται *Air-Riser* και μπορεί να βρίσκεται μέσα ή έξω από το σωλήνα. Οι φυσαλίδες ανέρχονται στον Air-Riser και παρασύρουν μαζί τους το υγρό σε κάθετη ροή. Ως αντιστάθμισμα αυτής της ανυψωτικής ροής, παρατηρείται μια αντίθετη κίνηση ίσου ποσού της υγρής φάσης μέσα στον *Downcomer*. Αυτό οδηγεί την υγρή φάση σε ανακύκλωση και βελτιώνει την αποδοτικότητα της ανάμιξης. Στο πάνω μέρος του αντιδραστήρα υπάρχει συχνά ένας μεγάλος όγκος με σκοπό το διαχωρισμό των φάσεων αν είναι επιθυμητή η αποδέσμευση της ροής στον Downcomer από φυσαλίδες (*Ζώνη Διαχωρισμού - Disengagement Zone*).

Ανάλογα με τη θέση του Air-Riser σε σχέση με το κεντρικό σωλήνα, οι airlift βιοαντιδραστήρες χωρίζονται σε δυο βασικές κατηγορίες, στους *εσωτερικού βρόχου* (*internal-loop airlift reactors*) και *εξωτερικού* (*external-loop airlift reactors*) που η βασική τους δομή φαίνεται στο Σχήμα 4-1. Στη βιβλιογραφία συναντάται μια πληθώρα διαφορετικών τύπων και παραλλαγών ανάλογα με το μέγεθος της ζώνης διαχωρισμού, το σχετικό ύψος ανάμεσα στον Air-riser και τον Downcomer, τη θέση μέσα στην οποία διασπείρεται ο αέρας στην υγρή φάση κλπ. Στο Σχήμα 4-2 απεικονίζονται διάφορες πιθανές διαμορφώσεις (configurations) της ζώνης διαχωρισμού ενός airlift αντιδραστήρα εξωτερικού βρόχου.



**Σχήμα 4-1:** Airlift βιοαντιδραστήρες εξωτερικού και εσωτερικού βρόχου



**Σχήμα 4-2:** Διαμορφώσεις (configurations) της ζώνης διαχωρισμού ενός airlift αντιδραστήρα εξωτερικού βρόχου.



### 4-1-1 Μορφή ροής (Flow Pattern)

Η ροή ανακύκλωσης της υγρής φάσης (liquid circulation) που παρατηρείται στους airlift αντιδραστήρες οφείλεται στη διαφορά του όγκου αέρα ανάμεσα στον Air-Riser και τον Downcomer που δημιουργεί διαφορά και στην πυκνότητα της υγρής φάσης, με αποτέλεσμα η υγρή φάση να ανακυκλώνεται. Η πυκνότητα είναι πάντα μικρότερη στον Riser, άρα και η ροή ανέρχεται σε αυτόν για να έχει αντίθετη φορά αντίστοιχα στον Downcomer. Στην οριακή περίπτωση που οι πυκνότητες είναι ίσες σταματάει η ροή μέσα στον αντιδραστήρα. Όταν υπάρχει καλός διαχωρισμός υγρής - αέριας φάσης στη ζώνη διαχωρισμού, η παρουσία της αέριας φάσης στον Downcomer είναι αμελητέα και η δρώσα δύναμη για τη ροή της υγρής φάσης μέγιστη. Η παραπάνω υδροδυναμική περιγραφή ισχύει για διφασικούς αντιδραστήρες (αέρα - υγρού) χωρίς αυτό να σημαίνει ότι η παρουσία στερεών επηρεάζει τη βασική μορφή της ροής.

Παρόλο που για σωστά σχεδιασμένους αντιδραστήρες εξωτερικού βρόχου αυτός ο διαχωρισμός γίνεται εύκολα στο πάνω κοινό μέρος ανάμεσα στον Air-Riser και τον Downcomer, (Σχήμα 4-2) το αντίστοιχο μέρος σε αντιδραστήρα εσωτερικού βρόχου πρέπει να σχεδιαστεί προσεχτικά για ολοκληρωτικό διαχωρισμό των φάσεων. Ο βασικός σχεδιασμός για αυτό το σκοπό προβλέπει μείωση της *ταχύτητας της υγρής φάσης (liquid velocity)* στην είσοδο του Downcomer σε τιμές μικρότερες της *ταχύτητας ανύψωσης των φυσαλίδων (bubbles rising velocity)* ώστε να αποφευχθεί διείσδυση των τελευταίων στον Downcomer. Αυτό επιτυγχάνεται αυξάνοντας την επιφάνεια της διατομής του Downcomer στο πάνω μέρος του αντιδραστήρα (μεγάλος όγκος ζώνης διαχωρισμού) [9].

### 4-1-2 Χαρακτηριστικές παράμετροι των διφασικών airlift αντιδραστήρων

Η συμπεριφορά των διφασικών airlift βιοαντιδραστήρων αναλύεται και περιγράφεται από ένα σύνολο από παραμέτρους οι οποίες αναφέρονται στη συνέχεια αναλυτικά. Οι παράμετροι αυτές παρουσιάζουν υψηλό βαθμό αλληλεπίδρασης μεταξύ τους και έτσι η περιγραφή ενός airlift αντιδραστήρα αποτελεί σύνθετη υπόθεση.

#### Κατακράτηση αέριας φάσης, $\epsilon_G$ (Gas hold-up)

Είναι σημαντικότερη παράμετρος και αποτελεί μέτρο για την παρουσία της αέριας φάσης στον αντιδραστήρα. Πρόκειται για το λόγο του όγκου της αέριας φάσης προς τον συνολικό όγκο και συνεπώς είναι αδιάστατο μέγεθος. Συνηθέστερες εκφράσεις του αποτελούν η *συνολική κατακράτηση αέρα  $\epsilon_G$ , (overall gas hold-up)*, η *κατακράτηση αέρα στον Air-Riser,  $\epsilon_{GR}$  (gas hold-up in the Riser)* και η *κατακράτηση αέρα στο Downcomer,  $\epsilon_{GD}$  (gas hold-up in the Downcomer)*.

Ο συνηθέστερος τρόπος πειραματικής μέτρησης του  $\epsilon_{GR}$  ή  $\epsilon_{GD}$  είναι η *μανομετρική μέθοδος*, δηλαδή, μετρώντας την διαφορά πίεσης με δύο πιεζομετρικούς σωλήνες στην κορυφή και το κάτω μέρος του Riser ή του Downcomer. Το  $\epsilon_{GR}$  μπορεί να εκτιμηθεί και με τη χρήση του τύπου [10]:

$$\epsilon_{GR} = \frac{H_d - H_R}{H_d} \quad (4-1)$$

όπου:  $H_d$  το ύψος στο οποίο έχουμε διασπορά μάζας μεταξύ αέριας-υγρής φάσης [m].

$H_R$  το ύψος στο Riser που δεν έχουμε παρουσία αέρα [m].

Η αναλυτική έκφραση που συνδέει τις επιμέρους κατακρατήσεις με την συνολική είναι [8]:

$$\epsilon_G = \frac{A_R \epsilon_{GR} + A_D \epsilon_{GD}}{A_R + A_D} \quad (4-2)$$

όπου:  $A_R$  το εμβαδόν της διατομής του Riser [m<sup>2</sup>].

$A_D$  το εμβαδόν της διατομής του Downcomer [m<sup>2</sup>].

Τέλος η συσχέτιση μεταξύ των  $\epsilon_{GR}$  και  $\epsilon_{GD}$  όπως προκύπτει από την εξίσωση συνέχεια της υγρής φάσης στα δύο τμήματα είναι [11]:

$$\epsilon_{GD} = a \epsilon_{GR} - (a - 1) \quad (4-3)$$

όπου:

$$a = \frac{U_{LR} A_R}{U_{LD} A_D} \quad (4-4)$$

όπου:  $U_{LR}, U_{LD}$  η γραμμική ταχύτητα ή ταχύτητα διακένου σε Riser και Downcomer [m/sec].

Οι τιμή που λαμβάνει ο παράγοντας  $a$  είναι ίση ή μεγαλύτερη της μονάδας ώστε να ισχύει πάντα  $\epsilon_{GR} > \epsilon_{GD}$  όπως αναφέρθηκε στην παράγραφο 4-1-1. Ο  $a$  σχετίζεται με τον τύπο του αντιδραστήρα (εσωτερικού ή εξωτερικού βρόχου) και τα χαρακτηριστικά των φάσεων που χρησιμοποιούνται. Πολλοί ερευνητές αγνοούν τον όρο  $(a-1)$  στην εξίσωση (4-3) αλλά τότε πρέπει  $a < 1$  που είναι σε αντίφαση με την επιτρεπτή τιμή του παράγοντα σύμφωνα με την (4-3). Στην απλοποιημένη εξίσωση το  $a$  κυμαίνεται από 0,8-0,9. Γενικά στους εξωτερικού βρόχου airlift αντιδραστήρες ο λόγος  $g = \epsilon_{GR} / \epsilon_{GD}$  είναι πολύ μεγαλύτερος [11].

Ο λόγος  $g$  έχει ιδιαίτερη σημασία για την υδροδυναμική συμπεριφορά του αντιδραστήρα σε συνδυασμό με την κατανομή των μεγεθών των φυσαλίδων.

Και ο βασικός λόγος είναι ότι ρυθμίζει την διαφορά πυκνότητας ανάμεσα στον Riser και τον Downcomer και άρα, όπως αναφέρθηκε στην παράγραφο 4-1-1 και την ένταση της ροής, την ικανότητα ανάμιξης του συστήματος και τη μεταφορά μάζας και ενέργειας.

### **Ταχύτητα διάκενου υγρής φάσης, $U_{LD}$ (Interstitial or linear liquid velocity)**

Η ταχύτητα της υγρής φάσης περιγράφεται με δυο εκφράσεις. Ο λόγος της ροής της υγρής φάσης προς το εμβαδόν της διατομής μας δίνει μια φαινόμενη ταχύτητα, την *επιφανειακή ταχύτητα του υγρού*,  $u_L$  (*Liquid Superficial Velocity*). Αν λάβουμε υπόψη και την παρουσία των φυσαλίδων μέσα στον όγκο του υγρού, άρα την μείωση της διατομής κατά ποσό ίσο με αυτό του gas hold-up τότε μπορούμε να εξάγουμε και την πραγματική ταχύτητα, που ονομάζεται *γραμμική ή διακένου*. Όπως και για την κατακράτηση αέρα, έτσι και για την υγρή φάση, στην πράξη συναντάμε συχνότερα τις επιμέρους ταχύτητες, που μεταξύ τους συνδέονται με την εξίσωση συνέχειας:

$$U_{LR}(1-\varepsilon_{GR})A_R = U_{LD}(1-\varepsilon_{GD})A_D \quad (4-5)$$

Επίσης λογικά συνάγεται και η σχέση που συνδέει την επιφανειακή με τη γραμμική ταχύτητα, π.χ. για τον Riser [8]:

$$u_{LR} = U_{LR}(1-\varepsilon_{GR}) \quad (4-6)$$

Η γραμμική ταχύτητα εκτιμάται συνήθως πειραματικά με τη *μέθοδο μέτρησης της αγωγιμότητας (conductometric method)*. Μετράται δηλαδή ο χρόνος ανάμεσα στην έγχυση ενός δείκτη όπως είναι το διάλυμα NaCl στην είσοδο του Riser ή του Downcomer και στην ανίχνευσή του στην έξοδο από τα ηλεκτρόδια ενός μετρητή ηλεκτρικής αγωγιμότητας. Γνωρίζοντας την απόσταση μεταξύ των δυο σημείων ανίχνευσης είναι εύκολο να υπολογιστεί η ταχύτητα [10]. Μια ανάλογη μέθοδος μετράει το pH [9].

Η ταχύτητα της υγρής φάσης επηρεάζει σημαντικά το λόγο  $g$ . Αφενός αύξηση της  $U_L$  προκαλεί μείωση του ρυθμού συνένωσης των φυσαλίδων διατηρώντας σημαντικό το gas hold-up των μικρών φυσαλίδων και επιτρέπει τη διείσδυση των τελευταίων στον Downcomer, αφετέρου επιδρά στην ταχύτητα ανύψωσης των φυσαλίδων μειώνοντας το χρόνο επαφής του αέρα με το υγρό στον Riser και τελικά το gas hold-up όπως αναλύεται παρακάτω. Οι Pollard et al. κατέληξαν πως από τις δυο αντίθετες τάσεις επικρατεί η πρώτη [12].

### **Χρόνος ανακύκλωσης, $t_c$ (circulation time) - Χρόνος ανάμιξης, $t_m$ (mixing time)**

Ο χρόνος ανακύκλωσης είναι ο χρόνος που απαιτείται για να ανακυκλωθεί το υγρό. Μετράται από τις καμπύλες απόκρισης του μετρητή ηλεκτρικής

αγωγιμότητας ή του pHμέτρου. Οι καμπύλες αυτές έχουν περιοδική μορφή και ο χρόνος  $t_c$  ισούται με την απόσταση ανάμεσα σε δυο μέγιστα ή ελάχιστα [9].

Ο χρόνος ανάμιξης είναι ο χρόνος που απαιτείται για να εκπέσει το μέγιστο της περιοδικής καμπύλης απόκρισης στο 1/10 της τιμής του αρχικού ύψους.

### **Διάμετρος φυσαλίδων, $d_b$ (Bubble diameter)**

Είναι μαζί με την κατακράτηση αέρα η σημαντικότερη παράμετρος. Και αυτό γιατί σχετίζονται άμεσα με την μεταφορά οξυγόνου στην υγρή φάση όπως αναλύεται στο κεφάλαιο 5. Γενικά στη βιβλιογραφία συναντάται ένας χοντρικός διαχωρισμός σε μεγάλου μεγέθους (large bubbles) που μπορούν να φτάσουν σε διάμετρο μέχρι και κάποιες δεκάδες χιλιοστά και σε μικρού (small bubbles) με διάμετρο ως 1 mm. Συνήθως οι πρώτες παράγονται από *συνένωση (coalescence)* των δευτέρων όταν βρίσκονται σε παρατεταμένη και στενή επαφή.

Η κατανομή του μεγέθους των φυσαλίδων έχει επίδραση σε όλες τις υπόλοιπες παραμέτρους και κυρίως στο gas hold-up και την ταχύτητα της υγρής φάσης. Η παρουσία μεγάλων φυσαλίδων στον Riser συνεπάγεται μεγάλες ταχύτητες ανύψωσής τους που υπερβαίνουν την  $U_{LR}$ . Αυτό έχει σαν αποτέλεσμα να μην μπορούν κατά κανόνα να ακολουθήσουν την κίνηση ανακύκλωσης του υγρού στον Downcomer. Επίσης ο μικρός χρόνος παραμονής των μεγάλων φυσαλίδων στον Riser μειώνει το  $\epsilon_{GR}$ . Η παραπάνω ανομοιογένεια προκαλεί μεγάλη διαφορά στην πυκνότητα μεταξύ των δύο περιοχών και εντείνεται η κυκλοφορία μέσα στον αντιδραστήρα (άρα και οι  $U_{LR}$ ,  $U_{LD}$  [9,10]. Αντίθετη τάση έχει το σύστημά μας παρουσία μικρών φυσαλίδων, κυρίως στον Downcomer. Η τύρβη και η ανομοιογένεια στις υδροδυναμικές παραμέτρους είναι αμβλυμμένη.

### **4-1-3 Επίδραση λειτουργικών και γεωμετρικών παραγόντων στην υδροδυναμική συμπεριφορά**

Υπάρχει μια πληθώρα παραμέτρων μέσω των οποίων μπορεί ο ερευνητής να επηρεάσει τις ιδιότητες της υδροδυναμικής συμπεριφοράς που αναφέρθηκαν στο προηγούμενο κεφάλαιο. Οι παράμετροι αυτές είναι λειτουργικές (επιφανειακή ταχύτητα αέρα), γεωμετρικές (λόγος  $A_D/A_R$ , σχεδιασμός της ζώνης διαχωρισμού) και άλλες που αφορούν τις ιδιότητες της υγρής και αέριας φάσης (ιξώδες, ιοντικό φορτίο). Στην παρούσα παράγραφο θα εξεταστεί η επίδραση των δυο πρώτων κατηγοριών καθώς παράγοντες όπως το ιξώδες και η θερμοκρασία θα αναλυθούν σε επόμενο κεφάλαιο και όσον αφορά την επίδρασή τους στην μεταφορά μάζας.

### Επιφανειακή ταχύτητα αέρα, $u_{GR}$ (Gas superficial velocity)

Αποτελεί το ανάλογο της επιφανειακής ταχύτητας του υγρού και ορίζεται ως ο λόγος της ογκομετρικής παροχής αέρα ως προς το εμβαδόν της διατομής του Riser.

Έχει σημαντική επίδραση σε όλες τις υδροδυναμικές παραμέτρους και μπορεί εύκολα να μεταβληθεί και να μετρηθεί μέσω της αλλαγής της παροχής αέρα.

Η κύρια επίδρασή του αφορά στα  $\varepsilon_{GR}$  και  $\varepsilon_{GD}$  και έχει επισημανθεί από όλους σχεδόν τους ερευνητές. Αύξηση της  $u_{GR}$  έχει σαν αποτέλεσμα αύξηση και του  $\varepsilon_{GR}$  όπως φαίνεται και στο Διάγραμμα 4-1α που επιλέχθηκε από τη βιβλιογραφία [9]. Αυτό είναι λογικό καθώς για σταθερή διάμετρο του Riser, μεγαλύτερο  $u_{GR}$  σημαίνει προφανώς και μεγαλύτερο ποσό αέρα στο Riser. Φαίνεται πως η αύξηση του gas hold-up είναι μεγαλύτερη για χαμηλές παροχές και παρουσιάζει μικρές αλλαγές ή και φθίνουσα συμπεριφορά για ταχύτητα μεγαλύτερη από κάποια τιμή  $u_{GR1}$ . Αυτό μπορεί να ερμηνευτεί ως εξής. Λόγω της επαφής μεταξύ των φυσαλίδων του αέρα, αυτές συνενώνονται με αποτέλεσμα να αυξηθεί το μέγεθός τους άρα και η ταχύτητα ανύψωσής τους. Μειώνεται με αυτό τον τρόπο ο χρόνος παραμονής τους στον Riser αντισταθμίζοντας εν μέρει την αύξηση του όγκου του αέρα.

Για μικρές ταχύτητες αέρα δεν υφίσταται  $\varepsilon_{GD}$  όπως φαίνεται και στο 4-1β. Η  $U_L$ , που και αυτή αυξάνεται με το  $u_{GR}$ , είναι αρχικά μικρότερη της ταχύτητας ανύψωσης των φυσαλίδων στο Riser [9,13] με αποτέλεσμα να μην υπάρχει διείσδυση των τελευταίων στον Downcomer. Αυτό επιτυγχάνεται από μια ταχύτητα  $u_{GR2}$  και μετά, όπου πλέον η  $U_L$  είναι αρκετά μεγάλη. Όπως φαίνεται και στο διάγραμμα 4-1,  $u_{GR2} < u_{GR1}$ .

Στις βιβλιογραφικές αναφορές η συσχέτιση του  $u_{GR}$  με το  $\varepsilon_{GR}$  ακολουθεί την εξίσωση [14]:

$$\varepsilon_{GR} = a u_{GR}^{\beta} \quad (4-7)$$

με τα  $a, \beta$  να εξαρτούνται από τις συνθήκες του πειράματος.

Η συσχέτιση που ακολουθούν τα διαγράμματα 4-3 είναι της μορφής [9]:

$$\varepsilon_{GR} = a u_{GR}^2 + \beta u_{GR} + c \quad (4-8)$$

Η επίδραση της επιφανειακής ταχύτητας του αέρα στην γραμμική ταχύτητα της υγρής φάσης παρουσιάζει παρόμοια συμπεριφορά με αυτή στο gas hold-up. Για ένα αρχικό εύρος  $u_{GR}$  ο ρυθμός αύξησης της ταχύτητας είναι υψηλός για να εμφανίσει στη συνέχεια αισθητή κάμψη (Διάγραμμα 4-1γ και 4-1δ). Αυτό οφείλεται όπως έχει αναφερθεί και αλλού στην άμβλυνση της διαφοράς πυκνότητας ανάμεσα στον Riser και τον Downcomer με την σταδιακή διείσδυση φυσαλίδων στον

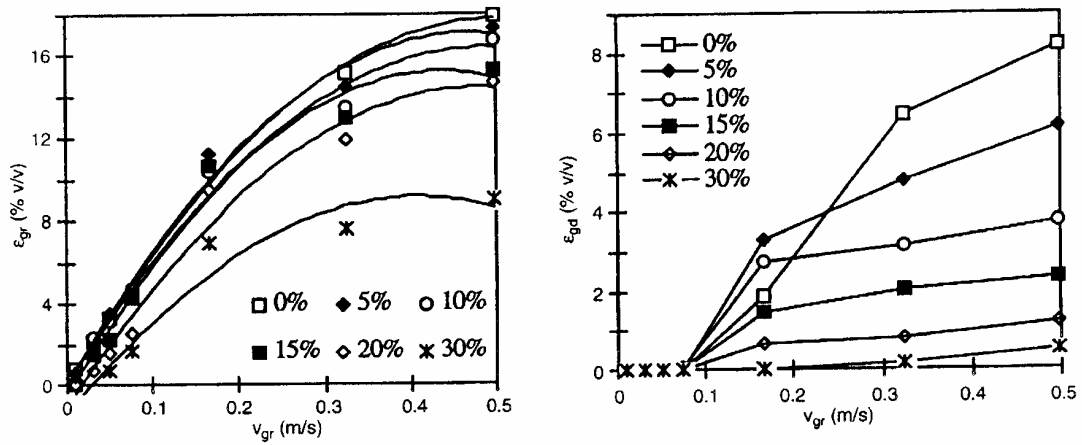


Fig. 4. Riser and downcomer gas holdup versus riser superficial gas velocity, for different solids loading and for the low density beads

**Διάγραμμα 4-1α,4-1β:** Συσχέτιση  $u_{GR}$  με  $\epsilon_{GR}, \epsilon_{GD}$  για διάφορες φορτίσεις στερεών

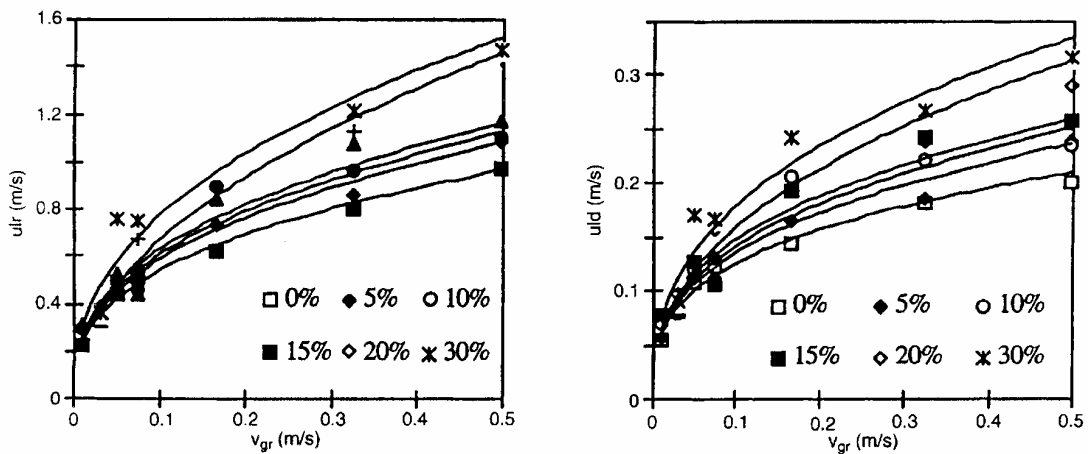


Fig. 14. Riser and downcomer interstitial liquid velocity versus riser superficial gas velocity, for different solids loading and for the low density beads

**Διάγραμμα 4-1γ,4-1δ:** Συσχέτιση  $u_{GR}$  με  $U_{LR}, U_{LD}$  για διάφορες φορτίσεις στερεών

τελευταίο και συνεπώς στην ομαλοποίηση της υδροδυναμικής ανομοιογένειας [9].

Ο χρόνος ανακύκλωσης μειώνεται με την αύξηση του  $u_{GR}$  αλλά ο ρυθμός μείωσης επηρεάζεται και εδώ για μεγάλες τιμές παροχής. Η αυξημένη τύρβη από τη δημιουργία μεγάλων φυσαλίδων στο χώρο του Riser, έχει σαν αποτέλεσμα μικρότερη διαθέσιμη ενέργεια για την ανακύκλωση του υγρού λόγω απωλειών [12]. Παρόμοια συμπεριφορά παρατηρείται και στον χρόνο ανάμιξης καθώς ουσιαστικά εξαρτάται από την ταχύτητα ανακύκλωσης.

### Γεωμετρικές Παράμετροι

Βασική γεωμετρική παράμετρος είναι ο λόγος της διατομής του Downcomer προς τη διατομή του Riser,  $\kappa = A_D/A_R$ . Επιδρά ιδιαίτερα στην ταχύτητα του υγρού στον Riser. Για δεδομένη επιφανειακή ταχύτητα αέρα και διάμετρο Riser, αύξηση του  $A_D$  κατευνάζει την αντίσταση της ροής στον Downcomer και αυξάνει την  $U_{LR}$  για την ίδια υδροδυναμική δρώσα δύναμη. Αυξάνοντας επίσης το  $A_D$  ο όγκος του υγρού που περιέχεται στον Riser αυξάνεται σε σχέση με τον ολικό όγκο του υγρού στον αντιδραστήρα. Η ένταση των παραπάνω σχέσεων μειώνεται καθώς αυξάνεται η παροχή του αέρα. Και αυτό γιατί η έντονη απώλεια ενέργειας με την ένταση της τύρβης μέσα στο Riser αρχίζει να επιδρά αρνητικά στην ταχύτητα του υγρού μειώνοντας την αναλογία ενεργειακής εισόδου - προώθησης του υγρού.

Άλλη υπό εξέταση γεωμετρική παράμετρος είναι το μέγεθος της ζώνης διαχωρισμού (disengagement zone). Εδώ η βιβλιογραφία παρουσιάζει αντίθετα συμπεράσματα. Οι Freitas et al. διεξήγαγαν τα πειράματά τους σε ένα αντιδραστήρα εσωτερικού βρόχου με μεγάλη ζώνη διαχωρισμού και διαπίστωσαν μηδενική παρείσφρηση αέρα στον Downcomer [9]. Αντίθετα οι Pollard et al. βασίστηκαν σε μοντέλο που διαιρεί τον όγκο της ζώνης διαχωρισμού σε δυο περιοχές: μια κατώτερη όπου το ανακυκλωμένο υγρό ρέει προς τον Downcomer παρουσία φυσαλίδων και ο όγκος της δεν αλλάζει με την αυξομείωση του συνολικού όγκου της ζώνης και μια ανώτερη που παρακάμπτεται από τη ροή ανακύκλωσης και δεν περιέχει φυσαλίδες. Ισχυρίστηκαν πως η αύξηση του όγκου του πάνω μέρους του αντιδραστήρα έχει επίδραση μόνο στην ανώτερη ζώνη μη επηρεάζοντας τα επιμέρους gas hold-up και την ροή ανακύκλωσης [12]. Τέλος οι Gavrilesco et al. σε αντιδραστήρα εξωτερικού βρόχου παρατήρησαν συσχέτιση του όγκου με την ταχύτητα του υγρού, αλλά πολύ μικρότερης έντασης από ότι η αντίστοιχη του λόγου  $\kappa$  [10].

#### 4-1-4 Υδροδυναμική συμπεριφορά παρουσία στερεής φάσης

Πολλοί ερευνητές προσομοίωσαν την υγρή φάση σε μονάδες επεξεργασίας λυμάτων στο εργαστήριο χρησιμοποιώντας τριφασικούς airlift αντιδραστήρες, όπου μικρά σωματίδια αιωρούνται στην υγρή φάση (αντιδραστήρες ιλύος). Η παρουσία αυτών των σωματιδίων προσομοιώνει τις βιοκροκίδες (flocs) σε μια δεξαμενή αερισμού.

Συνήθως τα σωματίδια που επιλέγονται είναι ca-alginate beads (χάντρες) υψηλής και χαμηλής πυκνότητας (HD και LD) που έχουν αντίστοιχα διαφορά και στη διάμετρο. Επίσης εξετάζεται η επίδραση της φόρτισης (v/v) τους στην υγρή φάση.

Δεν υπάρχει ομοφωνία για την επίδραση των στερεών σωματιδίων στο gas hold-up. Οι Guo et al. αναφέρουν αύξηση του συνολικού  $\epsilon_G$  με την πυκνότητα και τη φόρτιση [14]. Οι Freitas et al. παρατήρησαν πτώση των  $\epsilon_{GR}$  και  $\epsilon_{GD}$  με την αύξηση της φόρτισης. Η παρουσία τρίτης φάσης μειώνει την έκταση ροής της αέριας και της υγρής. Συνεπώς υφίσταται συνένωση των φυσαλίδων και μείωση του όγκου του αέρα. Η συνένωση αυτή είναι μεγαλύτερη για μικρού μεγέθους σωματίδια λόγω αύξησης του ιξώδους του ψευδομονογεννημένου τριφασικού μέσου. Αναφέρουν μάλιστα πως μείωση του  $\epsilon_{GR}$  προκαλούν κυρίως σωματίδια με πυκνότητα μικρότερη των  $1050 \text{ kg/m}^3$  και εύρος διαμέτρου από 0,06 έως 4,25 mm[9].

Σύμφωνα πάντα με τους ίδιους ερευνητές, η αρνητική επίδραση της φόρτισης στο  $\epsilon_{GD}$  είναι ακόμα πιο έντονη γιατί η συνένωση των φυσαλίδων σε μεγαλύτερα μεγέθη πλήττει κυρίως την παρουσία αέρα στον Downcomer. Ο λόγος  $g$  μειώνεται απότομα με τη φόρτιση. Παρατήρησαν πως ένας λόγος  $g$  ίσος με 0,88 σε διφασικό σύστημα μειώθηκε στο 0,10 παρουσία HD σωματιδίων με 20% (v/v) φόρτιση.

Διαφωνία ανάμεσα στις δυο πηγές υπάρχει όσον αφορά και την επίδραση των σωματιδίων στην ταχύτητα της υγρής φάσης. Οι Guo et al εκτιμούν πως η αντίσταση στη ροή που προβάλλει η παρουσία της φόρτισης οδηγεί στη μείωση της ταχύτητας ενώ για δεδομένη φόρτιση τα βαρύτερα σωματίδια προκαλούν μεγαλύτερη πτώση πίεσης στο σωλήνα και άρα μικρότερες ροές. Αντίθετα οι Freitas et al. παρατηρούν αύξηση της ταχύτητας ροής της υγρής φάσης με τη φόρτιση και το δικαιολογούν με τη μείωση της ελεύθερης διαμέτρου ροής.

## 4-2 Υδροδυναμική Συμπεριφορά Στατικών Διαχυτών

Οι ροή στους στατικούς διαχύτες είναι παρόμοια με αυτή των airlift αντιδραστήρων εσωτερικού βρόχου. Υπάρχει η παρουσία των τριών διακριτών ζωνών, δηλαδή των Air-Riser, Downcomer και Separator Zone, αλλά με αρκετές διαφορές σε σχέση με τους airlift. Και αυτό οφείλεται στους παρακάτω λόγους:

- Οι περιοχές της ζώνης διαχωρισμού και του Downcomer δεν οριοθετούνται από τοιχώματα ώστε να είναι ελεγχόμενη η μορφή της ροής (flow pattern).
- Η παρουσία διαφραγμάτων μέσα στο σώμα του διαχύτη και πτερυγίων στην κορυφή του οδηγεί τις φυσαλίδες σε μεγάλη ακτινική διασπορά με αποτέλεσμα την ανάπτυξη ιδιόμορφου Air-Riser. Η ροή επηρεάζεται έντονα



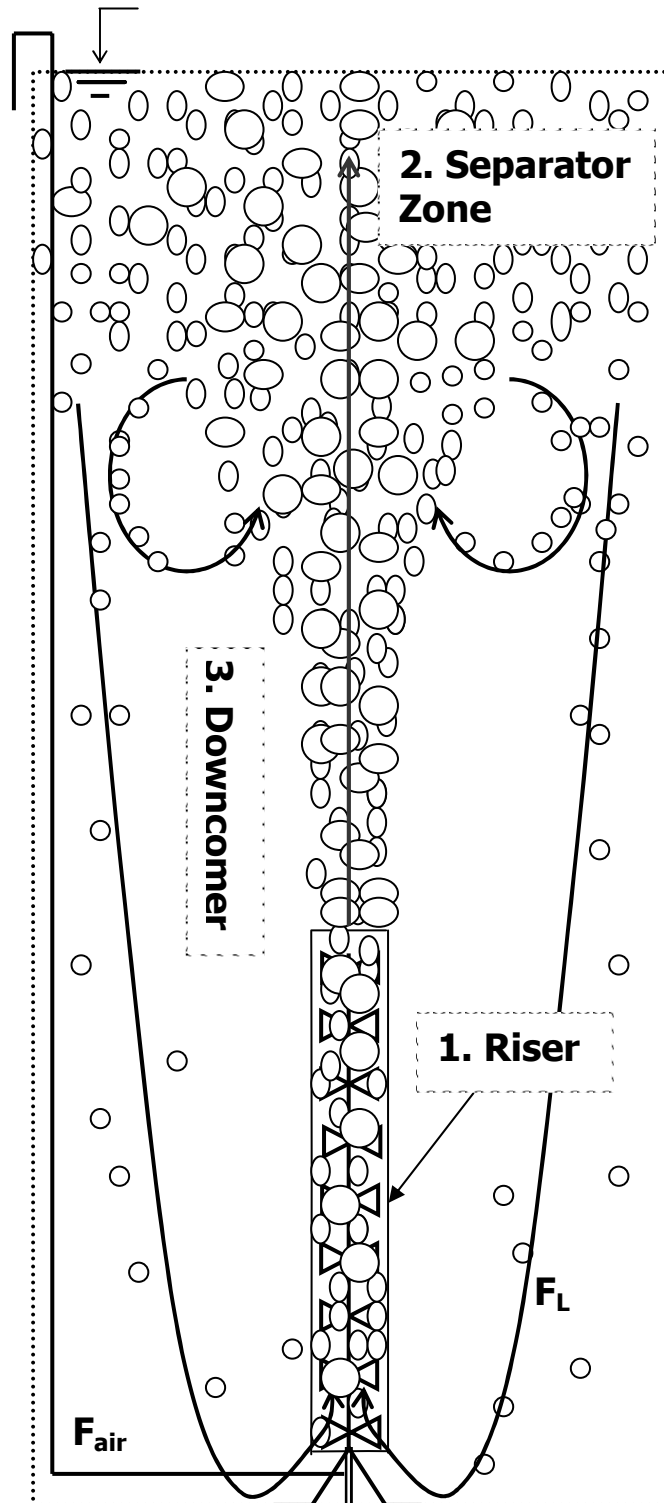
από τους γειτονικούς αεριστήρες και από δευτερεύουσες ροές που ανακυκλώνονται με τυχαίο τρόπο ανάμεσα στις τρεις βασικές περιοχές.

- Ο λόγος του όγκου του διαχύτη σε σχέση με το συνολικό είναι αμελητέος σε σχέση με το λόγο  $A_D/A_R$  στους airlift. Το γεγονός αυτό αυξάνει την ένταση της ανακυκλοφορίας.
- Στους τελευταίους υπάρχει δυνατότητα παραγωγής λεπτών φυσαλίδων, κάτι που επηρεάζει πολύ την υδροδυναμική συμπεριφορά.

Οι διαφορές αυτές επισημάνθηκαν εποπτικά σε πιλοτική δεξαμενή μέγιστης χωρητικότητας  $55 \text{ m}^3$  και βάθος νερού 5m. Η δεξαμενή ήταν εφοδιασμένη με δυο διαχύτες Pulsar 10 στοιχείων και διπλό πτερύγιο εκτροπής στην κορυφή. Το ύψος των διαχυτών έφτανε τα 194 cm. Αναφέρονται οι κύριες παρατηρήσεις που έγιναν (σε καθαρό νερό).

Η ελικοειδής διαδρομή και η ύπαρξη των πτερυγίων στην κορυφή του Pulsar έχει ως αποτέλεσμα την έντονη διασπορά της αέριας μάζας σε μεγάλη επιφάνεια. Σχηματίζεται έτσι ένα πλούμιο από φυσαλίδες που μπορεί να θεωρηθεί ως Air-Riser και έχει την κορυφή του στην έξοδο του διαχύτη και αποκλίνει σε μικρότερα βάθη με αποτέλεσμα να έχει άνοιγμα περίπου 2m σε βάθος 1m από την επιφάνεια του υγρού. Από αυτό το σημείο και μέχρι την επιφάνεια η παρουσία του αέρα εμφανίζεται ομογενοποιημένη και πλήρως αναμιγμένη (Ζώνη διαχωρισμού). Ο Downcomer, δηλαδή η περιοχή που ορίζεται από την κάτω πλευρά της επιφάνειας του πλουμίου και τον πυθμένα είναι απαλλαγμένος από φυσαλίδες εκτός από την παρουσία μιας αμελητέας ποσότητας μικρών μεγεθών, στοιχείο που συμφωνεί με τις παρατηρήσεις στους Airlift αντιδραστήρες ότι μόνο μικρές φυσαλίδες διεισδύουν στον Downcomer. Είναι επίσης χαρακτηριστική η παρουσία πολλών παράπλευρων σπειροειδών ροών στο κάτω εξωτερικό μέρος του πλουμίου με τάση να εκτρέπουν μέρος της ροής στην κορυφή του πλουμίου προς στην βάση του με αρκετά μεγάλες παροχές δημιουργώντας με αυτό τον τρόπο ανακύκλωση. Τέλος η διασπορά της μάζας των φυσαλίδων σε μεγάλη επιφάνεια οδηγεί στην αλληλεπίδραση των ροών μεταξύ γειτονικών διαχυτών και δυσχεραίνει την οριοθέτηση του όγκου ελέγχου. Το Σχήμα 4-3 απεικονίζει τη μορφή ροής (flow pattern) σε διαχύτη Pulsar.

Η μεγάλη ταχύτητα στον Riser σε συνδυασμό με τις παράπλευρες ροές που αναφέρθηκαν συντελεί ιδιαίτερα στην επικράτηση συνθηκών τυρβώδους ροής και συνεπώς καλής ανάδευσης. Το γεγονός αυτό σε συνδυασμό με το ότι ο στατικοί διαχύτες παράγουν φυσαλίδες μεσαίου-μεγάλου μεγέθους, που δεν προσφέρουν πολύ στο  $\varepsilon_G$  λόγω του μικρού χρόνου παραμονής τους, επιβεβαιώνει την αρχή σύμφωνα με την οποία η ικανότητα οξυγόνωσης στους Pulsar δεν στηρίζεται στη δημιουργία μεγάλης σε έκταση διεπιφάνειας αέριας-υγρής φάσης, όπως π.χ. στους πορώδεις διαχύτες λεπτής φυσαλίδας, αλλά στην γρήγορη δημιουργία συνθηκών κορεσμού και στη συνέχεια καλή μεταφορά της κορεσμένης υγρής φάσης σε όλο τον όγκο.



Σχήμα 4-3: Μορφή ροής (flow pattern) σε Pulsar αεριστήρα

# 5

## ΜΕΤΑΦΟΡΑ ΜΑΖΑΣ ΔΙΑΛΥΜΕΝΟΥ ΟΞΥΓΟΝΟΥ ΣΤΗΝ ΥΓΡΗ ΦΑΣΗ

Με την κατανόηση των βασικών μηχανισμών και εξισώσεων της μεταφοράς του διαλυμένου οξυγόνου από την αέρια σε υγρή φάση και την εξέταση της υδροδυναμικής συμπεριφοράς του συστήματός μας είμαστε σε θέση να διατυπώσουμε το ισοζύγιο μάζας για το διαλυμένο οξυγόνο σε μια δεξαμενή ενεργού ιλύος επανδρωμένη με στατικούς διαχύτες Pulsar.

### 5-1 Γενική διατύπωση ισοζυγίου για το DO

Σύμφωνα με την αρχή διατήρησης της μάζας, το ισοζύγιο του DO για κάποιον στοιχειώδη όγκο ελέγχου  $V$  εκφράζεται με την ακόλουθη έκφραση:

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{Ρυθμος} \\ \text{συσσωρευσης} \\ \text{στον ογκο} \\ \text{ελεγχου} \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{l} \text{Ρυθμος} \\ \text{παραγωγής} \\ \text{στον ογκο} \\ \text{ελεγχου} \end{array} \right\} + \left\{ \begin{array}{l} \text{Ρυθμος} \\ \text{εισοδου} \\ \text{στον ογκο} \\ \text{ελεγχου} \end{array} \right\} - \left\{ \begin{array}{l} \text{Ρυθμος} \\ \text{εξοδου} \\ \text{στον ογκο} \\ \text{ελεγχου} \end{array} \right\} - \left\{ \begin{array}{l} \text{Ρυθμος} \\ \text{αντιδρασης} \\ \text{στον ογκο} \\ \text{ελεγχου} \end{array} \right\}$$

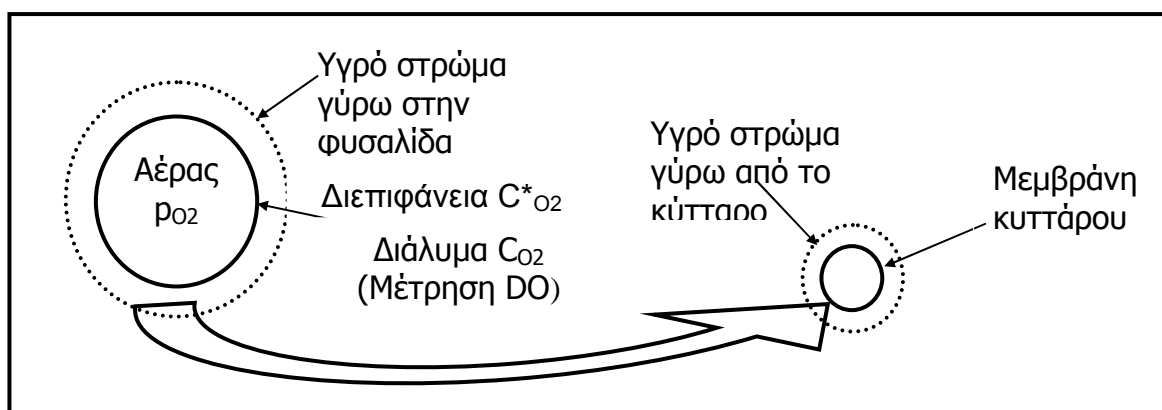
Αν θεωρήσουμε πως δεν έχουμε μεταφορά οξυγόνου από και προς τον όγκο ελέγχου η παραπάνω έκφραση μπορεί να διατυπωθεί μαθηματικά ως εξής για ένα συγκεκριμένο σημείο (στοιχειώδη όγκο ελέγχου  $V$ ) :

$$\underbrace{\frac{d(C'_{O_2}V)}{dt}}_1 = \underbrace{(k_L' A_T') (C'_{O_2} * - C'_{O_2})}_2 - \underbrace{r'_{O_2} V}_3 \quad (5-1)$$

- όπου:  $k_L'$  ο συντελεστής μεταφοράς μάζας στην υγρή φάση [m/sec].  
 $A_T'$  το εμβαδόν διεπιφάνειας αέριας/υγρής φάσης στον όγκο ελέγχου [m<sup>2</sup>].  
 $C'_{O_2}$  η συγκέντρωση κορεσμού του DO στον όγκο ελέγχου [mg-O<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>].  
 $C_{O_2}$  η συγκέντρωση του DO στον όγκο ελέγχου (bulk concentration) [mg-O<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>].  
 $r'_{O_2}$  ο ρυθμός κατανάλωσης DO στον όγκο ελέγχου από τα MLVSS (Mixed Liquor Volatile Suspended Solids – Οργανικό μέρος των αιωρούμενων στερεών του ανάμικτου υγρού) που είναι και το μέτρο των μικροοργανισμών στη δεξαμενή. [mg-O<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>·s]

Ο όρος 1 της (5-1) εκφράζει το ρυθμό συσσώρευσης του DO στον όγκο ελέγχου. Ο 2 το ρυθμό μεταφοράς (διάχυση) του DO από την αέρια στην υγρή φάση όπως αυτός εξετάστηκε από τη θεωρία μεταφοράς μάζας από την αέρια στην υγρή φάση και την εξίσωση (2-13). Ο όρος 3 εκφράζει το ρυθμό κατανάλωσης οξυγόνου από τη βιομάζα. Να σημειώσουμε ότι θεωρούμε την αντίσταση στην μεταφορά DO μέσω του υγρού στρώματος γύρω από το κύτταρο (liquid film around the cells) από την υγρή φάση στην μεμβράνη του κυττάρου αμελητέα. Στο Σχήμα 5-1 δίνεται μια εποπτική απεικόνιση της μεταφοράς.

Η εξίσωση (5-1) έχει εφαρμογή μόνο σε ένα συγκεκριμένο σημείο στο σύστημά μας. Ο ολικός ρυθμός μεταφοράς οξυγόνου (Oxygen Transfer Rate, OTR) προκύπτει από την ολοκλήρωση του στοιχειώδους ρυθμού μεταφοράς σε όλο τον όγκο ελέγχου μας. Για πραγματικά συστήματα αερισμού ωστόσο οι χωρικές μεταβολές στο  $k_L a$ ,  $C^*_{O_2}$  και  $C_{O_2}$  δεν ορίζονται επαρκώς και η ολοκλήρωση είναι αδύνατη.



**Σχήμα 5-1:** Μεταφορά του διαλυμένου οξυγόνου από την αέρια φάση στο κύτταρο

Αντίθετα ο συνολικός ρυθμός μεταφοράς DO, OTR μπορεί να εκφραστεί συμβατικά με τις ακόλουθες μέσες φαινόμενες εκφράσεις [6]:

$$\text{OTR} = V \frac{dC_{O_2}}{dt} = k_L A_T (C^*_{O_2} - C_{O_2}) - r_{O_2} V \quad (5-2)$$

όπου: OTR ο ρυθμός μεταφοράς οξυγόνου που λαμβάνει χώρα σε όλο τον όγκο ελέγχου [mg-O<sub>2</sub>/sec].

$k_L$  ο φαινόμενος μέσος χωρικός συντελεστής μεταφοράς οξυγόνου στην υγρή φάση [m/sec].

$A_T$  το εμβαδόν της διεπιφάνειας αέριας-υγρής φάσης σε όλο τον όγκο ελέγχου [m<sup>2</sup>].

$C^*_{O_2}$  η χωρικά μέση συγκέντρωση κορεσμού του DO που προσεγγίζεται σε θεωρητικά άπειρο χρόνο αερισμού (απουσία μικροοργανισμών)[mg-O<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>].

$C_{O_2}$  η χωρικά μέση συγκέντρωση του DO [mg-O<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>].

$r_{O_2}$  ο ρυθμός κατανάλωσης DO από μικροοργανισμούς που θεωρείται σταθερός σε όλο τον όγκο [mg-O<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>·sec].

Στην περίπτωση που θεωρήσουμε τέλεια ανάμιξη για το DO (ίδια συγκέντρωση σε κάθε χρονική στιγμή — Completely Mixed System), η (5-2) μπορεί να θεωρηθεί ως το ισοζύγιο μάζας που περιγράφει την μεταφορά DO σε ένα αντιδραστήρα διαλείποντος έργου (batch) όγκου V με τους ρυθμούς να μεταβάλλονται μόνο με το χρόνο παραμένοντας σταθεροί στον όγκο του αντιδραστήρα. Η παραδοχή της τέλει ανάμιξης είναι ρεαλιστική αν λάβουμε υπόψη την έντονη ανάδευση σε δεξαμενές αερισμού από το σύστημα αερισμού. Συνεπώς μπορούμε να διαιρέσουμε την (5-2) με τον όγκο V:

$$\frac{dC_{O_2}}{dt} = k_L \left( \frac{A_T}{V} \right) (C^*_{O_2} - C_{O_2}) - q_{O_2} x_v \quad (5-3)$$

όπου:  $q_{O_2}$  ο ειδικός ρυθμός κατανάλωσης οξυγόνου [mg-O<sub>2</sub>/g-cells/s]

$x_v$  η συγκέντρωση των MLVSS στη μονάδα του όγκου [g-cells/m<sup>3</sup>]

Το *εμβαδόν διεπιφάνειας ανά μονάδα όγκου (surface area per unit volume)* είναι μία πολύ χρήσιμη λειτουργική παράμετρος που ορίζεται ως:

$$a = \frac{A_T}{V} \quad (5-4)$$

με μονάδες [m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>] ή [m<sup>-1</sup>]. Προφανώς το a εξαρτάται από τον αριθμό και την διάμετρο των φυσαλίδων που δημιουργούνται στον όγκο ελέγχου και από

την ένταση της ανάδευσης που έχουμε. Το ισοζύγιο μάζας για το οξυγόνο γίνεται τελικά :

$$\frac{dC_{O_2}}{dt} = k_L a (C^*_{O_2} - C_{O_2}) - q_{O_2} x_v \quad (5-5)$$

### 5-1-1 Ογκομετρικός συντελεστής μεταφοράς οξυγόνου, $k_L a$

Παρόλο που ο πειραματικός υπολογισμός του  $k_L$  ή του  $a$  είναι πολύ δύσκολος, το γινόμενο  $k_L a$  μπορεί να υπολογιστεί σχετικά εύκολα πειραματικά και χρησιμοποιείται τελικά σαν βασική παράμετρος σχεδιασμού ή αξιολόγησης του συστήματος αερισμού σε δεξαμενές αερισμού. Ο *ογκομετρικός ή συνολικός συντελεστής μεταφοράς οξυγόνου  $k_L a$  (volumetric or overall oxygen mass transfer coefficient)* χρησιμοποιείται συχνά για να συγκρίνει την αποδοτικότητα (efficiency) της οξυγόνωσης σε βιοαντιδραστήρες ή δεξαμενές αερισμού καθώς και την ικανότητα ανάδευσης των συστημάτων που αυτοί διαθέτουν.

Γενικά μπορούμε να θεωρήσουμε ότι η συνολική διεπιφάνεια απαρτίζεται από δύο όρους. Έναν που αντιστοιχεί στις φυσαλίδες (bubbles) και ένα στην ελεύθερη επιφάνεια της υγρής φάσης της  $\Delta A$  (head space).

$$a = \frac{A_T}{V} = \frac{A_{\text{Bubbles}} + A_{\text{HS}}}{V} = a_{\text{Bubbles}} + a_{\text{HS}} \quad (5-6)$$

$A_{\text{HS}}$  δεν είναι απλά το γεωμετρικό εμβαδόν αλλά ένα πολλαπλάσιο αυτού (λόγω των μικροκυματισμών που δημιουργούνται στην διεπιφάνεια από την ανάδευση).

## 5-2 Παράγοντες που επηρεάζουν το συντελεστή μεταφοράς $k_L a$

Ο συντελεστής μεταφοράς οξυγόνου  $k_L a$  επηρεάζεται για δεδομένο σύστημα αερισμού (στην περίπτωση μας στατικούς διαχύτες) από διάφορες λειτουργικές, γεωμετρικές και φυσικοχημικές παραμέτρους. Αυτές είτε επιδρούν στην ειδική επιφάνεια  $a$ , δηλαδή στο εμβαδόν της διεπιφάνειας, είτε στο συντελεστή μεταφοράς στην υγρή φάση  $k_L$ , δηλαδή στο ρυθμό με τον οποίο μεταφέρεται η συγκέντρωση κορεσμού  $c^*_{O_2}$  από τη διεπιφάνεια στον κύριο όγκο της υγρής φάσης. Η υδροδυναμική συμπεριφορά της υγρής και αέριας φάσης όπως εξετάστηκε στο τέταρτο κεφάλαιο καθορίζει σε σημαντικό βαθμό τη μεταφορά οξυγόνου στην υγρή φάση.

### 5-2-1 Παράγοντες που επηρεάζουν το $a$

Το gas hold-up  $\varepsilon_G$  και η κατανομή της διαμέτρου των φυσαλίδων  $d_b$  μέσα στο σώμα της υγρής φάσης αποτελούν παραμέτρους-κλειδιά για τον έλεγχο του συντελεστή μεταφοράς οξυγόνου και πολλές προσπάθειες ενίσχυσης του τελευταίου εστιάζονται σε αυτά.

Το  $a$  καθορίζεται από την κατακράτηση του αέρα καθώς ο όγκος της αέριας φάσης επηρεάζει άμεσα το συνολικό εμβαδόν της διεπιφάνειας και συνεπώς το λόγο  $A_T/V$ . Άμεση είναι επίσης η επίδραση στο  $a$  του μεγέθους των φυσαλίδων αφού οι μικρότερου μεγέθους έχουν μεγαλύτερη έκταση διεπιφάνειας για δεδομένο όγκο.

Ο Calderbank πρότεινε την εξής συσχέτιση μεταξύ  $a$ ,  $\varepsilon_G$  και  $d_b$  [15].

$$a = \frac{6\varepsilon_G}{d_b(1 - \varepsilon_G)} \quad (5-7)$$

Όπως αναφέρθηκε στο τέταρτο κεφάλαιο μεγάλες ογκομετρικές παροχές αέρα προκαλούν συνένωση των φυσαλίδων με αποτέλεσμα τη μείωση του  $a$ . Επίσης με την αύξηση της διαμέτρου των φυσαλίδων αυξάνεται και η ταχύτητα ανόδου τους και ο χρόνος παραμονής της αέριας φάσης στο σύστημα είναι μικρότερος συντελώντας στην περαιτέρω μείωση της ικανότητας μεταφοράς οξυγόνου. Παρόμοιες επιδράσεις έχει και η μεγάλη ταχύτητα ανακύκλωσης του υγρού.

Γενικά η παρουσία μεγάλων φυσαλίδων είναι ανεπιθύμητη γιατί έχουν μικρή ειδική επιφάνεια και δε συνεισφέρουν πολύ στην μεταφορά οξυγόνου. Από την άλλη η μεγάλη χρονικά παρουσία μικρών φυσαλίδων στον αντιδραστήρα δεν είναι γενικά επιθυμητή επειδή ο αέρας μέσα σε αυτές βρίσκεται σε ισορροπία με το υγρό για λίγο χρονικό διάστημα. Αν και δεν έγινε δυνατό να επιβεβαιωθεί εποπτικά για τους στατικούς διαχύτες, έχει παρατηρηθεί πως σε πολλές περιπτώσεις παραμένουν μέσα στην υγρή φάση μην προσφέροντας στη μεταφορά μάζας, μειώνοντας όμως την ταχύτητα ανακύκλωσης της υγρής φάσης και συνεπώς τη δυνατότητα ανανέωσης του Downcomer με φρέσκες φυσαλίδες.

Οι Godó et al. έδειξαν πως το παραπάνω πρόβλημα ανανέωσης του αέρα στον αντιδραστήρα μπορεί να επιλυθεί επιλέγοντας ένα σταθερό περιοδικό ρυθμό παροχής αέρα. Το κλείσιμο, ή μείωση της παροχής και η απότομη ενίσχυσή της σε τακτά χρονικά διαστήματα αποδεσμεύει ταχύτατα τις μικρές φυσαλίδες κυρίως από τα τοιχώματα του Downcomer και συμβάλλει έτσι στην ανανέωση του αέρα [16].

Σημαντική επίδραση στο μέγεθος των φυσαλίδων και στο  $a$  εμφανίζεται να έχει και το βάθος βύθισης των διαχυτών καθώς όσο αυξάνεται το βάθος στο οποίο είναι τοποθετημένοι, ο αέρας στις φυσαλίδες βρίσκεται σε μεγαλύτερη

πίεση λόγω της υπερκείμενης στάθμης υγρού και συνεπώς μειώνεται το μέγεθος των φυσαλίδων[2].

Τέλος το μέγεθος και η συγκέντρωση της στερεάς φάσης επηρεάζει έντονα το συντελεστή μεταφοράς μάζας μέσω της άμεσης επίδρασης στην συνένωση των φυσαλίδων και στο gas hold-up κυρίως για μεγάλες ογκομετρικές παροχές, όπως αναφέρθηκε στο τέταρτο κεφάλαιο. Οι Freitas et al. σε εργαστηριακά πειράματα σε τριφασικό airlift αντιδραστήρα εσωτερικού βρόχου παρατήρησαν μείωση του  $k_L a$  κατά 40% και 70% όταν εισήχθησαν 20% και 30% φορτία στερεών αντίστοιχα στον αντιδραστήρα [9]. Ακόμα μεγαλύτερη μείωση στο  $k_L a$  παρατηρείται με τη μείωση του μεγέθους των στερεών.

### 5-2-2 Παράγοντες που επηρεάζουν το $k_L$

#### Θερμοκρασία αποβλήτων

Η διάχυση του οξυγόνου αυξάνεται με την αύξηση της θερμοκρασίας. Η συσχέτιση αυτή εκτιμάται με τη βοήθεια του *παράγοντα  $\theta$*  (*theta factor*) που προσδιορίζεται από την σχέση:

$$k_L a(T) = k_L a_{20} \theta^{T-20} \quad (5-8)$$

Η σχέση μπορεί να χρησιμοποιηθεί για την εκτίμηση του  $k_L a$  σε υψηλότερες θερμοκρασίες στην περίπτωση που η τιμή του στους 20°C είναι γνωστή. Η αύξηση του συντελεστή μεταφοράς μάζας με τη θερμοκρασία αντισταθμίζεται με την μικρότερη δρώσα δύναμη ( $C^*_{O_2} - C$ ) που αυτή η μείωση συνεπάγεται. Είναι γνωστό πως η διαλυτότητα του  $O_2$  στο νερό μειώνεται με την αύξηση της θερμοκρασίας. (Πίνακας Α) Οι Vogelaar et al. έδειξαν πως ο ρυθμός μεταφοράς οξυγόνου παραμένει σχεδόν σταθερός σε ένα θερμοκρασιακό εύρος 20-50°C στους airlift αντιδραστήρες [17].

#### Χαρακτηριστικά του απόβλητου

Οι ρυπαντικές ουσίες που περιέχονται στο απόβλητο επηρεάζουν τη μεταφορά του οξυγόνου στην κύρια μάζα του υγρού, αλλά κυρίως επιδρούν στη διεπιφάνεια αερίου-υγρού. Τα οργανικά επηρεάζουν τη μεταφορά οξυγόνου με δύο τρόπους. Πρώτον τα οργανικά και οι επιφανειακά ενεργές ουσίες συγκεντρώνονται στη διεπιφάνεια και μειώνουν τη διάχυση του οξυγόνου στο ρευστό και δεύτερον επηρεάζουν τις ιδιότητες και το μέγεθος της διεπιφάνειας. Οι ιδιότητες που δέχονται την μεγαλύτερη επίδραση είναι το ιξώδες της διεπιφάνειας και η επιφανειακή τάση. Τα αιωρούμενα στερεά που υπάρχουν στα απόβλητα επηρεάζουν γενικά το συντελεστή μεταφοράς οξυγόνου όμως η επίδραση αυτή είναι σχετικά μικρή σε σχέση με την επίδραση των τασιενεργών ενώσεων που υπάρχουν στο διάλυμα. Οι τασιενεργές ενώσεις που βρίσκονται στα λύματα και μπορεί να είναι λάδια ή απορρυπαντικά για παράδειγμα επιδρούν στη διεπιφάνεια αερίου-υγρού. Οι



υδρόφιλες ομάδες είναι στραμμένες προς το νερό και οι υδρόφοβες προς την αέρια φάση. Αυτή η δράση των επιφανειενεργών ενώσεων έχει σαν αποτέλεσμα τη μείωση της επιφανειακής τάσης της διεπιφάνειας γεγονός το οποίο οδηγεί στο σχηματισμό μικρότερων φυσαλίδων αέρα. Επιπλέον οι επιφανειενεργές ενώσεις δημιουργούν μια διεπιφάνεια με υψηλό ιξώδες το οποίο δημιουργεί ένα μεγαλύτερο σε πάχος υγρό οριακό στρώμα που περιβάλλει μια φυσαλίδα αέρα. Επίσης το υψηλού ιξώδους οριακό στρώμα μειώνει το ρυθμό διάτμησης γύρω από τη φυσαλίδα μειώνοντας έτσι και το ρυθμό ανανέωσης της διεπιφάνειας υγρού-αερίου. Η δράση των επιφανειενεργών ενώσεων όπως αναπτύσσεται παραπάνω μειώνει το συνολικό συντελεστή μεταφοράς οξυγόνου στο ρευστό [2].

Σε σχέση με το καθαρό νερό η μείωση της  $k_L a$  εκφράζεται με τη σταθερά  $a[6]$ :

$$a = \frac{k_L \text{ αποβλήτου}}{k_L \text{ καθαρού νερού}} \quad (5-9)$$

Για αστικά λύματα το  $a$  είναι 0,6-0,9 και συν τοις άλλοις εξαρτάται από το βαθμό επεξεργασίας που έχουν υποστεί τα απόβλητα δηλ. τη μείωση των διαφόρων οργανικών ουσιών που εμποδίζουν τη μεταφορά οξυγόνου. Έτσι στο σημείο εισόδου της δεξαμενή αερισμού (όπου δεν έχει γίνει σημαντική επεξεργασία) η σταθερά  $a$  παρουσιάζει χαμηλές τιμές [5].

### 5-3-2 Συνηθισμένες συσχετίσεις για το $k_L a$

#### Θεωρητική συσχέτιση

Σύμφωνα με τη θεωρία διείσδυσης του Higbie και τη θεωρία ισοτροπικής τύρβης του Kolmogoroff, ο συντελεστής μεταφοράς οξυγόνου στην υγρή φάση  $k_L$  εξαρτάται από την παρουσία μικροσκοπικών στροβίλων στον όγκο του υγρού. Οι απώλειες ενέργειας ανά μονάδα μάζας στη διεπιφάνεια οφείλονται στην επαφή της με τους στροβίλους και ο χρόνος επαφής είναι αντιστρόφως ανάλογος με το  $k_L$ . Οι σημαντικότερες απώλειες ενέργειας εμφανίζονται κυρίως στη ζώνη αποκόλλησης, μιας περιοχής που δημιουργείται μεταξύ της οριακής γραμμής ροής και του ορίου της διεπιφάνειας στο πίσω μέρος της φυσαλίδας και χαρακτηρίζεται από έντονους στροβιλισμούς και τυρβώδη ροή. Η δημιουργία και απώλεια αυτών των στροβίλων είναι υπεύθυνη για τη μεταφοράς του διαλυμένου οξυγόνου στο υγρό [13]. Σε συνδυασμό με την (5-16) ο συντελεστής μεταφοράς οξυγόνου εκφράζεται τελικά με την εξής σχέση:

$$k_L a = \frac{2}{\sqrt{\pi}} \sqrt{D_L} \left( \frac{U_s \rho_L g \epsilon_G}{\mu} \right)^{1/4} \frac{6\epsilon_G}{d_b (1 - \epsilon_G)} \quad (5-10)$$

όπου:  $D_L$  ο συντελεστής διάχυσης [ $m^2/sec$ ].

- $U_s$  η σχετική ταχύτητα της φυσαλίδας σε σχέση με αυτή του υγρού (slip velocity) [m/sec].  
 $\mu$  το δυναμικό ιξώδες [Pa/sec].

### Εμπειρικές συσχετίσεις

Οι συνηθέστερες εμπειρικές σχέσεις για το  $k_L a$  είναι:

Η παρακάτω συσχέτιση για το  $k_L a$  που έχει εφαρμοστεί ευρέως κυρίως σε καλλιέργειες σε βιοαντιδραστήρες έχει προταθεί από τους Cooper et al [18].

$$k_L a = \left( \frac{P_g}{V} \right)^{a_1} (u_{GR})^{b_1} \quad (5-11)$$

όπου ο λόγος  $P_g/V$  είναι η απαιτούμενη ισχύς για τον αεριζόμενο βιοαντιδραστήρα ανά μονάδα όγκου. Οι τιμή του  $a_1$  κυμαίνεται ανάμεσα στο 0,37 και το 0,80 ενώ για το  $b_1$  ανάμεσα στο 0,20 και το 0,84. Ο ίδιος ο Cooper πρότεινε τις τιμές 0,47 και 0,39 αντίστοιχα.

Μια δεύτερη συσχέτιση που λαμβάνει υπόψη και την επίδραση του ιξώδους προτάθηκε από τους Ryu και Humphrey είναι [18]:

$$k_L a = \left( \frac{P_g}{V} \right)^{a_2} (u_{GR})^{b_2} (\mu_{ap})^{c_2} \quad (5-12)$$

όπου  $\mu_{ap}$  είναι το φαινόμενο ιξώδες. Οι ερευνητές πρότειναν τα ακόλουθα,  $a_2=0,53$ ,  $b_2=0,43$  και  $c_2=-0,12$ .

Ειδικά στην περίπτωση δημιουργίας φυσαλίδων στη δεξαμενή χωρίς μηχανική ανάδευση υπάρχει και η ακόλουθη συσχέτιση :

$$k_L a = \frac{F_{air} H_L}{d_b^{1,5} u_b^{0,5} V} \quad (5-13)$$

- όπου  $F_{air}$  η παροχή αέρα [ $m^3/s$ ].  
 $H_L$  το ύψος της υγρής φάσης στον αντιδραστήρα [m].  
 $d_b$  η διάμετρος των φυσαλίδων που μπορεί να συνδεθεί με την  $F_{air}$  με τη σχέση  $d_b \approx (F_{air})^\gamma$  με το  $\gamma$  να κυμαίνεται μεταξύ 0,2-1,0[m].  
 $u_b$  η ταχύτητα με την οποία ανεβαίνουν οι φυσαλίδες μέσα στον αντιδραστήρα [m/s].

$$u_b = \frac{F_{air} H_L}{\epsilon_G V} \quad (5-14)$$

Γενικά οι παραπάνω εμπειρικές συσχετίσεις δεν είναι πολύ ακριβείς, αλλά είναι πολύτιμες για να δούμε την εξάρτηση του  $k_L a$  με διάφορες παραμέτρους [19].

### **5-3 Μοντελοποίηση της μεταφοράς του DO σε στατικούς διαχύτες**

Η εξίσωση (5-5) αποτελεί το ισοζύγιο μάζας για το διαλυμένο οξυγόνο αν θεωρήσουμε όγκο ελέγχου το σύνολο του όγκου που περιλαμβάνει το διαχύτη και την περιβάλλουσα αυτόν μάζα του ανακυκλωμένου ύδατος, και πλήρη ανάμιξη για το DO. Ωστόσο η ανομοιογένεια στην υδροδυναμική συμπεριφορά και στην μεταφορά μάζας του συστήματός μας είναι μεγάλη όπως έχει κατά κόρον παρατηρηθεί για τους συγγενείς airlift αντιδραστήρες και έχει να κάνει κυρίως με την μεταβαλλόμενη χωρικά κατανομή του ποσού και μεγέθους των φυσαλίδων, αλλά και την ιδιαίτερη διάταξη και γεωμετρία του συστήματος αερισμού [12]. Αυτές οι μεταβολές επηρεάζουν τον συντελεστή μεταφοράς μάζας και το ρυθμό κατανάλωσης DO από τη βιομάζα και έχουν σαν αποτέλεσμα την ανομοιογένεια της συγκέντρωσης του οξυγόνου. Ο ανεπαρκής ορισμός των παραπάνω παραμέτρων σε κάθε σημείο ή περιοχή με τις ίδιες ιδιότητες δεν μας επιτρέπει μια ακριβή περιγραφή της κατανομής της συγκέντρωσης.

Ωστόσο διαιρώντας τον όγκο ελέγχου σε τμήματα με κοινές υδροδυναμικές ιδιότητες, έχουμε μια καλύτερη προσομοίωση της κατανομής των συγκεντρώσεων του DO.

#### **5-2-1 Διάρθρωση του συνολικού όγκου ελέγχου σε επιμέρους (Compartmentation).**

Η όγκος ελέγχου διαιρείται σε τμήματα που αντιστοιχούν στις τρεις διακριτές περιοχές ροής, δηλαδή στον Air-Riser, στη Ζώνη Διαχωρισμού (Separator zone) των φάσεων και στον Downcomer όπως διακρίνονται στο Σχήμα 4-3.

Στη βιβλιογραφία για την μοντελοποίηση της μεταφοράς DO στους Air-Riser και Downcomer χρησιμοποιείται συνήθως το μοντέλο συμμεταφοράς και διασποράς (advective - dispersive model) ή αλλιώς αξονικής διασποράς (axial dispersion model) [8,20]. Το μοντέλο αυτό απαιτεί χρήση μερικών διαφορικών εξισώσεων (PDE's) για την περιγραφή του. Στην περίπτωση που ο Downcomer είναι απαλλαγμένος από φυσαλίδες, μπορεί να θεωρηθεί ένας ιδανικός αντιδραστήρας εμβολικής ροής (plug flow reactor, PFR). Η ζώνη διαχωρισμού εξαιτίας της έντονης διάχυσης, αντιμετωπίζεται ως ένας αντιδραστήρας πλήρους ανάδευσης (completely mixed reactor) που περιγράφεται με συνήθεις διαφορικές εξισώσεις (ODE's) [20].

Ωστόσο η έντονη ροή ανακύκλωσης στην περίπτωση των στατικών διαχυτών Pulsar προκαλεί αύξηση της τύρβης και μας επιτρέπει να μοντελοποιήσουμε

και τον Downcomer ως ένα CSTR.

Η ροή της υγρής φάσης  $F_L$  είναι κοινή σε όλο τον όγκο και ανακυκλώνεται στον διαχύτη συνεχώς μεταφέροντας τη μάζα από το ένα τμήμα στο άλλο. Η συγκέντρωση DO εξόδου μπορεί να θεωρηθεί ως συγκέντρωση εισόδου για τον επόμενο όγκο ελέγχου κατά τη φορά της ροής. Στο Σχήμα 5-3 απεικονίζεται το είδος του μοντέλου για τα τρία τμήματα του όγκου ελέγχου.

### 5-2-2 Εξισώσεις μεταφοράς DO για δυναμικές συνθήκες

Στη συνέχεια διατυπώνεται το ισοζύγιο μάζας για κάθε ένα από τα τρία τμήματα σε δυναμικές συνθήκες. Διακρίνονται δυο ενδεχόμενα:

- Το ανακυκλωμένο υγρό στον Downcomer είναι απαλλαγμένο από φυσαλίδες.
- Υφίσταται παρουσία φυσαλίδων και στον Downcomer.

Να σημειωθεί πως η δεύτερη οριακή περίπτωση, δηλαδή ύπαρξη φυσαλίδων ομοιόμορφα κατανεμημένων σε όλο τον όγκο ελέγχου είναι πρακτικά αδύνατη γιατί σε αυτή την περίπτωση δεν υφίσταται ροή.

#### Απουσία φυσαλίδων στον Downcomer.

Στην περίπτωση που  $\epsilon_{GD}=0$ , έχουμε μεταφορά μάζας από την αέρια στην υγρή φάση μόνο σε Riser και Ζώνη διαχωρισμού. Οι εξισώσεις είναι:

*Riser:*

$$\frac{\partial C_R}{\partial t} = -U_{LR} \frac{\partial C_R}{\partial z} + D_{ZR} \frac{\partial^2 C_R}{\partial z^2} + (k_L a)_R (C_R^* - C_R) - q_{O_2} x_v \quad (5-15.1)$$

*Separator:*

$$\frac{dC_S}{dt} = (k_L a)_S (C_S^* - C_S) + (k_L a)_{HS} (C_{SUR}^* - C_S) + \frac{F_L}{V_S} (C_R^{exit} - C_S) - q_{O_2} x_v \quad (5-15.2)$$

*Downcomer:*

$$\frac{dC_D}{dt} = \frac{F_L}{V_D} (C_S - C_D) - q_{O_2} x_v \quad (5-15.3)$$

#### Παρουσία φυσαλίδων στον Downcomer

Τα ισοζύγια σε αυτήν την περίπτωση:

*Riser:*

$$\frac{\partial C_R}{\partial t} = -U_{LR} \frac{\partial C_R}{\partial z} + D_{ZR} \frac{\partial^2 C_R}{\partial z^2} + (k_L a)_R (C_R^* - C_R) - q_{O_2} x_v \quad (5-16.1)$$

*Separator:*

$$\frac{dC_S}{dt} = (k_L a)_S (C_S^* - C_S) + (k_L a)_{HS} (C_{SUR}^* - C_S) + \frac{F_L}{V_S} (C_R^{exit} - C_S) - q_{O_2} x_v \quad (5-16.2)$$

*Downcomer:*

$$\frac{dC_D}{dt} = (k_L a)_D (C_D^* - C_D) \epsilon_{GD} + \frac{F_L}{V_D} (C_S - C_D) - q_{O_2} x_v \quad (5-16.3)$$

όπου:  $C_S, C_R, C_D$  οι συγκεντρώσεις του DO στην υγρή φάση για κάθε διαμέρισμα και μεταβλητές συστήματος (state variables) των παραπάνω ισοζυγίων [ $mg-O_2/m^3$ ].

$C_S^*, C_R^*, C_D^*$  οι χωρικά μέσες συγκεντρώσεις κορεσμού για κάθε τμήμα [ $mg-O_2/m^3$ ].

$C_{SUR}^*$  η συγκέντρωση κορεσμού στην επιφάνεια και σε θερμοκρασία T [ $mg-O_2/m^3$ ].

$C_R^{exit}$  η συγκέντρωση DO εξόδου στο Riser [ $mg-O_2/m^3$ ].

$U_{LR}$  η γραμμική ταχύτητα του υγρού στον Riser [ $m/sec$ ].

$D_{ZR}$  ο συντελεστής αξονικής διάχυσης του υγρού στο Riser [ $m^2/sec$ ].

$V_S, V_R, V_D$  ο όγκος κάθε τμήματος [ $m^3$ ].

$(k_L a)_S, (k_L a)_R$  οι ογκομετρικοί συντελεστές μεταφοράς οξυγόνου στη ζώνη διαχωρισμού και το Riser [ $sec^{-1}$ ].

$(k_L a)_{HS}$  ο συντελεστής μεταφοράς οξυγόνου από την επιφάνεια των λυμάτων (head space) [ $sec^{-1}$ ].

$F_L$  η ροή ανακύκλωσης της υγρής φάσης [ $m^3/sec$ ].

Οι παραδοχές που έχουν γίνει στις παραπάνω εξισώσεις αφορούν:

### 1. Ροή ανακύκλωσης $F_L$

Η ροή της υγρής φάσης  $F_L$  είναι κοινή για όλους τους επιμέρους όγκους ελέγχου. Αυτό σημαίνει ότι αγνοούμε τις δευτερεύουσες σπειροειδείς παροχές που παρατηρήθηκαν στο Riser.

### 2. Ειδικός ρυθμός κατανάλωσης $O_2$ $q_{O_2}$ , και κρίσιμη συγκέντρωση οξυγόνου

Ο ειδικός ρυθμός κατανάλωσης  $O_2$   $q_{O_2}$  εξαρτάται κυρίως από το είδος του αερόβιου μικροοργανισμού και τις συνθήκες καλλιέργειας. Στον Πίνακα 5-1 παρουσιάζονται κάποιες τυπικές τιμές του  $q_{O_2}$  [19].

Οι ανωτέρω ρυθμοί ισχύουν όταν η συγκέντρωση του διαλυμένου οξυγόνου είναι μεγαλύτερη από την κρίσιμη συγκέντρωση ( $C_{O_2} > C_{O_2, crit}$ ). Για συγκεντρώσεις μικρότερες της κρίσιμης, ο ειδικός ρυθμός  $q_{O_2}$  μειώνεται κατά τρόπο ανάλογο με την κινητική Monod. Η κρίσιμη συγκέντρωση είναι περίπου από 0,1% ως 10% της διαλυτότητας.

Στα ισοζύγια μας κάνουμε την παραδοχή ότι ο ρυθμός  $q_{O_2}$  είναι σταθερός σε όλο τον όγκο του αντιδραστήρα. Επειδή μάλιστα σε δεξαμενές αερισμού συστημάτων ενεργού ιλύος, η συγκέντρωση  $x_v$  των MLVSS κρατείται συνήθως σε σταθερά και βέλτιστα για την σωστή λειτουργία της ΔΑ επίπεδα (1500-4500 mg-cells/L)[4], θεωρούμε και το *ρυθμό κατανάλωσης οξυγόνου  $q_{O_2} x_v$  (Oxygen uptake rate-OUR)* σταθερό στο όγκο και στον χρόνο.

Στις εξισώσεις (5-15),(5-16) ο ρυθμός κατανάλωσης  $q_{O_2} x_v$  μπορεί να εκτιμηθεί με γραμμική παλινδρόμηση στην εξίσωση αποξυγόνωσης κατά την εφαρμογή της δυναμικής μεθόδου για τον πειραματικό υπολογισμό του  $k_L a$ . (Παράγραφος 6-2) ή να θεωρηθεί άγνωστη παράμετρος προς εκτίμηση.

**Πίνακας 5-1** Τυπικές τιμές  $q_{O_2}$  για διάφορα είδη μικροοργανισμών

Μικροοργανισμός	$q_{O_2}$ [mmol- $O_2$ /g-dw-cells/h]
Βακτήρια (bacteria)	
E.Coli	10-12
<i>Azotobacter sp.</i>	30-90
<i>Spectromyces sp.</i>	2-4
Ζυμομύκητες (yeasts)	
<i>Saccharomyces cerevisiae</i>	8
Ευρωτομύκητες (molds)	
<i>Penicillium sp.</i>	3-4
<i>Aspergillus niger</i>	3
Φυτικά κύτταρα (plant cells)	
<i>Acer pseudoplatanus (sycamore)</i>	0,2
<i>Saccharum (sugar cane)</i>	1-3
Ζωικά κύτταρα (animal cells)	$q_{O_2}$ [(mmol- $O_2$ /L/h)/ $10^6$ cells/ml]
HeLa	0,4
WI-38	0,15

### 3. Οξυγόνωση από την επιφάνεια

Όταν έχουμε παροχή αέρος μέσω ενός καλοσχεδιασμένου διανομέα δημιουργούνται πολλές φυσαλίδες και σε αυτή την περίπτωση η συμβολή της ελεύθερης επιφάνειας στον συνολικό εμβαδόν της διεπιφάνειας Α/Υ είναι αμελητέα, δηλ.  $a \approx a_{\text{bubbles}}$  και συνεπώς οι αντίστοιχοι όροι που εκφράζουν αυτή τη μεταφορά στις εξισώσεις (5-15) και (5-16) αγνοούνται.

Από τα δύο σετ των εξισώσεων, αυτό που περισσότερο ανταποκρίνεται στην πραγματικότητα είναι το πρώτο, αφού παρατηρήσεις στον Downcomer έδειξαν πως  $\varepsilon_{\text{GD}} \approx 0$ . Οι εξισώσεις (5-15) εμφανίζουν περιθώρια για περαιτέρω απλοποιήσεις και αλγεβρικές πράξεις που θα μειώσουν τον αριθμό των άγνωστων παραμέτρων:

#### 1. Κατανομή συγκέντρωσης DO στον Riser.

Μπορούμε να αντικαταστήσουμε την εξίσωση μεταφοράς στο Riser (5-15.1 και 5-16.1) με μια απλή εξίσωση steady-state κάνοντας την εξής προσέγγιση :

$$C_{\text{R}}^{\text{exit}} = C^*_{(\text{H})} \quad (5-17)$$

δηλαδή η συγκέντρωση στην έξοδο του Riser είναι ίση με την συγκέντρωση κορεσμού σε εκείνο το σημείο. Με βάση αυτή την παραδοχή έχουμε πλέον για κάθε σετ εξισώσεων δυο διαφορικές και μια αλγεβρική εξίσωση. Για την εκτίμηση του  $C^*$  στο συγκεκριμένο βάθος μπορεί να χρησιμοποιηθεί η εξίσωση (5-15) ή να υποθεθεί  $C_{\text{R}}^{\text{exit}} = C^*_{\text{SUR}}$  αφού το πλούμιο του Riser βρίσκεται πολύ κοντά στην επιφάνεια.

#### 2. Εκτίμηση της ροής της υγρής φάσης $F_L$ .

Υπάρχουν πολλοί τρόποι εκτίμησης της συγκεκριμένης παραμέτρου. Αναφορές για την υδροδυναμική λειτουργία των Pulsar διαχυτών αναφέρουν μια ροή 200-300m<sup>3</sup>/h. Προκειμένου να παρακαμφθεί η αβεβαιότητα που επιφέρει το σημαντικό εύρος πιθανών τιμών, είναι προτιμότερο να συσχετιστεί η  $F_L$  με γνωστά και μετρήσιμα μεγέθη.

Στη βιβλιογραφία συναντάται συχνά η εξής συσχέτιση μεταξύ της επιφανειακής ταχύτητας του αέρα  $u_{\text{GR}}$  και της επιφανειακής ταχύτητας της υγρής φάσης στον Riser,  $u_{\text{LR}}$ :

$$u_{\text{LR}} = \alpha u_{\text{GR}}^{\beta} \quad (5-18)$$

Σύμφωνα με τους Gavrilescu et al.  $\beta=0,42$  για  $u_{\text{GR}} < 0,04\text{m/sec}$ ,  $\beta=0,47$  για  $u_{\text{GR}} < 0,04 < 0,07\text{m/sec}$  και  $\beta=0,54$  για  $u_{\text{GR}} > 0,07\text{m/sec}$  [9]. Σε όλα τα πειράματα που έλαβαν χώρα, η παροχή του αέρα ήταν κατά μέσο όρο 110m<sup>3</sup>/hr που ισοδυναμεί σε  $u_{\text{GR}}=0,576\text{m/sec}$ , δηλαδή η τιμή που προτείνεται είναι  $\beta=0,54$ . Οι Guo et al. αναφέρουν μια μικρότερη τιμή 0,24 χωρίς παρουσία στερεών

[14]. Τέλος οι Freitas et al. δίνουν ένα εύρος τιμών που ξεκινάει από 0,364 για μηδενική φόρτιση στερεών, αυξάνεται με την φόρτιση για να καταλήξει στο 0,422 για 30% φόρτιση [9]. Αναφέρονται όμως στη γραμμική και όχι στην επιφανειακή τιμή της ταχύτητας για την υγρή φάση, άρα πρέπει να είναι γνωστή και η τιμή του  $\varepsilon_{GR}$  για να υπολογιστεί η  $F_L$  (εξίσωση 4-6). Είναι προφανές πως το πρόβλημα απλά μετατοπίζεται αφού τώρα άγνωστες παράμετροι είναι τα  $\alpha, \beta$ .

Τέλος η  $F_L$  μπορεί να υπολογιστεί αν γραφεί το ισοζύγιο μάζας για τον Downcomer σε steady-state:

$$F_L = \frac{q_{O_2} x_v V_D}{(C_{S,SS} - C_{D,SS})} \quad (5-19)$$

Απαιτείται όμως καλή εκτίμηση των steady-state συγκεντρώσεων.

### 3. Συγκέντρωση κορεσμού στη ζώνη διαχωρισμού

Παρατηρήθηκε πως η ζώνη διαχωρισμού αρχίζει σε βάθος περίπου 1m από την επιφάνεια. Συνεπώς μπορούμε να υποθέσουμε ότι η συγκέντρωση κορεσμού σε αυτό το τμήμα είναι ίση με την επιφανειακή για την ίδια θερμοκρασία T:

$$C^*_S = C^*_{SUR} = C^{exit}_R \quad (5-20)$$

Η συγκέντρωση κορεσμού στην επιφάνεια υπολογίζεται είτε πειραματικά, μετρώντας το DO σε μια φιάλη σε θερμοκρασία T και υπό συνθήκες έντονης ανάδευσης, είτε διαβάζεται από πίνακες όπως αυτόν στο παράρτημα (Πίνακας A).

Με τις παραπάνω απλοποιήσεις τα ισοζύγια (5-15) γίνονται:

$$\frac{dC_S}{dt} = \left( (k_L a)_S + \frac{q_{O_2} x_v V_D}{V_S (C_{S,SS} - C_{D,SS})} \right) (C^*_{SUR} - C_S) - q_{O_2} x_v \quad (5-21.1)$$

$$\frac{dC_D}{dt} = q_{O_2} x_v \left( \frac{C_S - C_D}{C_{S,SS} - C_{D,SS}} - 1 \right) \quad (5-22.2)$$

## 5-3 Παράγοντες που επηρεάζουν τη συγκέντρωση κορεσμού οξυγόνου ( $C^*_{O_2}$ )

Στα σεντ των εξισώσεων που περιγράφουν την μεταφορά του DO χρησιμοποιήθηκε η συγκέντρωση κορεσμού  $C^*_{O_2}$  του διαλυμένου οξυγόνου



στην υγρή φάση. Η τιμή αυτής της συγκέντρωσης εξαρτάται από τους παρακάτω παράγοντες

- Θερμοκρασία
- Πίεση
- Γραμμομοριακό κλάσμα  $O_2$  στην αέρια φάση
- Διαλυμένα άλατα
- Χαρακτηριστικά αποβλήτου

Οι συσχετίσεις μεταξύ συγκέντρωσης κορεσμού και θερμοκρασίας-αλατότητας σε καθαρό νερό είναι πολύ ακριβείς και έχουν τυποποιηθεί σε πίνακες όπως αυτός του παραρτήματος (Πίνακας Α). Τέτοιοι πίνακες περιέχουν τις τιμές της διαλυτότητας του  $O_2$  σε ένα εύρος θερμοκρασιών  $T$  και συγκεντρώσεων χλωριούχων ιόντων (διαλυμένων συστατικών) και αναφέρονται στην απορρόφηση  $O_2$  από το νερό που βρίσκεται σε επαφή με ξερό αέρα που περιέχει 20,90% οξυγόνο. Γενικά η διαλυτότητα μειώνεται με την αύξηση της θερμοκρασίας και την αύξηση της συγκέντρωσης των αλάτων.

Η συσχέτιση της συγκέντρωσης κορεσμού με την πίεση και συνεπώς και το βάθος ακολουθεί το νόμο του Henry :

$$C^*_{O_2} = \frac{y_{O_2}(z)P(z)}{H} \quad (5-23)$$

όπου:  $P(z)$  η ολική πίεση σε βάθος νερού  $z$  [Pa]  
 $H$  η σταθερά του Henry [ $Pa \cdot kg^{-1}m^3$ ]  
 $y_{O_2}(z)$  το γραμμομοριακό κλάσμα του  $O_2$  στην αέρια φάση

Ο νόμος του Henry δεν χρησιμοποιείται στην πράξη για τον υπολογισμό της συγκέντρωσης κορεσμού λόγω της ύπαρξης της σταθεράς. Αναφερόμενοι όμως σε standard συνθήκες μπορούμε να αποφύγουμε τη σταθερά. Η σχέση που συνδέει την συγκέντρωση κορεσμού σε οποιοδήποτε βάθος με τη συγκέντρωση σε standard συνθήκες είναι :

$$C^*_{O_2} = C^*_{O_2,ST} \left( \frac{P(z)}{P_{SUR,ST}} \right) \left( \frac{y_{O_2}}{y_{O_2o}} \right) \quad (5-24)$$

όπου:  $C^*_{ST}$  η συγκέντρωση κορεσμού  $DO$  στην επιφάνεια του νερού, σε θερμοκρασία  $T$ , standard ατμοσφαιρική  $p_s=1.00$  atm και σχετική υγρασία 100% [ $mg-O_2/L$ ]  
 $P_{SUR,ST}$  η ολική πίεση στην επιφάνεια του νερού σε standard συνθήκες  
 $y_{O_2}$  το γραμμομοριακό κλάσμα του  $O_2$  στην αέρια φάση σε βάθος  $z$  [-]  
 $y_{O_2o}$  το γραμμομοριακό κλάσμα του  $O_2$  στην αέρια φάση για μηδενικό επίπεδο  $DO$  (0,21) [-]

Η ολική πίεση σε βάθος  $z$  του αντιδραστήρα είναι:

$$P(z) = p_b + \rho_m gz - p_{vt} \quad (5-25)$$

όπου:  $p_b$  η ατμοσφαιρική πίεση [pa].  
 $p_{vt}$  η τάση ατμών του νερού σε θερμοκρασία T [pa].  
 $\rho_m$  η πυκνότητα του μίγματος νερό-φουσαλίδες [gr/m<sup>3</sup>].  
 $z$  το βάθος του νερού από την επιφάνεια [m].

ενώ στην επιφάνεια και για standard συνθήκες

$$P(z) = p_{ST} - p_{vt} \quad (5-26)$$

όπου:  $p_{ST}$  η standard ατμοσφαιρική πίεση (1.00 atm σε σχετική υγρασία 100%) [Pa].

Η πυκνότητα του μίγματος νερού-φουσαλίδων μπορεί να εκτιμηθεί από την σχέση :

$$\rho_m = \rho_L (1 - \epsilon_G) \quad (5-27)$$

όπου:  $\rho_L$  η πυκνότητα του νερού σε θερμοκρασία T [gr/m<sup>3</sup>].  
 $\epsilon_G$  το gas hold-up της αέριας φάσης [-].

Τελικά η (5-24) γράφεται

$$C^*_{O_2} = C^*_{O_2,ST} \left( \frac{p_b + \rho_L (1 - \epsilon_G) gz - p_{vt}}{p_{ST} - p_{vt}} \right) \left( \frac{Y_{O_2}}{Y_{O_2o}} \right) \quad (5-28)$$

Όπως προαναφέρθηκε, η παραπάνω σχέση ισχύει για καθαρό νερό και χρησιμοποιείται συχνά στον σχεδιασμό συστημάτων αερισμού για την ανέρρευση του ενεργούς βάρους (effective depth,  $z_e$ ) που αντιπροσωπεύει το βάθος εκείνο στο οποίο η ολική πίεση δημιουργεί μια συγκέντρωση κορεσμού ίση με την  $C^*_{O_2}$ , η οποία μετράται με τεστ καθαρού νερού (clear water tests) και αποτελεί την χωρικά μέση τιμή της συγκέντρωσης κορεσμού (spatial average DO saturation concentration). Η (5-28) μπορεί να χρησιμοποιηθεί εναλλακτικά, δηλαδή δεδομένου του ενεργού βάρους (που δίνεται από Πίνακες όπως ο 5-2), υπολογίζεται η  $C^*_{O_2}$ . Αυτή η δεύτερη χρήση μας είναι απαραίτητη για να συσχετίσουμε την συγκέντρωση κορεσμού με το βάθος στα ισοζύγια μας και συνεπώς να μειώσουμε τον αριθμό των παραμέτρων σε αυτά [6].

Η αντιμετώπιση των εξισώσεων 5-15, 5-16 απαιτεί εκτίμηση της μέσης χωρικά συγκέντρωσης κορεσμού. Γι αυτό το σκοπό εκτός από την εξίσωση (5-28) μπορούν να χρησιμοποιηθούν και οι εμπειρικές σχέσεις (5-29) και (5-31) που ισχύουν για το νερό [2]:

$$C^*_{\text{mean}} = \frac{C^*_{\text{O}_2, \text{ST}}}{2} \left( \frac{p_b + \rho_L g h}{P_b} + \frac{O_t}{20,9} \right) \quad (5-29)$$

$$O_t = \frac{21(1-E)100}{79 + 21(1-E)} \quad (5-30)$$

$$C^*_{\text{mean}} = C^*_{\text{O}_2, \text{ST}} (1 + 0,097xh) \quad (5-31)$$

- όπου:  $h$  το βάθος τροφοδοσίας αέρα [m].  
 $E$  το δεκαδικό κλάσμα του οξυγόνου που μεταφέρεται στην υγρή φάση [-].  
 $x$  0,22-0,33.

Η επίδραση των χαρακτηριστικών των λυμάτων συνήθως εκτιμάται με τη χρήση του παράγοντα  $\beta$  (beta factor) που ορίζεται ως εξής:

$$\beta = \frac{C^*_{\text{O}_2 \text{ λυμάτων}}}{C^*_{\text{O}_2 \text{ νερού}}} \quad (5-32)$$

Η τιμή του κυμαίνεται από 0,8-1 και γενικά είναι κοντά στο 1 για δημοτικά λύματα [6]. Γενικά είναι δύσκολη η πειραματική του μέτρηση. Ωστόσο η τιμή του μπορεί να βασιστεί στο φορτίο των διαλυμένων στερεών που περιέχουν τα λύματα και μπορεί να υπολογιστεί ως ο λόγος της επιφανειακής συγκέντρωσης κορεσμού για το DO σε νερό που περιέχει φορτίο στερεών ίσο με αυτό της διεργασίας με την επιφανειακή συγκέντρωση κορεσμού σε καθαρό νερό. Οι συγκεντρώσεις κορεσμού μπορούν να υπολογιστούν από τους πίνακες ως συνάρτηση της συγκέντρωσης διαλυμένων στερεών ή χλωριότητας.

**Πίνακας 5-2** Ενεργά βάθη κορεσμού για διάφορα συστήματα αερισμού [6]

Σύστημα Αερισμού	Ενεργό βάθος κορεσμού ( $z_e$ ) ως ποσοστό του βάθους νερού
Διαχύτες μέσης-χοντράς φυσαλίδας Διαχύτες λεπτής φυσαλίδας Επιφανειακός Αερισμός Χαμ. Ταχύτ.	26-34% του βάθους 21-44% του βάθους 5-7% του βάθους

# 6

## ΜΕΘΟΔΟΛΟΓΙΑ ΓΙΑ ΤΟΝ ΠΕΙΡΑΜΑΤΙΚΟ ΠΡΟΣΔΙΟΡΙΣΜΟ ΤΟΥ $k_{La}$ ΣΕ ΠΡΑΓΜΑΤΙΚΕΣ ΣΥΝΘΗΚΕΣ

Όπως προαναφέραμε σκοπός είναι η αποτίμηση της ικανότητας οξυγόνωσης της δεξαμενής αερισμού μέσω του υπολογισμού του συνολικού ογκομετρικού συντελεστή μεταφοράς οξυγόνου  $k_{La}$  και έχουν προταθεί κατά καιρούς διάφορες μέθοδοι εκτίμησης. Η πλειονότητα των πειραμάτων έχει διεξαχθεί σε νερό ή άλλα πρότυπα υγρά (*clean water tests*) σε μια προσπάθεια να προσομειωθούν όσο καλύτερα γίνεται οι συνθήκες που επικρατούν σε πραγματικές διεργασίες. Τα πειράματα αυτά είναι ιδιαίτερα χρήσιμα γιατί είναι επαναλήψιμα. Οι συνθήκες ορίζονται με ακρίβεια και μπορούν να ελεγχθούν εύκολα με αποτέλεσμα οι εκτιμήσεις του συντελεστή μεταφοράς οξυγόνου να είναι ακριβείς και να μπορούν να χρησιμοποιηθούν για υπολογισμούς σε πραγματικές συνθήκες. Ο καθορισμός της απορρόφησης του οξυγόνου από τον αέρα στην υγρή φάση πρέπει ωστόσο να διεξάγεται κάτω από τις πραγματικές συνθήκες λειτουργίας εφόσον ο ρυθμός μεταφοράς επηρεάζεται έντονα από την παρουσία αποβλήτων, βιομάζας και των προϊόντων της ή τον αφρό. Οι τιμές του  $k_{La}$  σε πραγματικές συνθήκες διαφέρουν επίσης από τις αντίστοιχες σε καθαρό νερό ακόμα και αν λαμβάνονται υπόψη διαφορές στις φυσικοχημικές ιδιότητες της υγρής φάσης όπως το ιξώδες και η διαχυτότητα [21].

Τα τεστ που χρησιμοποιούνται για τον υπολογισμό του  $k_{La}$  σε πραγματικές συνθήκες μπορούν να διακριθούν σε δυο μεγάλες κατηγορίες :

- Μέθοδοι σταθερών συνθηκών (static or steady-state methods)
- Δυναμικές μέθοδοι (dynamic methods)

## 6-1 Μέθοδοι σε σταθερές συνθήκες

Οι steady-state μέθοδοι βασίζονται στην βασική αρχή του σταθερής με το χρόνο συγκέντρωσης του διαλυμένου οξυγόνου. Παρακάτω αναφέρονται τρεις χαρακτηριστικές μέθοδοι αυτής της κατηγορίας.

### 6-1-1 Στατική μέθοδος (stationary method)

Το τεστ αυτό απαιτεί μέτρηση του DO σε μια πιλοτική ή πραγματικού μεγέθους δεξαμενή κάτω από σταθερές συνθήκες. Απαιτείται χρήση ηλεκτρόδιου οξυγόνου γρήγορης απόκρισης. Η εκτίμηση του συντελεστή μεταφοράς οξυγόνου γίνεται με βάση το ισοζύγιο του DO για όλο τον όγκο του αντιδραστήρα και με την παραδοχή ότι δε θεωρούμε μεταφορά του από και προς τον όγκο έλεγχου. Αυτή η τελευταία υπόθεση ισχύει και σε αντιδραστήρες συνεχούς ροής λόγω της πολύ αργής μεταφοράς του οξυγόνου που μεταφέρεται με τα λύματα στη δεξαμενή σε σχέση με αυτό που μεταφέρεται από την αέρια φάση ή καταναλώνεται από τους μικροοργανισμούς. Έτσι το ισοζύγιο μάζας είναι :

$$\frac{dC_{O_2}}{dt} = k_L a (C^*_{O_2} - C_{O_2}) - q_{O_2} X_v \quad (5-5)$$

όπου:  $C^*_{O_2}$  η χωρικά μέση συγκέντρωση κορεσμού DO σε θερμοκρασία T που προσεγγίζεται σε άπειρο χρόνο [mg/L].

$C_{O_2}$  η χωρικά μέση συγκέντρωση DO για όλο τον όγκο ελέγχου [mg/L].

Με την παραδοχή της τέλει ανάμιξης η  $C_{O_2}$  είναι περίπου ίση με τη συγκέντρωση στο σημείο μέτρησης.

Στην περίπτωση που η συγκέντρωση του DO είναι σταθερή (steady state συνθήκες) το  $k_L a$  υπολογίζεται από την σχέση:

$$k_L a = \frac{q_{O_2} X_v}{C^*_{O_2} - C_{O_2,SS}} \quad (6-1)$$

όπου:  $C_{O_2,SS}$  η χωρικά μέση συγκέντρωση του DO σε steady- state συνθήκες [mg/L].

Η μέθοδος αυτή απαιτεί προηγούμενη εκτίμηση του ρυθμού  $q_{O_2} X_v$  που μπορεί να υπολογιστεί με τη δυναμική μέθοδο [21].

### 6-1-2 Μέθοδος ισοζυγίου μάζας αέριας φάσης (gas balancing method)

Το  $k_{La}$  μπορεί να εκτιμηθεί από το ισοζύγιο μάζας του  $O_2$  ή του  $CO_2$  στην αέρια φάση μετρώντας τη διαφορά της συγκέντρωσης του αερίου στο ρεύμα εισόδου και εξόδου αντίστοιχα. Απαιτούνται αισθητήρες αερίου οξυγόνου και διοξειδίου του άνθρακα καθώς και ένας μετρητής παροχής [21].

Θεωρώντας πλήρη ανάδευση και σταθερές συνθήκες για την αέρια φάση το έλλειμα οξυγόνου από το αέριο ρεύμα κατά μήκος της πορείας του στον αντιδραστήρα πρέπει να είναι ίσο με το ρυθμό με τον οποίο αυτό μεταφέρεται στην υγρή φάση. Η εξίσωση που μας επιτρέπει να εκτιμήσουμε το  $k_{La}$  από το ισοζύγιο του οξυγόνου στην αέρια φάση είναι:

$$k_{La} = \frac{(P_1/RT_1)Q_{1,G}Y_{1,O_2} - (P_2/RT_2)Q_{2,G}Y_{2,O_2}}{V_L(C_{O_2}^* - C_{O_2})} \quad (6-2)$$

όπου: 1,2 το ρεύμα αερίων εισόδου και εξόδου αντίστοιχα.

$Q_G$  η παροχή του αέρα [ $m^3/s$ ].

$Y_{O_2}$  το γραμμομοριακό κλάσμα του  $O_2$  στο ρεύμα των αερίων [-].

$V_L$  ο όγκος της υγρής φάσης στον αντιδραστήρα [ $m^3$ ].

Για την περίπτωση του  $CO_2$  το ισοζύγιο διατυπώνεται ως εξής :

$$k_{La} = \frac{1}{RQ} \frac{(P_2/RT_2)Q_{2,G}Y_{2,CO_2} - (P_1/RT_1)Q_{1,G}Y_{1,CO_2}}{V_L(C_{O_2}^* - C_{O_2})} \quad (6-3)$$

όπου:  $RQ$  το αναπνευστικό κλάσμα που ορίζεται ως ο λόγος του ρυθμού παραγωγής  $CO_2$  προς τον ρυθμό κατανάλωσης  $O_2$ .

Για να χρησιμοποιήσουμε το παραπάνω ισοζύγιο είναι απαραίτητο να γνωρίζουμε το  $RQ$ . Μια καλή εκτίμηση του τελευταίου είναι διαθέσιμη για ένα πλήθος πειραμάτων [21].

Η μέθοδος εφαρμόζεται εναλλακτικά θεωρώντας εμβολική ροή και σταθερές συνθήκες για την αέρια φάση κατά μήκος του αντιδραστήρα.

### 6-2 Δυναμική μέθοδος

Είναι η μέθοδος που μπορεί να χρησιμοποιηθεί χρησιμοποιώντας τον όγκο μας ως μετρητή αναπνοής (respirometer). Ουσιαστικά χρησιμοποιούμε τη βιομάζα

για να μειώσουμε το διαλυμένο οξυγόνο σταματώντας την παροχή αέρα και στην συνέχεια μετράμε πόσο γρήγορα επαναφερόμαστε στις αρχικές συνθήκες. Με την μέθοδο αυτή εκτός του  $k_L a$  μετράμε και το  $q_{O_2} x_v$ , τον ειδικό ρυθμό κατανάλωσης οξυγόνου από τη βιομάζα [19].

Η αποτίμηση της ικανότητας οξυγόνωσης γίνεται πάλι με τη χρήση του ισοζυγίου μάζας για το DO όπως εκφράζεται από την εξίσωση (5-5). Θεωρούμε πως η υγρή φάση είναι πλήρως αναμιγμένη και το γραμμομοριακό κλάσμα του  $O_2$  στην αέρια φάση είναι σταθερό χωρικά και χρονικά.

$$\frac{dC_{O_2}}{dt} = k_L a(C^*_{O_2} - C_{O_2}) - q_{O_2} x_v \quad (5-5)$$

Εφαρμόζοντας τη δυναμική μέθοδο, το διάγραμμα χρόνου - συγκέντρωσης DO θα έχει την μορφή του Διαγράμματος 6-1. Ακολουθεί περιγραφή του κάθε τμήματος της καμπύλης.

Όταν:  $t < t_1$  Έχουμε λειτουργία σε μόνιμες συνθήκες

$$q_{O_2} x_v = k_L a(C^*_{O_2} - C_{O_2,ss}) \quad (6-4)$$

$t_1 < t < t_2$  Σταματάμε την παροχή αέρα και η πτώση του  $C_{O_2}$  ακολουθεί την εξίσωση

$$\frac{dC_{O_2}}{dt} = -q_{O_2} x_v \Rightarrow C_{O_2}(t) = C_{O_2,ss} - q_{O_2} x_v (t - t_1) \quad (6-5)$$

και επομένως ο ρυθμός κατανάλωσης DO υπολογίζεται από την κλίση της ευθείας. Δεχόμαστε πως η αέρια φάση απομακρύνεται αμέσως και πως το  $q_{O_2} x_v$  παραμένει σταθερό σε όλη τη διάρκεια της φάσης. Είναι σημαντικό σε αυτό το διάστημα η βιομάζα να αναδευείται και να διατηρείται σε αιώρηση ώστε να μην κροκιδώνεται και καθιζάνει γρήγορα δίνοντας ρυθμό κατανάλωσης διαφορετικό από αυτόν που επικρατεί στις κανονικές συνθήκες αερισμού. Η ανάδευση αυτή επιτυγχάνεται συνήθως με έναν αναδευτήρα που λειτουργεί σε χαμηλά RPM ή με μικρή παροχή αέρα από τους διαχύτες.

$t_2 < t$  Επανεκκινούμε την παροχή του αέρα και η συγκέντρωση του διαλυμένου οξυγόνου αυξάνεται σταδιακά μέχρι να φτάσει και πάλι σε σταθερή τιμή.

Το δυναμικό ισοζύγιο μάζας σε αυτή την περίπτωση είναι

$$\frac{dC_{O_2}}{dt} = k_L a(C^*_{O_2} - C_{O_2}) - q_{O_2} x_v \quad (5-5)$$

Η διαφορική εξίσωση μπορεί να επιλυθεί αναλυτικά καταλήγοντας στην ακόλουθη σχέση :

$$\frac{C^*_{O_2} - C_{O_2}(t) - \frac{q_{O_2} X_v}{k_L a}}{C^*_{O_2} - C_{O_2}(t_2) - \frac{q_{O_2} X_v}{k_L a}} = e^{-k_L a(t - t_2)} \quad (6-6)$$

η οποία μας δίνει

$$C_{O_2}(t) = C^*_{O_2} - \frac{q_{O_2} X_v}{k_L a} - \left( C^*_{O_2} - C_{O_2}(t_2) - \frac{q_{O_2} X_v}{k_L a} \right) e^{-k_L a(t - t_2)} \quad (6-7)$$

Η παραπάνω εξίσωση μπορεί να χρησιμοποιηθεί για τον υπολογισμό των παραμέτρων ( $k_L a$  &  $C^*_{O_2}$ ) χρησιμοποιώντας τα δεδομένα κατά τη διάρκεια της οξυγόνωσης. Σε αυτή την περίπτωση μπορούμε να χρησιμοποιήσουμε τη μη γραμμική μέθοδο ελαχίστων τετραγώνων *Gauss-Newton* για τον υπολογισμό των παραμέτρων. Η μέθοδος αυτή αναπτύσσεται στο έβδομο κεφάλαιο.

Αντί αυτού, αν έχουμε προσδιορίσει με ακρίβεια την συγκέντρωση διαλυμένου οξυγόνου σε σταθερές συνθήκες ( $C_{O_2,ss}$ ) προχωράμε σε ένα τεστ σε σταθερές συνθήκες χρησιμοποιώντας την βασική μας εξίσωση και θέτοντας  $dC_{O_2}/dt = 0$ , οπότε καταλήγουμε στην εξίσωση (6-1) από την οποία μπορούμε να υπολογίσουμε το  $C^*_{O_2}$ :

$$C^*_{O_2} = C_{O_2,ss} + \frac{q_{O_2} X_v}{k_L a} \quad (6-1)$$

Με βάση την ανωτέρω εξίσωση, η σχέση (6-7) απλοποιείται ως εξής:

$$C_{O_2}(t) = C_{O_2,ss} - (C_{O_2,ss} - C_{O_2}(t_2)) e^{-k_L a(t - t_2)} \quad (6-8)$$

ή

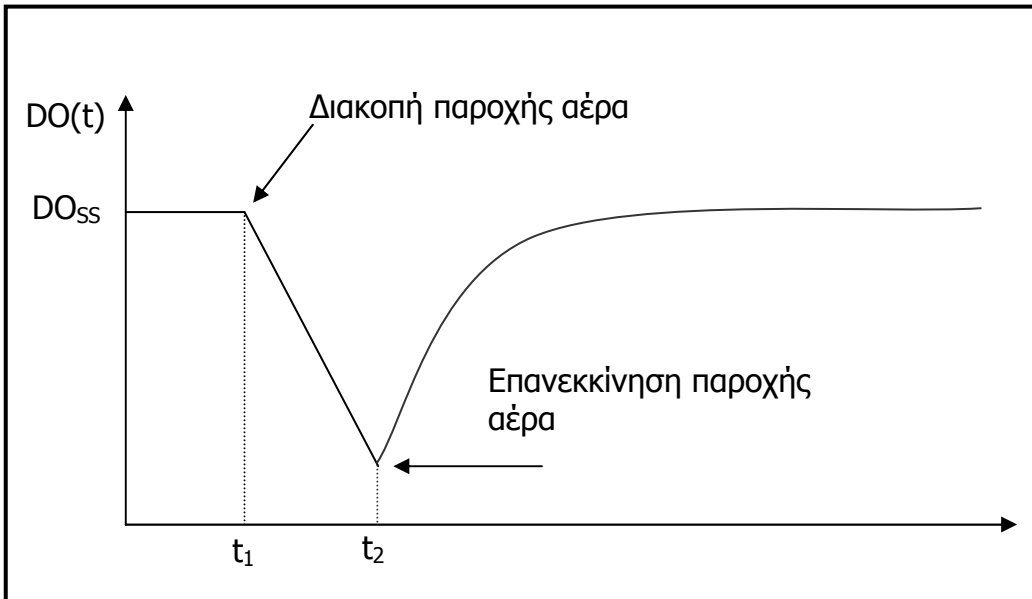
$$\frac{C_{O_2,ss} - C_{O_2}(t)}{C_{O_2,ss} - C_{O_2}(t_2)} = e^{-k_L a(t - t_2)} \quad (6-9)$$

ή τέλος

$$\ln(C_{O_2,ss} - C_{O_2}(t)) = \ln(C_{O_2,ss} - C_{O_2}(t_2)) - k_L a(t - t_2) \quad (6-10)$$

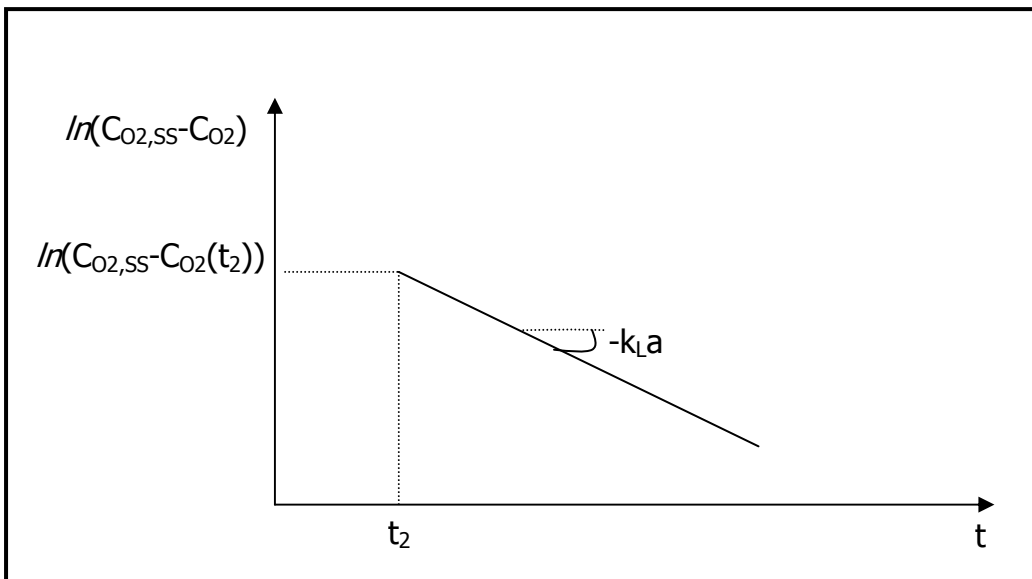
Από την ανωτέρω σχέση προκύπτει ότι η τιμή του  $k_L a$  μπορεί να υπολογιστεί από την κλίση της ευθείας γραμμής στο διάγραμμα του  $\ln(C_{O_2,ss} - C_{O_2})$  ως προς  $t$  (Διάγραμμα 6-2) [19].





**Διάγραμμα 6-1:** Δεδομένα συγκέντρωσης  $DO$  – χρόνου κατά την εφαρμογή της δυναμικής μεθόδου

**Διάγραμμα 6-2:** Κλίση της ευθείας που περιγράφεται από την (6-10)



# 7

## ΕΠΙΛΥΣΗ ΔΙΑΦΟΡΙΚΩΝ ΕΞΙΣΩΣΕΩΝ ΚΑΙ ΕΚΤΙΜΗΣΗ ΠΑΡΑΜΕΤΡΩΝ

Εφόσον καταστρωθούν τα ισοζύγια και διεξαχθούν τα σχετικά πειράματα που θα μας δώσουν τις μετρήσεις για τις μεταβλητές του συστήματος, σκοπός είναι η *εκτίμηση των αγνώστων παραμέτρων (parameter estimation)*.

Η εκτίμηση των παραμέτρων είναι ένα από τα βήματα που έχουν να κάνουν με τον σχηματισμό και την επαλήθευση του μοντέλου που περιγράφει την διεργασία μας. Αναφέρεται στη διαδικασία ανάθεσης τιμών σε παραμέτρους με την σύγκριση και ταύτιση των τιμών που υπολογίζονται από το μοντέλο και των πειραματικών μετρήσεων (data). Αυτό είναι το κλασικό πρόβλημα εκτίμησης παραμέτρων ή αλλιώς *πρόβλημα παλινδρόμησης (model fitting)*. Όταν οι εξισώσεις του μοντέλου μας είναι γραμμική συνάρτηση των παραμέτρων η εκτίμηση των παραμέτρων γίνεται με *γραμμική παλινδρόμηση (linear regression analysis)*. Η *μη γραμμική παλινδρόμηση*, που είναι και η πιο συχνή περίπτωση, αφορά τη μη γραμμική συνάρτηση των παραμέτρων στις εξισώσεις των μοντέλων.

Το πρόβλημα λοιπόν της εύρεσης των παραμέτρων μπορεί να διατυπωθεί ως εξής : *"Δοσμένης της μορφής του μοντέλου, δηλαδή των εξισώσεων που το απαρτίζουν και μιας σειράς από μετρήσεις, ποιες είναι οι άγνωστες παράμετροι ώστε οι τιμές που υπολογίζονται από το μοντέλο να συγκλίνουν στις μετρήσιμες με κάποιο βέλτιστο τρόπο (π.χ. ελαχιστοποιώντας το άθροισμα των τετραγώνων του σφάλματος)"*[22].

Μια συνεχής συνάρτηση  $f(x)$  χρησιμοποιείται συχνά για να περιγράψει μια σειρά από πειραματικά δεδομένα  $(x_1, y_1), (x_2, y_2), \dots, (x_N, y_N)$  και οι παράμετροι που καθορίζουν την καμπύλη παλινδρόμησης  $f(x)$  υπολογίζονται ελαχιστοποιώντας μια έκφραση όπως η  $S(k) = \sum [y_i - f(x_i)]^2$  που αποτελεί και την αντικειμενική συνάρτηση (objective function) του προβλήματος βελτιστοποίησης.

## 7-1 Μοντέλα αλγεβρικών εξισώσεων

Εκτός από την παραπάνω διάκριση μεταξύ γραμμικής και μη γραμμικής παλινδρόμησης, ιδιαίτερη σημασία παίζει στην εκτίμηση των παραμέτρων η μορφή των εξισώσεων που περιγράφουν το μοντέλο, δηλαδή αν το μοντέλο απαρτίζεται από αλγεβρικές, συνήθεις διαφορικές (ODE) ή μερικές διαφορικές εξισώσεις (PDE).

Τα μοντέλα αλγεβρικών εξισώσεων έχουν την εξής μορφή

$$y = f(x, k) \quad (7-1)$$

όπου  $k = [k_1, k_2, \dots, k_p]^T$  είναι το διάνυσμα διάστασης  $p$  των παραμέτρων του οποίου είναι άγνωστες οι τιμές.

$x = [x_1, x_2, \dots, x_n]^T$  είναι το διάνυσμα διάστασης  $n$  των ανεξάρτητων μεταβλητών που είτε καθορίζονται για κάθε πείραμα είτε μετρούνται.

$y = [y_1, y_2, \dots, y_m]^T$  είναι το διάνυσμα διάστασης  $m$  των εξαρτημένων μεταβλητών. Είναι οι μεταβλητές που μετρούνται στην πειραματική διαδικασία.

$f = [f_1, f_2, \dots, f_m]^T$  είναι το διάνυσμα διάστασης  $m$  της μορφής των εξισώσεων που περιλαμβάνονται στο μοντέλο μας.

Σε κάθε πείραμα, το διάνυσμα των εξαρτημένων μεταβλητών (ή αλλιώς  $7$  μεταβλητών απόκρισης) αποτελείται από το μηχανιστικό μέρος που υπολογίζεται από το μοντέλο και από το στοχαστικό μέρος που αναπαριστάται από τον όρο του σφάλματος :

$$\hat{y} = f(x_i, k) + \varepsilon_i \quad ; \quad i = 1, 2, \dots, N \quad (7-2)$$

που μπορεί να εκφράζει το πειραματικό σφάλμα αλλά και το σφάλμα από την ατέλεια του μοντέλου μας [22].

### 7-1-1 Γραμμική παλινδρόμηση σε αλγεβρικά μοντέλα (linear regression analysis)

Στην περίπτωση της γραμμικής παλινδρόμησης η παραπάνω σχέση παίρνει την μορφή :

$$\hat{y} = F(x_i)k + \varepsilon_i \quad ; \quad i = 1, 2, \dots, N$$

όπου  $F(x_i)$  είναι ένας  $m \times n$  πίνακας που εξαρτάται μόνο από τις ανεξάρτητες μεταβλητές  $x$ . Η συνηθέστερη ανάλυση για προβλήματα εκτίμησης

παραμέτρων που εκφράζονται από την παραπάνω εξίσωση είναι η γνωστή μας μέθοδος ελαχίστων τετραγώνων (*linear least squares estimation*).

Με τη μέθοδο αυτή αντιμετωπίζονται προβλήματα εκτίμησης παραμέτρων σε μοντέλα όπως αυτά που εκφράζονται από τις εξισώσεις (6-5) ή (6-10) όταν είναι διαθέσιμες μετρήσεις.

$$C_{O_2}(t) = C_{O_2,SS} - q_{O_2} x_v(t - t_1) \quad (6-5)$$

$$\ln(C_{O_2,SS} - C_{O_2}(t)) = \ln(C_{O_2,SS} - C_{O_2}(t_2)) - k_L a(t - t_2) \quad (6-10)$$

Στον Πίνακα 7-1 περιγράφονται οι μεταβλητές και οι παράμετροι για τις δύο αυτές εξισώσεις.

### 7-1-2 Μη γραμμική παλινδρόμηση σε αλγεβρικά μοντέλα (non-linear regression analysis)

Για τα μη γραμμικά ως προς τις παραμέτρους αλγεβρικά μοντέλα, η αντικειμενική συνάρτηση που πρέπει να ελαχιστοποιηθεί είναι το σταθμισμένο (weighted) άθροισμα των τετραγώνων των σφαλμάτων, δηλαδή:

$$S(k) = \sum_{i=1}^N e_i^T Q_i e_i \quad (7-3)$$

όπου:  $e_i$  το διάνυσμα του σφάλματος

$Q_i$  ο *πιχτη πίνακας* που περιέχει το βάρος που αναθέτεται σε κάθε μέτρηση ανάλογα με το πόσο αξιόπιστη αυτή θεωρείται από τον πειραματιστή.

και

$$e_i = [\hat{y}_i - f(x_i, k)] \quad (7-4)$$

Ανάλογα με τη μορφή που παίρνει ο πίνακας  $Q_i$ , έχουμε τα εξής προβλήματα εκτίμησης παραμέτρων:

- *Απλή ή μη σταθμική εκτίμηση με ελάχιστα τετράγωνα (Simple or unweighted LS estimation)*. Σε αυτή θεωρούμε πως το σφάλμα για κάθε μεταβλητή και μέτρηση ακολουθεί την ίδια κανονική κατανομή και στην περίπτωση αυτή ο πίνακας  $Q$  ταυτίζεται με τον μοναδιαίο.
- *Σταθμική εκτίμηση με ελάχιστα τετράγωνα (Weighted LS estimation)*. Η διακύμανση είναι ίδια για όλες τις μετρήσεις για την ίδια μεταβλητή απόκρισης, αλλά διαφέρει από μεταβλητή σε μεταβλητή.
- *Γενικευμένη εκτίμηση με ελάχιστα τετράγωνα (Generalized LS estimation)*. Υπάρχει διαφορά στην διακύμανση του σφάλματος και από μεταβλητή σε

μεταβλητή και από μέτρηση σε μέτρηση. Σε αυτή την περίπτωση ο πίνακας  $Q$  δίνεται από τη σχέση:

$$Q_i = \text{diag}(\hat{y}_i^{-2}, \hat{y}_{i2}^{-2}, \dots, \hat{y}_{im}^{-2}) \quad ; \quad i=1,2,\dots,N \quad (7-5)$$

Η εξίσωση (6-7) που περιγράφει την συγκέντρωση του  $DO$  κατά τη δεύτερη φάση της δυναμικής μεθόδου είναι μια μη γραμμική αλγεβρική εξίσωση που μπορεί να αναλυθεί με τον παραπάνω τρόπο στην περίπτωση που υπάρχουν διαθέσιμα δεδομένα χρόνου συγκέντρωσης  $DO$ . Οι προς εκτίμηση παράμετροι μπορούν να είναι ο συνολικός συντελεστής μεταφοράς μάζας  $k_L a$  και η συγκέντρωση κορεσμού  $C^*_{O_2}$ .

$$C_{O_2}(t) = C^*_{O_2} - \frac{q_{O_2} X_v}{k_L a} - \left( C^*_{O_2} - C_{O_2}(t_2) - \frac{q_{O_2} X_v}{k_L a} \right) e^{-k_L a(t-t_2)} \quad (6-7)$$

Οι μεταβλητές και οι άγνωστοι παράμετροι στην παραπάνω εξίσωση δίνονται στον Πίνακα 7-2.

### 7-1-3 Μέθοδος Gauss-Newton για μη γραμμική παλινδρόμηση

Η ελαχιστοποίηση της αντικειμενικής συνάρτησης σε μη γραμμικά ως προς τις άγνωστες παραμέτρους μοντέλα, και συνεπώς η εκτίμηση των παραμέτρων του προβλήματος, μπορεί να γίνει σχεδόν με οποιαδήποτε διαθέσιμη τεχνική βελτιστοποίησης. Μία από αυτές είναι και η *μέθοδος Gauss-Newton* που θεωρείται από τις πλέον αξιόπιστες και έχει χρησιμοποιηθεί και στην παρούσα εργασία. Πρόκειται για μια *επαναληπτική μέθοδο ελαχίστων τετραγώνων (least square iteration method)* που γραμμικοποιεί τις εξισώσεις του μοντέλου και υπολογίζει σε κάθε επανάληψη το διάνυσμα  $k$  των παραμέτρων. Η τιμή στην οποία συγκλίνει το διάνυσμα δίνει και την τιμή των παραμέτρων.

## 7-2 Μοντέλα διαφορικών εξισώσεων

Τα μοντέλα διαφορικών εξισώσεων είναι της μορφής :

$$\begin{aligned} \frac{dx(t)}{dt} &= f(x(t), u, k) \quad ; \quad x(t_0) = x_0 \\ y(t) &= Cx(t) \end{aligned} \quad (7-6)$$

**Πίνακας 7-1:** Μεταβλητές και παράμετροι στη γραμμική μέθοδο ελαχίστων τετραγώνων.

	<i>Εξίσωση 6-5</i>		<i>Εξίσωση 6-10</i>	
<i>Παράμετροι</i>	$k=[k_1,k_2]^T$	$k_1=q_{O_2}x_v$ $k_2=C_{O_2,SS}$	$k=[k_1,k_2]^T$	$k_1=k_L a$ $k_2=\ln(C_{O_2,SS}-C_{O_2}(t_2))$
<i>Ανεξάρτητες Μεταβλητές</i>	$x=[x_1,x_2]^T$	$x_1=t-t_1$	$x=[x_1]^T$	$x_1=t-t_2$
<i>Μεταβλητές Απόκρισης</i>	$y=[y_1,y_2]^T$	$y_1= C_{O_2}$	$y=[y_1,y_2]^T$	$y_1=\ln(C_{O_2,SS}-C_{O_2})$
<i>Εξισώσεις Μοντέλου</i>	$f=[f_1]^T$	$f_1(x_1;k_1,k_2)$	$f=[f_1]^T$	$f_2(x_1;k_1,k_2)$

**Πίνακας 7-2:** Μεταβλητές και παράμετροι σε μη γραμμικά αλγεβρικά μοντέλα

	<i>Εξίσωση (6-7)</i>	
<i>Παράμετροι</i>	$k=[k_1,k_2]^T$	$k_1=k_L a$ $k_2=C^*_{O_2}$
<i>Ανεξάρτητες Μεταβλητές</i>	$x=[x_1]^T$	$x_1=t$
<i>Μεταβλητές Απόκρισης</i>	$y=[y_1]^T$	$y_1=C_{O_2}$
<i>Εξισώσεις Μοντέλου</i>	$f=[f_1]^T$	$f_1=f(x_1;k_1,k_2)$

όπου  $k=[k_1, k_2, \dots, k_p]^T$  είναι το διάνυσμα διάστασης  $p$  των αγνώστων παραμέτρων.

$x=[x_1, x_2, \dots, x_n]^T$  είναι το διάνυσμα διάστασης  $n$  των μεταβλητών του συστήματος (state variables).

$x=[x_{10}, x_{20}, \dots, x_{n0}]^T$  είναι το διάνυσμα διάστασης  $n$  των αρχικών συνθηκών των μεταβλητών του συστήματος και υποτίθεται ότι είναι γνωστές με ακρίβεια.

$u=[u_1, u_2, \dots, u_r]^T$  είναι το διάνυσμα διάστασης  $r$  των μεταβλητών που είτε καθορίζονται από τον πειραματιστή και οι τιμές τους είναι επακριβώς καθορισμένες είτε έχουν μετρηθεί.

$f=[f_1, f_2, \dots, f_n]^T$  είναι το διάνυσμα διάστασης  $n$  που περιέχει τις διαφορικές εξισώσεις.

$y=[y_1, y_2, \dots, y_m]^T$  είναι το διάνυσμα διάστασης  $m$  των μεταβλητών του συστήματος που μετρούνται πειραματικά (μεταβλητές απόκρισης-output vector).

$C$  είναι ο  $m \times n$  πίνακας που υποδεικνύει τις μεταβλητές του συστήματος που μετρούνται πειραματικά. Ενώ οι μεταβλητές του συστήματος είναι το σύνολο των μεταβλητών που περιγράφουν με πληρότητα την κατάσταση του, συχνά έχουμε τη δυνατότητα να μετρήσουμε μόνο ένα μέρος αυτών των μεταβλητών. Ο πίνακας  $C$  έχει παντού μηδενικά εκτός τις θέσεις που δείχνουν ποιες από τις μεταβλητές του συστήματος μας είναι μετρήσιμες .

Όπως και στην περίπτωση των αλγεβρικών μοντέλων το διάνυσμα των μεταβλητών απόκρισης μπορεί να εκφραστεί ως εξής:

$$\hat{y} = y(t_i) + \varepsilon_i \quad ; \quad i = 1, 2, \dots, N \quad (7-7)$$

σύμφωνα με την οποία η τιμή της μεταβλητής απόκρισης σε κάθε χρονική στιγμή  $t_i$  μπορεί να εκφραστεί ως το άθροισμα του σφάλματος και της τιμής που δίνει το μαθηματικό μοντέλο μας.

Η αντικειμενική συνάρτηση που πρέπει να ελαχιστοποιηθεί είναι της μορφής:

$$S(k) = \sum_{i=1}^N [\hat{y}_i - y(t_i, k)]^T Q_i [\hat{y}_i - y(t_i, k)] \quad (7-8)$$

Για την ελαχιστοποίηση της παραπάνω συνάρτησης χρησιμοποιείται η επαναληπτική μέθοδος Gauss-Newton. Σε κάθε επανάληψη ο αλγόριθμος λύνει το σετ των διαφορικών εξισώσεων για τις τρέχουσες τιμές των παραμέτρων και έτσι μπορεί να εκτιμηθεί το διάνυσμα  $x$  των μεταβλητών του συστήματος

για κάθε χρονική στιγμή. Στη συνέχεια η μέθοδος δουλεύει όπως και στα αλγεβρικά μοντέλα [22].

Στο πέμπτο κεφάλαιο διατυπώθηκαν οι διαφορικές εξισώσεις που περιγράφουν τη μεταφορά οξυγόνου σε σύστημα όπου ο αερισμός γίνεται με στατικούς διαχύτες και αφού χωρίσουμε το συνολικό όγκο σε επιμέρους όγκους ελέγχου. Οι εξισώσεις αυτές είναι:

$$\frac{dC_S}{dt} = \left( (k_L a)_S + \frac{q_{O_2} x_V V_D}{V_S (C_{S,SS} - C_{D,SS})} \right) (C^*_{SUR} - C_S) - q_{O_2} x_V \quad (5-21.1)$$

$$\frac{dC_D}{dt} = q_{O_2} x_V \left( \frac{C_S - C_D}{C_{S,SS} - C_{D,SS}} - 1 \right) \quad (15-22.2)$$

Ας υποθέσουμε πως έχουμε επανεκκινήσει τον αερισμό σε μια δεξαμενή μετά από σύντομο διάστημα αποξυγόνωσης ώστε να επιτύχουμε δυναμική κατάσταση για το οξυγόνο και πως είμαστε σε θέση να μετράμε ταυτόχρονα τη συγκέντρωση του DO στα δύο τμήματα με δύο ηλεκτρόδια γρήγορης απόκρισης. Μια πιθανή διατύπωση του προβλήματος εκτίμησης των παραμέτρων δίνεται στον Πίνακα 7-3 όπου οι άγνωστές μας παράμετροι είναι ο συνολικός συντελεστής μεταφοράς μάζας στη ζώνη διαχωρισμού και ο ρυθμός κατανάλωσης DO από τους μικροοργανισμούς.

Παρατηρούμε πως για την εκτίμηση των παραμέτρων αρκεί η  $f_1$ , καθώς η μοναδική μεταβλητή συστήματος είναι η  $x_1$  και συνεπώς δεν είναι αναγκαία η επίλυση της δεύτερης διαφορικής εξίσωσης  $dx_2/dt$ .

**Πίνακας 7-3:** Μεταβλητές και παράμετροι σε διαφορικά μοντέλα.

	Εξίσωση 5-13.	
Παράμετροι	$k=[k_1, k_2]^T$	$k_1=(k_L a)_S \quad k_2= q_{O_2} x_V$
Μεταβλητές Συστήματος	$x=[x_1, x_2]^T$	$x_1=C_S \quad x_2=C_D$
Μεταβλητές Απόκρισης	$y=[y_1, y_2]^T$	$y_1= C_S \quad y_2= C_D$
Καθορισμένες Μεταβλητές	$u=[u_1, u_2, u_3]$	$u_1=C_{S,SS} \quad u_2=C_{D,SS} \quad u_3=C^*_{SUR}$
Εξισώσεις Μοντέλου	$f=[f_1, f_2]^T$	$dx_1/dt=f_1(x_1; k_1, k_2; u_1, u_2, u_3)$ $dx_2/dt=f_2(x_1, x_2; k_1; u_1, u_2)$



# 8

## ΧΩΡΟΣ ΔΟΚΙΜΩΝ ΚΑΙ ΔΙΑΔΙΚΑΣΙΑ ΕΚΤΕΛΕΣΗΣ

### 8-1 Η Δεξαμενή αερισμού και ο εξοπλισμός της

Η μονάδα επεξεργασία λυμάτων της βιομηχανικής περιοχής Ηρακλείου είναι μια εγκατάσταση με ημερήσια παροχή της τάξης των  $1,500 \text{ m}^3$  λυμάτων/d και δέχεται υγρά απόβλητα από σταφιδεργοστάσια, πλυντήρια ρούχων και βιομηχανίες τροφοδοσίας έτοιμων τροφών σε ξενοδοχεία (catering). Η δεξαμενή αερισμού καταλαμβάνει όγκο  $5,400 \text{ m}^3$  και είναι επανδρωμένη με στατικούς διαχύτες τύπου Pulsar. Λειτουργεί σε υψηλές συγκεντρώσεις VSS, της τάξης των  $9000 \text{ mg/L}$ .

Όλες οι μετρήσεις διεξήχθησαν σε πιλοτική δεξαμενή δοκιμών διαλείποντος έργου με συνολικό όγκο  $57 \text{ m}^3$  και μέγιστη χωρητικότητα  $55 \text{ m}^3$ , ορθογωνικής διατομής και διαστάσεων  $2,42 \times 4,57 \times 5,43$  (μήκος - πλάτος - βάθος).

Ο εξοπλισμός της δεξαμενής δοκιμών περιλαμβάνει:

- Δύο στατικούς διαχύτες τύπου Pulsar 10 στοιχείων με διπλό πτερύγιο εκτροπής στην κορυφή. Το κάθε στοιχείο έχει διάμετρο  $0,26 \text{ m}$  και ύψος  $0,62 \text{ m}$ . Το συνολικό ύψος των διαχυτών ανέρχεται στα  $1,94 \text{ m}$  μαζί με τα πτερύγια και μεταλλική βάση ύψους  $0,14 \text{ m}$ .
- Φυσητήρα τύπου Spelna RV14 για την τροφοδοσία των διαχυτών με αέρα.
- Αναδευτήρα τύπου AirO<sub>2</sub> που λειτουργεί όταν διακόπτεται ο αερισμός για να διατηρείται η βιομάζα και τα στερεά σε αιώρηση.
- Μετρητή παροχής αέρα με σύστημα orifice το οποίο έχει κατασκευαστεί σύμφωνα με τον κανονισμό DIN 1952 και είναι τοποθετημένο στην αναρρόφηση του φυσητήρα. Ο αέρας στην αναρρόφηση περνάει μέσα από σωλήνα διαμέτρου  $D$  και μέσα από ένα διάφραγμα διαμέτρου  $d$ . Πριν και μετά το διάφραγμα υπάρχουν έξοδοι του αέρα και βαλβίδες συνδεδεμένες

με σωληνάκι που περιέχει νερό. Μετράται η διαφορά στάθμης του νερού που προκαλεί η πτώση πίεσης του αέρα κατά τη διόδό του από το διάφραγμα και από αυτή την πτώση πίεσης υπολογίζεται η παροχή του αέρα σε  $\text{Nm}^3/\text{h}$ .

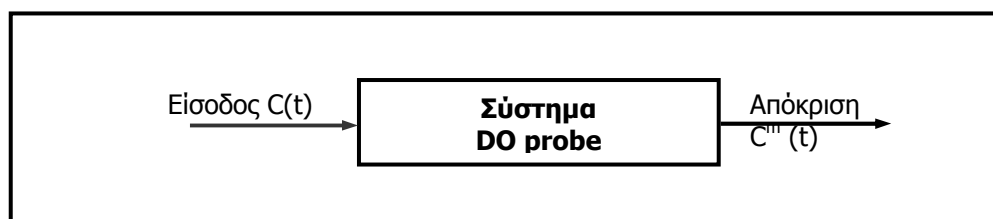
Στο Παράρτημα παρατίθεται σχέδιο της δεξαμενής δοκιμών.

## 8-2 Δυναμική συμπεριφορά του ηλεκτροδίου οξυγόνου

Οι μετρήσεις του διαλυμένου οξυγόνου έγιναν με τη χρήση δύο ηλεκτροδίων οξυγόνου (oxygen probes), του *CellOx 325* (membrane probe) που συνοδεύεται από τη συσκευή βαθμονόμησης (air calibration beaker) *Oxical<sup>®</sup> - SL* και του *Orbisphere*.

Είναι πολύ σημαντικό για την αξιοπιστία των μετρήσεων και συνεπώς της εκτίμησης του  $k_L a$  να εξεταστεί η δυναμική συμπεριφορά των ηλεκτροδίων. Το ηλεκτρόδιο οξυγόνου μπορεί να θεωρηθεί ως ένα σύστημα με είσοδο την πραγματική συγκέντρωση DO μέσα στη δεξαμενή συναρτήσει του χρόνου,  $C(t)$  και έξοδο την απόκριση του οργάνου  $C^m(t)$ , δηλαδή αυτό που «μετράμε»

**Σχήμα 8-1** Περιγραφή του συστήματος ηλεκτροδίου οξυγόνου



συναρτήσει του χρόνου. Το σύστημα του ηλεκτροδίου, η είσοδος και η έξοδος δίνονται εποπτικά στο Σχήμα 8-1. Διεργασίες όπως οι παραπάνω των οποίων η είσοδος και η έξοδος είναι συναρτήσεις του χρόνου διακρίνονται σε πρώτη, δεύτερης ή και μεγαλύτερης τάξης ανάλογα με την μορφή της απόκρισης σε σχέση με το χρόνο όταν αυτά διεγερθούν με τη μοναδιαία βηματική συνάρτηση [23]. Για να εξετάσουμε λοιπόν τη δυναμική συμπεριφορά του ηλεκτροδίου οξυγόνου μας εκτελούμε το παρακάτω απλό πείραμα.

Δυο εργαστηριακές φιάλες 1 και 2 περιέχουν νερό στην ίδια θερμοκρασία. Το επίπεδο του διαλυμένου οξυγόνου στην φιάλη 1 κρατείται στο μηδέν με τη διοχέτευση  $\text{N}_2$  που εκτοπίζει το οξυγόνο από το νερό. Αντίθετα το νερό στο στην φιάλη 2 είναι κορεσμένο σε  $\text{O}_2$  είτε με τη χρήση αναδευτήρα είτε με την απευθείας παροχή οξυγόνου. Τοποθετούμε αρχικά το ηλεκτρόδιό μας στην φιάλη 1 και αφήνουμε την ένδειξη να σταθεροποιηθεί στο μηδέν. Στη συνέχεια το μεταφέρουμε γρήγορα στη φιάλη 2 και καταγράφουμε την συγκέντρωση συναρτήσει του χρόνου. Η καμπύλη που λαμβάνουμε αποτελεί

και την συμπεριφορά της απόκρισης σε σχέση με την σταθερή στο χρόνο συγκέντρωση κορεσμού (βηματική διέγερση).

Η πλειονότητα διεργασιών σαν τη συγκεκριμένη ανήκουν στην κατηγορία της πρώτης τάξης. Η διαφορική εξίσωση που περιγράφει αυτού του είδους τα συστήματα είναι [23] :

$$\tau \frac{dy(t)}{dt} + y(t) = u(t) \quad (8-1)$$

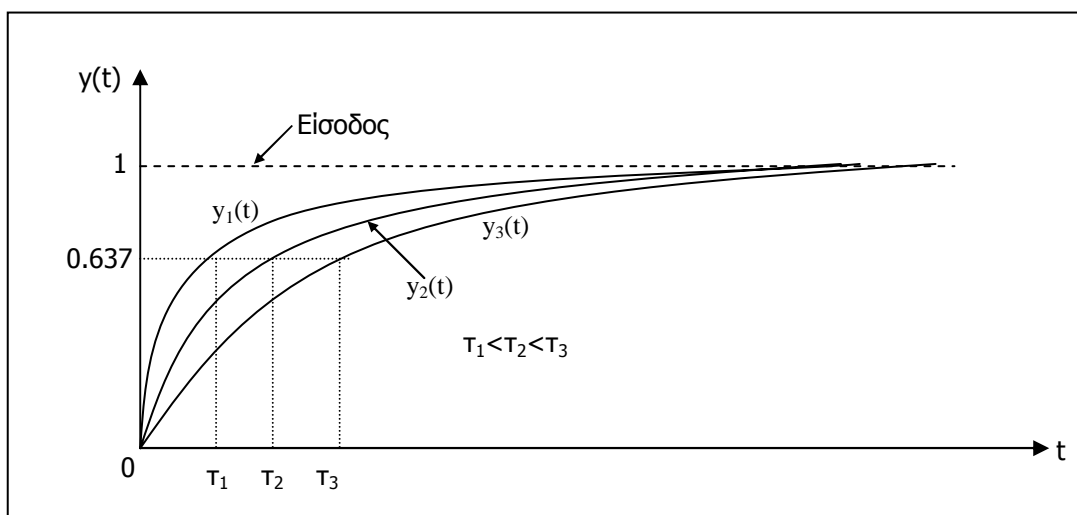
όπου  $y(t)$  είναι η απόκρισή μας,  $u(t)$  η είσοδος που όπως αναφέραμε είναι η βηματική συνάρτηση ( $u(t)=0$  για  $t<0$  και  $u(t)=1$  για  $t>0$ ) και  $\tau$  η ταχύτητα απόκρισης του συστήματος, δηλαδή ο χρόνος που απαιτείται για να φτάσει η απόκριση  $y(t)$  στα 63,78% της τελικής τιμής της. Στο Διάγραμμα 8-1 δίνονται οι κυματομορφές των  $y(1)$ ,  $y(2)$  και  $y(3)$  που αντιστοιχούν σε ταχύτητες απόκρισης  $\tau_1 < \tau_2 < \tau_3$ . Από το Διάγραμμα βγαίνει το συμπέρασμα ότι όσο πιο μικρή είναι η ταχύτητα απόκρισης, τόσο γρηγορότερα φτάνει η τιμή της απόκρισης στα επίπεδα της τιμής εισόδου.

Οι τιμές DO που πήραμε για το *CellOx 325* μετρώντας ανά πέντε δευτερόλεπτα φαίνονται στο Διάγραμμα 8-2. Για το *Orbisphere* δεν έγινε πειραματικός προσδιορισμός της ταχύτητας απόκρισης, αλλά το γεγονός πως το ηλεκτρόδιο σταθεροποιείται στην τιμή κορεσμού σε 30-40 sec, δηλώνει γρήγορη απόκριση.

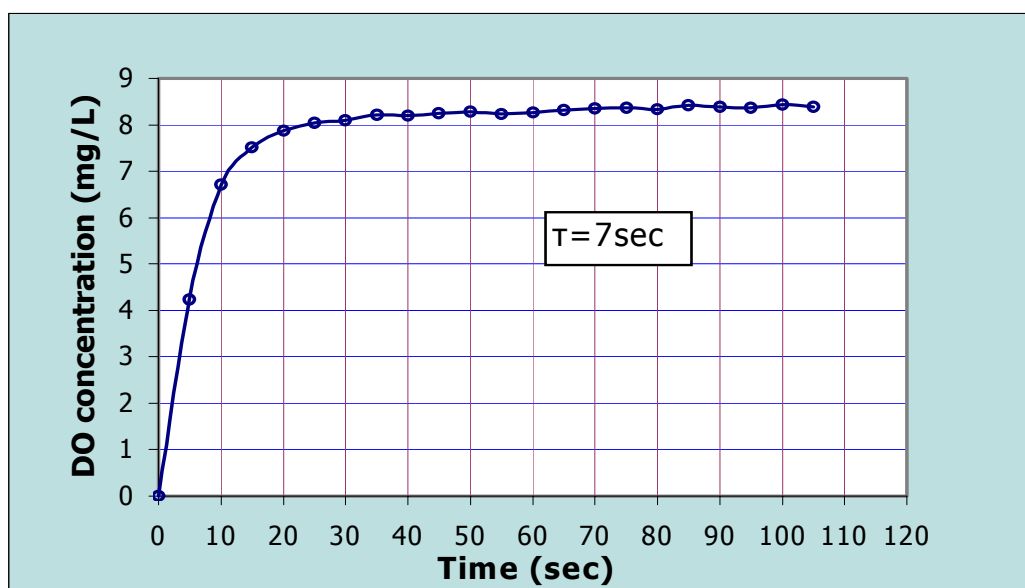
Είναι προφανές από τη μορφή της γραφικής παράστασης ότι μπορούμε να θεωρήσουμε τη διεργασία μας πρώτης τάξης. Οι ταχύτητα απόκρισης είναι 7 sec. Αυτή η τιμή στη συνέχεια συγκρίνεται με το εκτιμώμενο από τις συσχετίσεις  $k_L a$  για να εξεταστεί αν πρέπει τελικά να ενσωματωθεί και η δυναμική του ηλεκτροδίου οξυγόνου στην ανάλυσή μας. Κάτι τέτοιο αποφεύγεται αν έχουμε μικρή ταχύτητα απόκρισης (fast dynamics) για το όργανό μας και αργή δυναμική συμπεριφορά του DO στη δεξαμενή (χαμηλό  $k_L a$ , slow dynamics). Σε αντίθετη περίπτωση πρέπει να επιλύσουμε και τη διαφορική εξίσωση (7-1) με  $y(t)=C^m_{O_2}$  και  $u(t)=C_{O_2}$ . Είναι δυνατό να εκτιμήσουμε την τιμή του  $k_L a$  χωρίς επιπρόσθετες διορθωτικές εξισώσεις στο μοντέλο μας όταν ισχύει η παρακάτω εμπειρική εξίσωση [17].

$$\tau \leq \frac{1}{3k_L a} \quad (8-2)$$

Ο παραπάνω περιορισμός ικανοποιήθηκε σε όλες τις εκτιμήσεις μας σε αυτή την εργασία.



**Διάγραμμα 8-1:** Κυματομορφές της απόκρισης για διάφορες ταχύτητες απόκρισης  $\tau$



**Διάγραμμα 8-2:** Δυναμική συμπεριφορά του ηλεκτρόδιου οξυγόνου CellOx 325

### 8-3 Διαδικασία Εκτέλεσης Μετρήσεων

Εφαρμόστηκε η δυναμική μέθοδος στη δεξαμενή δοκιμών για τον προσδιορισμό του ρυθμού κατανάλωσης οξυγόνου από τους μικροοργανισμούς και του συνολικού συντελεστή μεταφοράς οξυγόνου. Οι μετρήσεις έγιναν σε τρία σετ.

#### 8-3-1 Πρώτο πείραμα

Στην παρούσα εργασία περιλαμβάνονται και οι μετρήσεις από ένα πείραμα που δεν έλαβε χώρα στα πλαίσια εκπόνησής της αλλά αναφέρεται ως σημείο αναφοράς για σύγκριση και σχολιασμό.

Το πείραμα αυτό έλαβε χώρα στις 01/11/1999 και έγινε στην δεξαμενή δοκιμών με αεριστήρες Pulsar 7 στοιχείων και διπλό πτερύγιο κορυφής.

Ο Πίνακας 8-1 περιέχει το πρωτόκολλο της πειραματικής μέτρησης και στο τέλος του κεφαλαίου παρατίθεται το διάγραμμα συγκέντρωσης DO – χρόνου.

#### 8-3-2 Δεύτερο πείραμα

Το δεύτερο πείραμα διεξάχθηκε στις 12/05/2002, απογευματινές ώρες και τα λύματα αερίζονταν με αεριστήρες Pulsar 7 στοιχείων και διπλό πτερύγιο κορυφής.

Η διαδικασία διεξαγωγής των δοκιμών για το δεύτερο πείραμα ήταν η εξής:

1. Άντληση των υπό αερισμό λυμάτων από παρακείμενη στη δεξαμενή δοκιμών δεξαμενή αερισμού. Η δεξαμενή αυτή δέχεται απόβλητα με συγκεντρώσεις εισόδου για το BOD και αφού τα προεπεξεργαστεί με στοιχειώδη αερισμό τα προωθεί στη συνέχεια στην απονιτροποίηση και την βασική ΔΑ. Τα λύματα αντλήθηκαν 4-5 ώρες πριν από τις μετρήσεις και έκτοτε αερίζονταν συνεχώς. Η στάθμη τους ανήλθε στα 5,08m ύψος.
2. Τοποθέτηση του ηλεκτροδίου οξυγόνου *Orbisphere* σε ειδικά κατασκευασμένη υποδοχή στην άκρη της δεξαμενής και βύθισή του κατά 0,5m κάτω από την επιφάνεια των λυμάτων. Καταγραφή της steady state συγκέντρωσης DO.
3. Διακοπή του αερισμού και ταυτόχρονη έναρξη λειτουργίας του αναδευτήρα στα 2950 RPM για την εκτέλεση της πρώτης φάσης της δυναμικής μεθόδου. Το σήμα του ηλεκτροδίου καταγράφεται κάθε 0,5min. και η διαδικασία διαρκεί 12,5min.

4. Επανεκκίνηση του αερισμού για τη δεύτερη φάση της δυναμικής μεθόδου και διακοπή της λειτουργίας του αναδευτήρα. Το χρονικό βήμα παραμένει 0,5min και η διάρκεια της φάσης ήταν 35min.
5. Μέτρηση της θερμοκρασίας νερού και αέρα, ατμοσφαιρικής πίεσης και διαφοράς στάθμης νερού στον μετρητή παροχής (σε mmH<sub>2</sub>O).

Ο Πίνακας 8-2 περιέχει το πρωτόκολλο της πειραματικής μέτρησης. Στο τέλος του κεφαλαίου παρατίθεται το διάγραμμα συγκέντρωσης DO – χρόνου.

### **8-3-3 Τρίτο – τέταρτο πείραμα**

Το τρίτο και τέταρτο τεστ διεξήχθησαν στις 19/07/2002 με διαφορά ώρας 20 περίπου λεπτών το ένα από το άλλο. Οι αεριστήρες αυτή τη φορά ήταν 10 στοιχείων.

Η διαδικασία διεξαγωγής των δοκιμών ήταν ίδια με αυτή του δεύτερου τεστ με τις εξής διαφορές:

1. Ένα 24ωρο πριν τη διεξαγωγή των πειραμάτων η δεξαμενή καλύφθηκε μέχρι το ύψος της κορυφής των αεριστήρων ( $\approx 2\text{m}$ ) με απευθείας άντληση λυμάτων από την παρακείμενη δεξαμενή. Στη συνέχεια ο όγκος αυτός αραιώθηκε με την άντληση αποβλήτων από τα ανώτερα στρώματα της παρακείμενης δεξαμενής αφού διακόπηκε η παροχή αέρα με αποτέλεσμα την καθίζηση μεγάλου μέρους των στερεών και της βιομάζας σε αυτή. Το συνολικό ύψος έφτασε τα 5m και τα λύματα αερίζονταν συνεχώς μέχρι την επόμενη ημέρα.
2. Στο δεύτερο τεστ το ηλεκτρόδιο βυθίστηκε σε βάθος 0,5m από την επιφάνεια και στο τρίτο σε βάθος 2m.
3. Ο αναδευτήρας βρισκόταν σε λειτουργία για πέντε περίπου ώρες πριν την πρώτη μέτρηση της ημέρας και στο χρονικό διάστημα ανάμεσα στα δυο τεστ.

Ο Πίνακας 8-3 περιέχει το πρωτόκολλο των πειραματικών μετρήσεων για τα δύο τεστ και στο τέλος του κεφαλαίου παρατίθεται το διάγραμμα συγκέντρωσης DO – χρόνου.

**Πίνακας 8-1:** Πρωτόκολλο πρώτου πειράματος

<i>Πείραμα 1 // 1.11.99</i>			
<i>Τύπος Pulsar 7 στοιχείων με διπλό πτερύγιο εκτροπής στην κορυφή</i>			
P atm (mbar)	1010	$h_p$ , βάθος μέτρησης (m)	0,3
P atm (pascal)	101000	V ΔΑ (m <sup>3</sup> )	55,37
T αέρα (C°)	22	T νερού (C°)	21,20
P <sub>vt</sub> (mbar)	26	C* <sub>ST</sub> (από πίνακα)	8,82
q <sub>v</sub> , παροχή αέρα (Nm <sup>3</sup> /hr)	110,03	C* <sub>T,P</sub> (probe depth)	9,08 <sup>1</sup>
η, αριθμός Pulsar	2	MLSS (ppm)	5667
h, βάθος του νερού στη ΔΑ (m)	4,97	VSS (ppm)	3687

<sup>1</sup>Υπολογισμένη για  $\varepsilon_G=0$  και  $\gamma_{O_2}/\gamma_{O_{20}}=1$

**Πίνακας 8-2:** Πρωτόκολλο δεύτερου πειράματος

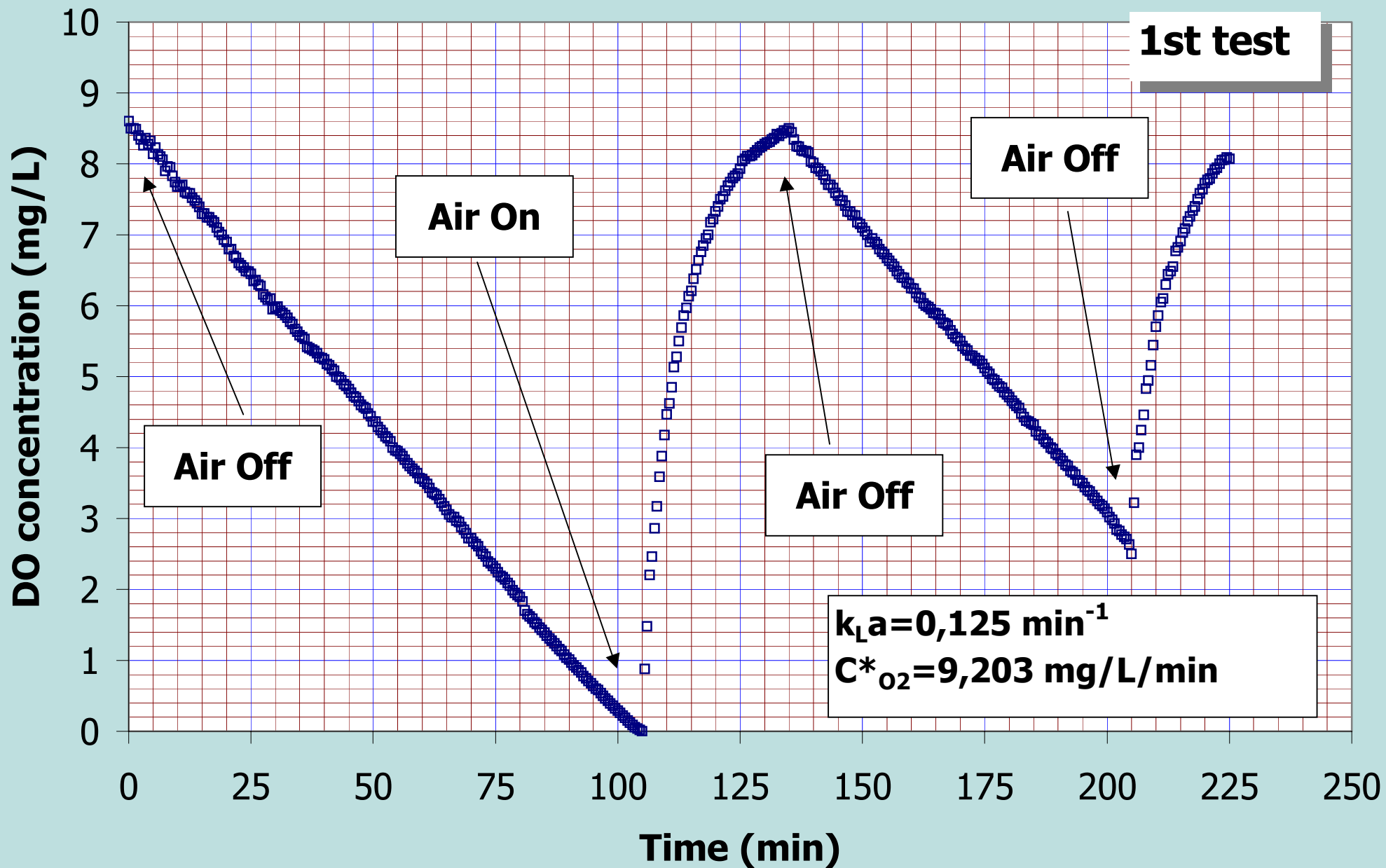
<i>Πείραμα 2 // 12.5.02</i>			
<i>Τύπος Pulsar 7 στοιχείων με διπλό πτερύγιο εκτροπής στην κορυφή</i>			
P atm (mbar)	1010	$h_p$ , βάθος μέτρησης (m)	0,5
P atm (pascal)	101000	V ΔΑ (m <sup>3</sup> )	56,58
T αέρα (C°)	25	T νερού (C°)	25
P <sub>vt</sub> (mbar)	31,66	C* <sub>ST</sub> (από πίνακα)	8,38
q <sub>v</sub> , παροχή αέρα (Nm <sup>3</sup> /hr)	112,45	C* <sub>T,P</sub> (probe depth)	8,77 <sup>1</sup>
η, αριθμός Pulsar	2	MLSS (ppm)	10000
h, βάθος του νερού στη ΔΑ (m)	5,08	VSS (ppm)	6680

<sup>1</sup>Υπολογισμένη για  $\varepsilon_G=0$  και  $\gamma_{O_2}/\gamma_{O_{20}}=1$

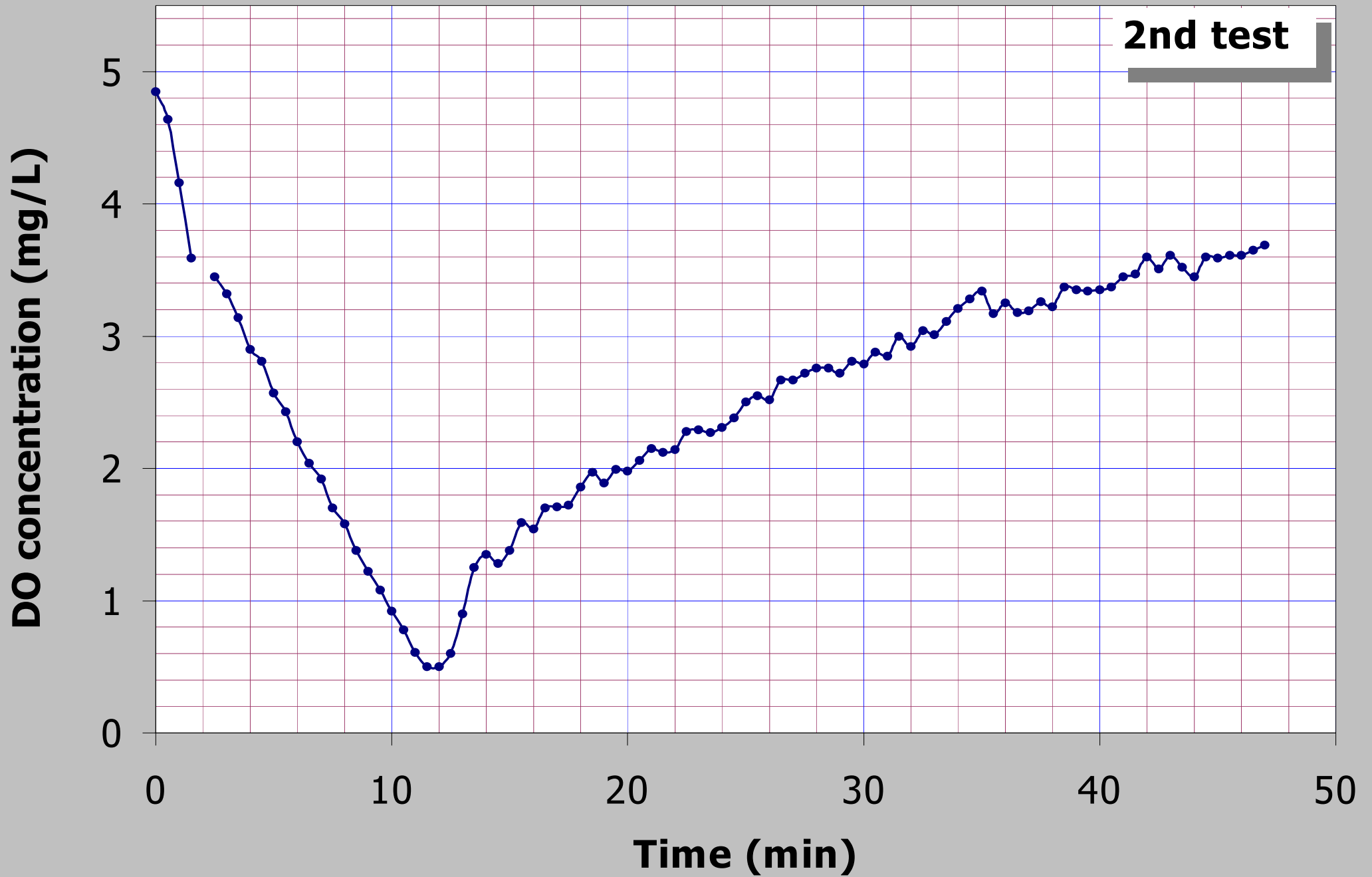
**Πίνακας 8-3:** Πρωτόκολλο τρίτου – τέταρτου πειράματος

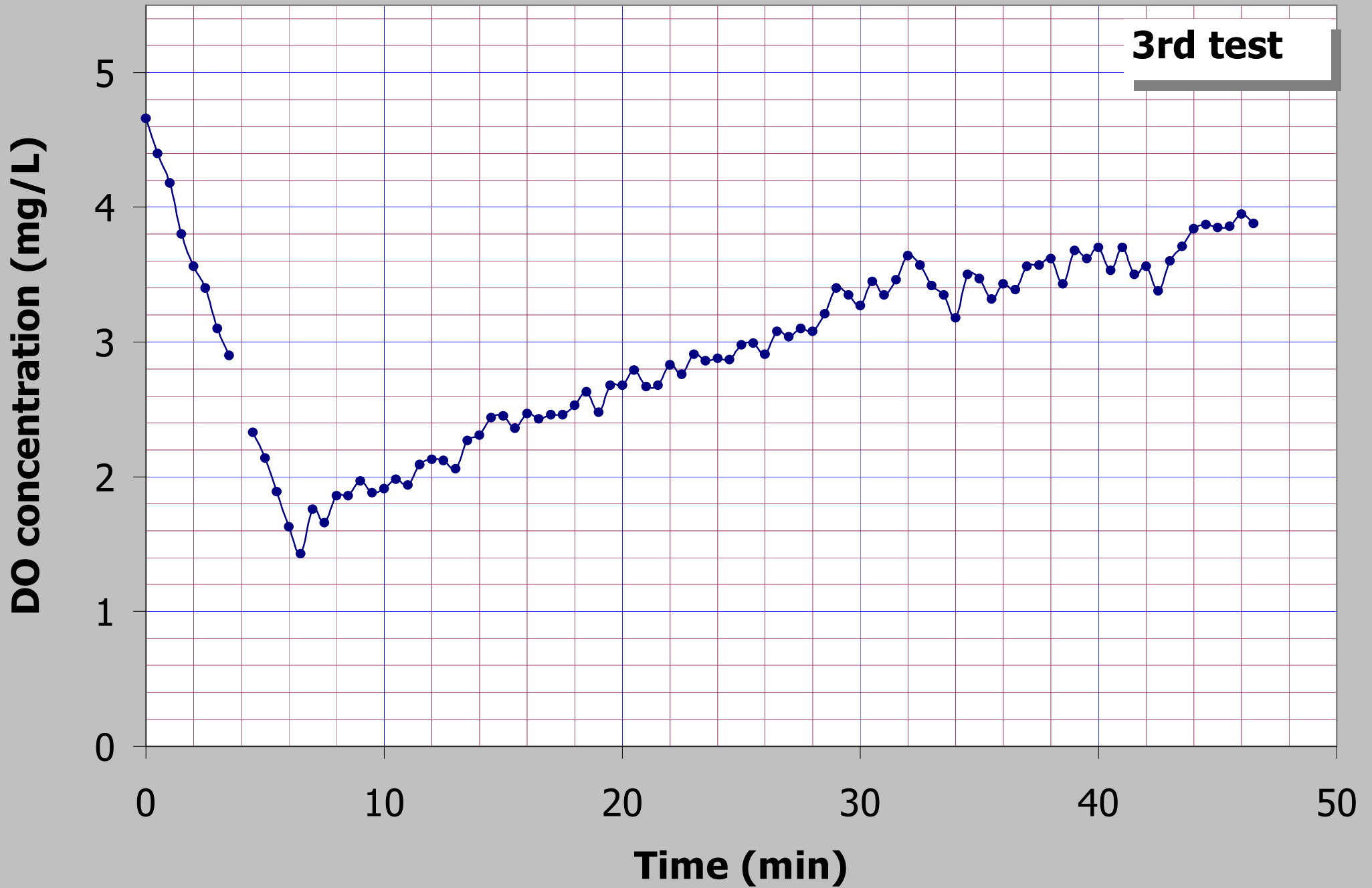
<i>Πειράματα 3,4 // 19.7.02</i>			
<i>Τύπος Pulsar 10 στοιχείων με διπλό πτερύγιο εκτροπής στην κορυφή</i>			
P atm (mbar)	1000	$h_p$ , βάθος μέτρησης (m)	0,5-2
P atm (pascal)	100000	V ΔΑ (m <sup>3</sup> )	56,58
T αέρα (C°)	27	T νερού (C°)	28,5
P <sub>vt</sub> (mbar)	39	C* <sub>ST</sub> (από πίνακα)	7,845
q <sub>v</sub> , παροχή αέρα (Nm <sup>3</sup> /hr)	118,048	C* <sub>T,P</sub> (probe depth)	8,134
η, αριθμός Pulsar	2		9,33 <sup>1</sup>
h, βάθος του νερού στη ΔΑ (m)	5,08	MLSS (ppm)	10600
		VSS (ppm)	7800

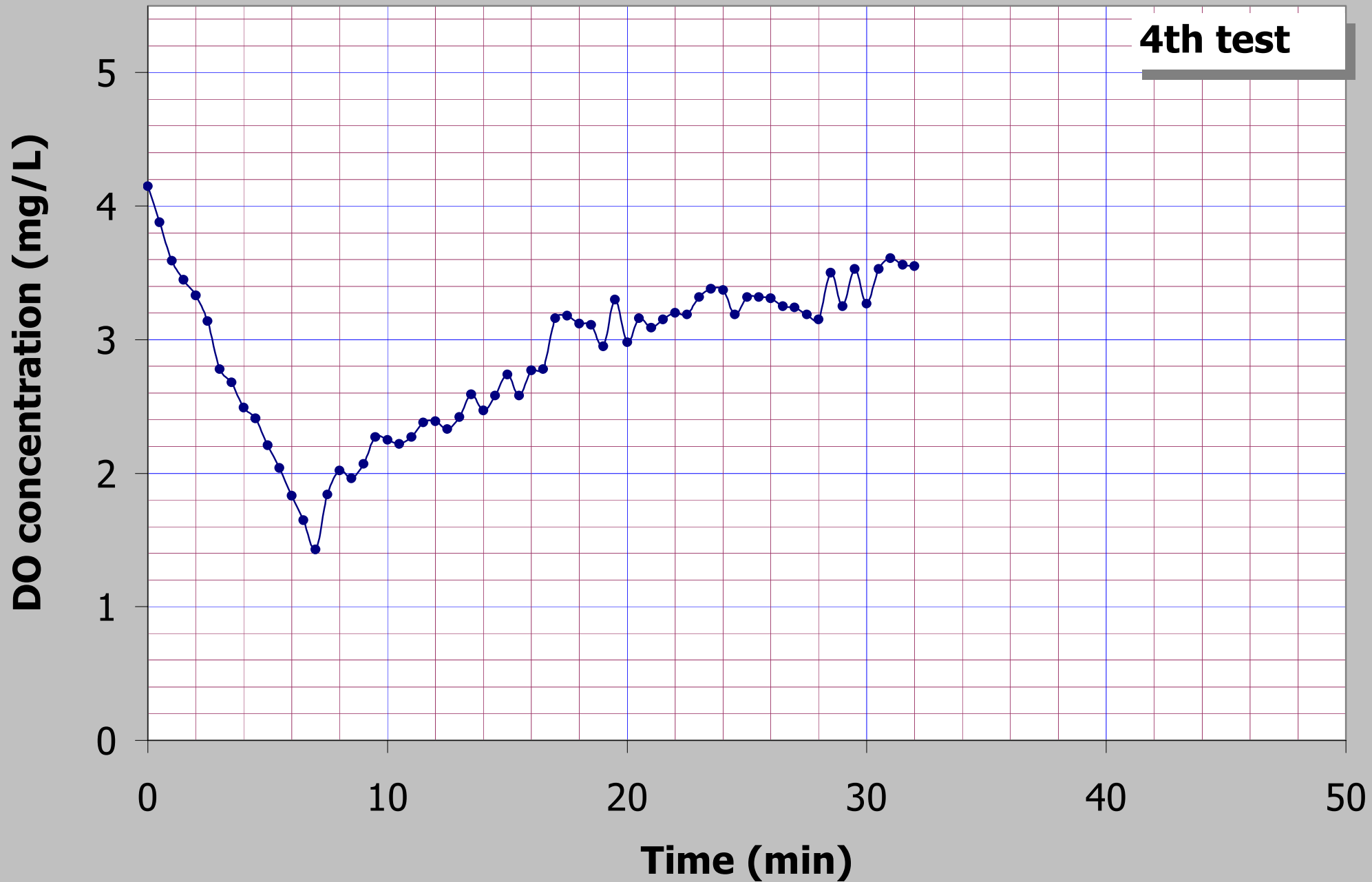
<sup>1</sup>Υπολογισμένη για  $\varepsilon_G=0$  και  $\gamma_{O_2}/\gamma_{O_{20}}=1$











# 9

## ΑΠΟΤΕΛΕΣΜΑΤΑ – ΣΥΜΠΕΡΑΣΜΑΤΑ

### 9-1 Αποτελέσματα

Η μαθηματική ανάλυση των αποτελεσμάτων βασίστηκε στις εξισώσεις (6-5) και (6-7). Η εκτίμηση του ρυθμού κατανάλωσης DO  $q_{O_2}X_v$  κατά τη φάση της αποξυγόνωσης έγινε με τη χρήση του προγράμματος Excel, ενώ η εφαρμογή της μεθόδου Gauss-Newton για τον υπολογισμό των παραμέτρων  $k_La$  &  $C^*$  στην καμπύλη επαναξυγόνωσης έγινε με πρόγραμμα σε γλώσσα προγραμματισμού Fortran 77.

Στον Πίνακα 9-1 δίνονται οι εκτιμώμενες τιμές των παραμέτρων και για τα τέσσερα πειράματα. Η συγκέντρωση της σταθερής κατάστασης  $C_{O_2,SS}$  υπολογίστηκε με βάση την εξίσωση (6-1):

$$C_{O_2,SS} = C^*_{O_2} - \frac{q_{O_2}X_v}{k_La}$$

#### 9-1-1 Σχολιασμός πειραματικών αποτελεσμάτων

Στο πρώτο πείραμα επικρατούσαν συνθήκες χαμηλής συγκέντρωσης BOD και βιομάζας. Η δειγματοληψία και μέτρηση της τελευταίας στο εργαστήριο έδωσε μια συγκέντρωση MLVSS = 3687 mg/L και σε αυτή τη χαμηλή συγκέντρωση οφείλεται και η υψηλή αρχική συγκέντρωση του DO,  $C_{O_2}(t_0)$  (8.6 mg/L). Η μέθοδος παρουσιάζει πολύ καλή αξιοπιστία σε διαδοχικές εφαρμογές της και το σύστημα δεν επηρεάζεται καθόλου από την εφαρμογή της καθώς η αρχική και η μετά την εφαρμογή της μεθόδου steady-state συγκέντρωση ταυτίζονται.

Στα τρία επόμενα πειράματα εξετάστηκε η εγκυρότητα της μεθόδου για υψηλές συγκεντρώσεις βιομάζας. Οι συγκεντρώσεις αυτές ήταν 6300 και 7800 mg/L MLVSS για το δεύτερο και τρίτο – τέταρτο πείραμα αντίστοιχα. Σε όλα τα τεστ οι συγκεντρώσεις DO σε steady state συνθήκες ήταν χαμηλές, καθώς

μόνο στην τρίτη σειρά μετρήσεων ξεπερνούν τα 4 mg/L όπως φαίνεται και στον Πίνακα 9-1.

Πριν από τη διεξαγωγή του δεύτερου τεστ τα απόβλητα αντλήθηκαν απ'ευθείας από την παρακείμενη δεξαμενή αερισμού σε συγκεντρώσεις εισόδου και χωρίς να αραιωθούν. Επίσης υποβλήθηκαν σε αερισμό μόνο για λίγες ώρες πριν τη διεξαγωγή του πειράματος και έτσι η βιομάζα ήταν πολύ ενεργοποιημένη. Τα παραπάνω δικαιολογούν τη συγκέντρωση των 6300mg/L που προσδιορίστηκε για τα VSS έπειτα από δειγματοληψία και παρόλο που η δεύτερη φάση της δυναμικής μεθόδου διάρκεσε 35min η συγκέντρωση του DO δεν υπερέβη τα 3,7 mg/L.

Για το τρίτο και τέταρτο πείραμα τα λύματα υπέστησαν αραιώση πριν τις μετρήσεις και αερίζονταν για ένα 24ωρο με σκοπό τη σταθεροποίηση της βιομάζας. Παρόλα αυτά οι συγκεντρώσεις του DO πάλι κινήθηκαν σε χαμηλά επίπεδα. Αυτό αποδόθηκε στο εξής. Λίγες ώρες πριν από τη διεξαγωγή του τρίτου σετ μετρήσεων έγινε μια απόπειρα εφαρμογής της μεθόδου καθώς η συγκέντρωση ήταν αρκετά υψηλή ( $C_{O_2,SS} \approx 6\text{mg/L}$ ). Όμως η ανάδευση κατά την πρώτη φάση προκάλεσε αιώρηση νεκρής βιομάζας και στερεών στη δεξαμενή που είχαν παγιδευτεί σε σημεία στασιμότητας κατά την εισαγωγή των λυμάτων στη δεξαμενή την προηγούμενη ημέρα. Έτσι η βιομάζα αποσταθεροποιήθηκε και η επανεκκίνηση του αερισμού δεν συνέβαλε στην αύξηση του DO. Αξιόπιστες μετρήσεις δεν μπορούσαν να ληφθούν και όταν επιχειρήθηκε ξανά η εκτέλεση της μεθόδου για το τρίτο τεστ η κατάσταση παρέμενε δυναμική, το DO ήταν ακόμα χαμηλό και η βιομάζα ενεργοποιημένη ( $C_{O_2}(t_0)=4,66\text{mg/L}$ ). Τελικά η δειγματοληψία έδειξε μια ιδιαίτερα υψηλή συγκέντρωση της τάξης των 7800mg/L για τα VSS παρόλο που προηγήθηκε αραιώση.

### **Ευθεία αποξυγόνωσης**

Η ευθεία αποξυγόνωσης για το πρώτο τεστ έδωσε πολύ χαμηλό ρυθμό κατανάλωσης 0,0807 mg/L·min και είναι χαρακτηριστικό ότι η φάση αυτή της δυναμικής μεθόδου διάρκεσε 70min. Ο χαμηλός αυτός ρυθμός είναι αποτέλεσμα της χαμηλής συγκέντρωσης του BOD.

Η ευθεία αποξυγόνωσης στα τρία επόμενα τεστ εμφανίζει σημαντικά μεγαλύτερους ρυθμούς απορρόφησης οξυγόνου με αποκορύφωμα το δεύτερο τεστ (Πίνακας 9-1) όπου, τουλάχιστον στην αρχή, ο ρυθμός είναι δέκα φορές μεγαλύτερος από αυτόν του πρώτου πειράματος. Η προφανής αιτία για τους υψηλούς ρυθμούς είναι η υψηλή συγκέντρωση βιομάζας και BOD.

Είναι αξιοσημείωτο το γεγονός πως και στα τρία πειράματα η ευθεία εμφανίζει ένα σημείο καμψής σε κάποια χρονική στιγμή από τη διακοπή της τροφοδοσίας του αέρα. Η κλίση πριν από αυτό το σημείο είναι απότομη για να αμβλυθθεί στη συνέχεια όπως φαίνεται και στον Πίνακα 9-1. Το σημείο καμψής παρουσιάστηκε σε πολύ σύντομο χρονικό διάστημα από την έναρξη των μετρήσεων και για τα τρία τεστ, σε 1,5, 1,5, και 1min αντίστοιχα. Η

συμπεριφορά αυτή έχει παρατηρηθεί και σε προηγούμενα τεστ στη δεξαμενή δοκιμών και μπορεί να αποδοθεί στην πολύ γρήγορη κροκίδωση της βιομάζας καθώς η δημιουργία όλο και μεγαλύτερων συσσωματωμάτων γύρω από τους μικροοργανισμούς έχει σαν αποτέλεσμα την μειωμένη ικανότητα απορρόφησης οξυγόνου. Ο γρήγορος σχηματισμός βιοκροκίδων παρά την ανάδευση επισημάνθηκε και οπτικά. Επομένως από τις δυο τιμές, πιο αντιπροσωπευτική για το  $q_{O_2 \times V}$  θεωρείται η πρώτη καθώς υποθέτουμε πως με την επαναξυγόνωση η ανάδευση είναι έντονη, συντελεί στο διαχωρισμό των κροκίδων και συνεπώς στην καλή επαφή μικροοργανισμών και φορτίου.

Τέλος ενώ στο δεύτερο πείραμα η συγκέντρωση των MLVSS είναι μικρότερη από αυτή στο τρίτο και τέταρτο τεστ, ο ρυθμός κατανάλωσης όπως προκύπτει από την ευθεία αποξυγόνωσης είναι μεγαλύτερος. Αυτό δηλώνει μεγαλύτερη ενεργότητα της βιομάζας στην πρώτη περίπτωση.

Οι ευθείες αποξυγόνωσης για όλα τα πειράματα περιλαμβάνονται στο τέλος του κεφαλαίου.

### **Εκτίμηση Παραμέτρων $k_{La}$ & $C^*_{O_2}$**

Από τη μη γραμμική συσχέτιση του πρώτου και του τέταρτου πειράματος προκύπτει ένα αρκετά υψηλό  $k_{La}$ , 0,125 και 0,128  $\text{min}^{-1}$  αντίστοιχα. Το αντίθετο συνέβη στο τρίτο τεστ και λιγότερο στο δεύτερο πείραμα όπου ο ογκομετρικός συντελεστής μεταφοράς είναι 0,044 και 0,0755  $\text{min}^{-1}$  αντίστοιχα.

Το υψηλό  $k_{La}$  στο πρώτο και τέταρτο πείραμα σημαίνει πως το σύστημα φτάνει γρήγορα σε σταθερές συνθήκες. Αυτό για το πρώτο τεστ ενδέχεται να οφείλεται στην αμελητέα παρουσία της βιομάζας που εξασφαλίζει ομαλή εξέλιξη της δυναμικής συμπεριφοράς του συστήματος και καλή συσχέτιση με το μοντέλο. Το γενικευμένο μοντέλο που χρησιμοποιήθηκε για την παλινδρόμηση των δεδομένων δεν οδηγεί σε συμπεράσματα για την σύνδεση του υψηλού συντελεστή μεταφοράς που παρατηρήθηκε στον Downcomer (τέταρτο πείραμα) με την υδροδυναμική συμπεριφορά σε αυτόν. Ο χαμηλός αντίθετα συντελεστής στα άλλα δύο πειράματα δικαιολογείται από την υψηλή συγκέντρωση της βιομάζας και από τις επιδράσεις που έχει στη σταθερότητα του ρυθμού κατανάλωσης  $q_{O_2 \times V}$  η επαναφορά των βιοκροκίδων στον όγκο μας λόγω της ανάδευσης που προκαλεί ο αερισμός.

Η εκτίμηση της παραμέτρου  $C^*_{O_2}$  με τη μη γραμμική παλινδρόμηση κατά τη φάση της οξυγόνωσης δεν ήταν ικανοποιητική για το δεύτερο και τρίτο τεστ και οι τιμές που εκτιμήθηκαν ήταν πολύ υψηλές σε σχέση με τις τιμές που προκύπτουν από τη σχέση (5-28) (Πίνακας 9-2) για το βάθος βύθισης του ηλεκτροδίου. Για το δεύτερο τεστ τουλάχιστον αυτό δικαιολογείται από τον μεγάλο ρυθμό κατανάλωσης από τους μικροοργανισμούς (0.852 mg/L) που αναγκάζει την παράμετρο  $C^*_{O_2}$  σε υπερβολικές τιμές προκειμένου να καταλήξει το μοντέλο στην steady-state κατάσταση που ορίζουν τα δεδομένα.

Εφόσον ο συνολικός συντελεστής  $k_{La}$  είναι φαινόμενος και προσδιορίζεται από το μοντέλο (6-7), μπορούμε να εκτελέσουμε το πρόγραμμα μη γραμμικής παλινδρόμησης για τα πειράματα που διεξάχθηκαν στα πλαίσια αυτής της εργασίας καθορίζοντας μια αντιπροσωπευτική τιμή συγκέντρωσης κορεσμού για όλο τον όγκο και έχοντας ως μοναδική άγνωστη παράμετρο προς εκτίμηση το  $k_{La}$ . Η καθορισμένη αυτή τιμή υπολογίστηκε από την εξίσωση (5-28) θεωρώντας ως ενεργό βάθος κορεσμού το 30% του συνολικού σύμφωνα με τις τιμές που προτείνονται στον Πίνακα 5-3. Έγινε και τρίτη εκτέλεση χρησιμοποιώντας τον ίδιο αριθμό δεδομένων για το δεύτερο και τρίτο τεστ και θεωρώντας ως κοινή παράμετρο την συγκέντρωση κορεσμού. Η διατύπωση του προβλήματος και οι εκτιμώμενες τιμές των παραμέτρων για τις δύο εκτελέσεις περιγράφονται στον Πίνακα 9-3.

Παρατηρούμε πως οι τιμές των  $k_{La}$  σταθεροποιήθηκαν κοντά στο 0,1 για τα δυο τελευταία τεστ παρουσιάζοντας μικρή απόκλιση μεταξύ τους. Το πρόβλημα που προέκυψε από τις πειραματικές μετρήσεις για το δεύτερο και τρίτο τεστ απλά μετατίθεται αφού οι  $C_{SS,O_2}$  συγκεντρώσεις που υπολογίζονται με βάση τις νέες τιμές των παραμέτρων μας από το μοντέλο υπολείπονται των πειραματικών (Πίνακες 9-1, 9-3).

Αντίθετα η παλινδρόμηση για τα δεδομένα σε βάθος 2m (τέταρτο τεστ) είναι ικανοποιητική και οι steady-state τιμή όπως υπολογίστηκε από την εξίσωση (6-1) προσεγγίζει αυτή στην οποία τείνουν οι συγκεντρώσεις με το χρόνο. Συνεπώς μπορούμε να θεωρήσουμε τις τιμές των παραμέτρων για το τέταρτο τεστ αντιπροσωπευτικές για το σύστημά μας στις συνθήκες εκτέλεσης του πειράματος.

## 9-2 Συμπεράσματα

Εφαρμόστηκε η δυναμική μέθοδος με σκοπό την εκτίμηση σε πραγματικές συνθήκες επεξεργασίας υγρών αποβλήτων και με υψηλές συγκεντρώσεις οργανικού φορτίου και βιομάζας των εξής παραμέτρων: του ρυθμού κατανάλωσης διαλυμένου οξυγόνου από τους μικροοργανισμούς  $q_{O_2X}$ , του συνολικού συντελεστή μεταφοράς οξυγόνου  $k_{La}$  και της συγκέντρωσης κορεσμού  $DO C^*_{O_2}$ . Πραγματοποιήθηκαν τρία σετ μετρήσεων σε πιλοτική δεξαμενή αερισμού βιομηχανικών λυμάτων εφοδιασμένης με δυο στατικούς διαχύτες τύπου Pulsar. Τα δυο πρώτα σετ έγιναν σε βάθος 0,5m από την επιφάνεια του υγρού και το τρίτο σε βάθος 2m. Χαρακτηριστικό και στα τρία τεστ ήταν η υψηλή συγκέντρωση της βιομάζας. Τα αποτελέσματα από τα πειράματα συγκρίθηκαν με μετρήσεις που είχαν γίνει παλιότερα στη δεξαμενή με χαμηλές συγκεντρώσεις BOD και μικροοργανισμών.

**Πίνακας 9-1:** Εκτίμηση παραμέτρων για τα τέσσερα τεστ

Αρ. ΤΕΣΤ	$q_{O_2\lambda V}$ (mg/L/min)		$k_L a$ ( $\text{min}^{-1}$ )	$C^*_{O_2}$ (mg/L)	$C_{O_2,ss}$ (mg/L)
	$q_1$	$q_2$			
1	0,0807		0,125	9,203	8,557
2	0,852	0,343	0,0755	15,073	3,789
3	0,56	0,55	0,044	16,798	4,242
4	0,56	0,359	0,128	7,87	3,495

**Πίνακας 9-2:** Τιμές συγκέντρωσης κορεσμού από τη συσχέτιση και το μοντέλο (5-28)

Αρ. ΤΕΣΤ	$C^*_{reg.}$ (mg/L)	$C^*_{mod.}$ (mg/L)
1	9,203	9,08
2	15,073	8,77
3	16,643	8,135
4	7,87	9,33

**Πίνακας 9-3:** Διατύπωση του προβλήματος και εκτιμώμενες τιμές των παραμέτρων για τις δύο εκτελέσεις του προγράμματος (2ο, 3ο & 4ο τεστ)

Αρ. ΕΚΤΕΛΕΣΗΣ	Αρ. ΤΕΣΤ	Διατύπωση	$k_L a$ ( $\text{min}^{-1}$ )	$C^*_{O_2}$ (mg/L)	$C_{SS,O_2}$ (mg/L)
1	2	$f(C_2; (k_L a)_2)$	0,134	9,63 <sup>1</sup>	3,27
	3	$f(C_3; (k_L a)_3)$	0,102	8,943 <sup>1</sup>	3,45
	4	$f(C_4; (k_L a)_4)$	0,106	8,943 <sup>1</sup>	3,66
2	2	$f(C_2; (k_L a)_2)$	0,134	9,63 <sup>1</sup>	3,27
	3,4	$f_1(C_3; (k_L a)_3, C^*_{O_2})$	0,0915	9,44	3,32
		$f_2(C_4; (k_L a)_4, C^*_{O_2})$	0,0981		3,72

<sup>1</sup>υπολογίστηκαν από την εξίσωση (5-28)



Σε όλα τα πειράματα που έγιναν για αυτή την εργασία προέκυψαν δυο διαφορετικοί ρυθμοί απορρόφησης οξυγόνου από τη βιομάζα στην ευθεία αποξυγόνωσης, ο αρχικός μεγαλύτερος από το δεύτερο. Το σημείο καμψής εμφανίστηκε σε πολύ σύντομο χρονικό διάστημα για όλα τα τεστ. Το φαινόμενο αυτό αποδόθηκε στη γρήγορη κροκίδωση και λήφθηκε υπόψη η αρχική κλίση της ευθείας πριν τη συσσωμάτωση.

Τα πειραματικά αποτελέσματα από το δεύτερο και τρίτο τεστ δεν ήταν ικανοποιητικά και η εκτίμηση των παραμέτρων αναξιόπιστη κυρίως όσον αφορά τις τιμές της  $C^*_{O_2}$  που εμφανίστηκαν υπερτιμημένες σε σχέση με το μοντέλο της (5-28). Αντίθετα ικανοποιητική ήταν η συσχέτιση για βάθος 2m. Η αποτυχία των μετρήσεων κοντά στην επιφάνεια δεν επέτρεψε κάποιο συμπέρασμα για τη σχέση μεταφοράς διαλυμένου οξυγόνου και βάθους.

Το βασικό συμπέρασμα για την εφαρμογή της δυναμικής μεθόδου, και μετά τη σύγκριση με τα πρώτα πειραματικά αποτελέσματα, είναι ότι δεν είναι έγκυρη και επαναλήψιμη σε συνθήκες υψηλών συγκεντρώσεων οργανικού φορτίου και βιομάζας και αυτό γιατί αναπτύσσονται υψηλοί και μεταβαλλόμενοι ρυθμοί κατανάλωσης. Πράγματι η αρχική συγκέντρωση  $C_{O_2}(t_0)$  είναι μεγαλύτερη από την τελική σταθερή συγκέντρωση  $C_{O_2,SS}$  σε όλα τα πειράματα εκτός από το πρώτο και συνεπώς η διαδικασία αποξυγόνωσης-επαναξυγόνωσης επηρεάζει το ρυθμό κατανάλωσης στο σύστημά μας.

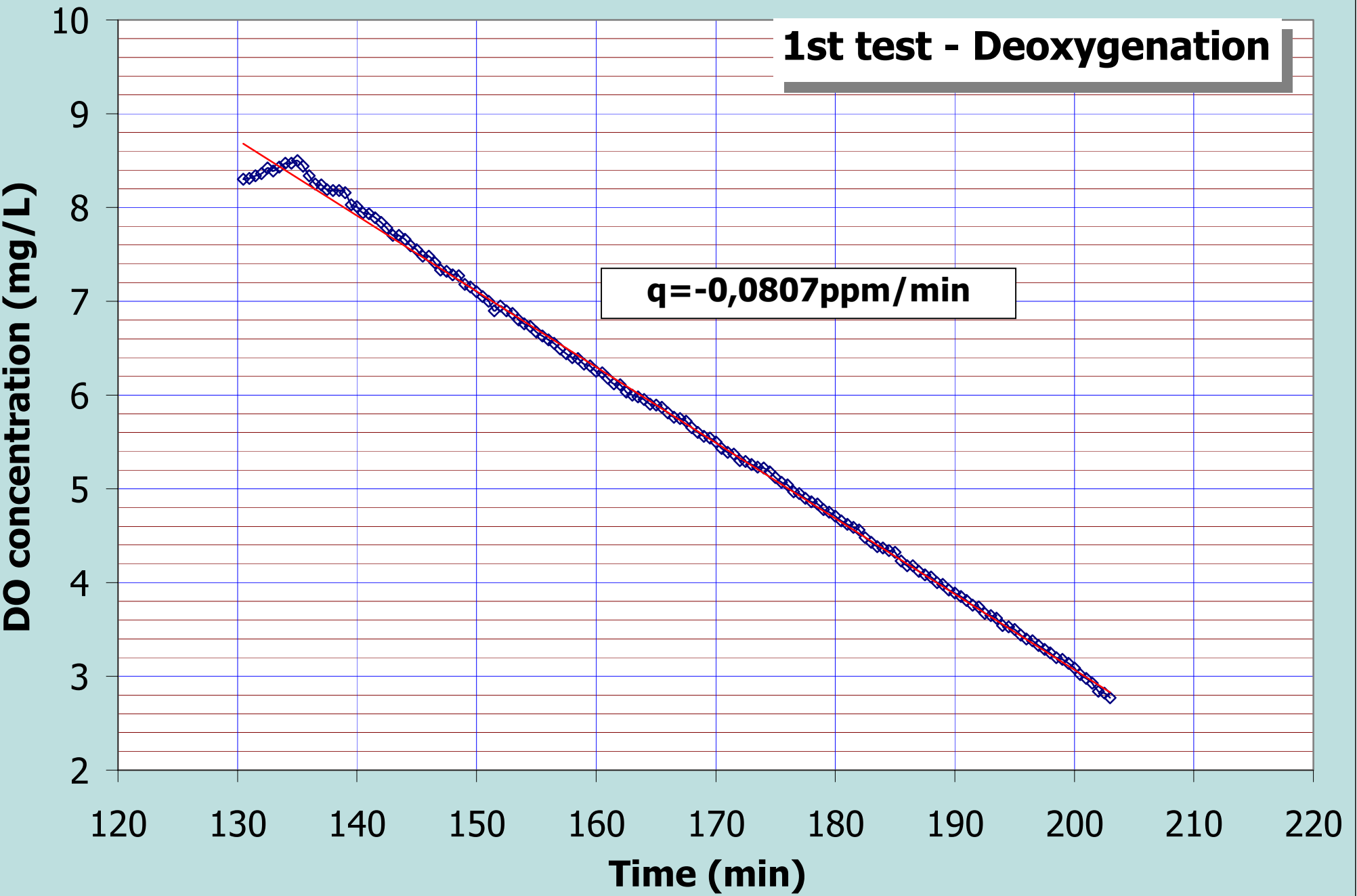
Η βιοκροκίδωση που είναι έντονη από τα πρώτα κιόλας λεπτά εκτέλεσης της μεθόδου προκαλεί τον εγκλωβισμό των μικροοργανισμών μέσα σε αυτή και την καθίζησή τους στη συνέχεια. Με την επανεκκίνηση του αερισμού και την έντονη ανάδευση που αυτός συνεπάγεται οι καθιζάνοντες σχηματισμοί επαναφέρονται στον κύριο όγκο του υγρού και το διαθέσιμο προς μεταβολισμό φορτίο αλλάζει τόσο σε ποσότητα λόγω της πρόσθετης ύλης προς μεταβολισμό που προέρχεται από τη νεκρή βιομάζα, όσο και σε ποιότητα καθώς προκαλείται λύση του κυττάρου και διάλυση πολύτιμων θρεπτικών συστατικών και ενζύμων και η ζώσα βιομάζα λαμβάνει άμεσα τα απαραίτητα για το μεταβολισμό της χωρίς τη μεσολάβηση κάποιας λανθάνουσας φάσης προσαρμογής. Αυτή η μεταβολή στο φορτίο έχει τελικά σαν αποτέλεσμα αυξημένη ενεργοποίηση της βιομάζας στη φάση της επαναξυγόνωσης, χαμηλές συγκεντρώσεις DO και μη καλή περιγραφή των δεδομένων από το μοντέλο.

Τέλος δεν είναι σαφές το πως επηρεάζεται η σταθεροποίηση της βιομάζας από την ανάδευση που ενδέχεται να αποτελεί πρόσθετη αιτία για τη μεταβολή του ρυθμού κατανάλωσης. Γι' αυτό η έντασή της, ο χρόνος διάρκειάς της κλπ. πρέπει να εξετάζονται προσεκτικά για να μην επηρεάζουν τον πολύ ευαίσθητο σε μεταβολές ρυθμό.

Το μοντέλο μεταφοράς μάζας του διαλυμένου οξυγόνου στο οποίο έγινε η συσχέτιση των δεδομένων για την εξαγωγή των παραμέτρων μόνο αντιπροσωπευτικές και μέσες εκτιμήσεις μπορεί να δώσει γι' αυτές. Εξετάστηκε

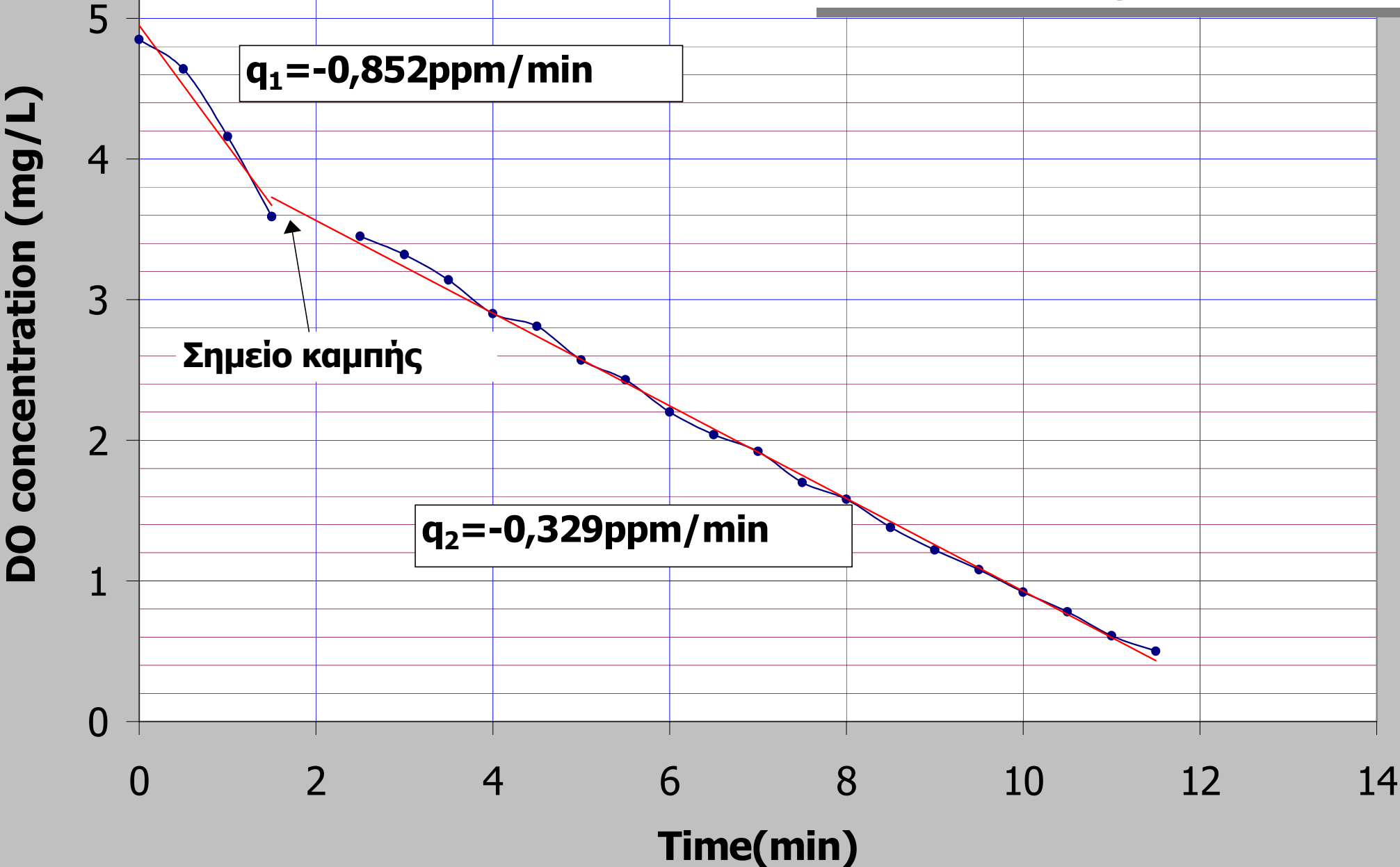
η διαίρεση του συνολικού όγκου ελέγχου που περιλαμβάνει ένα στατικό διαχύτη και την ροή που ανακυκλώνεται μέσα σε αυτόν σε επιμέρους με βάση το πρότυπο των εργαστηριακών airlift αντιδραστήρων με σκοπό την περιγραφή της μεταφοράς οξυγόνου σε κάθε τμήμα. Η έλλειψη πειραματικών δεδομένων δεν επέτρεψε την επαλήθευση του μοντέλου και αποτελεί αντικείμενο έρευνας η βαθμονόμηση και η περαιτέρω ανάπτυξη του ώστε να συμπεριλαμβάνει και την ανομοιογένεια στο ρυθμό κατανάλωσης οξυγόνου από τους μικροοργανισμούς.





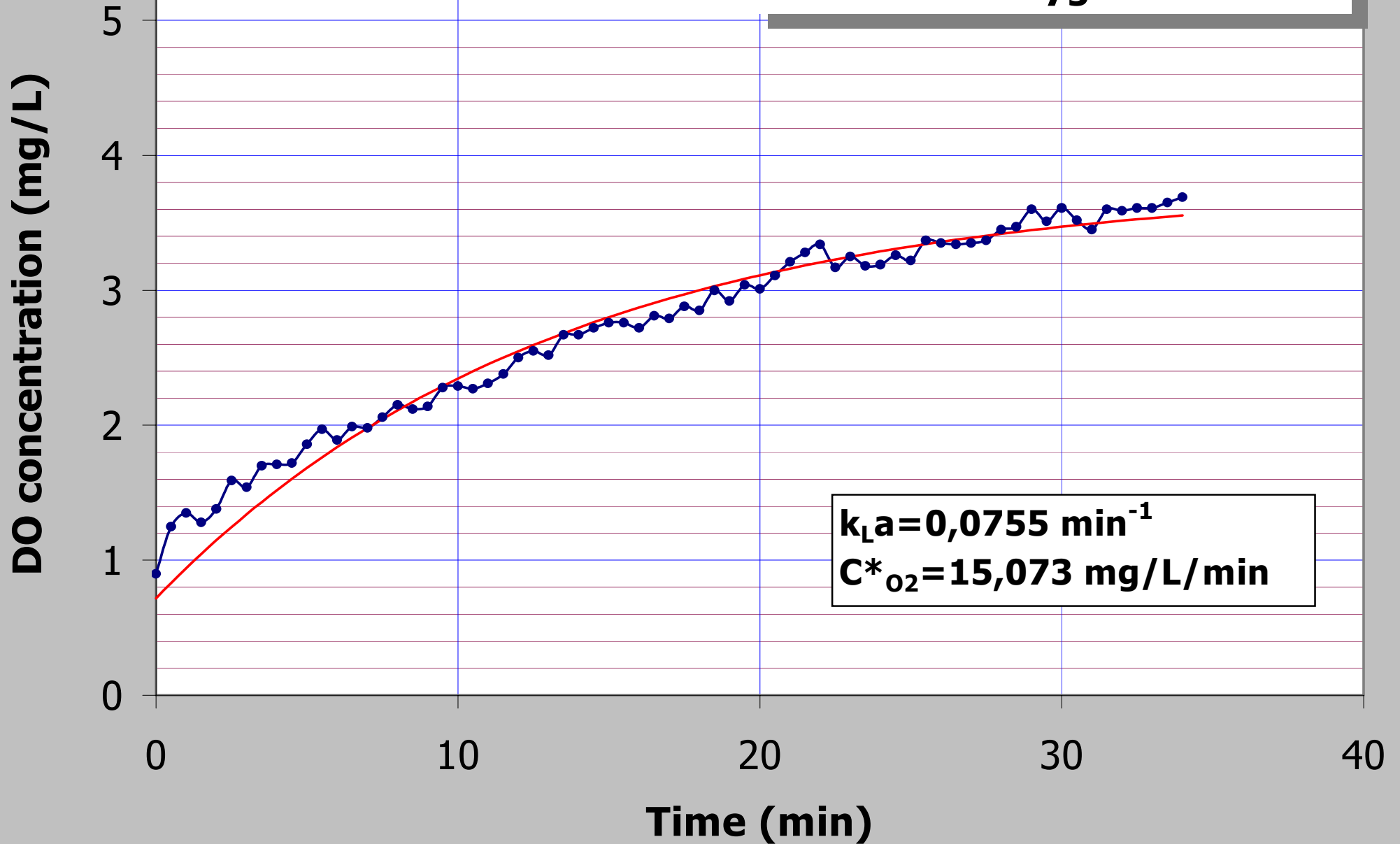


# 2nd test-Deoxygenation



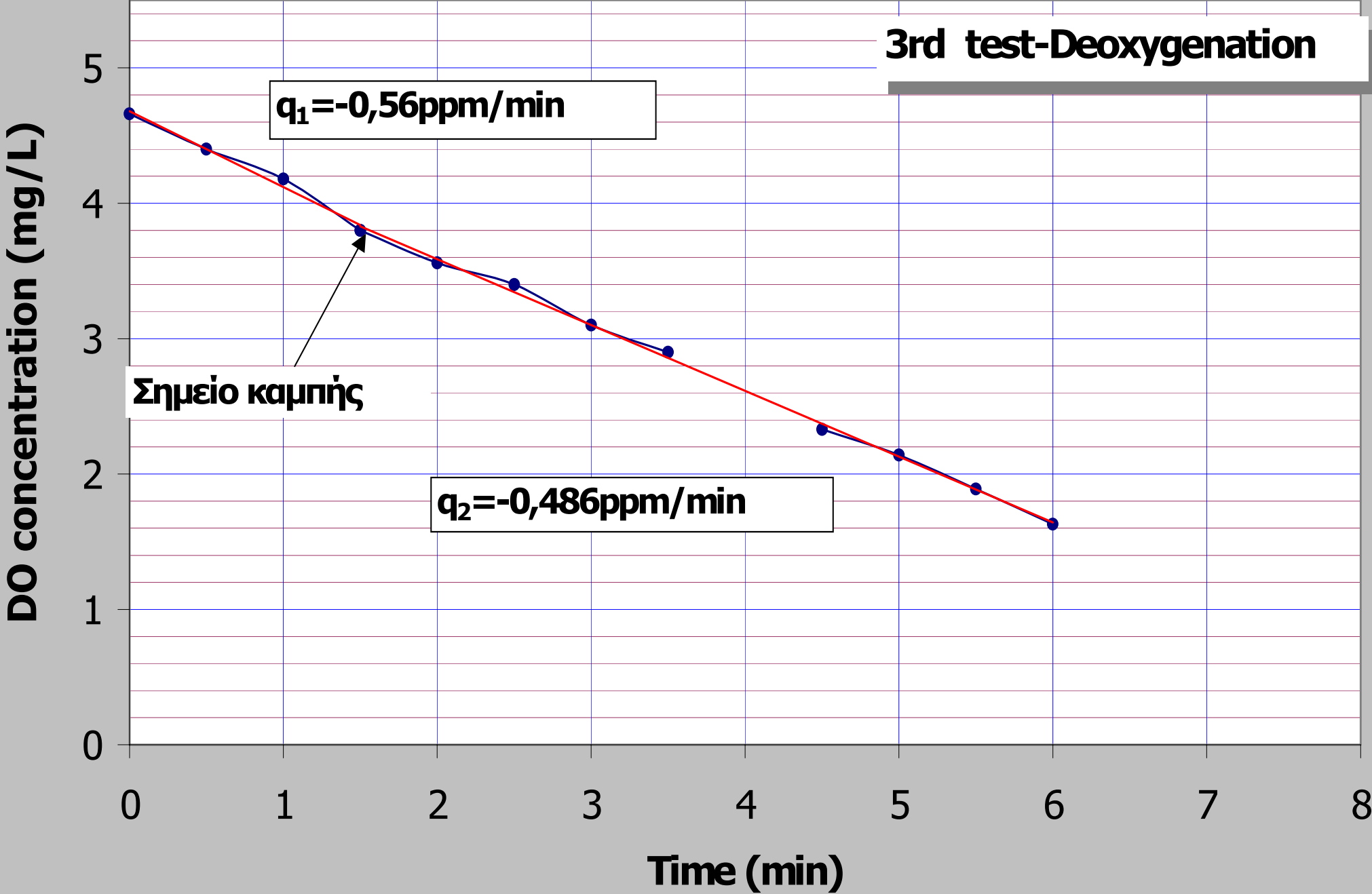


## 2nd test-Reoxygenation



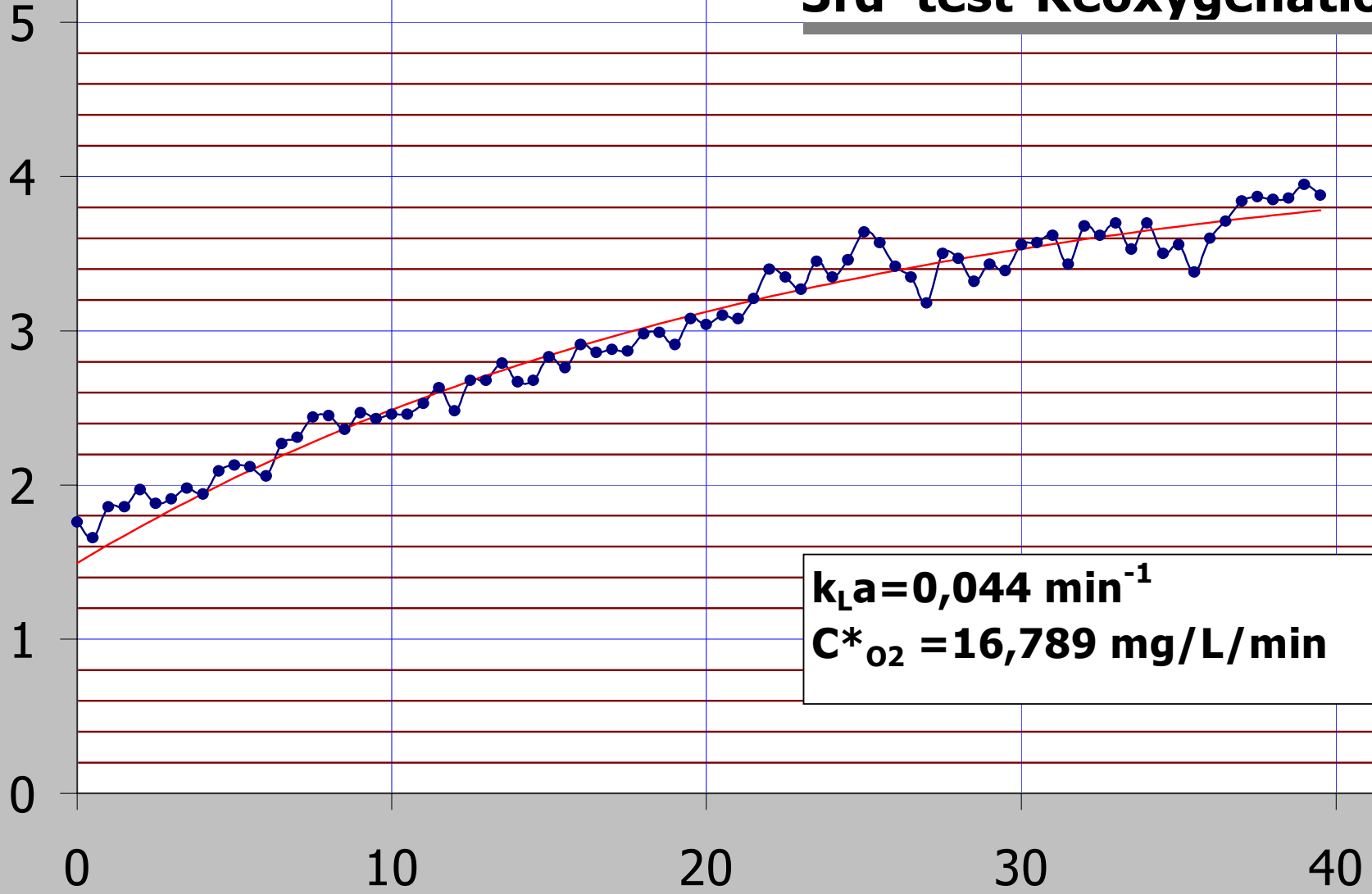


### 3rd test-Deoxygenation



### 3rd test-Reoxygenation

DO concentration (mg/L)

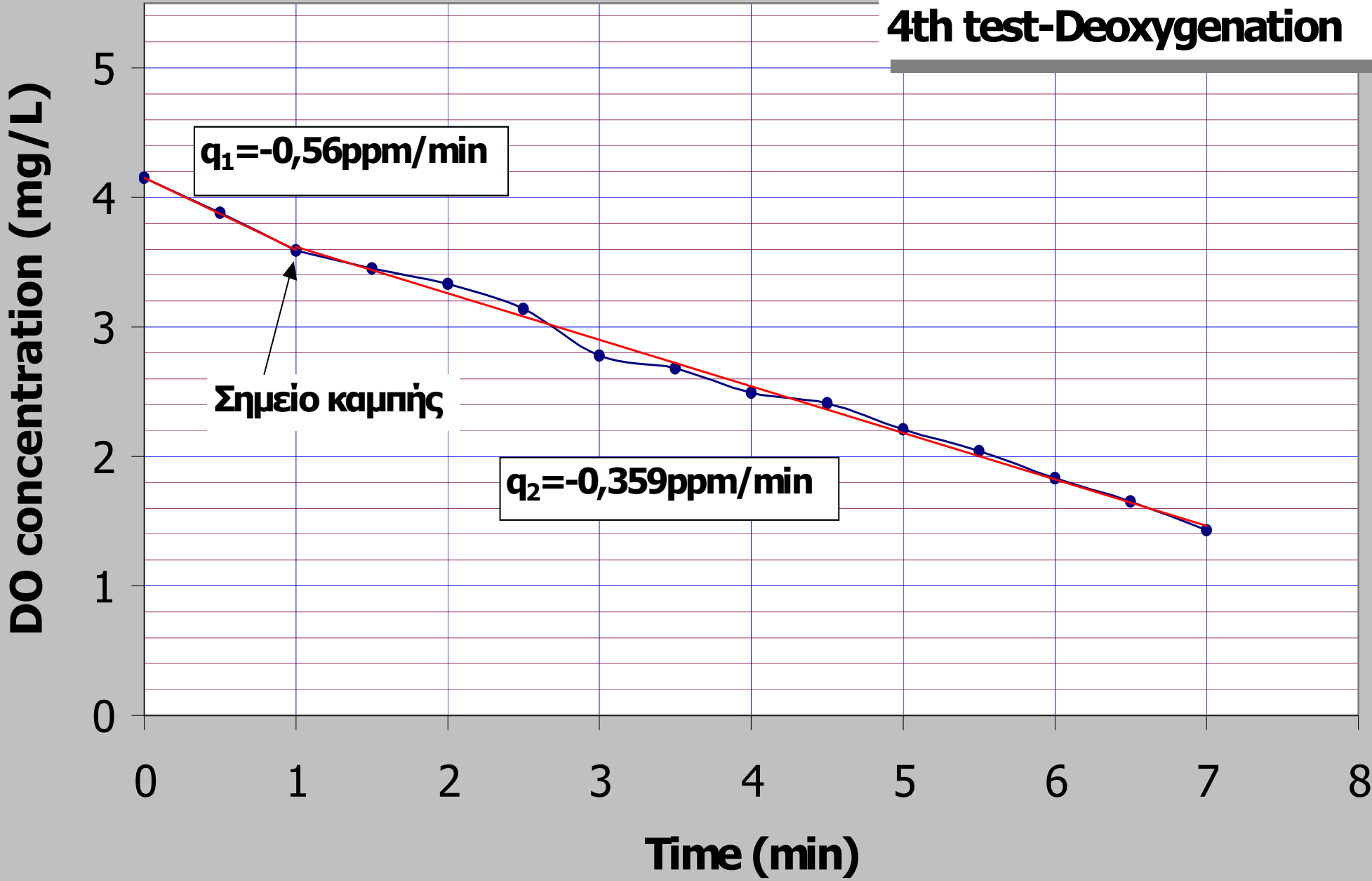


Time (min)

$k_La = 0,044 \text{ min}^{-1}$   
 $C^*_{O_2} = 16,789 \text{ mg/L/min}$



4th test-Deoxygenation

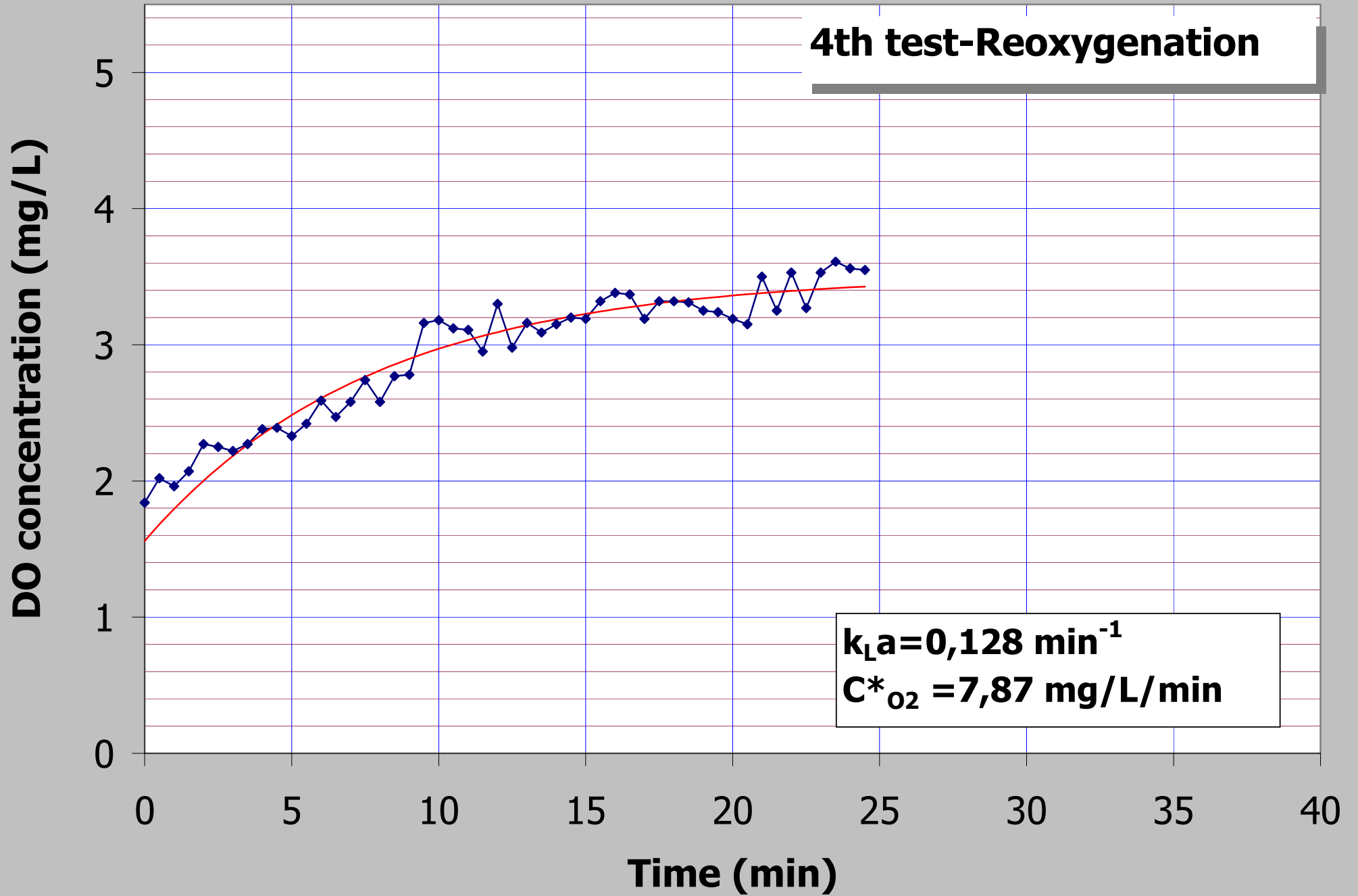


$q_1 = -0,56 \text{ ppm/min}$

Σημείο καμπής

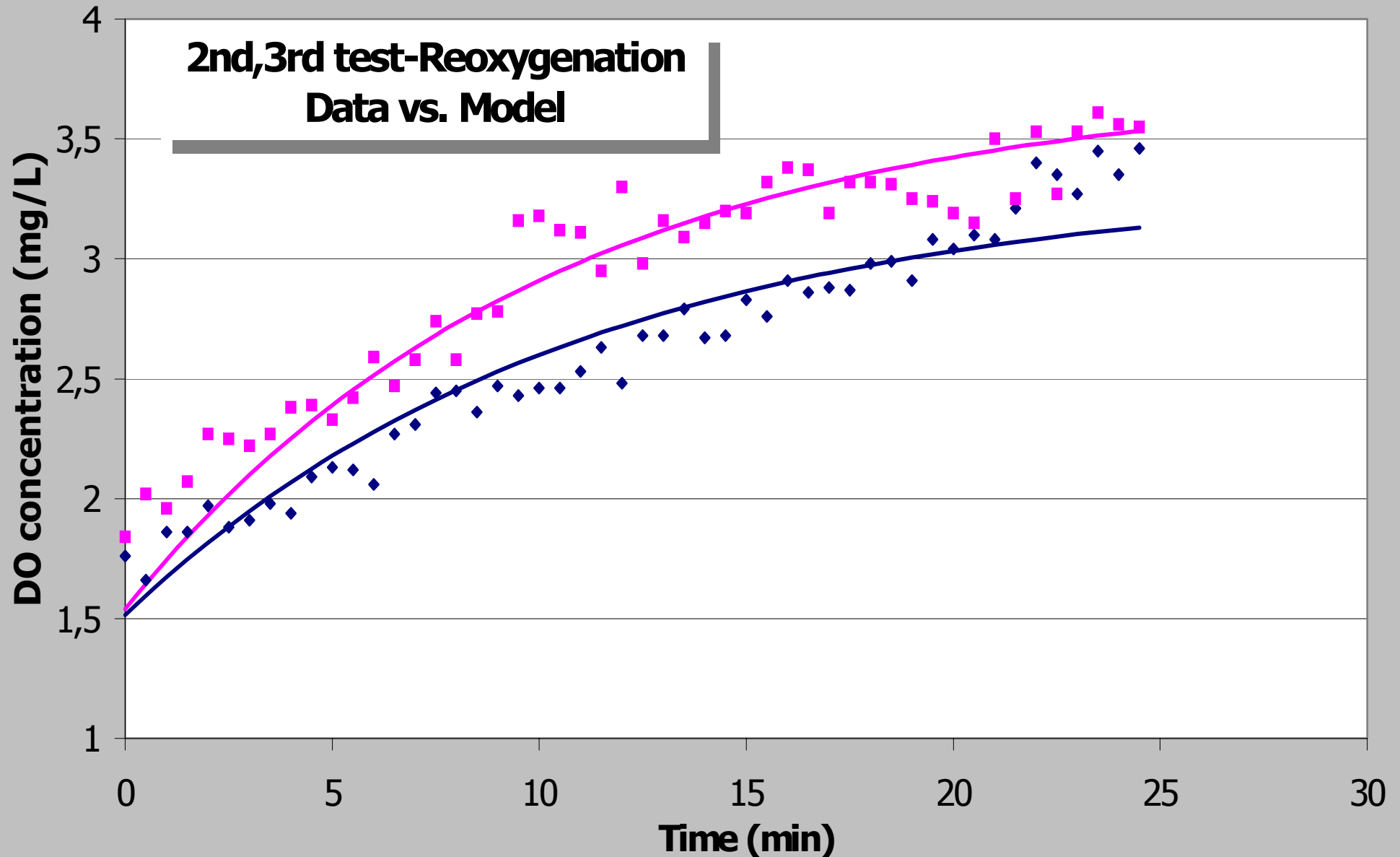
$q_2 = -0,359 \text{ ppm/min}$

# 4th test-Reoxygenation



$k_L a = 0,128 \text{ min}^{-1}$   
 $C^*_{O_2} = 7,87 \text{ mg/L/min}$

**2nd,3rd test-Reoxygenation  
Data vs. Model**



◆ 2nd test-Data    ■ 3rd test-Data    — 2nd test,2nd run-Model    — 3rd test,2nd run-Model



# 10

## ΒΙΒΛΙΟΓΡΑΦΙΑ

1. Metcalf & Eddy, inc., 'Wastewater engineering, treatment, disposal and reuse', McGraw – Hill, 2<sup>nd</sup> edition, 1977.
2. Κ. Σπανουδάκη, Διπλωματική εργασία με θέμα: «Αξιολόγηση αεριστήρων για μονάδες βιολογικού καθαρισμού», Αθήνα, Ιούνιος 2000.
3. Α. Αΐβαζίδη, «Περιβαλλοντική Μικροβιολογία – Πανεπιστημιακό σύγγραμμα», Ξάνθη 1999.
4. Β. Γκέκα, «Τεχνολογίες επεξεργασίας τοξικών και επικίνδυνων αποβλήτων - Πανεπιστημιακές σημειώσεις», Χανιά 2001.
5. Α. Στάμου, «Βασικές αρχές και σχεδιασμός συστημάτων επεξεργασίας αποβλήτων», ΤΕΕ, 1994.
6. ASCE, 'Aeration: Wastewater Treatment process', 1988.
7. AQUA, «Στατικοί διαχυτήρες λεπτής φυσαλίδος Pulsar».
8. F.C. Rubio, J.L. Garcia, E. Molina, Y.Chisti, 'Axial inhomogenities in steady- state dissolved oxygen in airlift reactors: predictive models', Chemical Engineering Journal, 84, pp 43-55 (2000).
9. C. Freitas, J.A. Teixeira, 'Hydrodynamic studies in an airlift reactor with an enlarged degassing zone', Bioprocess Engineering, 18, pp 267-279, (1998).
10. M. Gavrilescu, R.Z. Tudose, 'Hydrodynamics of non-Newtonian liquids in external-loop airlift bioreactors', Bioprocess Engineering, 18, pp 83-89, (1998).
11. A. Contreras, Y Chisti, E. Molina, 'A reassessment of relationship between riser and downcomer gas holdups in airlift reactors.' Chemical engineering Science, Vol. 53, No.24, pp 4151-4154 (1998).
12. D.J. Pollard, P.Ayazi Shamlou, M.D.Lilly, A.P. Ison, 'Sacharomyces cerevisiae fermentations in a pilot scale airlift bioreactor: Comparison



- of air sparger configurations', *Bioprocess Engineering*, 15, pp 279-288, (1998).
13. B. Kawalec-Petrienko, I. Holowacz, 'Region-dependent transfer rate in the rectangular airlift reactor', *Bioprocess Engineering*, 18, pp 163-170, (1998)
  14. Y.X. Guo, M.N. Rathor, H.C. Ti, 'Hydrodynamics and mass transfer in a novel external loop airlift reactor', *Chemical engineering Journal*, 67, pp 205-214, (1997).
  15. M. Tobajas, E. Garcia-Calvo, 'Comparison of experimental methods for determination of the volumetric mass transfer coefficient in fermentation process', *Heat and Mass Transfer*, 36, pp 201-207, (2000).
  16. S. Godo', J. Klein, M. Polakovic, V Bales, 'Periodical changes of input air flowrate – a possible way of improvement of oxygen transfer and liquid circulation in airlift bioreactors', *Chemical Engineering Science*, 54, pp 4937-4943, (1999).
  17. J.C.T. Vogelaar, A. Klapwijk, J.B. Van Lier, W.H. Rulkens, 'Temperature effects on the oxygen transfer rate between 20 and 55° C', *Water Resources*, vol.34, No.3, pp. 1037-1041, (2000).
  18. A.C. Badino Jr, M.C.R. Facciotti, W. Schmidell, 'Volumetric oxygen transfer coefficients ( $k_La$ ) in batch cultivation involving non-Newtonian broths', *Biochemical Engineering Journal*, 8, pp 111-119, (2001).
  19. N. Καλογεράκη, «Τεχνική βιοχημικών διεργασιών - Πανεπιστημιακές σημειώσεις», Χανιά 2000.
  20. J. Korpijarvi, P. Oinas, J. Reunanen, 'Hydrodynamics and mass transfer in an airlift reactor', *Chemical Engineering Science*, 54, pp 2255-2262, (1999).
  21. K. Pouliot, J. Thibault, A. Garnier, G. Acuna Leiva, ' $k_La$  evaluation during the course of fermentation using data reconciliation techniques', *Bioprocess engineering*, 23, pp 565-573, (2000).
  22. P. Eglezos, N. Kalogerakis, 'Applied Parameter Estimation for Chemical Engineers', Marcel Dekker, inc., 2000.
  23. Π.Ν. Παρασκευόπουλου, 'Εισαγωγή στον αυτόματο έλεγχο', Αθήνα 1991.

# II

## ΠΑΡΑΡΤΗΜΑ

**Πίνακας Α:** Διαλυτότητα διαλυμένου οξυγόνου συναρτήσει της θερμοκρασίας και της συγκέντρωσης των διαλυμένων αλάτων

Temperature, °C	Chloride Concentration, mg/L				
	0	5,000	10,000	15,000	20,000
0	14.62	13.79	12.97	12.14	11.32
1	14.23	13.41	12.61	11.82	11.03
2	13.84	13.05	12.28	11.52	10.76
3	13.48	12.72	11.98	11.24	10.50
4	13.13	12.41	11.69	10.97	10.25
5	12.80	12.09	11.39	10.70	10.01
6	12.48	11.79	11.12	10.45	9.78
7	12.17	11.51	10.85	10.21	9.57
8	11.87	11.24	10.61	9.98	9.36
9	11.59	10.97	10.36	9.76	9.17
10	11.33	10.73	10.13	9.55	8.98
11	11.08	10.49	9.92	9.35	8.80
12	10.83	10.28	9.72	9.17	8.62
13	10.60	10.05	9.52	8.98	8.46
14	10.37	9.85	9.32	8.80	8.30
15	10.15	9.65	9.14	8.63	8.14
16	9.95	9.46	8.96	8.47	7.99
17	9.74	9.26	8.78	8.30	7.84
18	9.54	9.07	8.62	8.15	7.70
19	9.35	8.89	8.45	8.00	7.56
20	9.17	8.73	8.30	7.86	7.42
21	8.99	8.57	8.14	7.71	7.28
22	8.83	8.42	7.99	7.57	7.14
23	8.68	8.27	7.85	7.43	7.00
24	8.53	8.12	7.71	7.30	6.87
25	8.38	7.96	7.56	7.15	6.74
26	8.22	7.81	7.42	7.02	6.61
27	8.07	7.67	7.28	6.88	6.49
28	7.92	7.53	7.14	6.75	6.37
29	7.77	7.39	7.00	6.62	6.25
30	7.63	7.25	6.86	6.49	6.13

\* Saturation values of dissolved oxygen in fresh water and sea water exposed to dry air containing 20.90 percent oxygen under a total pressure of 760 mm of mercury.

Source: G. C. Whipple and M. C. Whipple: Solubility of Oxygen in Sea Water, *J. Am. Chem. Soc.*, vol. 33, p. 362, 1911. Calculated using data developed by C. J. J. Fox: On the Coefficients of Absorption of Nitrogen and Oxygen in Distilled Water and Sea Water and Atmospheric Carbonic Acid in Sea Water, *Trans. Faraday Soc.*, vol. 5, p. 68, 1909.

**Σχέδιο της δεξαμενής μέτρησης της ικανότητας μεταφοράς οξυγόνου**

