

Απορρόφηση CO_2 στο νερό
σε συμπαγή διάταξη επαφής

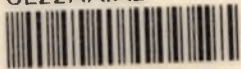
Διπλωματική Εργασία
του
Π. Γ. Τορτοπίδη

Επιβλέπων Καθηγητής
Δρ. Β. Μποντόζογλου



αρ. εισ. ...3610.Α.

ΠΑΝΕΠΙΣΤΗΜΙΟ
ΘΕΣΣΑΛΙΑΣ



004000055867



**ΠΑΝΕΠΙΣΤΗΜΙΟ ΘΕΣΣΑΛΙΑΣ
ΥΠΗΡΕΣΙΑ ΒΙΒΛΙΟΘΗΚΗΣ & ΠΛΗΡΟΦΟΡΗΣΗΣ
ΕΙΔΙΚΗ ΣΥΛΛΟΓΗ «ΓΚΡΙΖΑ ΒΙΒΛΙΟΓΡΑΦΙΑ»**

Αριθ. Εισ.: 736/1

Ημερ. Εισ.: 12-09-1997

Δωρεά: _____

Ταξιδετικός Κωδικός: ΠΤ - ΜΜΒ

1996

TOP

Ευχαριστήρια

Ευχαριστώ ιδιαίτερα τον Δρ. Β. Μποντόζογλου για την συνεχή καθοδήγησή του και την πολύτιμη βοήθειά του.

Ευχαριστώ επίσης τον Δρ. Γ. Παπαπολυμέρου για το ενδιαφέρον του.

ΠΕΡΙΛΗΨΗ

Στην παρούσα εργασία μελετήθηκε η απορρόφηση CO₂ στο νερό σε συμπαγή διάταξη επαφής. Για το σκοπό αυτό χρησιμοποιήθηκε αγωγός εσωτερικής διαμέτρου 4mm. και μήκους από 10cm. έως 450cm.

Οι βασικοί στόχοι της μελέτης είναι δύο:

- Η συστηματική συσχέτιση των ρυθμών μεταφοράς μάζας που μετρώνται με τα ρευστομηχανικά χαρακτηριστικά της διφασικής ροής υγρού / αερίου που επικρατεί στον αγωγό.

- Η εξέταση πιθανής υψηλότερης απόδοσης σε ρυθμούς μεταφοράς μάζας συμπαγών διατάξεων επαφής.

Πρόοδος στους ανωτέρω στόχους θα επιτρέψει τον αξιόπιστο σχεδιασμό συσκευών επαφής μικρών διαστάσεων και υψηλής αποδοτικότητας.

Οι μετρήσεις οδήγησαν στα εξής συμπεράσματα:

- Οι συντελεστές μεταφοράς μάζας που μετρήθηκαν είναι γενικά μία έως και δύο τάξεις μεγέθους υψηλότεροι από αυτούς που αναφέρονται στη διεθνή βιβλιογραφία. Το ενθαρρυντικό αυτό αποτέλεσμα αποδίδεται εν μέρει στη μικρή διάμετρο του αγωγού επαφής και εν μέρει στην εκμετάλλευση των φαινομένων εισόδου, όπου η ροή δεν είναι πλήρως ανεπτυγμένη και οι ρυθμοί μεταφοράς είναι αισθητά υψηλότεροι.

- Οι μικρότερες τιμές του συντελεστή μεταφοράς μάζας μετρώνται για μικρές παροχές υγρού και διαχωρισμένη (stratified) ροή, ενώ οι μεγαλύτερες τιμές για μεγάλες παροχές υγρού και δακτυλιοειδή (annular). Το εύρος διακύμανσης των τιμών είναι δύο τάξεις μεγέθους.

- Υπάρχει μεταβολή του μέσου συντελεστή μεταφοράς μάζας με το μήκος του αγωγού επαφής. Οι μετρήσεις ερμηνεύονται αν συνεκτιμηθεί ο ρόλος των φαινομένων εισόδου που προαναφέρθηκαν.

Τα αποτελέσματα της εργασίας δείχνουν ότι οι συμπαγείς διατάξεις επαφής αξίζει να διερευνηθούν περισσότερο. Άμεσοι στόχοι είναι η τεκμηρίωση της επίδρασης της διαμέτρου του αγωγού (για μικρότερες διαμέτρους), και η συσχέτιση του ρυθμού μεταφοράς μάζας με την πτώση

πίεσης στον αγωγό. Η πτώση πίεσης (κατανάλωση ενέργειας) αποτελεί την βασική λειτουργική δαπάνη της διάταξης και είναι αντικείμενο βελτιστοποίησης

ΠΕΡΙΕΧΟΜΕΝΑ

	<u>σελ</u>
1. Εισαγωγή _____	1
2. Θεωρία _____	3
α. Φυσική απορρόφηση αερίου σε υγρό _____	3
β. Ρευστομηχανικά χαρακτηριστικά της δυφασικής ροής στον αγωγό μικρής διαμέτρου _____	8
3. Πειραματική διάταξη & διαδικασία _____	15
4. Ανάλυση & σχολιασμός αποτελεσμάτων _____	20
α. Μεθοδολογία ανάλυσης μετρήσεων _____	20
β. Μελέτη της επίδρασης των φαινομενικών ταχυτήτων του νερού και του CO ₂ στον ογκομετρικό συντελεστή απορρόφησης _____	25
γ. Μελέτη της επίδρασης του μήκους του σωλήνα επαφής στον ογκομετρικό συντελεστή απορρόφησης _____	46
δ. Σύγκριση των ογκομετρικών συντελεστών της βιβλιογραφίας με της παρούσας εργασίας _____	49
ε. Συσχέτιση περιοχών ροής και ογκομετρικού συντελεστή μεταφοράς μάζας _____	54
5. Συμπεράσματα _____	56
6. Προτάσεις _____	58
7. Βιβλιογραφία _____	59
8. Παραρτήματα _____	61
α. Βαθμονόμηση δοσομετρικής αντλίας νερού _____	62
β. Βαθμονόμηση ροομέτρων παροχής CO ₂ _____	65
γ. Μηχ/λογικά σχέδια δοχείου διαχωρισμού _____	67
δ. Συγκέντρωση κορεσμού CO ₂ σε νερό ως συνάρτηση της θερμοκρασίας _____	69
ε. Πίνακες πειραματικών αποτελεσμάτων _____	71
στ. Πρόγραμμα υπολογισμού συντελεστή μεταφοράς μάζας κατά το φαινόμενο εισόδο _____	76

1. Εισαγωγή

Η απορρόφηση αερίων σε υγρά είναι διεργασία που χρησιμοποιείται ευρύτατα στη βιομηχανία για την μεταβολή της σύστασης διαφόρων ρευμάτων. Κλασσικά παραδείγματα είναι η κατεργασία φυσικού αερίου με αμίνες για την δέσμευση CO_2 / H_2S (αύξηση θερμογόνου δύναμης) και η έκπλυση αερίων ρευμάτων, που περιέχουν ατμούς οργανικών διαλυτών, πριν την απελευθέρωση τους στην ατμόσφαιρα.

Οι συνήθεις συσκευές απορρόφησης βασίζονται στην αρχή της αντιρροής, δηλαδή το υγρό με το αέριο ρέουν παράλληλα αλλά με αντίθετη κατεύθυνση. Αναγνωρίζεται όμως ότι η ομοροή θα μπορούσε να δώσει αισθητά υψηλότερους ρυθμούς μεταφοράς μάζας (Jespen, 1970) καθώς και ότι παρακάμπτει το πρόβλημα της πλημμύρισης που περιορίζει τις παροχές υγρού / αερίου σε συσκευές αντιρροής (Heuss et. al., 1965).

Δυνατότητα άμεσης εφαρμογής της ομοροής έχουμε στις περιπτώσεις συσκευής απορρόφησης μιας βαθμίδας καθώς και συσκευής που λειτουργεί με ταχεία χημική αντίδραση (χημική απορρόφηση). Επίσης διατάξεις ομοροής θα μπορούσαν να χρησιμοποιηθούν ως μεμονωμένες βαθμίδες γενικότερης συσκευής αντιρροής.

Οι εφαρμογές της ομοροής είναι προς το παρόν περιορισμένες, κυρίως εξαιτίας της έλλειψης επαρκών πειραματικών δεδομένων και της αδυναμίας ικανοποιητικής πρόβλεψης των ρυθμών μεταφοράς, που θα επέτρεπαν ασφαλή σχεδιασμό συσκευών.

Πρόοδος προς την κατεύθυνση αυτή απαιτεί θεμελιώδη κατανόηση της σχέσης μεταξύ ρυθμών μεταφοράς μάζας και ρευστομηχανικών χαρακτηριστικών. Ειδικά για την απορρόφηση, η διφασική ροή υγρού / αερίου που επικρατεί στις συσκευές, είναι ιδιαίτερα πολύπλοκη και είναι προς το παρόν μη ικανοποιητική η δυνατότητα συστηματικής πρόβλεψης των βασικών της παραμέτρων όπως η πτώση πίεσης, το κλάσμα αερίου όγκου και ακριβής γεωμετρία της διεπιφάνειας υγρού / αερίου.

Ένας βασικός στόχος της παρούσας διπλωματικής εργασίας είναι η πληρέστερη σύνδεση των συντελεστών μεταφοράς μάζας με τα ρευστομηχανικά χαρακτηριστικά της διφασικής ροής υγρού / αερίου.

Πρόοδος στα ανωτέρω αντικείμενα θα ωφελήσει και τον σχεδιασμό συσκευών θερμικών διεργασιών όπου επικρατούν συνθήκες διφασικής ροής (εξατμιστήρες, συμπυκνωτές, ατμοπαραγωγοί). Ειδικά στις θερμικές διεργασίες έχει αποδειχθεί ιδιαίτερα αποδοτική η σμίκρυνση των διαστάσεων των συσκευών, που οδηγεί σε πολύ υψηλούς ρυθμούς μεταφοράς θερμότητας ανά μονάδα όγκου (συμπαγείς εναλλάκτες θερμότητας).

Η ιδέα αυτή επιδιώκεται με την παρούσα εργασία να δοκιμασθεί και σε συσκευές μεταφοράς μάζας. Η διάταξη επαφής που χρησιμοποιείται είναι αγωγός εσωτερικής διαμέτρου 4mm, που επιλέχθηκε ως πρότυπο των συνθηκών που επικρατούν σε συμπαγείς διατάξεις επαφής.

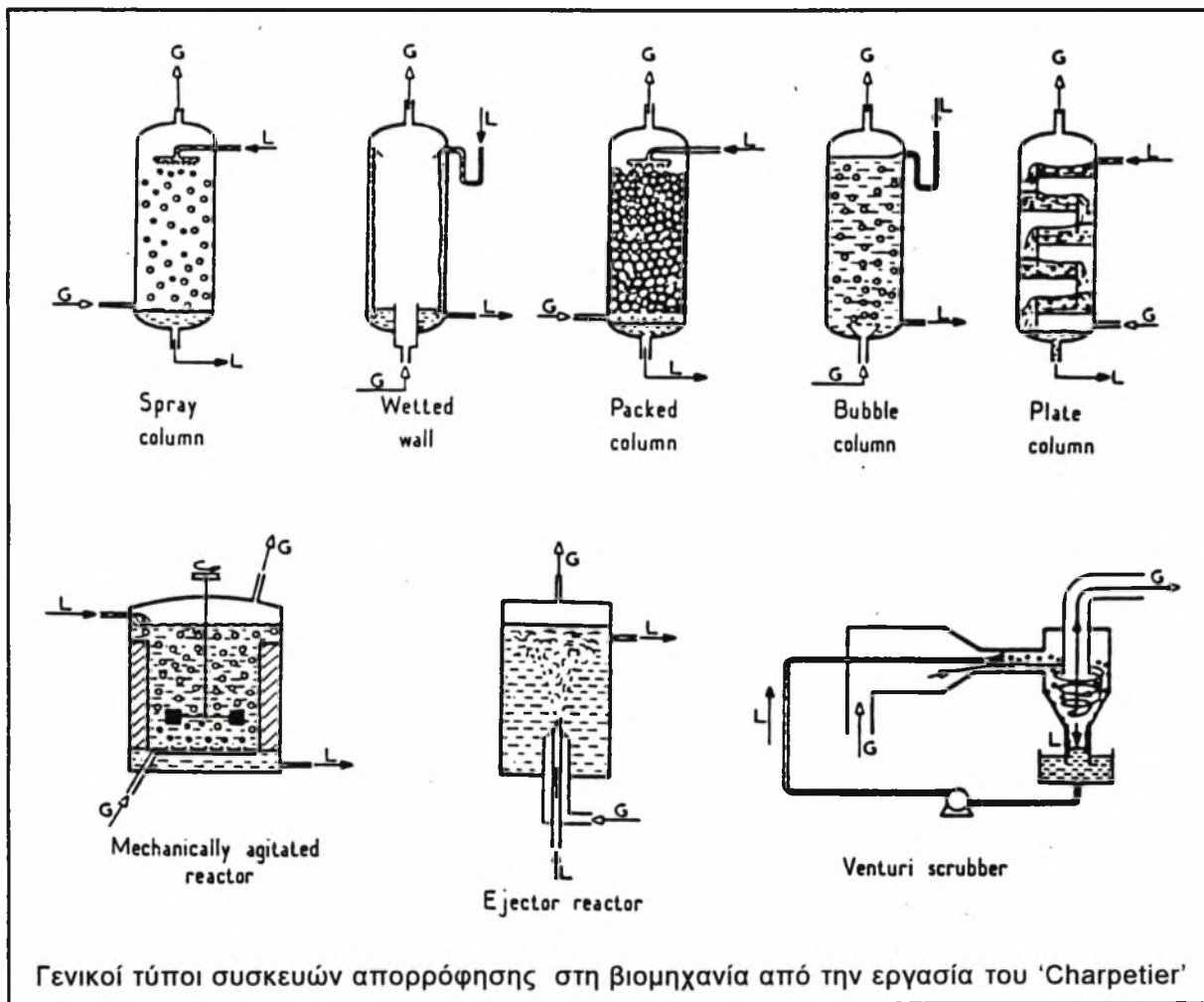
Είναι ενδιαφέρον ότι οι μετρήσεις μεταφοράς μάζας (απορρόφησης) στη βιβλιογραφία αναφέρονται σε αγωγούς διαμέτρου 2,5 ~ 1000 mm. και ελάχιστα είναι γνωστά για τις μικρές διαμέτρους.

Αξίζει να αναφερθεί ότι η σημασία των ρευστομηχανικών χαρακτηριστικών πολυφασικών ροών σε μικρές γεωμετρίες αναγνωρίζεται πρόσφατα και στον πολλά υποσχόμενο τομέα των μικροαντιδραστήρων (microreactors). Είναι χαρακτηριστικό το σχόλιο (G. Ondrey, 1995) ότι “πολύ λίγα είναι γνωστά για την σύζευξη ροής και φαινομένων μεταφοράς σε μικρές γεωμετρίες, και αποτελεί αντικείμενο - κλειδί ο κατάλληλος χειρισμός των πολυφασικών ροών”.

2. Θεωρία

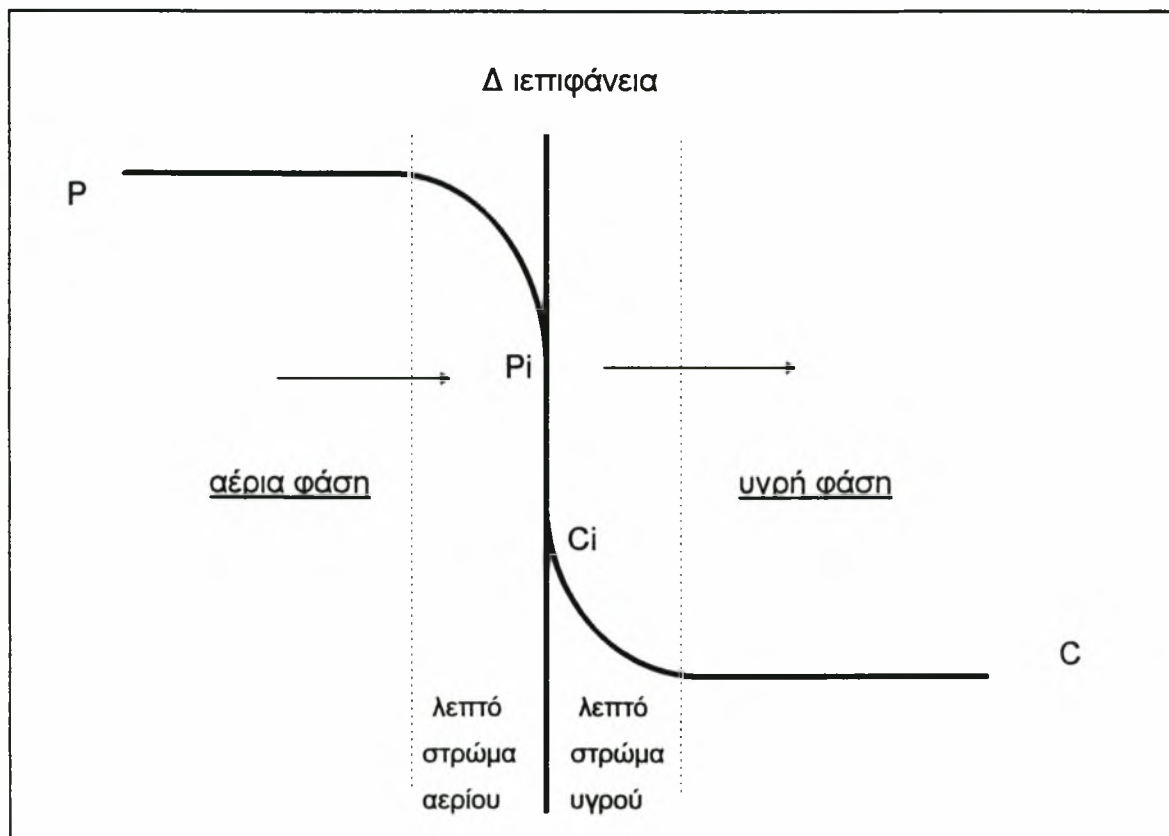
α. Φυσική απορρόφηση αερίου σε υγρό

Η απορρόφηση ενός αερίου σε ένα υγρό είναι μια τυπική διαδικασία μεταφοράς μάζας από μια φάση σε μια άλλη. Στη βιομηχανία υπάρχουν διάφορες συσκευές απορρόφησης (σχήμα 1) που όλων η λειτουργία στηρίζεται στην ανάλυση που ακολουθεί. Εφόσον συγχρόνως με την απορρόφηση του αερίου στο νερό δεν γίνεται κάποια καμία χημική αντίδραση η διάχυση του αερίου στο υγρό είναι φυσική και οι αρχές που την περιγράφουν παρουσιάζονται στη συνέχεια κατά την ανάλυση του Σαραβάκου στο Τεχνικές Φυσικών Διαχωρισμών, 1976.



σχήμα 1

Η ανάλυση που ακολουθεί αναφέρεται σε ένα σημείο (ή μικρό τμήμα) συσκευής απορρόφησης, όπου οι συνθήκες στις κύριες φάσεις είναι χρονικά σταθερές.



σχήμα 2

Η μεταφορά μάζας μεταξύ δύο φάσεων που είναι σε άμεση επαφή όπως στο σχήμα 2 διέπεται από την θεωρία των 'δύο λεπτών στρωμάτων' (Two film theory) του Witman. Έστω ένα συστατικό A βρίσκεται στην αέρια φάση G και διαχέεται στην υγρή φάση L . Η μερική πίεση του A στην κύρια μάζα της αέριας φάσης είναι P και η συγκέντρωση του A στην μάζα της υγρής φάσης είναι C. Εάν η συγκέντρωση C είναι μικρότερη από την συγκέντρωση κορεσμού του A στο υγρό, τότε θα έχουμε διάχυση του A στην υγρή φάση. Σύμφωνα με την θεωρία

του Witman, εξαιτίας της έντονης ανάμιξης με την ροή στην αέρια φάση, η μερική πίεση του A θα είναι παντού, στην κύρια μάζα της αέριας φάσης, η ίδια και ίση με P εκτός από ένα πολύ λεπτό στρώμα στη διεπιφάνεια, των δύο φάσεων, όπου η μερική πίεση του A θα μειώνεται έως μια τιμή P_i . Όμοια στην κύρια μάζα της υγρής φάσης η συγκέντρωση του A θα είναι η ίδια παντού και ίση με C εκτός από ένα λεπτό στρώμα στη διεπιφάνεια που η συγκέντρωση του A θα αυξάνει έως μία τιμή C_i . Σύμφωνα με τον Witman η κύρια αντίσταση στη διάχυση του A από την αέρια φάση στην υγρή φάση είναι οι αντιστάσεις των δύο λεπτών στρωμάτων εκατέρωθεν της διεπιφάνειας. Οι παραδοχές που θεωρούμε είναι ότι η αντίσταση στη μεταφορά της μάζας του A στη διεπιφάνεια καθώς και στις κύριες μάζες είναι αμελητέα, όπως επίσης ότι στη διεπιφάνεια υφίσταται θερμοδυναμική ισορροπία. Δηλαδή το C_i βρίσκεται σε θερμοδυναμική ισορροπία με το P_i , που εκφράζεται συνήθως με το όνομα του Henry. Στο σχήμα 2 παρουσιάζεται σχηματικά η μεταφορά του A από την αέρια φάση στην υγρή καθώς και τα δύο λεπτά στρώματα κάθε φάσης. Ο ρυθμός μεταφοράς του συστατικού A στην αέρια φάση ανά μονάδα επιφάνειας, N_A / A δίνεται από την σχέση:

$$N_A / A = k_G (P - P_i) \quad (1)$$

όπου k_G : ο μερικός συντελεστής μεταφοράς μάζας στην αέρια φάση

και A : η επιφάνεια επαφής των δύο φάσεων

Ο ρυθμός μεταφοράς του A στην υγρή φάση ισούται μ' αυτόν της αέριας φάσης μια και είναι προφανές ότι δεν υπάρχει πουθενά συσσώρευση του συστατικού A.

Αντίστοιχα ισχύει:

$$N_A / A = k_L (C_i - C) \quad (2)$$

όπου k_L : ο μερικός συντελεστής μεταφοράς μάζας στην υγρή φάση

Στην πράξη όμως είναι δύσκολη η χρήση των παραπάνω εξισώσεων (1) & (2) γιατί δεν είναι γνωστές οι τιμές των συγκεντρώσεων στη διεπιφάνεια. Για τον

λόγο αυτό εφαρμόζεται η έννοια του συνολικού συντελεστή μεταφοράς μάζας κατά ανάλογο τρόπο μ' αυτόν του συντελεστή μεταφοράς θερμότητας U . Έχουμε πάλι δύο συντελεστές μεταφοράς μάζας που ορίζονται ακολούθως:

$$N_A / A = K_G (P - P_e) = K_L (C_e - C) \quad (3)$$

όπου K_G & K_L : οι συνολικοί συντελεστές μεταφοράς μάζας στην αέρια και στην υγρή φάση

P : μερική πίεση του A στην κύρια μάζα της αέριας φάσης

C : συγκέντρωση του A στην κύρια μάζα της υγρής φάσης

P_e : μερική πίεση του A σε αέριο που είναι σε ισορροπία με υγρό συγκέντρωσης σε συστατικό A ίσης με C

C_e : συγκέντρωση του A σε υγρό, που είναι σε ισορροπία με αέριο μερικής πίεσης του συστατικού A ίσης με P .

Εφόσον ισχύει ο νόμος του Henry για την διαλυτότητα ενός αερίου σε υγρό έχουμε ότι :

$$P_e = H * C \quad (4)$$

H : η σταθερά του Henry, (bar m³ / kmol)

Οι συνολικοί συντελεστές μεταφοράς μάζας συνδέονται με τους ειδικούς συντελεστές μεταφοράς μάζας με την ακόλουθη σχέση :

$$1 / K_L = 1 / k_L + 1 / (H * k_G) \quad (5)$$

$$1 / K_G = 1 / k_G + H / k_L \quad (6)$$

Στην προκειμένη περίπτωση έχουμε την αέρια φάση να είναι καθαρό CO_2 και την υγρή φάση καθαρό νερό οπότε η αντίσταση στη μεταφορά του CO_2 στο νερό βρίσκεται μόνο στην υγρή φάση αφού δεν χρειάζεται να διαχυθεί το CO_2

στην αέρια φάση άρα ($k_G = \infty$). Επίσης βλέπουμε ότι η μερική πίεση του CO_2 στην αέρια φάση είναι ίση με την πίεση της αέριας φάσης που στην συγκεκριμένη εργασία είναι η ατμοσφαιρική.

Η επιφάνεια επαφής των δύο φάσεων, που ορίσαμε ως A , είναι συνήθως άγνωστη για διφασικά μίγματα υγρού / αερίου. Για το λόγο αυτό ορίζεται η ειδική επιφάνεια εναλλαγής, a , ίση με την διαθέσιμη επιφάνεια επαφής ανά μονάδα όγκου της συσκευής :

$$a = A / (A_p * L) \quad (7)$$

όπου A_p : η επιφάνεια της διατομής του αγωγού επαφής και

L : το μήκος του αγωγού επαφής

Ο ρυθμός μεταφοράς μάζας εκφράζεται τότε από την σχέση :

$$N_A = (k_L * a) (A_p * L) (C_i - C) \quad (8)$$

Το μέγεθος που προσδιορίζεται πειραματικά είναι το γινόμενο ($k_L * a$), που ονομάζεται ογκομετρικός συντελεστής μεταφοράς μάζας της υγρής φάσης.

Οι ογκομετρικοί συντελεστές μεταφοράς μάζας εξαρτώνται από τις φυσικές ιδιότητες των ρευστών και τις συνθήκες ροής που επικρατούν στη συσκευή μεταφοράς μάζας. Σε απλές περιπτώσεις όπως μεταφορά από στερεό τοίχωμα (μονοφασική ροή), η εξάρτηση από της συνθήκες ροής εκφράζεται συνήθως από τον αδιάστατο αριθμό Reynolds (Re) της ροής.

β. Ρευστομηχανικά χαρακτηριστικά της διφασικής ροής σε αγωγό μικρής διαμέτρου

Η διφασική ροή υγρού / αερίου είναι ιδιαίτερα πολύπλοκη και η κατανόηση των ρευστομηχανικών φαινομένων είναι ακόμη ατελής. Για τον λόγο αυτό είναι προς το παρόν αδύνατη η συστηματική σύνδεση ροής και μεταφοράς μάζας (π.χ. μέσω αδιάστατων αριθμών). (Hanratty, 1991). Κύριος στόχος της παρούσας εργασίας είναι η επίτευξη προόδου προς την κατεύθυνση αυτή.

Όπως αναμένουμε από την ανάλυση του προηγούμενου κεφαλαίου το σημαντικότερο ρόλο στη μεταφορά μάζας από την αέρια φάση στην υγρή παίζουν οι συνθήκες ροής και η επιφάνεια επαφής των δύο φάσεων ή αλλιώς διεπιφάνεια.

Η μορφή της διεπιφάνειας αερίου / υγρού είναι κύριο χαρακτηριστικό ροής διφασικού μείγματος αερίου / υγρού και εξαρτάται από:

α. τις φαινομενικές ταχύτητες των δύο φάσεων

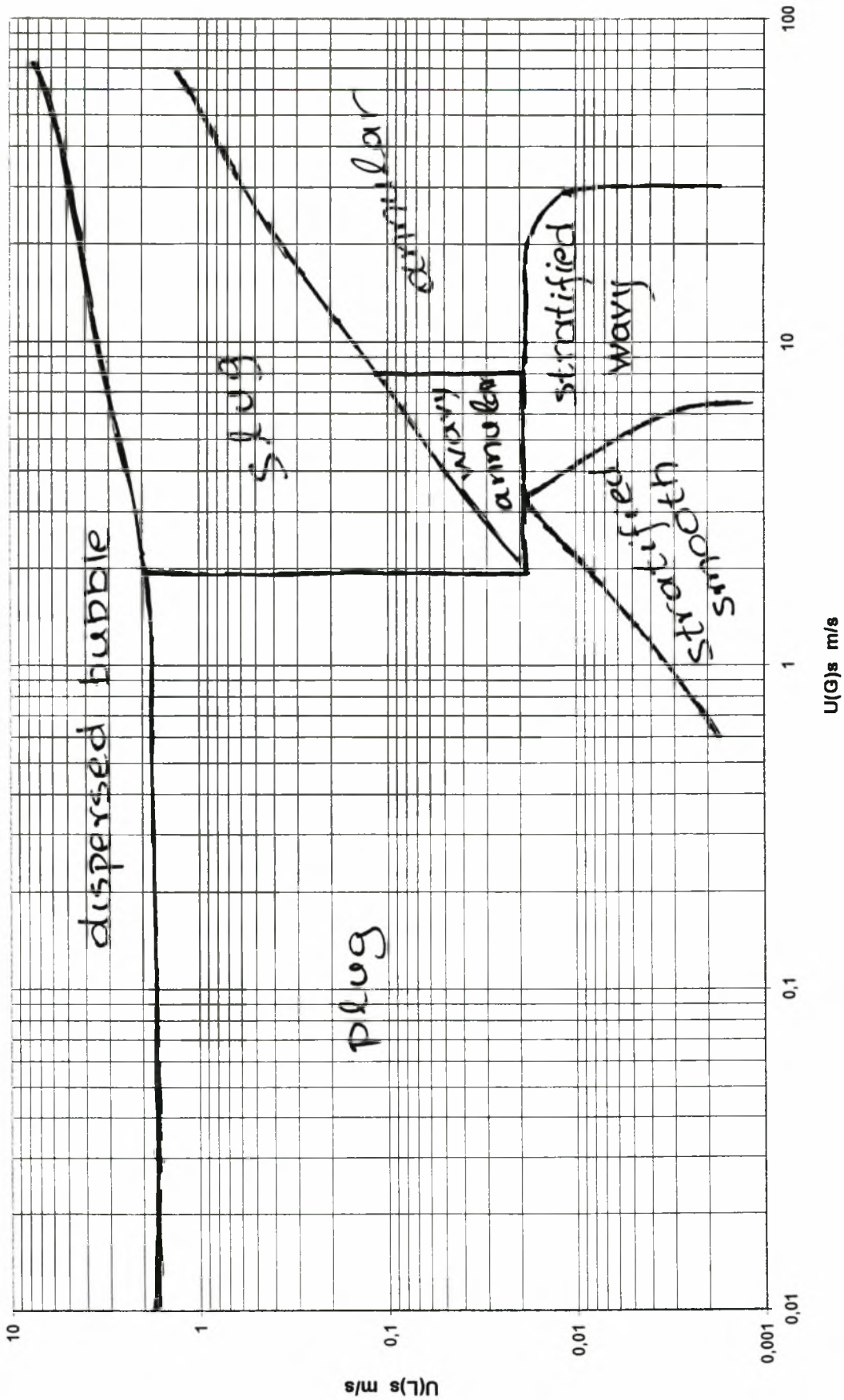
β. την διάμετρο του αγωγού και

γ τις φυσικές ιδιότητες των δυο φάσεων (πυκνότητα , ιξώδες)

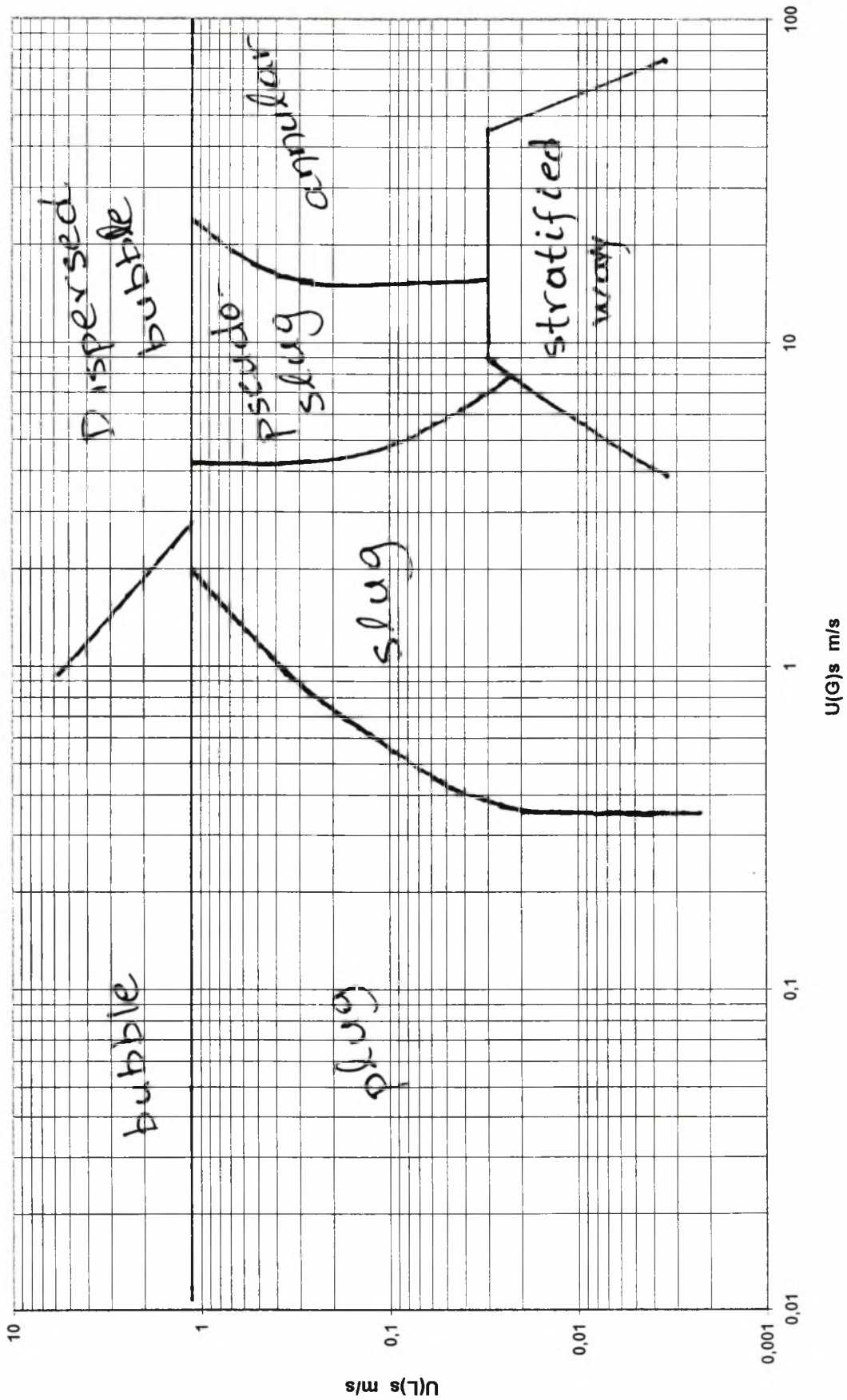
για τα οποία συμφωνούν όλοι ανεξαιρέτως οι ερευνητές στη διεθνή βιβλιογραφία (Weisman et al, 1979 ; Soliman et al, 1982). Με βάση λοιπόν τη μορφή της διεπιφάνειας ταξινομείται η διφασική ροή σε διάφορες περιοχές ροής και παρουσιάζεται με την μορφή χαρτών. Για οριζόντιο αγωγό διαμέτρου 4 mm. και διφασικό μείγμα αέρα / νερού είναι ο χάρτης 1 από Barnea et al, 1983 ; και ο χάρτης 2 από Damianides 1987 . Αναπόφευχτα χρησιμοποιούνται οι χάρτες για μείγμα αέρα / νερού επειδή δεν υπάρχουν για CO₂ / νερού. Δεδομένου ότι τα διφασικά μίγματα δεν είναι ακριβώς ίδια θα υπάρχει μεταβολή των ορίων (boundaries) μετάπτωσης από την μια ροή στην άλλη. Τα μοντέλα που προτείνονται στη διεθνή βιβλιογραφία για την πρόβλεψη της επίδρασης των διαφόρων παραμέτρων στη μετατόπιση των ορίων μεταξύ των περιοχών ροής είναι δύο τύπων:

α. τα θεωρητικά μοντέλα που έχουν προταθεί από τους Taitel & Dukler, 1976 ; Barnea et al 1983 βασίζονται σε φυσικές αρχές για την ερμηνεία

χάρτης 1



x400ms_2



του μηχανισμού μετάβασης από μια περιοχή ροής σε μια άλλη. Η αποτυχία όμως των μοντέλων να προβλέψουν τα πειραματικά αποτελέσματα, για πολύ μικρές φαινομενικές ταχύτητες του υγρού, έχει διαπιστωθεί (Weisman et al 1983 ; Barnea et al 1983) .

β. η χρήση εμπειρικών συσχετίσεων που βασίζονται σε πειραματικά δεδομένα που αφορούν διάφορα διφασικά μείγματα και διαφορετικές διαμέτρους αγωγού επαφής. Τέτοιες συσχετίσεις έχουν προταθεί πολλές φορές στη διεθνή βιβλιογραφία, ελάχιστες όμως απ' αυτές προβλέπουν σωστά τα πειραματικά αποτελέσματα άλλων ερευνητικών εργασιών.

Από τα παραπάνω καταλήγουμε στο συμπέρασμα ότι κανένας από τους δύο τρόπους δεν είναι αναμφισβήτητος οπότε και η χρήση τους κρίνεται παρακινδυνευμένη. Οπότε, οι χάρτες θα χρησιμοποιηθούν όπως είναι και οποιεσδήποτε παρατηρήσεις θα γίνουν με τον σχολιασμό των πειραματικών δεδομένων.

Οι κυριότερες περιοχές ροής που παρατηρούνται είναι (Σ. Β. Παράς 1991):

1. διαχωρισμένη ροή (stratified flow) : το υγρό ρέει στον πυθμένα του αγωγού και το αέριο στο πάνω μέρος του. Στις μικρές παροχές της αέριας φάσης η διεπιφάνεια είναι λεία (smooth) ενώ καθώς αυξάνεται η παροχή της αέριας φάσης η διεπιφάνεια γίνεται τραχεία κυματοειδής (wavy). Σε χαμηλές ταχύτητες υγρού και αερίου παρατηρούνται διδιάστατα κύματα με αδιατάρακτη επιφάνεια, ενώ η κορυφή του σωλήνα παραμένει στεγνή. Με την αύξηση της παροχής του αερίου, η επιφάνεια των κυμάτων γίνεται τραχεία, εμφανίζονται κύματα μεγάλου πλάτους (disturbance waves) και το υγρό μπορεί να "αναριχάται" στα τοιχώματα του σωλήνα, χωρίς να διαβρέχει όλη την περίμετρό του. Η εμφάνιση των πρώτων σταγονιδίων του υγρού που κτυπούν το πάνω μέρος του αγωγού χαρακτηρίζει την περιοχή ροής που είναι γνωστή ως ροή με εκνέφωση (atomization).

2. διαλείπουσα ροή (slug flow) : χαρακτηρίζεται από την περιοδική διέλευση υγρών μαζών (slugs) στον αγωγό , που κινούνται σχεδόν με την

ταχύτητα της αέριας φάσης. Οι υγρές αυτές μάζες μπορεί να περιέχουν και να παρασύρουν πολυάριθμες φυσαλίδες αερίου. Βασικό χαρακτηριστικό αυτού του είδους της ροής αποτελούν οι απότομες μεταβολές της πίεσης στον αγωγό.

3. ροή με φυσαλίδες (dispersed bubble flow) : χαρακτηρίζεται από την ύπαρξη διεσπαρμένων φυσαλίδων αερίου στη συνεχή υγρή φάση, οι οποίες τείνουν να συγκεντρωθούν στο επάνω μέρος του αγωγού και σε ορισμένες συνθήκες εμφανίζεται σαν αφρός .

4. δακτυλιοειδής ροή (annular flow) : χαρακτηρίζεται από την ύπαρξη ενός υγρού δακτυλίου που σχηματίζεται στην περιφέρεια του αγωγού και δεν είναι γενικά συμμετρικός λόγω βαρύτητας. Μέρος του υγρού συμπαρασύρεται από την αέρια φάση με τη μορφή λεπτών σταγονιδίων.

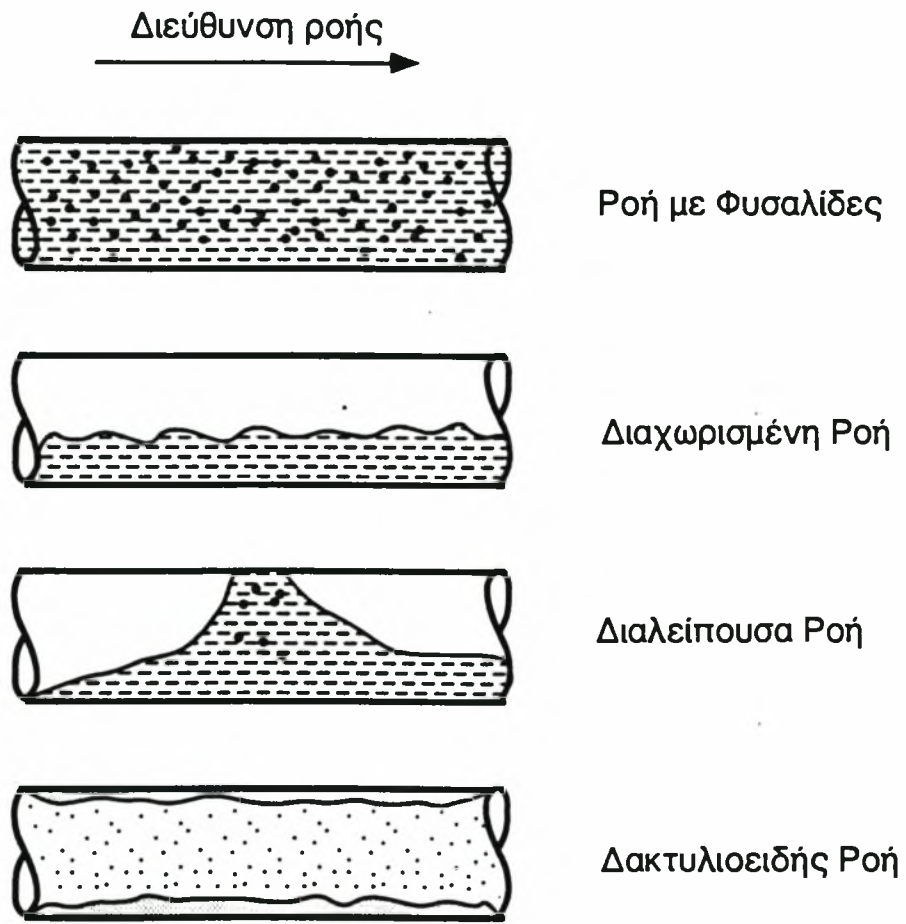
5. ψευδο-διαλείπουσα ροή (pseudo-slug) : το είδος αυτό της ροής μοιάζει αφενός με τη δακτυλιοειδή ροή, στο ότι το υγρό σχηματίζει μια συνεχή στοιβάδα στην περιφέρεια του αγωγού, και αφετέρου με τη διαλείπουσα ροή, στο ότι παρουσιάζονται υγρές μάζες που μοιάζουν με "slugs". Οι τελευταίες ρέουν με την ταχύτητα του αερίου και έτσι δεν προκαλούν απότομες μεταβολές της πίεσης.

Σχηματική παράσταση των διαφόρων ροών φαίνεται στο σχήμα 3.

Είναι ενδιαφέρον τέλος να γίνει αναφορά στα φαινόμενα εισόδου (entrance effect) του οριζοντίου αγωγού επαφής. Τα φαινόμενα αυτά εντοπίζονται σε ένα αρχικό μήκος (calming section, settling length) περίπου ίσο με 15 διαμέτρους (Damianides 1987), για αγωγούς διαμέτρου της τάξης του 0,5 cm. Το μήκος αυτό ελαττώνεται με την μείωση της διαμέτρου του αγωγού επαφής και είναι διαφορετικό για τις διάφορες περιοχές ροής. Δεδομένου ότι στο τμήμα του αγωγού που εντοπίζονται τα φαινόμενα εισόδου η ροή δεν είναι πλήρως ανεπτυγμένη (fully developed) , η διεπιφάνεια επαφής είναι διαφορετική από αυτήν της πλήρως διαμορφωμένης ροής, οπότε και οι συντελεστές μεταφοράς μάζας θα διαφέρουν από αυτούς της πλήρως ανεπτυγμένης ροής. Μια πρώτη εκτίμηση που μπορεί να γίνει είναι ότι, στις μεγάλες φαινομενικές ταχύτητες των

δύο ρευστών, οι συνθήκες εισόδου εξαιτίας της μεγάλης εσωτερικής γωνίας (90°) των δύο εισερχομένων ρευστων είναι πολύ 'βίαιες' και η ανάδευση των δύο φάσεων εντονότατη συνεπώς και οι συντελεστές μεταφοράς μάζας ίσως είναι μεγαλύτεροι.

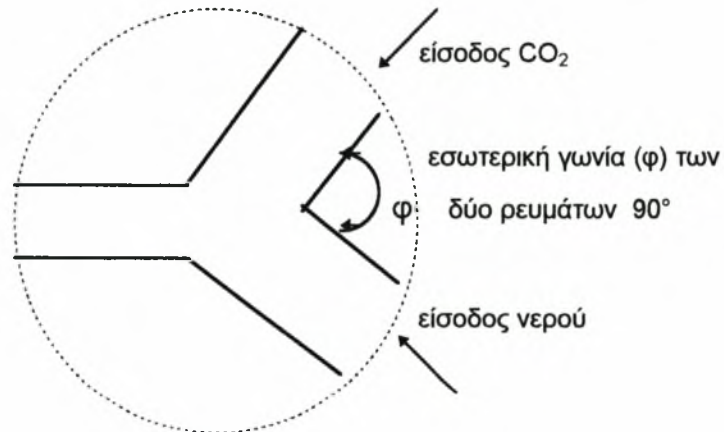
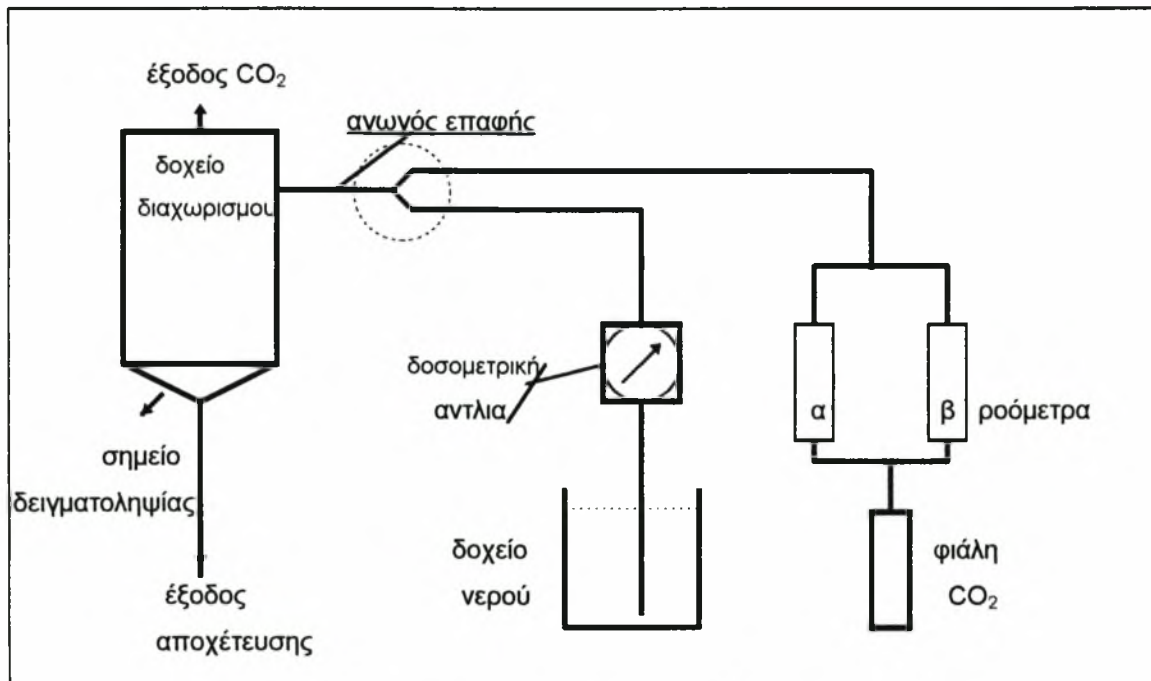
Επίσης πρέπει να αναφέρουμε ότι η διάχυση του CO_2 στην κύρια μάζα του νερού εξαρτάται άμεσα από το είδος της ροής στην υγρή μάζα. Έτσι ανάλογα με την μορφή της ροής του διφασικού μείγματος έχουμε και διαφορετική ροή στην κύρια μάζα του νερού. Αυτό συμβαίνει γιατί κατά την επαφή των δύο ρευμάτων έχουμε μεταφορά ορμής μέσω της διεπιφάνειας από την αέρια στην υγρή φάση (κύματα, διάτμιση, επιφανειακή τύρβη κ.α.) που καθορίζουν την εσωτερική τύρβη στην υγρή μάζα. Ανάλογη με την ένταση της τύρβης στο εσωτερικό του νερού είναι και η διάχυση του CO_2 στην κύρια μάζα του νερού.



σχήμα 3 σχηματική παράσταση των διαφόρων περιοχών ροής
από Παράς 1991

3. Πειραματική Διάταξη & διαδικασία

Η πειραματική διάταξη που χρησιμοποιήθηκε για την απορρόφηση CO_2 σε νερό παρουσιάζεται στο σχήμα 4.



σχήμα 4

Το CO_2 λαμβάνεται από φιάλη υψηλής πίεσης (60 bar), όπου βρίσκεται σε μορφή "ξηρού πάγου", αφού εκτονωθεί από ειδική βαλβίδα. Η πίεση εξόδου του αερίου CO_2 είναι πολύ χαμηλότερη και ρυθμίζεται ανάλογα με την απαιτούμενη

παροχή στα (0,3 έως 2,5)bar. Επειδή όμως δεν είναι επαρκής αυτή μόνο η ρύθμιση στη συνέχεια έχουν τοποθετηθεί δύο ροόμετρα ακρίβειας με βάνα ρύθμισης της παροχής το "α" για παροχές μέχρι 58,8lt/min και το "β" μέχρι 5,3lt/min.

Πρέπει να σημειωθεί ότι στις μεγάλες παροχές CO₂ ο μανοεκτονωτής παρουσίαζε προβλήματα διότι εξωτερικά δημιουργόταν στρώμα πάγου που επιρέαζε την παροχή του CO₂ (αστάθεια). Για να λυθεί το πρόβλημα θερμάναμε τον μανοεκτονωτή με ρεύμα αέρα θερμοκρασίας περιβάλλοντος κατάλληλης παροχής, μιας και ο μανοεκτονωτής είναι από 'μπρούντζο' πολύ αγωγίμο υλικό.

Το νερό λαμβάνεται από το δίκτυο ύδρευσης αφού αποσκληρυνθεί. Στη συνέχεια το νερό αποθηκεύεται στο δοχείο τροφοδοσίας . Για την σταθερή παροχή του φροντίζει η ρυθμιζόμενη δοσομετρική αντλία .

Το νερό και το CO₂ οδηγούνται στο σωλήνα επαφής με σωληνάκια από πολυαιθυλένιο διαμέτρου 9mm. Τα δύο ρευστά εισέρχονται στον αγωγό επαφής με εσωτερική γωνία 90° διαμέσου σωληνοειδούς εξαρτήματος σχήματος "ύψιλον" κατασκευασμένου από γαλβανισμένο μπρούντζο, όπως φαίνεται στη μεγένθυση.

Ο αγωγός επαφής είναι σωλήνας από ανοξείδωτο χάλυβα εσωτερικής διαμέτρου 4mm. και η σύνδεση του με το "ύψιλον" καθώς και με το δοχείο διαχωρισμού έγινε με ανοξείδωτους συνδέσμους (swatch lock) .

Το δοχείο διαχωρισμού είναι κυλινδρικό , κατασκευασμένο από ανοξείδωτο χάλυβα "316" εσωτερικής διαμέτρου 20 cm. και ύψους 40 cm. (στο παράρτημα "δ" συνάπτεται το μηχανολογικό σχέδιο). Στο σημείο που είναι η είσοδος του διφασικού μίγματος, σε ύψος 27 cm. από τον πυθμένα, υπάρχει έλασμα κατάλληλα σχεδιασμένο για να οδηγείται η ροή στον πυθμένα του δοχείου και να μειώνεται η ανάδευση των φάσεων στο εσωτερικό του δοχείου. Ο πυθμένας είναι κωνικού σχήματος για την καλύτερη συλλογή και αποχέτευση του υγρού μίγματος. Στον πυθμένα υπάρχει ειδική τάπα που επιτρέπει την λήψη δείγματος με σύριγγα, καθώς επίσης και μια έξοδος με πολυστροφική βάνα που οδηγεί στην αποχέτευση. Επίσης είναι τοποθετημένο ηλεκτρονικό θερμόμετρο για την μέτρηση της θερμοκρασίας του υγρού μίγματος. Στο επάνω μέρος του δοχείου

υπάρχει έξοδος ελεύθερη στην ατμόσφαιρα για την απομάκρυνση του υπόλοιπου CO_2 που δεν απορροφήθηκε και δίπλα υπάρχει μανόμετρο .Στην πλαϊνή πλευρά του δοχείου υπάρχει γυάλινος δείκτης της στάθμης.

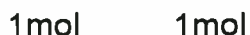
Η διαδικασία διεξαγωγής ενός πειράματος είναι η ακόλουθη:

Αρχικά σταθεροποιείται η παροχή του CO_2 στην επιθυμητή τιμή και αφήνεται για ένα μικρό χρονικό διάστημα να ρέει μόνο το CO_2 ούτως ώστε να ξεπλυθεί το δοχείο από τον αέρα που τυχόν υπάρχει μέσα . Το CO_2 επειδή είναι βαρύτερο του αέρα θα γεμίσει το δοχείο διώχνοντας έτσι τον αέρα και δεν θα επιτρέψει την είσοδο του. Η ατμόσφαιρα του δοχείου ελέγχθηκε με δειγματοληψία της αέριας φάσης με αεροστεγή σύριγγα και ανάλυση του δείγματος σε αέριο χρωματογράφο. Η ανάλυση έδειξε ότι η αέρια φάση περιέχει κατ' όγκο 97,5% CO_2 και 2,5% υγρασία.

Στη συνέχεια και αφού περάσει αυτό το χρονικό διάστημα θέτουμε σε λειτουργία την αντλία του νερού , έτσι ώστε τα δυο ρεύματα να συναντώνται στον αγωγό επαφής. Μετά την έξοδό τους από τον αγωγό καταλήγουν στο δοχείο διαχωρισμού όπου το υπόλοιπο CO_2 φεύγει από την επάνω έξοδο στην ατμόσφαιρα ενώ το νερό μαζί με το CO_2 που απορρόφησε καταλήγουν στον πυθμένα του δοχείου. Όταν η στάθμη του νερού στο δοχείο φτάσει σε ένα ορισμένο σημείο, γίνεται η δειγματοληψία με την σύριγγα. Παίρνουμε λοιπόν τρία ή τέσσερα δείγματα τυχαίου βάρους που κυμαίνεται από 5 έως 9(g). Επειδή όμως κατά την δειγματοληψία, λόγω της υποπίεσης στη σύριγγα θα εκροφόταν το CO_2 χρησιμοποιούμε μέσα στη σύριγγα 1(ml) διάλυμα NaOH (1N) το οποίο έχουμε παρασκευάσει νωρίτερα . Το NaOH είναι ισχυρή βάση ενώνεται χημικά με το CO_2 σχηματίζοντας ανθρακικό νάτριο Na_2CO_3 κι έτσι δεν επιτρέπει στο CO_2 εκροφηθεί από το νερό στην ατμόσφαιρα . Βέβαιοι τώρα ότι όλο το CO_2 έχει συγκρατηθεί στο δείγμα προχωρούμε στη μέτρηση αυτού . Η μέθοδος που χρησιμοποιείται για τον προσδιορισμό της ποσότητας του CO_2 που έχει απορροφηθεί στο νερό είναι της τιτλοδότησης του δείγματος με φαινολοφθαλεΐνη και ερυθρό μεθυλίου . Αφού πάρουμε το δείγμα που περιέχει μαζί με το νερό το

NaOH ρίχνουμε μικρή ποσότητα φαινολοφθαλείνης και το δείγμα χρωματίζεται κόκκινο αφού υπάρχει περίσσεια NaOH.

Στη συνέχεια εξουδετερώνουμε την περίσσεια NaOH με διάλυμα HCl (0,01N) . Όταν εξουδετερωθεί πλήρως το NaOH το διάλυμα γίνεται διαυγές οπότε ρίχνουμε μικρή ποσότητα ερυθρού του μεθυλίου και το δείγμα χρωματίζεται κίτρινο. Αμέσως το δείγμα ζυγίζεται και προχωρούμε στη δεύτερη εξουδετέρωση πάλι με HCl (0,01N), έως ότου το δείγμα αποχρωματιστεί τελείως. Τέλος, το δείγμα ζυγίζεται για δεύτερη φορά . Από τη διαφορά των δυο τιμών βάρους προσδιορίζεται η ποσότητα του διαλύματος HCl (0,01N) που καταναλώθηκε για την εξουδετέρωση της ανθρακικής ρίζας CO_3^{--} . Από τη σχέση της εξουδετέρωσης της ανθρακικής ρίζας CO_3^{--} με το HCl (0,01N) προκύπτει :



επομένως σε κάθε (mol) HCl αντιστοιχεί ένα (mol) CO_3^{--} οπότε κι ένα (mol) CO_2 π.χ.:

αν σε 9(ml) δείγματος βρεθεί ότι χρειάστηκαν 15,635(ml) HCl 0,01N άρα το CO_2 είναι: $0,01 * 15,635 / 1000 = 0,00015635 \text{ mol}$ ή $0,006877 \text{ gr}$.

Άρα στα 9(ml) δείγματος βρίσκονται $0,006877 \text{ gr CO}_2$ και επομένως, η συγκέντρωση του CO_2 είναι: $764 \text{ gr CO}_2 / \text{m}^3$.

(Κατά το ζύγισμα βρίσκουμε πόσα gr HCl 0,01N χρειάστηκαν για την εξουδετέρωση του CO_3^{--} αλλά θεωρώντας ότι το διάλυμα HCl 0,01N είναι πολύ αραιό παίρνουμε ως πυκνότητα αυτή του νερού που είναι ίση με $1000 \text{ (gr / m}^3 \text{)}$.)

Με όμοιο τρόπο υπολογίζονται κάθε φορά οι ποσότητες του CO₂ που απορροφούνται σε ίδιες μονάδες συγκέντρωσης (gr / m³).

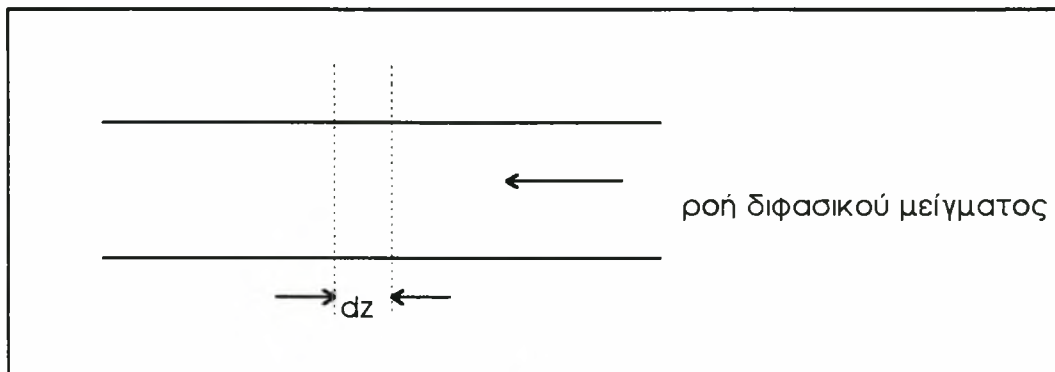
Αξίζει να σημειωθεί ότι προτού προχωρήσουμε στη μέθοδο της τιτλοδότησης δοκιμάσθηκε η αγωγιμομετρική μέθοδος προσδιορισμού της συγκέντρωσης. Η μέθοδος αυτή βασίζεται στο ότι το CO₂ που είναι διαλυμένο στο νερό είναι υπό τη μορφή ρίζας CO₃⁻ που σημαίνει ότι όσο περισσότερο CO₂ είναι διαλυμένο στο νερό τόσο μεγαλύτερη είναι η αγωγιμότητά του. Βασική προϋπόθεση είναι να μην υπάρχουν άλλες ρίζες στο νερό και για το λόγο αυτό χρησιμοποιήθηκε απεσταγμένο νερό. Έτσι κατασκευάσθηκε ειδικό ηλεκτρόδιο που τοποθετήθηκε στον πυθμένα του δοχείου. Το ηλεκτρόδιο αποτελείτο από δυο ανοξειδωτα σύρματα τα οποία απέχουν μεταξύ τους 3mm. Τα ηλεκτρόδια είναι τοποθετημένα παράλληλα στο εσωτερικό πλαστικού κοχλία και οι άκρες τους φτάνουν στο επίπεδο του τελειώματος του κοχλία. Αυτός ο κοχλίας βιδωνόταν στη έξοδο του πυθμένα. Αφού ξεκίνησε να γίνει η διαδικασία της βαθμονόμησης, αρχικά μόνο με νερό απεσταγμένο, διαπιστώθηκε ότι το ηλεκτρονικό πολύμετρο που έδινε την ένδειξη της αγωγιμότητας δεν έδειχνε μια σταθερή τιμή αλλά επηρεαζόταν από την στάθμη του νερού στο δοχείο. Το γεγονός αυτό οφείλεται στο ότι το δοχείο ήταν μεταλλικό και γινόταν κάποιο είδος ηλεκτρόλυσης, αφού μετρώντας τη διαφορά δυναμικού (ηλεκτρική τάση) του δοχείου με το έδαφος αυτή βρισκόταν περίπου ίση με 50 Volt. Προς το παρόν, η μέθοδος της αγωγιμότητας εγκαταλήφθηκε.

4. Ανάλυση & σχολιασμός αποτελεσμάτων

α. Μεθοδολογία ανάλυσης μετρήσεων

Στην παρούσα εργασία υπολογίζουμε τον συνολικό ογκομετρικό συντελεστή μεταφοράς μάζας ολόκληρης της διάταξης επαφής από την είσοδο των δύο ρευστών στον αγωγό επαφής έως την έξοδό τους από αυτόν. Για να γίνει αυτό θα πρέπει πρώτα να αφαιρέσουμε την απορρόφηση που συντελείται όταν το διφασικό μείγμα βγαίνει από τον αγωγό επαφής και σχηματίζει 'πίδακα' εντός του δοχείου διαχωρισμού.

Αρχικά θα υπολογίσουμε τον συντελεστή απορρόφησης κατά μήκος του αγωγού επαφής σε μία διαφορική 'φέτα' (σχήμα 5).



σχήμα 5

Θεωρώντας ότι ο ογκομετρικός συντελεστής μεταφοράς μάζας κατά μήκος του αγωγού επαφής είναι παντού ο ίδιος, ο ρυθμός μεταφοράς (dN) συναρτήσει των διαφορών των συγκεντρώσεων είναι:

$$dN = Q_L * dC \quad (9)$$

όπου Q_L : η ογκομετρική παροχή του νερού

dC : η διαφορά των συγκεντρώσεων

Επίσης επειδή γνωρίζουμε την φαινομενική ταχύτητα για το νερό (U_{LS}) έχουμε:

$$dN = A_p * U_{LS} * dC \quad (10)$$

όπου A_p : η επιφάνεια της διατομής του αγωγού επαφής

Αν k_p είναι ο συνολικός συντελεστής μεταφοράς μάζας και a η ειδική επιφάνεια εναλλαγής τότε έχουμε:

$$dN = k_p * a * A_p * dz * (C_e - C) \quad (11)$$

όπου C_e : η συγκέντρωση κορεσμού του CO_2 στο νερό

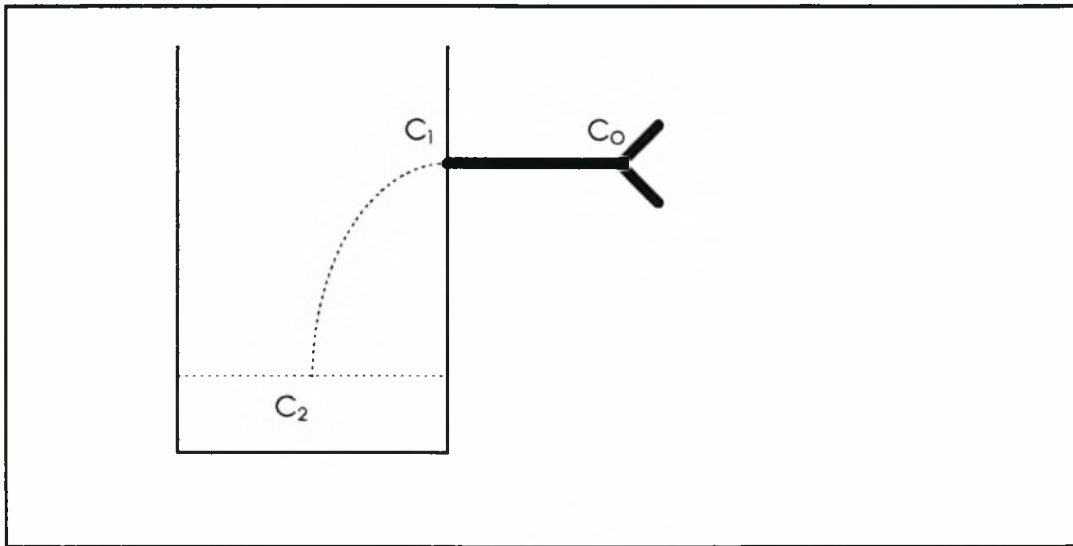
C : η συγκέντρωση του CO_2 στο νερό στην διαφορική φέτα dz

Εξισώνοντας τις (10) και (11) και ολοκληρώνοντας από αρχικές τιμές $C=C_0$ για την αρχή του αγωγού επαφής έως $C=C_1$ για το συνολικό μήκος του αγωγού (L) (όπως φαίνεται και στο σχήμα 5) καταλήγουμε στο αποτέλεσμα :

$$k_p * a = (U_{LS} / L) * LN ((C_e - C_0) / (C_e - C_1)) \quad (12)$$

Για να προσδιορισθεί η απορρόφηση που οφείλεται στον πίδακα κατά την είσοδο του μίγματος στο δοχείο διαχωρισμού, γίνονται πειράματα με μηδενική παροχή CO_2 (πειράματα αναφοράς) αφού πρώτα έχουμε γεμίσει το δοχείο με CO_2 . Αφού πάρουμε τις μέτρησεις με την μηδενική παροχή αερίου, υπολογίζουμε τον συντελεστή απορρόφησης που οφείλεται στον πίδακα. Επομένως μπορούμε να υπολογίσουμε την απορρόφηση που γίνεται μόνο κατά την δίοδο του διφασικού μείγματος από τον αγωγό επαφής.

Η ανάλυση έχει ως εξής (βλ. σχήμα 6) :



σχήμα 6

Αν ορίσουμε μία μέση απορρόφηση από τον πίδακα N_v τότε όπως βλέπουμε στο σχήμα 6, θα έχουμε :

$$N_v = Q (C_2 - C_1) \quad (13)$$

όπου C_2 : η συγκέντρωση του CO_2 στο νερό στον πυθμένα του δοχείου

C_1 : η συγκέντρωση του CO_2 στο νερό κατά την έξοδό του από τον αγωγό επαφής

Εάν ορίσουμε ένα μέσο ειδικό συντελεστή απορρόφησης ($K_v \cdot A$) και την μέση συγκέντρωση του CO_2 στο νερό του πίδακα $(C_1 + C_2) / 2$ τότε θα ισχύει :

$$N_v = (K_v \cdot A) \cdot (C_e - (C_1 + C_2) / 2) \quad (14)$$

Αθροίζοντας τις (13) & (14) και επιλύοντας ως προς $(K_v \cdot A)$ θα έχουμε :

$$(K_v * A) = Q * (C_2 - C_1) / (C_e - (C_1 + C_2) / 2) \quad (15)$$

Στα πειράματα με την μηδενική παροχή του CO₂ δεν έχουμε απορρόφηση CO₂ στον αγωγό και επομένως το C₁ θα ισούται με μηδέν. Αντικαθιστώντας C₁ = 0 στη σχέση (15) έχουμε :

$$(K_v * A) = Q * C_2 / (C_e - C_2 / 2) \quad (16)$$

Από την σχέση (16) και τις μετρημένες τιμές του C₂ από τα πειράματα αναφοράς υπολογίζουμε τον μέσο ειδικό συντελεστή απορρόφησης (K_v*A) του πίδακα. Στα κανονικά πειραματικά αποτελέσματα μετρείται η συγκέντρωση C₂ στο δοχείο. Η συγκέντρωση, C₁, στην έξοδο του αγωγού (που μας χρειάζεται για τον προσδιορισμό από την σχέση (12) τον συντελεστή (k_p*a) υπολογίζεται επιλύοντας την (15). Το αποτέλεσμα είναι :

$$C_1 = (2 * Q * C_2 + (K_v * A) * (C_2 - C_e)) / (2 * Q - (K_v * A)) \quad (17)$$

Το νερό που έρχεται από το δοχείο τροφοδοσίας έχει ελεχθεί ότι περιέχει αμελητέα ποσότητα διαλυμένου CO₂ καθώς και μια μικρή ποσότητα διαλυμένων ανθρακικών αλάτων τα οποία είναι αδρανή και δεν επηρεάζουν την απορρόφηση του CO₂. Για το λόγο αυτό αντικαθιστούμε στην σχέση (12) το C₀ , που είναι η συγκέντρωση του CO₂ στο νερό ακριβώς πριν την είσοδο στον αγωγό επαφής, με την τιμή μηδέν (0 gr/m³). Το τελικό αποτέλεσμα είναι :

$$k_p * a = (U / L) * LN (C_e / (C_e - C_1)) \quad (18)$$

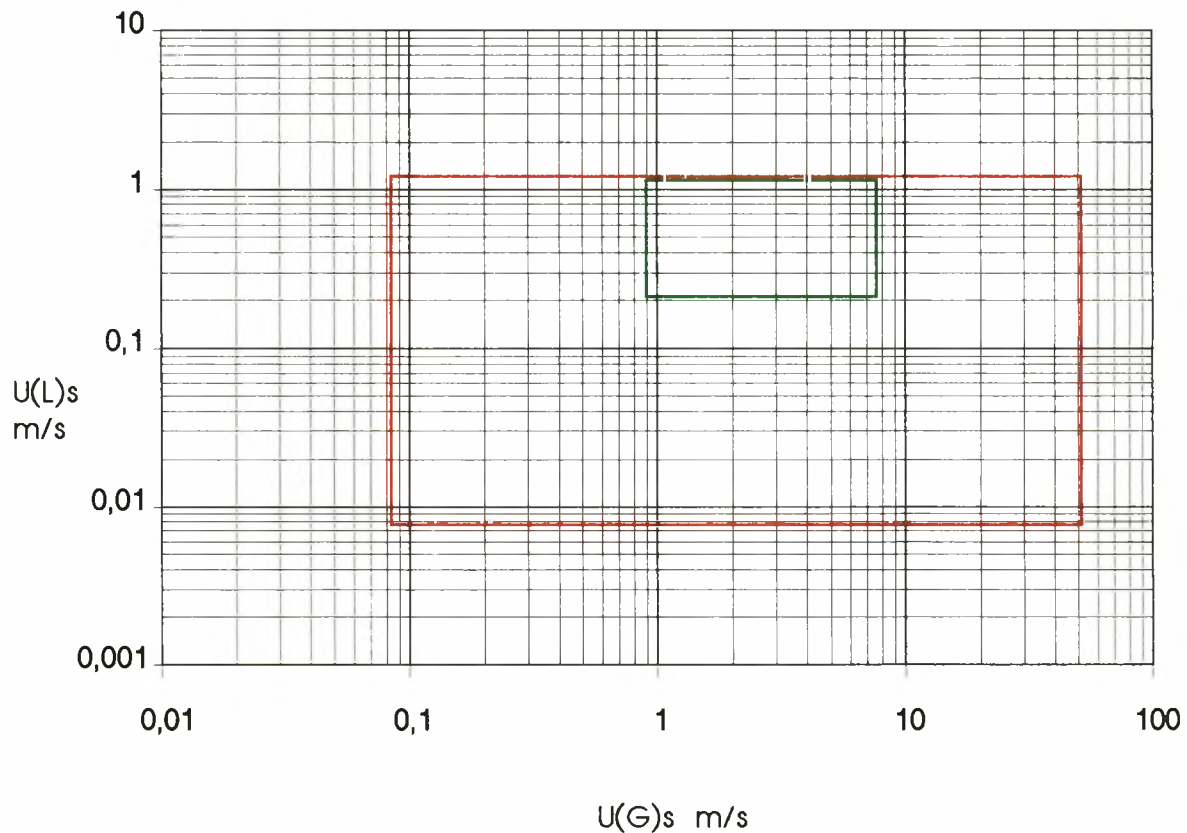
Χρησιμοποιώντας τις παραπάνω σχέσεις (16) , (17) και (18) με κατάλληλα διαμορφωμένες τις μονάδες σε λογιστικό φύλλο του 'EXCEL' υπολογίζουμε τους συντελεστές (k_p * a) καθώς επίσης το C₁ και τον λόγο του C₁/C_e. Αναλυτικοί

πίνακες όλων των παραπάνω για κάθε πειραματική μέτρηση που έγινε συνάπτονται στο παράρτημα (ε).

β. Μελέτη των φαινομενικών ταχυτήτων στην απορρόφηση του CO₂

Όπως φαίνεται και στο παρακάτω λογαριθμικό διάγραμμα, η περιοχή διερεύνησης αυτής της εργασίας καλύπτει ένα ευρύ πεδίο. Περιλαμβάνει ταχύτητες υγρού 0,01m/s έως 1m/s και ταχύτητες αερίου από 0,1 m/s έως 54m/s.

περιοχή εργασίας



σχήμα 7. πεδίο διερεύνησης παρούσας εργασίας
 πεδίο διερεύνησης των Gregory & Scott

Οι μετρήσεις έγιναν σε τρία στάδια, αναλόγως με την ταχύτητα του υγρού. Έτσι λοιπόν είχαμε τρεις ομάδες πειραματικών δεδομένων αντιστοιχίζοντας σε κάθε ομάδα μια ταχύτητα νερού : (α) 0,01 m/s , (β) 0,14 m/s και (γ) 1 m/s. Η διερεύνηση αυτών των περιοχών είναι αρκετή γιατί η μια με την άλλη ομάδα απέχει μια τάξη μεγέθους και η μετάβαση από την μια περιοχή διφασικής ροής

στην άλλη γίνεται ομαλά και ΟΧΙ ακαριαία. Η έλλειψη αντλίας μεγαλύτερης παροχής μας εμπόδισε να πάρουμε δεδομένα σε υψηλότερες φαινομενικές ταχύτητες υγρού. Τέλος σε περιοχές με ταχύτητα μικρότερη του $0,01 \text{ m/s}$ δεν έγιναν πειράματα αφού το εργαστήριο δεν διέθετε κατάλληλη αντλία.

Σε κάθε ομάδα από τις παραπάνω γινότανε μια σειρά πειραμάτων με διαφορετικές ταχύτητες αερίου που κυμαίνονταν από $0,1 \text{ m/s}$ έως $53,8 \text{ m/s}$. Εδώ περιοριστικό ρόλο είχαν τα ροόμετρα του CO_2 που δεν μετρούσαν παροχές μεγαλύτερες από 60 m/s . Στην πορεία της διαδικασίας όμως είδαμε ότι σε φαινομενικές ταχύτητες αερίου κοντά στα 20 m/s έως 25 m/s το νερό έφτανε στον κορεσμό δηλαδή η συγκέντρωση του CO_2 στο νερό έφτανε την μέγιστη δυνατή τιμή της. Όσον αφορά το κατώτερο όριο στην ταχύτητα του αερίου, αυτό μας το όριζαν οι συνθήκες της κάθε ομάδας αφού θα έπρεπε η παροχή του αερίου να είναι λίγο μεγαλύτερη από την μέγιστη ποσότητα (συγκέντρωση κορεσμού) ανά μονάδα χρόνου που μπορεί να απορροφήσει το νερό.

Η κάθε σειρά πειραμάτων επαναλαμβανόταν με αγωγό επαφής διαφορετικού μήκους. Χρησιμοποιήθηκαν τρεις αγωγοί με μήκη $0,1 \text{ m}$, $0,155 \text{ m}$ και $0,45 \text{ m}$. Η περιοχή που καλύφθηκε πειραματικά αντιπροσωπεύει το μεγαλύτερο δυνατό μέρος της διφασικής ροής όπως δείχνουν και οι χάρτες και καλύπτει όλες σχεδόν τις μορφές ροών.

Στην (α) ομάδα πειραματικών δεδομένων, η φαινομενική ταχύτητα του νερού είναι $0,01 \text{ m/s}$ και αρχικά χρησιμοποιούμε μήκος αγωγού επαφής 45 cm . Από το πρώτο κιάλας πείραμα με ταχύτητα αερίου $1,01 \text{ m/s}$ μετράμε ότι η απορρόφηση είναι η μέγιστη δυνατή δηλαδή η τιμή της είναι ίση με την συγκέντρωση κορεσμού. Όταν συμβαίνει αυτό όμως δεν είναι δυνατόν να υπολογιστεί ο ολικός συντελεστής απορρόφησης αφού ο παρανομαστής του λογαρίθμου της σχέσης (18) είναι ίσος με 0. Το φυσικό συμπέρασμα όλων αυτών είναι ότι ο αγωγός επαφής είναι μεγάλος για αυτές τις συνθήκες ροής και έτσι το νερό προλαβαίνει να απορροφήσει όσο CO_2 μπορεί. Επομένως εμείς δεν μπορούμε να συγκρίνουμε την συγκέντρωση στο δοχείο με αυτή του κορεσμού

ούτως ώστε να βρούμε τον ολικό ογκομετρικό συντελεστή απορρόφησης του αγωγού.

Για να πετύχουμε απορρόφηση μικρότερη από του κορεσμού θα πρέπει να πάμε σε ταχύτητες μικρότερες του 1,01m/s οπότε το πεδίο έρευνας είναι πολύ περιορισμένο (μόνο μια τάξη μεγέθους από το κατώτερο όριο που έχει τεθεί από την αδυναμία των ροομέτρων). Πρέπει να συνυπολογίσουμε και το ότι τα πειράματα με τόσο μικρές παροχές νερού έχουν μεγάλη χρονική διάρκεια (περίπου δύο ώρες), ώστε να γεμίσει το δοχείο με αρκετή ποσότητα που να επιτρέπει την ασφαλή δειγματοληψία. Αλλιώς υπάρχει το πρόβλημα κατά την λήψη δείγματος, μαζί με το νερό να συλλέξουμε και καθαρό αέριο το οποίο θα απορροφηθεί από το καυστικό νάτριο που έχουμε στην σύριγγα. Συνεπώς είναι προτιμότερο να μειώσουμε το μήκος του αγωγού επαφής για να μπορέσουμε να μελετήσουμε ένα ευρύτερο πεδίο ταχυτήτων αερίου. Επομένως χρησιμοποιούμε τον μικρότερο αγωγό που διαθέτουμε μήκους 0,1m. Τα αποτελέσματα που θα παρουσιασθούν στην συνέχεια, καθώς και σε όλη την υπόλοιπη εργασία θα αφορούν τις συγκεντρώσεις στην έξοδο του αγωγού επαφής υπολογισμένες κατά τα προαναφερθέντα.

Τα αποτελέσματα παρουσιάζονται με την μορφή διαγραμμάτων και δείχνουν την διακύμανση του λόγου της απορρόφησης του CO₂ στο νερό προς την συγκέντρωση κορεσμού του, για διαφορετικές ταχύτητες του αερίου καθώς και την διακύμανση του ογκομετρικού συντελεστή μεταφοράς της υγρής φάσης επί την ειδική επιφάνεια εναλλαγής (k^*a) σε όλο το φάσμα των ταχυτήτων του αερίου.

Έτσι λοιπόν, έχοντας σταθερή ταχύτητα νερού και μεταβάλλοντας την ταχύτητα του CO₂, θα κινηθούμε σε οριζόντιες ευθείες του χάρτη της διφασικής ροής που παρουσιάσαμε στην 'θεωρία' έχοντας μεταβολή στην μορφή της ροής κάτι που αναμένουμε να επηρεάσει τον ογκομετρικό συντελεστή μεταφοράς μάζας (k^*a). Υπενθυμίζεται ότι ο συντελεστής (k^*a) εξαρτάται από τα φυσικά χαρακτηριστικά των ρευστών, (που παραμένουν ίδια σε ολόκληρη την πειραματική διαδικασία), και τη μορφή της ροής που καθορίζει την ειδική

επιφάνεια επαφής (a) καθώς και την εσωτερική τύρβη του υγρού. Συνεπώς στα διαγράμματα που ακολουθούν κρίνεται αναγκαίο να υπάρχει και ο διαχωρισμός των μορφών των ροών. Επειδή οι χάρτες τις διφασικής ροής που υπάρχουν στην διεθνή βιβλιογραφία (Barnea et al 1983 & Damianides et al 1987) δεν συμφωνούν απόλυτα μεταξύ τους για τα όρια μετάπτωσης από την μια ροή στην επόμενη, θα παρουσιάζονται και οι δύο. Βέβαια θα πρέπει πάλι να αναφερθεί ότι οι συγκεκριμένοι χάρτες αφορούν το διφασικό μείγμα νερού / αέρα. Επειδή όμως δεν υπάρχουν χάρτες διφασικής ροής για νερό / CO₂, θα χρησιμοποιηθούν αυτοί γνωρίζοντας ότι δεν είναι απόλυτα ακριβή τα όρια μετάπτωσης από μια ροή σε άλλη.

(α) ομάδα μετρήσεων για ταχύτητα νερού 0.01m/s

Για την πρώτη ομάδα μετρήσεων με ταχύτητα νερού 0,01m/s και μήκος αγωγού ίσο με 0,1m. στα σχήματα 10 & 12 παρουσιάζεται η διακύμανση του λόγου των συγκεντρώσεων στη έξοδο του αγωγού (C) προς του κορεσμού (C_e) με την μεταβολή της ταχύτητας της αέριας φάσης με διαχωρισμό των ροών κατά 'Barnea' & 'Damianides' αντίστοιχα. Παρόμοια μορφή έχει και η διακύμανση του συνολικού συντελεστή (k*a) με την μεταβολή της ταχύτητας της αέριας φάσης στα σχήματα 8 & 9 αντίστοιχα.

Αναλυτικότερα βλέπουμε ότι στην πολύ μικρή ταχύτητα CO₂ 0,28 m/s το ποσοστό της απορρόφησης είναι περίπου 45% έως 50% και καθώς μεγαλώνει η ταχύτητα του CO₂ στα 0,52 m/s το ποσοστό αυξάνεται απότομα στο 68% με 77% και παραμένει στα ίδια υψηλά ποσοστά και για ταχύτητα 1,01m/s. Καθώς όμως αυξάνεται η ταχύτητα του CO₂ κι άλλο στα 2,4m/s παρατηρούμε μια πτώση του ποσοστού απορρόφησης στο 50% έως 57% τιμή που παραμένει η ίδια και στην επόμενη μέτρηση που γίνεται στα 5m/s ταχύτητα CO₂. Στη συνέχεια παρατηρούμε μια γραμμική αύξηση του ποσοστού απορρόφησης που φτάνει μέχρι το 99% για ταχύτητα αερίου 14,8m/s. Ακριβώς όμοια είναι και η συμπεριφορά του ειδικού συντελεστή απορρόφησης (k*a) (σχήματα 8 & 9).

Μελετώντας προσεκτικά τους διαχωρισμούς των μορφών των ροών που προτείνουν οι δύο ερευνητές 'Barnea et al 1983' και 'Damianides et al 1987' μπορούμε να θεωρήσουμε ότι τα πειραματικά μας αποτελέσματα τα επεξηγεί καλύτερα ο διαχωρισμός που προτείνει ο 'Damianides' (σχήματα 11 & 9) στις μικρές ταχύτητες αερίου ενώ στις μεγαλύτερες ο διαχωρισμός που προτείνει η 'Barnea' (σχήματα 10 & 8). Έτσι λοιπόν αρχικά τα δύο ρευστά κινούνται με μικρές ταχύτητες και η μορφή της ροής είναι διαλείπουσα (plug). Δηλαδή το αέριο κινούμενο 'μέσα' στο υγρό σχηματίζει μακρόστενες φυσαλίδες που καταλαμβάνουν σχεδόν ολόκληρη την διάμετρο του αγωγού και το νερό αναγκάζεται να κινηθεί ανάμεσα σε αυτές τις φυσαλίδες επομένως η επιφάνεια επαφής των δύο φάσεων είναι περιορισμένη, καθώς επίσης και η εσωτερική τήρβη

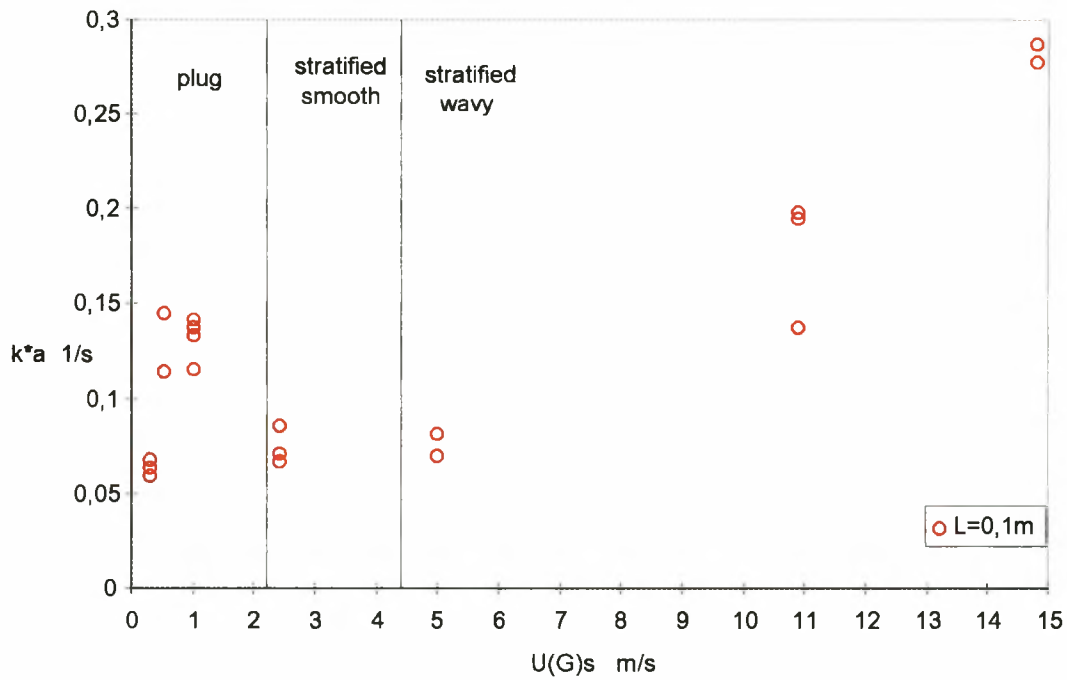
στο υγρό που έχει σαν αποτέλεσμα την μικρή απορρόφηση επομένως και τον μικρό συντελεστή k^*a .

Αυξανόμενη της ταχύτητας του CO_2 η μορφή της ροής αλλάζει σε slug, που είναι και αυτή διαλείπουσα ροή, όμως το αέριο τώρα παρασύρει σταγονίδια νερού και το υπόλοιπο νερό, σχηματίζοντας ενιαίες υγρές μάζες (slugs) διασχίζει τον αγωγό περιοδικά. Έτσι λοιπόν η επιφάνεια εναλλαγής αυξάνεται σχετικά απότομα όπως επίσης και η εσωτερική τήρβη οπότε και παρατηρούμε την απότομη αύξηση του συντελεστή μεταφοράς (k^*a).

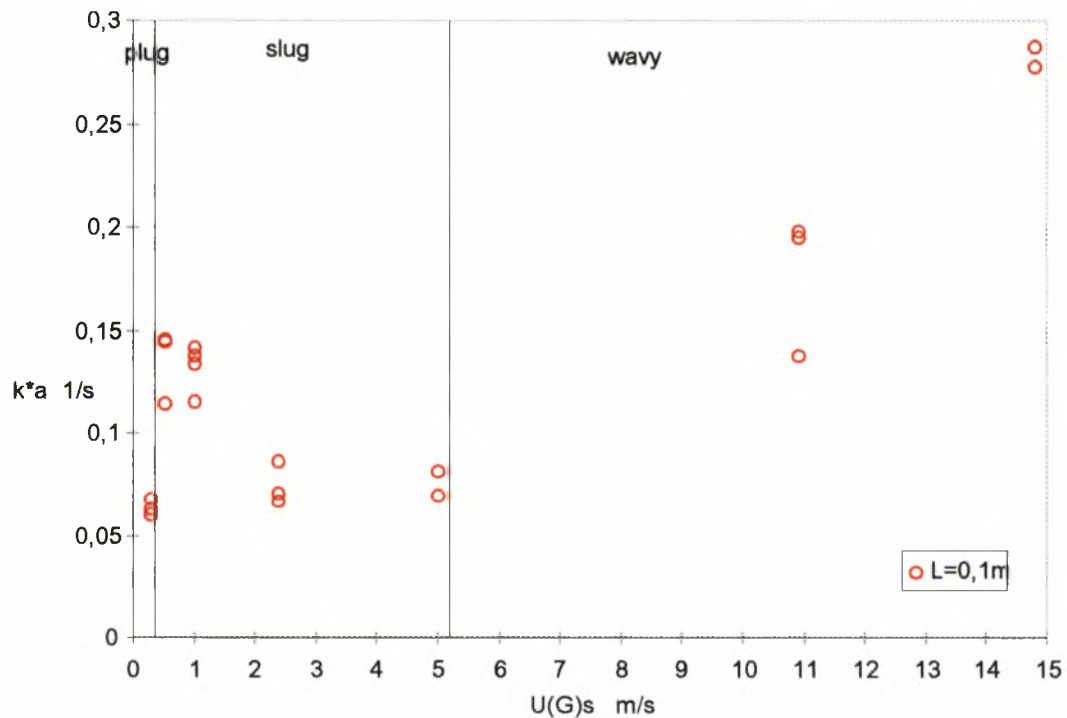
Με περαιτέρω αύξηση της ταχύτητας του CO_2 έχουμε νέα αλλαγή στην μορφή της ροής όπως προτείνει η 'Barnea' σε διαχωρισμένη (stratified). Αυτό γίνεται επειδή μεγαλώνει η παροχή του αερίου και έτσι δεν επιτρέπει την παρεμβολή υγρών μαζών κατά την πορεία της. Το νερό κινείται υπό την μορφή λεπτού στρώματος με λεία (smooth) αρχικά επιφάνεια στο κάτω κυρίως μέρος του αγωγού. Όσο συνεχίζει να αυξάνεται η ταχύτητα του αερίου, η επιφάνεια του νερού γίνεται πιο κυματοειδής (stratified wavy) και το στρώμα 'αναρριχάται' στα τοιχώματα του αγωγού. Έτσι λοιπόν εξηγείται η σταθεροποίηση που παρουσιάζει ο συντελεστής k^*a στις ταχύτητες από 2m/s έως 5m/s, θεωρώντας ότι η ροή είναι stratified smooth επομένως η επιφάνεια εναλλαγής είναι ίδια και σταθερή.

Στη συνέχεια έχουμε την μετάπτωση στην κυματοειδή διαχωρισμένη ροή, με αποτέλεσμα την σταδιακή αύξηση της επιφάνειας εναλλαγής άρα και του συντελεστή μεταφοράς μάζας k^*a , έως ότου φτάσει η συγκέντρωση του CO_2 σε τιμές πολύ κοντά στον κορεσμό σε ταχύτητες αερίου 15m/s.

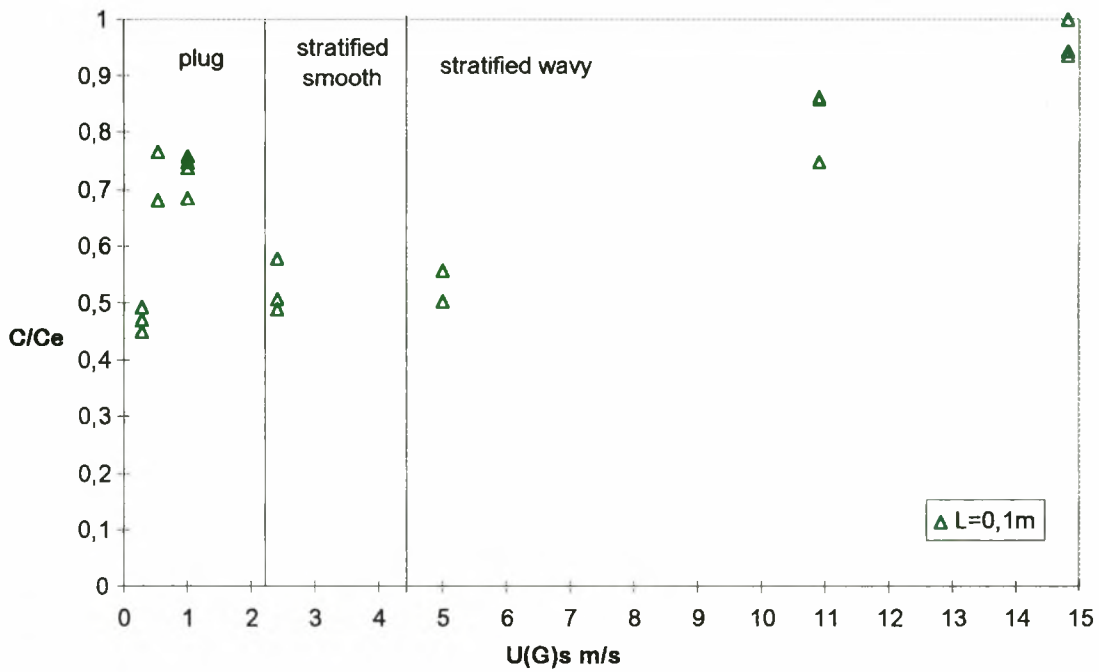
Επίσης πρέπει να σημειωθεί η πτώση του συντελεστή k^*a κατά την μετάβαση από διαλείπουσα ροή σε διαχωρισμένη που σημαίνει ότι υπάρχει σημαντική διαφορά στην επιφάνεια εναλλαγής που είναι μεγαλύτερη στην πρώτη



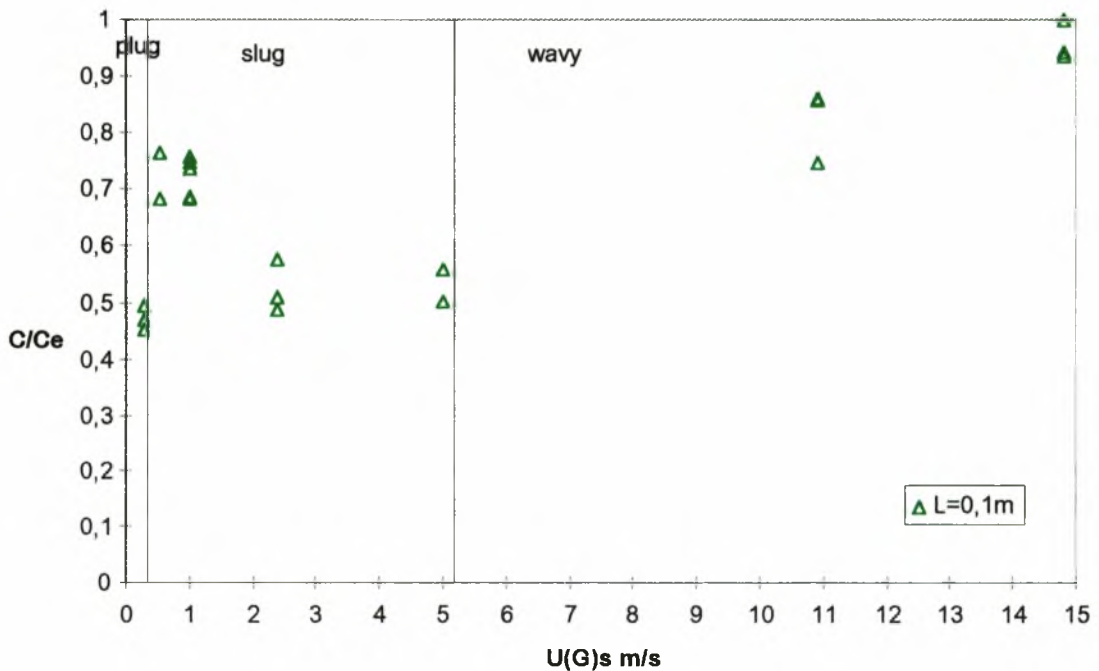
σχήμα 8 Ο ογκομετρικός συντελεστής μεταφοράς μάζας (k^*a) ως συνάρτηση της φαινομενικής ταχύτητας του αερίου, για ταχύτητα υγρού $U(L)s=0,01m/s$. Ο διαχωρισμός των περιοχών ροών κατά Barnea (1983).



σχήμα 9 Ο ογκομετρικός συντελεστής μεταφοράς μάζας (k^*a) ως συνάρτηση της φαινομενικής ταχύτητας του αερίου, για ταχύτητα υγρού $U(L)s=0,01m/s$. Ο διαχωρισμός των περιοχών ροών κατά Damianides (1987).



σχήμα 10 Λόγος συγκέντρωσης εξόδου / συγκέντρωσηςκορεσμού στο υγρό, ως συνάρτηση της φαινομενικής ταχύτητας του αερίου, για ταχύτητα υγρού $U(L)s=0,01m/s$. Ο διαχωρισμός των περιοχών ροών κατά Barnea (1983).



σχήμα 11 Λόγος συγκέντρωσης εξόδου / συγκέντρωσηςκορεσμού στο υγρό, ως συνάρτηση της φαινομενικής ταχύτητας του αερίου, για ταχύτητα υγρού $U(L)s=0,01m/s$. Ο διαχωρισμός των περιοχών ροών κατά Barnea (1983).

(β) ομάδα μετρήσεων με ταχύτητα νερού 0,14m/s

Για την δεύτερη ομάδα πειραμάτων με ταχύτητα νερού 0,14m/s έχουμε κάνει τρεις σειρές μετρήσεων με διαφορετικά μήκη αγωγών επαφής 0,1m. , 0,155m. & 0,45m. Η συμπεριφορά των παραμέτρων που μελετάμε, δηλαδή του λόγου της απορρόφησης προς την συγκέντρωση κορεσμού C/C_e και του ειδικού συντελεστή απορρόφησης (k^*a), σε σχέση με την ταχύτητα της αέριας φάσης έχει παρόμοια μορφή όπως φαίνεται στα σχήματα (12, 13, 14 & 15).

Εδώ και οι δύο ερευνητές προτείνουν σχεδόν τα ίδια όρια για την μετάπτωση από την μία ροή στην άλλη. Έτσι λοιπόν αρχικά έχουμε ότι η ροή είναι διακοπτόμενη τύπου plug και στη συνέχεια, αυξανόμενης της ταχύτητας του CO_2 , έχουμε μετάπτωση σε slug. Τα όρια μετάπτωσης που προτείνουν οι δύο ερευνητές είναι κατά 'Barnea' τα 2m/s και κατά 'Damianides' τα 0,5m/s ταχύτητας αερίου. Το εύρος αυτό των τιμών είναι ενδεικτικό της αβεβαιότητας των οπτικών παρατηρήσεων στη διφασική ροή και της σταδιακής φύσης των μεταβολών.

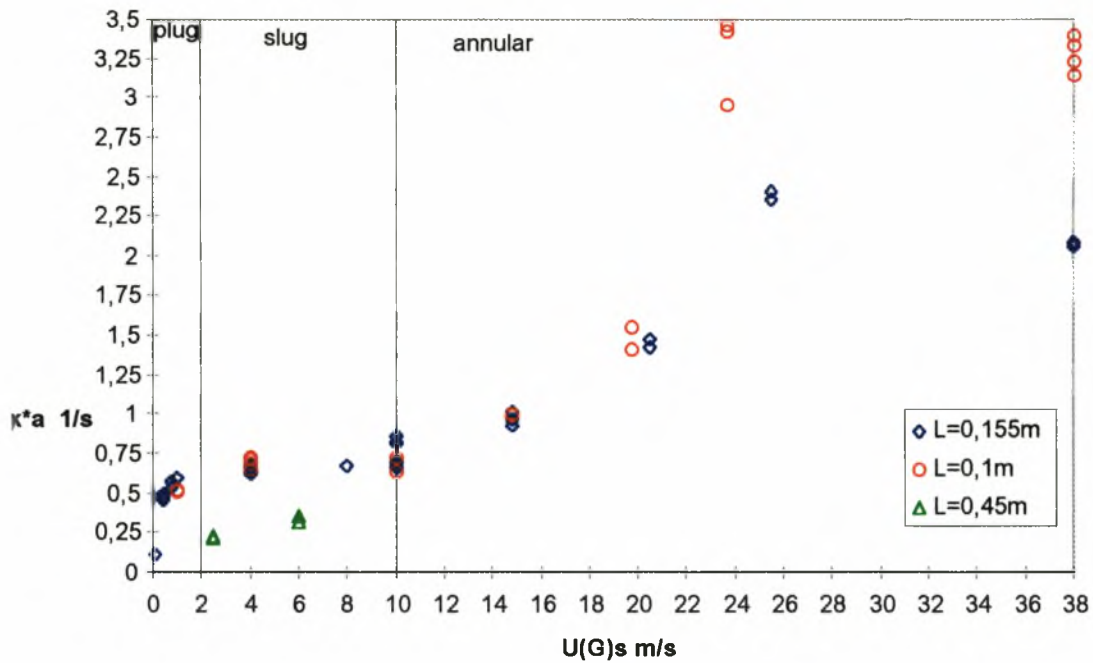
Αν δούμε την μεταβολή του συντελεστή k^*a στα σχήματα 12 & 13 μπορούμε να πούμε ότι τα όρια μετάπτωσης είναι πιο κοντά στις τιμές που προτείνει ο 'Damianides et al 1987'. Στο συμπέρασμα αυτό καταλήγουμε γιατί κατά την μετάπτωση από την ροή plug στην slug, παρότι αυτή είναι ομαλή, έχουμε σημαντική μεταβολή στην διεπιφάνεια των δύο φάσεων και στην ένταση της ανάμιξης που είναι άλλωστε και τα φυσικά μεγέθη από τα οποία εξαρτάται άμεσα ο ειδικός συντελεστής μεταφοράς μάζας k^*a .

Στις παρούσες μετρήσεις βλέπουμε ότι η μεταβολή του συντελεστή k^*a γίνεται στις τιμές από 0,4m/s έως 0,7m/s και είναι αύξουσα, που σημαίνει ότι η ειδική επιφάνεια εναλλαγής τώρα είναι μεγαλύτερη.

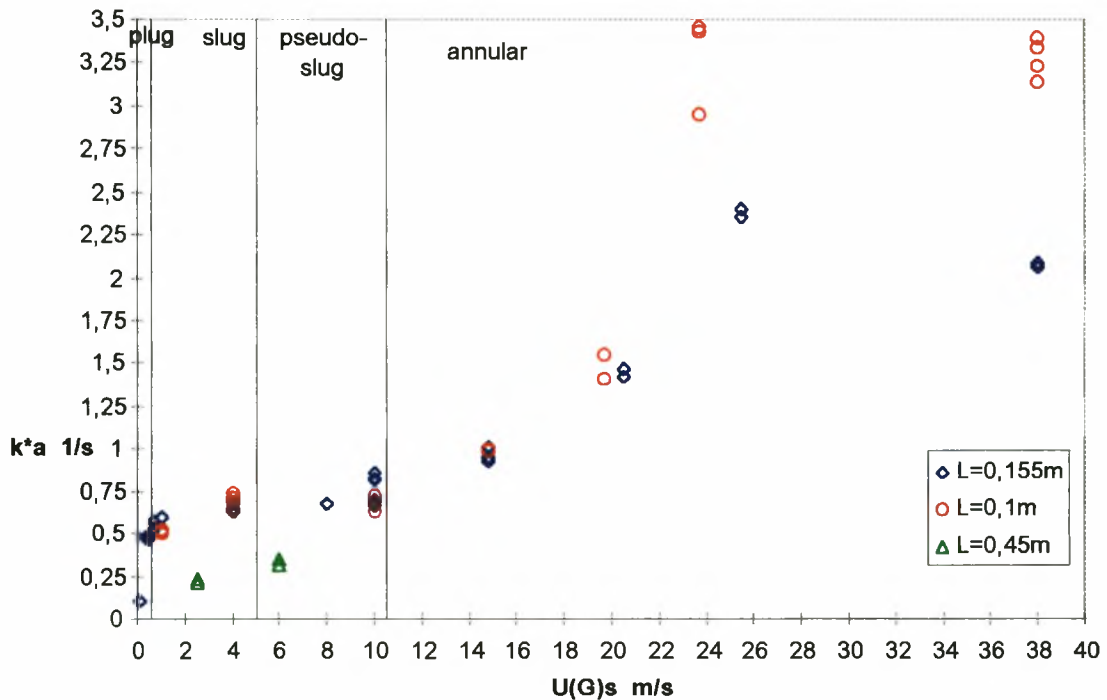
Στην συνέχεια, αυξανόμενης της ταχύτητας του αερίου έως τα 10m/s, παρατηρούμε μια σταθεροποίηση του συντελεστή μεταφοράς μάζας k^*a που προφανώς σημαίνει ότι η ειδική επιφάνεια εναλλαγής δεν μεταβάλλεται άρα και η μορφή της ροής παραμένει η ίδια. Το παραπάνω συμπέρασμα συμφωνεί με τον διαχωρισμό που προτείνει η 'Barnea' ενώ ο διαχωρισμός που προτείνει ο

'Damianides' θεωρεί στα 5m/s η ροή αλλάζει σε ψευδό-διαλείπουσα, που όμως δεν φαίνεται να μεταβάλλει τον συντελεστή k^*a .

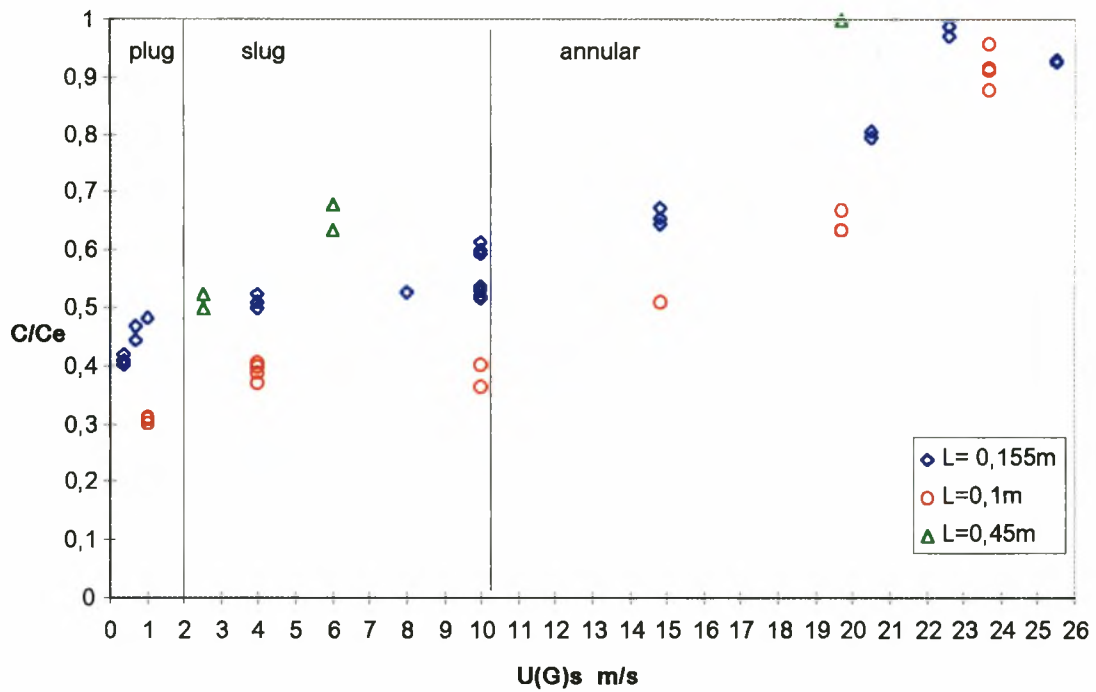
Εν συνεχεία με περαιτέρω αύξηση της ταχύτητας του αερίου παρατηρούμε την γραμμική σχεδόν αύξηση του συντελεστή μεταφοράς μάζας k^*a έως ότου κορεσθεί το νερό σε CO_2 . Αυτή η περιοχή ροής σύμφωνα και με τους δύο ερευνητές χαρακτηρίζεται ως δακτυλιοειδής, αφού το νερό κινείται περιμετρικά του αγωγού επαφής σχηματίζοντας λεπτό υμένα και το CO_2 στη μέση παρασύροντας σταγονίδια νερού. Όσο όμως αυξάνεται η ταχύτητα του αερίου τόσο αυξάνεται και ο συντελεστής k^*a που συνεπάγεται ότι το ίδιο γίνεται και στην επιφάνεια εναλλαγής. Επομένως, αφού ο υμένας δεν αλλάζει διαστάσεις, θα πρέπει να αυξάνεται ο συμπαρασυρμός των σταγονιδίων του νερού όπως επίσης και η ένταση της εσωτερικής τύρβης.



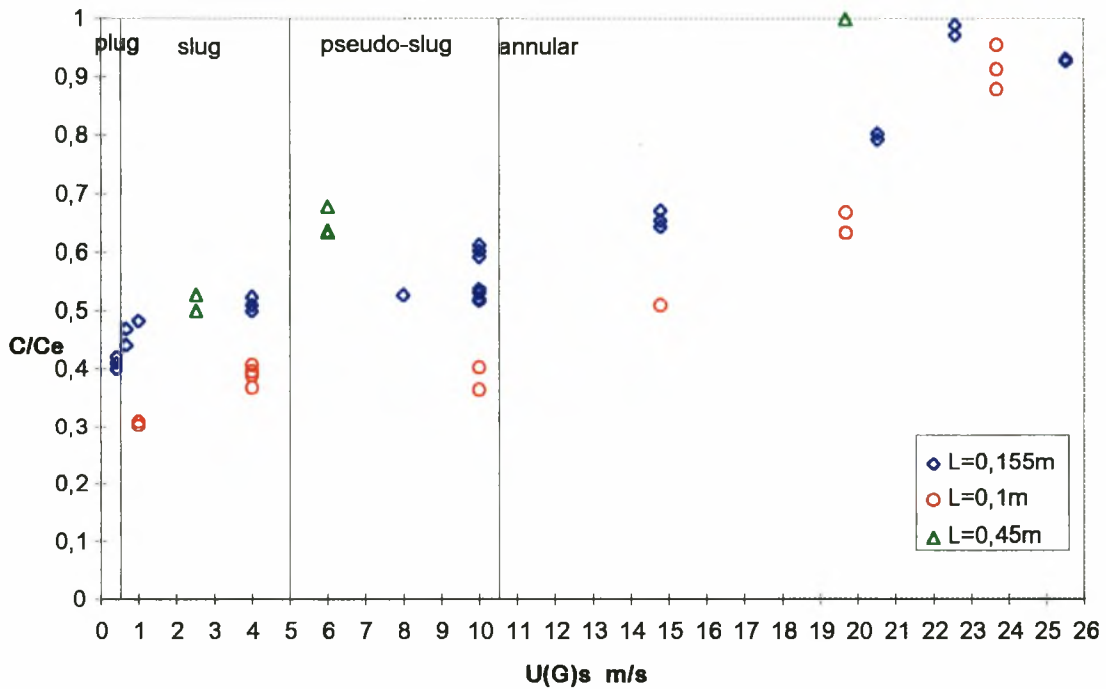
σχήμα 12 Ο ογκομετρικός συντελεστής μεταφοράς μάζας (k^*a) ως συνάρτηση της φαινομενικής ταχύτητας του αερίου, για ταχύτητα υγρού $U(L)s=0,14m/s$. Ο διαχωρισμός των περιοχών ροών κατά Barnea (1983).



σχήμα 13 Ο ογκομετρικός συντελεστής μεταφοράς μάζας (k^*a) ως συνάρτηση της φαινομενικής ταχύτητας του αερίου, για ταχύτητα υγρού $U(L)s=0,14m/s$. Ο διαχωρισμός των περιοχών ροών κατά Damianides (1987).



σχήμα 14 Λόγος συγκέντρωσης εξόδου / συγκέντρωσηςκορεσμού στο υγρό, ως συνάρτηση της φαινομενικής ταχύτητας του αερίου, για ταχύτητα υγρού $U(L)s=0,14m/s$. Ο διαχωρισμός των περιοχών ροών κατά Barnea (1983).



σχήμα 15 Λόγος συγκέντρωσης εξόδου / συγκέντρωσηςκορεσμού στο υγρό, ως συνάρτηση της φαινομενικής ταχύτητας του αερίου, για ταχύτητα υγρού $U(L)s=0,14m/s$. Ο διαχωρισμός των περιοχών ροών κατά Barnea (1983).

γ) ομάδα μετρήσεων με ταχύτητα νερού 1m/s

Για την τρίτη ομάδα πειραμάτων με ταχύτητα νερού 1m/s έχουμε πάρει δυο σειρές μετρήσεων με μήκη αγωγού επαφής 0,155m & 0,45m. Η συμπεριφορά των παραμέτρων που μελετάμε, δηλαδή του λόγου της απορρόφησης προς την συγκέντρωση κορεσμού C/C_e και του ειδικού συντελεστή απορρόφησης (k^*a), σε σχέση με την ταχύτητα της αέριας φάσης έχουν παρόμοια μορφή όπως φαίνεται στα σχήματα (16, 17, 18 & 19). Στην περιοχή αυτή όμως η ταχύτητα του νερού είναι πολύ μεγάλη και είναι συγκρίσιμη με την ταχύτητα του CO_2 , επομένως θα πρέπει να υπολογίσουμε την ελάχιστη παροχή του CO_2 που αντιστοιχεί στον κορεσμό του νερού. Αφού την υπολογίσουμε θα πρέπει να την μετατρέψουμε σε ταχύτητα CO_2 και να δούμε πόσο και εάν επηρεάζει την πραγματική ταχύτητα του.

Θεωρώντας μια μέση θερμοκρασία νερού γύρω στους 21 με 22 βαθμούς Κελσίου βρίσκω πως η συγκέντρωση κορεσμού του νερού είναι περίπου 1600gr CO_2 / m^3 νερού. Η φαινομενική ταχύτητα του νερού είναι 1m/s που αντιστοιχεί σε παροχή ίση με 0,04524m³/h άρα η παροχή του CO_2 θα είναι :

$$1600 * 0,04524 = 72,384 \text{ gr/h που αντιστοιχεί σε } 1,2 \text{ gr/min ή } \underline{655\text{ml/min.}}$$

Αντιστοιχίζοντας την παροχή σε φαινομενική ταχύτητα CO_2 είναι 0,87m/s

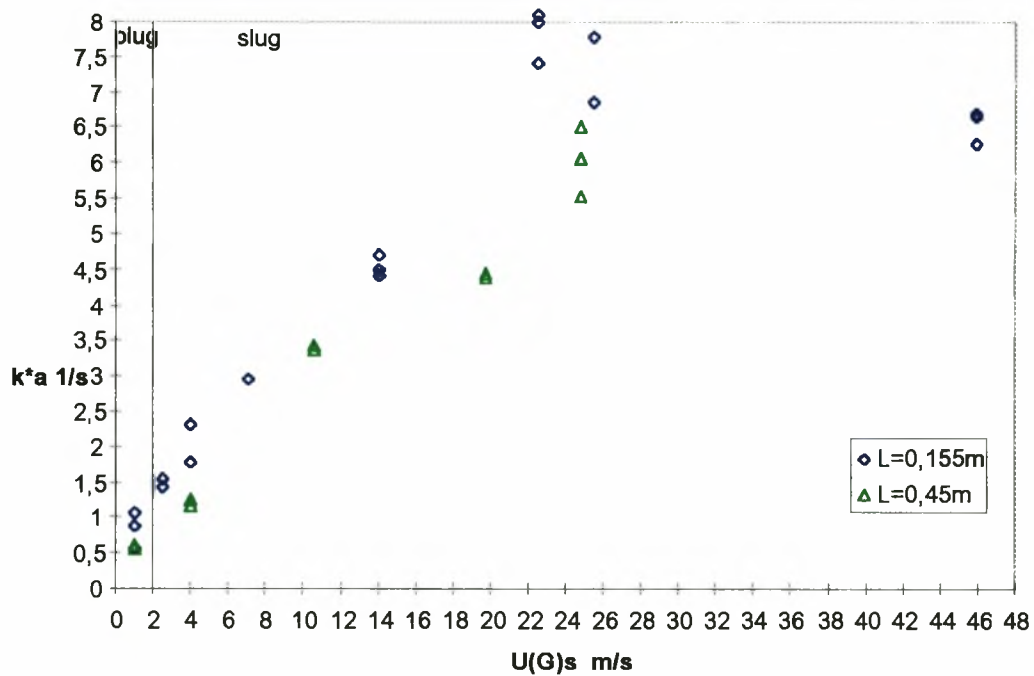
Επομένως για να είμαστε βέβαιοι ότι υπάρχει άφθονο CO_2 στον αγωγό επαφής, που θα εξασφαλίζει την συνεχή κατά μήκος του αγωγού ύπαρξη ωθούσας δύναμης θα πρέπει να δουλέψουμε με ταχύτητες CO_2 τουλάχιστον μεγαλύτερες από τα 0,87m/s.

Επίσης δεν θα πρέπει να είμαστε αυστηροί στις ταχύτητες που υπολογίζουμε από τις ενδείξεις των ροομέτρων αφού μέρος του CO_2 απορροφάται από το νερό και έτσι η παροχή του στην έξοδο, του αγωγού επαφής, είναι μικρότερη από αυτή στην είσοδο. Συνεπώς η ταχύτητα της αέριας φάσης έχει μια μικρή μείωση από την είσοδο έως την έξοδο, ανάλογη με το ποσό που απορροφήθηκε που μπορεί να φτάσει μέχρι τα 0,87m/s. Κάτι ανάλογο ισχύει

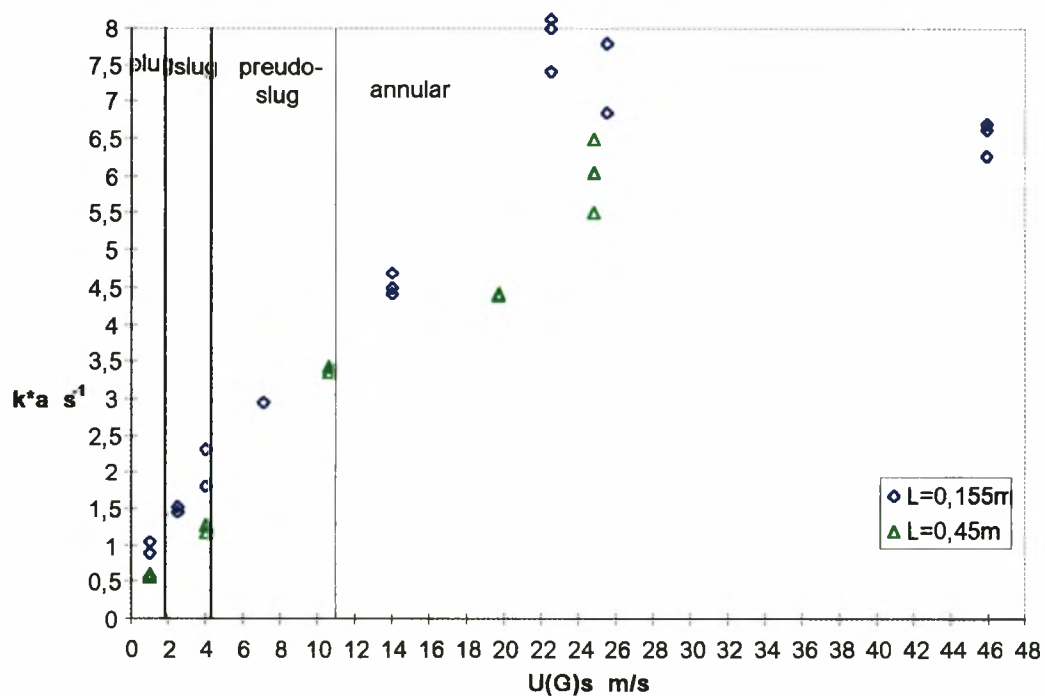
και στις άλλες ομάδες μετρήσεων που κάναμε αρχικά. Μόνο που εκεί, επειδή η παροχή του νερού ήταν μια έως και δύο τάξης μεγέθους μικρότερη άρα και η πτώση της ταχύτητας του αερίου θα ήταν 0,087m/s και 0,0087m/s αντίστοιχα, δηλαδή σχεδόν ανεπαίσθητη. Τελικά καταλήγουμε ότι για τις μετρήσεις με ταχύτητες CO₂ έως και τα 2,5m/s υπάρχει μία επιφύλαξη ως προς τα αποτελέσματα ενώ από εκεί και πάνω δεν πρέπει να έχει σημαντική επίδραση αφού η ταχύτητες είναι σχεδόν μια τάξη μεγέθους μεγαλύτερες από τα 0,87m/s.

Παρατηρώντας τα σχήματα (18 & 19) που παρουσιάζουν το ποσοστό συγκέντρωσης επί του κορεσμού σε συνάρτηση της ταχύτητας του αερίου βλέπουμε μια ανοδική πορεία σχεδόν λογαριθμική που τείνει ασυμπτωτικά προς την τιμή 1 για μήκος του αγωγού ίσο με 0,45m ενώ με τον κοντύτερο αγωγό μήκους 0,155m η ασυμπτωτική πορεία φτάνει έως την τιμή 0,9 περίπου.

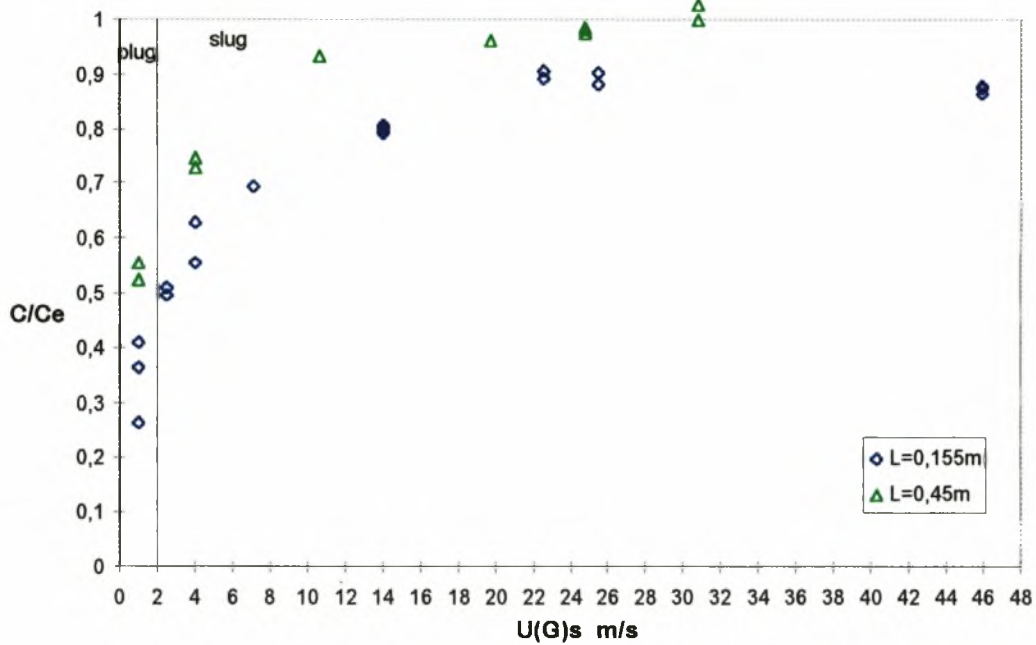
Για τον ειδικό συντελεστή μεταφοράς μάζας (k^*a), στα σχήματα 16 & 17 παρατηρούμε μια ανοδική πορεία σχεδόν γραμμική μέχρις ότου φτάσει στον κορεσμό για τον μακρύ αγωγό, ενώ για τον κοντό βλέπουμε ότι η ανοδική γραμμικότητα σταματάει και δημιουργείται μια οριζόντια γραμμή (πλατώ) που οφείλεται στο ότι η συγκέντρωση του CO₂ στο νερό φτάνει μόνο στο 90% δίχως δυνατότητα περαιτέρω αύξησης εξαιτίας προφανώς του περιορισμένου μήκους του αγωγού επαφής



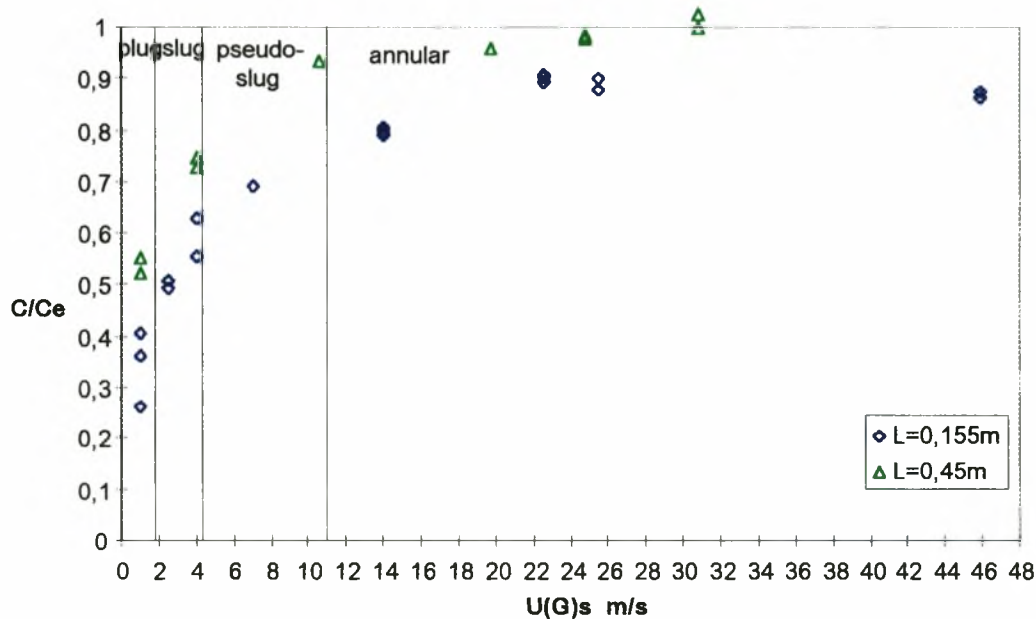
σχήμα 16 Ο ογκομετρικός συντελεστής μεταφοράς μάζας (k^*a) ως συνάρτηση της φαινομενικής ταχύτητας του αερίου, για ταχύτητα υγρού $U(L)s=1m/s$. Ο διαχωρισμός των περιοχών ροών κατά Barnea (1983).



σχήμα 17 Ο ογκομετρικός συντελεστής μεταφοράς μάζας (k^*a) ως συνάρτηση της φαινομενικής ταχύτητας του αερίου, για ταχύτητα υγρού $U(L)s=1m/s$. Ο διαχωρισμός των περιοχών ροών κατά Damianides



σχήμα 18 Λόγος συγκέντρωσης εξόδου / συγκέντρωσης κορεσμού στο υγρό, ως συνάρτηση της φαινομενικής ταχύτητας του αερίου, για ταχύτητα υγρού $U(L)s=1m/s$
Ο διαχωρισμός των περιοχών ροών κατά Barnea (1983).



σχήμα 19 Λόγος συγκέντρωσης εξόδου / συγκέντρωσης κορεσμού στο υγρό, ως συνάρτηση της φαινομενικής ταχύτητας του αερίου, για ταχύτητα υγρού $U(L)s=1m/s$
Ο διαχωρισμός των περιοχών ροών κατά Damianides (1987).

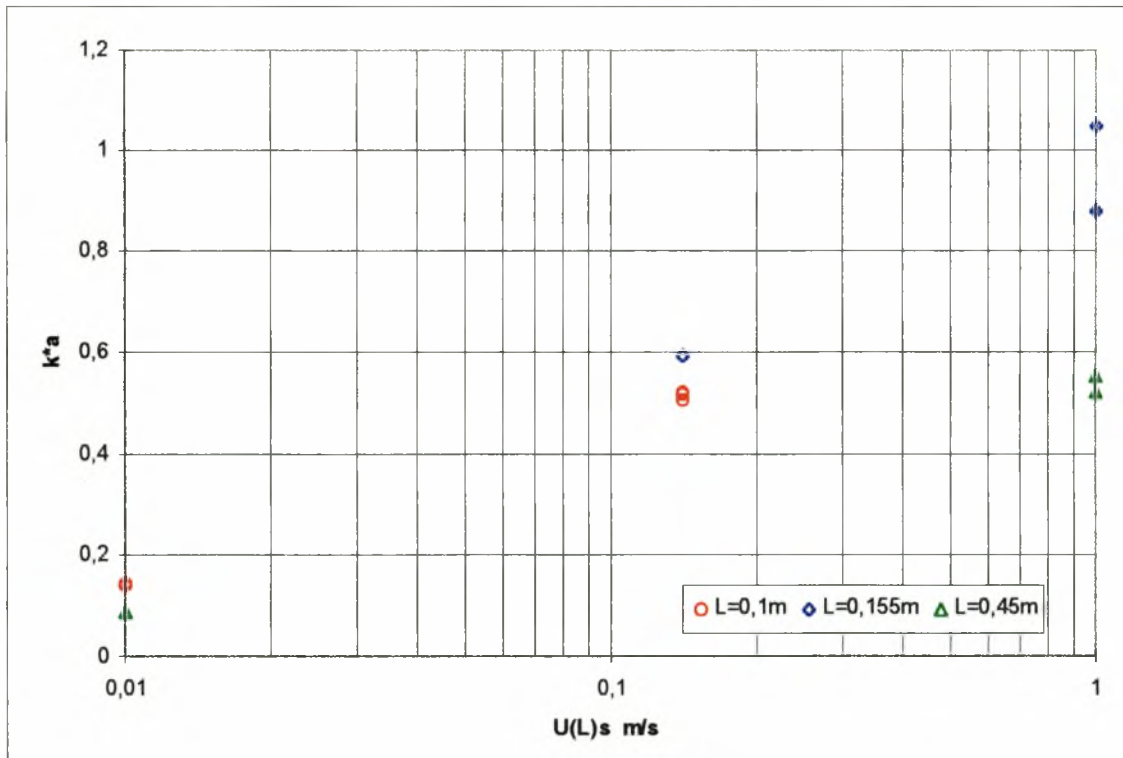
Μελέτη της επίδρασης της ταχύτητας του νερού στον ογκομετρικό συντελεστή

Για να μελετήσουμε την επίδραση της ταχύτητας του νερού στον ογκομετρικό συντελεστή k^*a θα πρέπει να δημιουργήσουμε διαγράμματα που να δείχνουν την πορεία του συντελεστή σε συνάρτηση της ταχύτητας του νερού για το διάφορα μήκη των αγωγών επαφής. Έχοντας τα πειραματικά δεδομένα, θα συσχετίσουμε τον συντελεστή k^*a για τέσσερις διαφορετικές ταχύτητες αερίου, όπως φαίνεται στα σχήματα 20, 21, 22 & 23 παρακάτω.

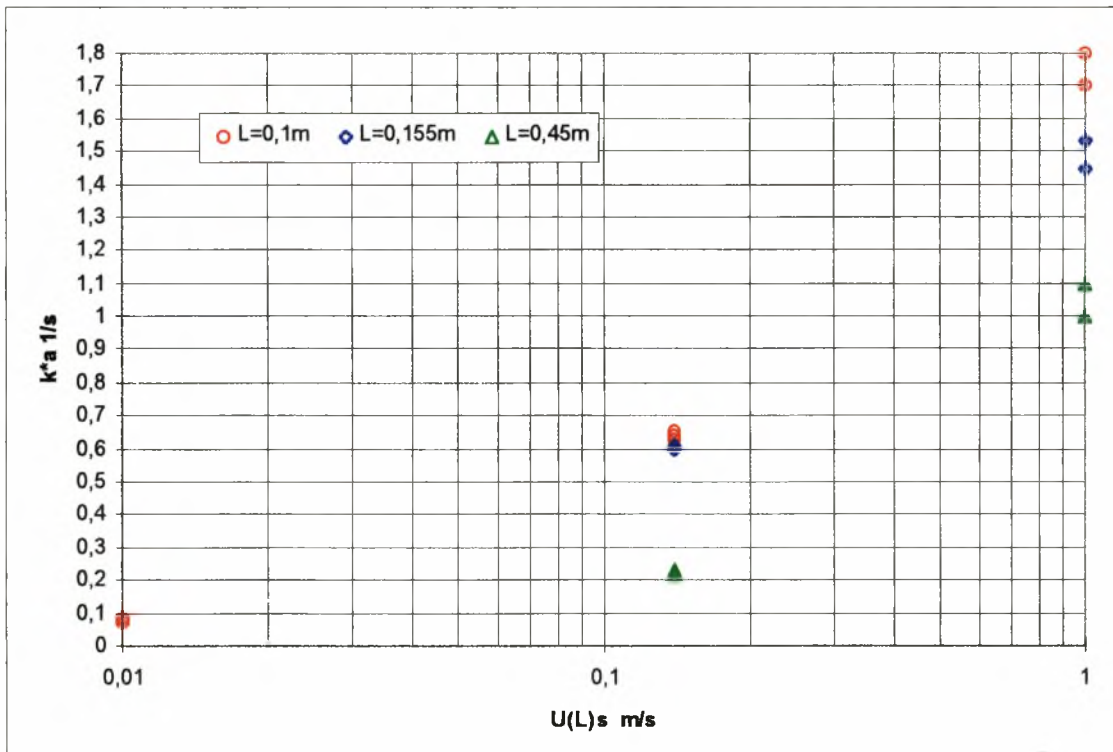
Στο λογαριθμικό σχήμα 20 βλέπουμε την συμπεριφορά του συντελεστή k^*a για ταχύτητα αερίου 1m/s και τις τρεις διαφορετικές ταχύτητες νερού που έχουμε δεδομένα. Έτσι μπορούμε να πούμε ότι ο συντελεστής παρουσιάζει αύξηση με την ταχύτητα του νερού. Σύμφωνα και με τους χάρτες της διφασικής ροής που προτείνουν και οι δύο ερευνητές, η περιοχή ροής είναι η διαλείπουσα τύπου 'slug'. Βέβαια εδώ δεν μπορούμε να συγκρίνουμε τον συντελεστή k^*a σε σχέση με την μορφή της ροής και με την ειδική επιφάνεια, γιατί, όπως γνωρίζουμε και από την σχέση 10, ο υπολογισμός του συντελεστή k^*a , εξαρτάται άμεσα από την ταχύτητα του νερού (U_{Ls}) καθώς και η συγκέντρωση του CO_2 στην έξοδο του αγωγού είναι άμεση συνάρτηση της παροχής του νερού.

Εξετάζοντας προσεχτικά και τα υπόλοιπα διαγράμματα 21, 22 & 23 για ταχύτητες αερίου 2,5m/s, 4m/s & 15m/s παρατηρούμε παρόμοια αύξουσα πορεία με διαφορά μόνο στην κλίση που γίνεται πιο απότομη όσο αυξάνει η ταχύτητα του νερού.

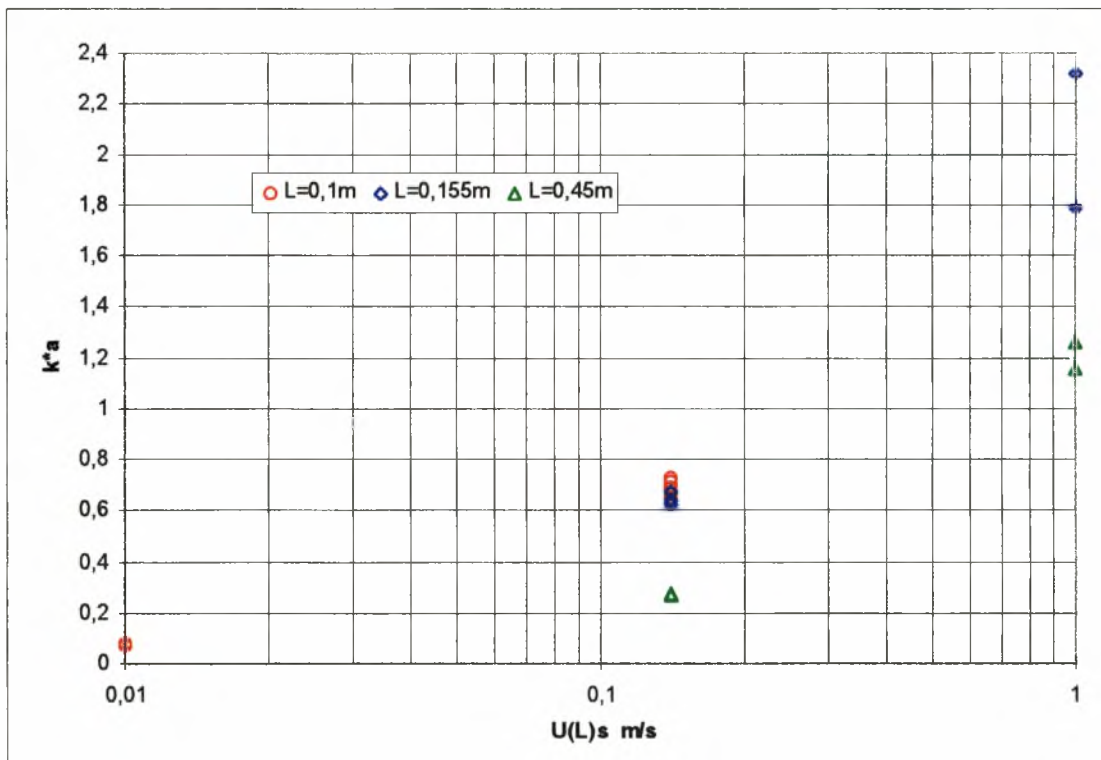
Γενικό συμπέρασμα είναι ότι αύξηση της ταχύτητας του νερού για σταθερή ταχύτητα αερίου προκαλεί αύξηση του ογκομετρικού συντελεστή k^*a .



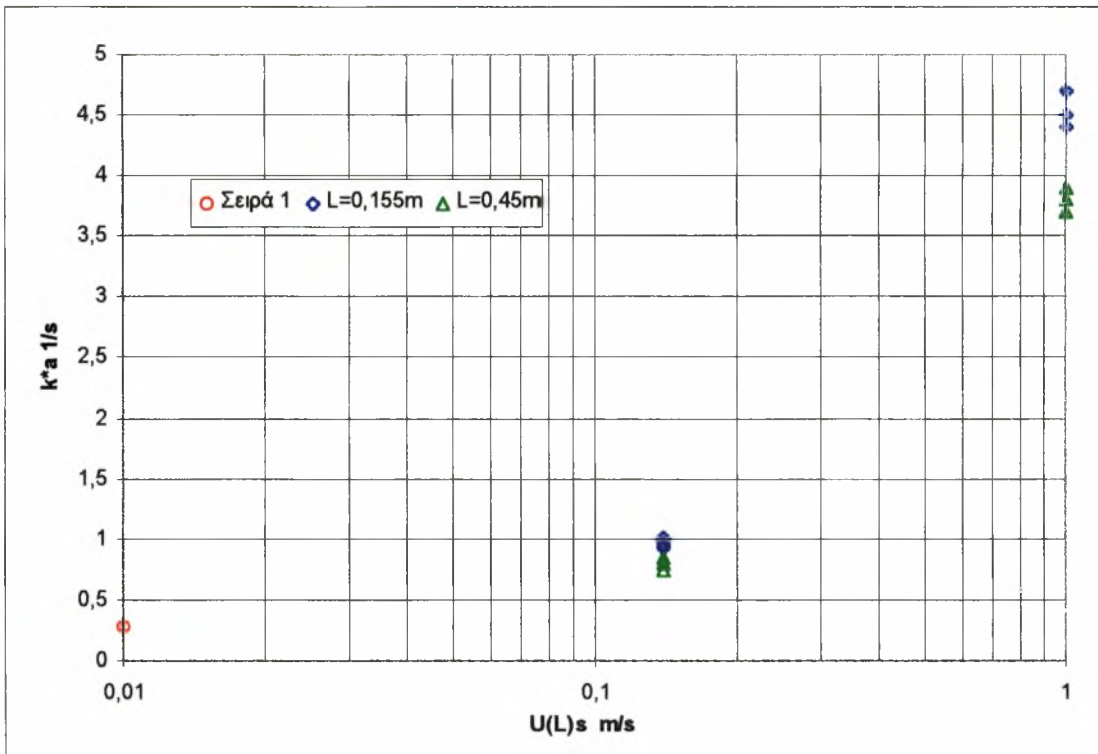
σχήμα 20 Ο ογκομετρικός συντελεστής απορρόφησης ($k \cdot a$) ως συνάρτηση της φαινομενικής ταχύτητας του υγρού. Μετρήσεις για ταχύτητα αερίου $U(g) = 1 \text{ m/s}$.



σχήμα 21 Ο ογκομετρικός συντελεστής απορρόφησης ($k \cdot a$) ως συνάρτηση της φαινομενικής ταχύτητας του υγρού. Μετρήσεις για ταχύτητα αερίου $U(g) = 2,5 \text{ m/s}$.



σχήμα 22 Ο ογκομετρικός συντελεστής απορρόφησης ($k \cdot a$) ως συνάρτηση της φαινομενικής ταχύτητας του υγρού. Μετρήσεις για ταχύτητα αερίου $U(g)s = 4\text{m/s}$.



σχήμα 23 Ο ογκομετρικός συντελεστής απορρόφησης ($k \cdot a$) ως συνάρτηση της φαινομενικής ταχύτητας του υγρού. Μετρήσεις για ταχύτητα αερίου $U(g)s= 15m/s$.

**γ. Μελέτη της επίδρασης του μήκους του αγωγού επαφής
στον ογκομετρικό συντελεστή απορρόφησης.**

Όπως λογικά θα περιμέναμε, ο ογκομετρικός συντελεστής θα έπρεπε να είναι ίδιος ανεξαρτήτως του μήκους του αγωγού για τις ίδιες συνθήκες ροής αφού η μορφή της ροής δεν μεταβάλλεται. Αντίθετα όμως εδώ βλέπουμε ότι υπάρχει διαφορά για τα διαφορετικά μήκη αγωγών στο ογκομετρικό συντελεστή. Αυτό προφανώς οφείλεται στην ροή που δεν είναι πλήρως ανεπτυγμένη στην είσοδο του αγωγού και απαιτεί κάποιο αρχικό μήκος έως ότου αναπτυχθεί. Το φαινόμενο αυτό είναι γνωστό ως φαινόμενο εισόδου (entrance effect) και είναι αυτό που καθορίζει την διαφορά στο συντελεστή που παρατηρούμαι. Το μήκος αυτό εξαρτάται από τις φαινομενικές ταχύτητες των δύο ρευστών καθώς και την διάμετρο του αγωγού (Damianides et al 1987). Για διάμετρο 5mm ο ερευνητής προτείνει ως μήκος ανάπτυξης της ροής τις 15 διαμέτρους.

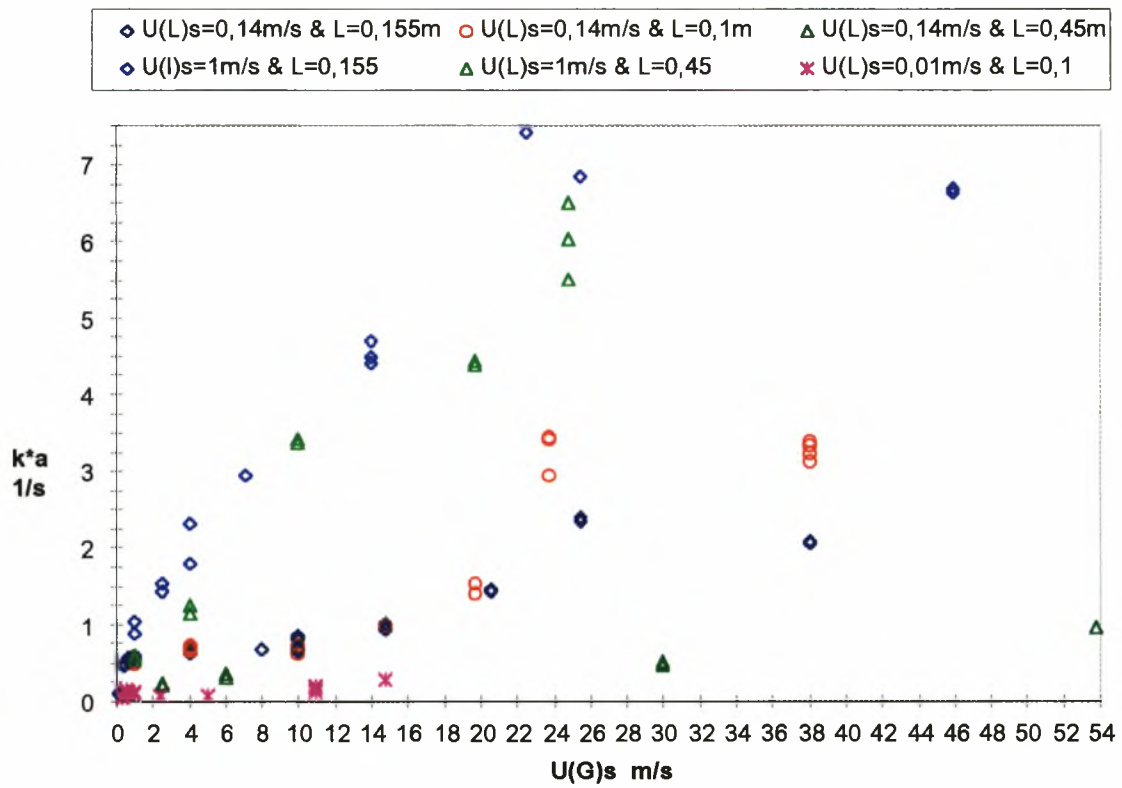
Από τα παραπάνω γίνεται κατανοητό ότι το φαινόμενο εισόδου επηρεάζει περισσότερο τους κοντούς αγωγούς (0,1m & 0,155m). από τον μακρύ (0,45m). Έτσι εξηγείται και το ότι οι συντελεστές που υπολογίζουμε για τους κοντούς αγωγούς συγκλίνουν μεταξύ τους και υπάρχει μια απόκλιση από αυτούς που υπολογίζουμε για τον μακρύ αγωγό. Αυτό που δεν έχει διαφορά όμως είναι η μορφή που παρουσιάζει ο ογκομετρικός συντελεστής σε σχέση με την ταχύτητα του αερίου.

Παρατηρώντας τα σχήματα 8 έως 19 καθώς και το συνοπτικό σχήμα 24 βλέπουμε γενικά ότι με αύξησης του μήκους του αγωγού επαφής έχουμε μείωση του ογκομετρικού συντελεστή. Από αυτό συμπεραίνουμε ότι στο αρχικό μήκος, έως ότου αναπτυχθεί πλήρως η ροή, έχουμε την μεγαλύτερη απορρόφηση και εν συνεχεία ο ρυθμός απορρόφησης μειώνεται και είναι σταθερός σε όλο το υπόλοιπο μήκος του αγωγού και επίσης είναι ανεξάρτητος του μήκους. Επειδή εμείς μετράμε την απορρόφηση στην έξοδο του αγωγού επαφής, και υπολογίζουμε τον ογκομετρικό συντελεστή θεωρώντας ότι ο ρυθμός απορρόφησης είναι σταθερός και ίδιος σε όλο το μήκος του αγωγού επαφής,

καταλήγουμε σε αυτό το προαναφερθέν συμπέρασμα ότι το μήκος επηρεάζει τον συντελεστή $k \cdot a$.

Επομένως, εκμεταλλευόμενοι την ιδιαιτερότητα του φαινόμενο εισόδου στις μικρές διαμέτρους μπορούμε να πετύχουμε πολύ υψηλότερους ογκομετρικούς συντελεστές απορρόφησης από αυτούς που αναφέρονται στη διεθνή βιβλιογραφία για πλήρως ανεπτυγμένη ροή.

Σε μια προσπάθεια να υπολογισθεί ξεχωριστά ο ογκομετρικός συντελεστής μεταφοράς μάζας της πλήρως ανεπτυγμένης ροής καθώς και αυτός του 'entrance effect' έγινε ένα πρόγραμμα σε υπολογιστή που υπάρχει στο παράρτημα στ'. Δίνοντας στο πρόγραμμα τα δεδομένα των συγκεντρώσεων στην έξοδο του αγωγού για δύο διαφορετικά μήκη αγωγών και παράλληλα ορίζοντας το απαραίτητο μήκος για την πλήρη ανάπτυξη της ροής υπολογίζονται οι δύο συντελεστές για κάθε μήκος αγωγού και βρίσκονται τιμές που συγκλίνουν με ικανοποιητική ακρίβεια. Στο ίδιο παράρτημα παρουσιάζονται και κάποια αποτελέσματα, των οποίων την ορθότητα δεν μπορούμε να αποδείξουμε.



σχήμα 24 Οι ογκομετρικοί συντελεστές συνοπτικά ως συνάρτηση της ταχύτητας του αερίου για όλες τις ταχύτητες υγρού και όλα τα μήκη αγωγών επαφής.

δ. Σύγκριση των ογκομετρικών συντελεστών της βιβλιογραφίας με της παρούσας εργασίας

Στα σχήματα 25 & 26 υπάρχουν οι ογκομετρικοί συντελεστές που έχουν υπολογισθεί στην εργασία G. A. Gregory & D. S. Scott (1969) για την πλήρως ανεπτυγμένη ροή σε αγωγό διαμέτρου 3/4" I.D. και μορφή ροής διαλείπουσα τύπου slug με ταχύτητα νερού 0,221m/s και 0,775m/s αντίστοιχα. Επειδή δεν έχουμε μετρήσεις στις ίδιες ακριβώς ταχύτητες νερού, θα συγκρίνουμε τα αποτελέσματα με μετρήσεις που είναι πιο κοντά στις παραπάνω.

Έτσι, τους συντελεστές με ταχύτητα νερού 0,221m/s θα τους συγκρίνουμε με αυτούς που υπολογίσαμε για ταχύτητα νερού 0,14m/s και αυτούς των 0,775m/s με τους υπάρχοντες στο 1m/s. Οι παραπάνω συγκρίσεις φαίνονται στα σχήματα 27 & 28 αντίστοιχα. Καταλήγουμε στο συμπέρασμα ότι, η διαφορά των συντελεστών που υπολογίσαμε με αυτούς που αφορούν την πλήρως ανεπτυγμένη ροή είναι πολύ σημαντική, της μιας τάξης μεγέθους που σε ορισμένες περιπτώσεις φτάνει και τις δύο τάξεις. Εδώ πρέπει να υπενθυμίσουμε ότι η διαφορά αυτή δεν οφείλεται μόνο στα φαινόμενα εισόδου που αναφέραμε αλλά και στην διαφορά των διαμέτρων. Έτσι, παρότι η μορφή της ροής και στις παρούσες μετρήσεις ήταν τύπου slug, έχει διαφορά το μέγεθος των slugs καθώς επίσης και η εσωτερική τύρβη τώρα που μίκραινε η διάμετρος του αγωγού επαφής με συνέπεια την διαφοροποίηση και της ειδικής επιφάνειας εναλλαγής και συντελεστή διάχυσης στην κύρια μάζα ροής του νερού.

Η παρούσα διάταξη επαφής εξασφαλίζει μεγαλύτερους ογκομετρικούς συντελεστές μεταφοράς μάζας κατά μία τάξη μεγέθους από τις μέχρι σήμερα γνωστές συσκευές απορρόφησης που λειτουργούν στη βιομηχανία. Στο σχήμα 1 παρουσιάστηκαν οι κυριότερες συσκευές και στο πίνακα 1 που ακολουθεί υπάρχουν οι τιμές των συντελεστών τους όπως παρουσιάζονται στην εργασία του Charpentier (1982).

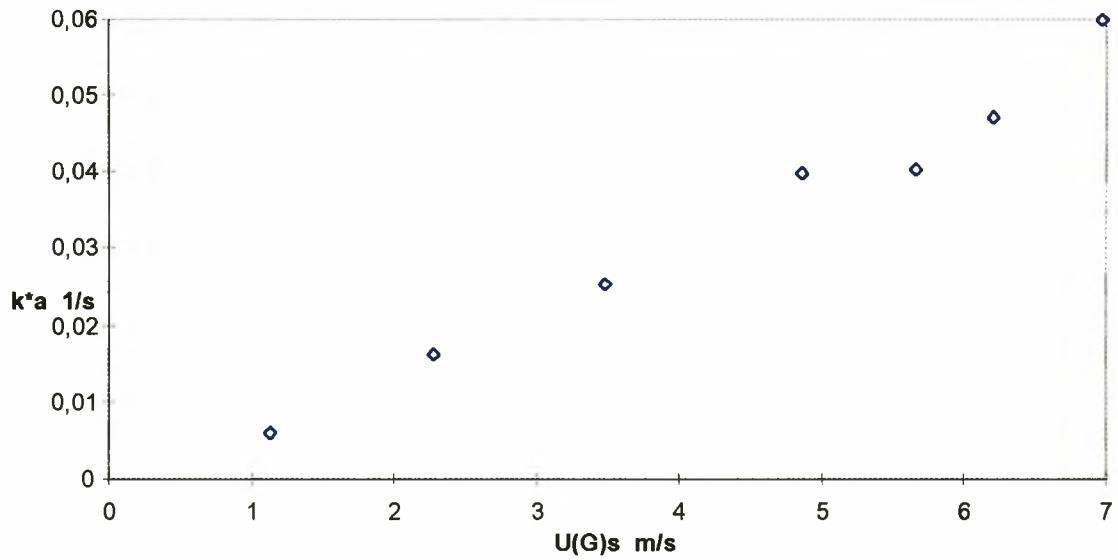
Αξίζει να σημειωθεί ότι τους μεγαλύτερους ογκομετρικούς συντελεστές που παρουσιάζει ο Charpentier είναι έως $2,5s^{-1}$ για τις συσκευές τύπου Venturi ενώ

για τους αντιδραστήρες τύπου οριζόντιου αγωγού δίνει τιμές έως $0,7 \text{ s}^{-1}$. Αντίθετα οι παρούσες μετρήσεις παρουσιάζουν ογκομετρικούς συντελεστές πολύ μεγαλύτερους που για ορισμένες συνθήκες ροής φτάνουν έως τα 8 s^{-1} μια τάξη μεγέθους μεγαλύτερους.

Οι υψηλές τιμές της παρούσας εργασίας οφείλονται στη μικρή διάμετρο και στο μικρό μήκος του αγωγού επαφής. Τα αποτελέσματα αυτά συνηγορούν υπέρ της αποτελεσματικότητας των συμπαγών διατάξεων επαφής με τα προαναφερθέντα χαρακτηριστικά.

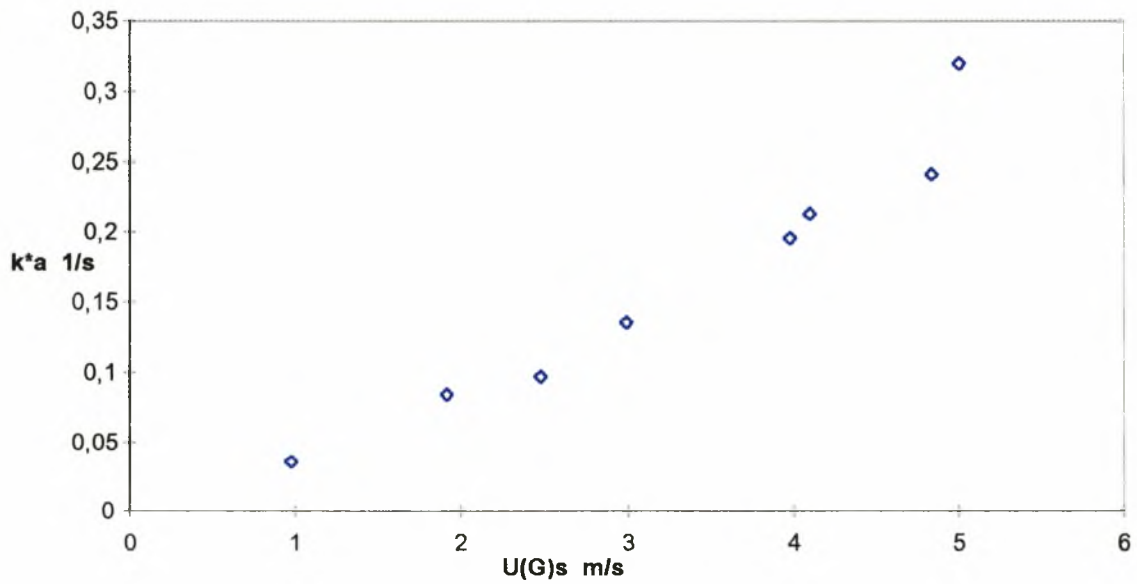
πίνακας 1

Type of reactor	β (% gas-liquid volume)	k_G ($\text{g mol cm}^{-2} \text{ s atm} \times 10^4$)	k_L ($\text{cm s}^{-1} \times 10^2$)	a (cm^2/cm^3 reactor)	$k_L a$ ($\text{s}^{-1} \times 10^2$)
Packed columns					
Countercurrent	2-25	0.03-2	0.4-2	0.1-3.5	0.04-7
Cocurrent	2-95	0.1-3	0.4-6	0.1-17	0.04-102
Plate columns					
Bubble cap	10-95	0.5-2	1-5	1-4	1-20
Sieve plates	10-95	0.5-6	1-20	1-2	1-40
Bubble columns	60-98	0.5-2	1-4	0.5-6	0.5-24
Packed bubble columns	60-98	0.5-2	1-4	0.5-3	0.5-12
Tube reactors					
Horizontal and coiled	5-95	0.5-4	1-10	0.5-7	0.5-70
Vertical	5-95	0.5-8	2-5	1-20	2-100
Spray columns	2-20	0.5-2	0.7-1.5	0.1-1	0.07-1.5
Mechanically agitated					
bubble reactors	20-95	—	0.3-4	1-20	0.3-80
Submerged and plunging jet	94-99	—	0.15-0.5	0.2-1.2	0.03-0.6
Hydrocyclone	70.93	—	10-30	0.2-0.5	2-15
Ejector reactor	—	—	—	1-20	—
Venturi	5-30	2-10	5-10	1.6-25	8-250



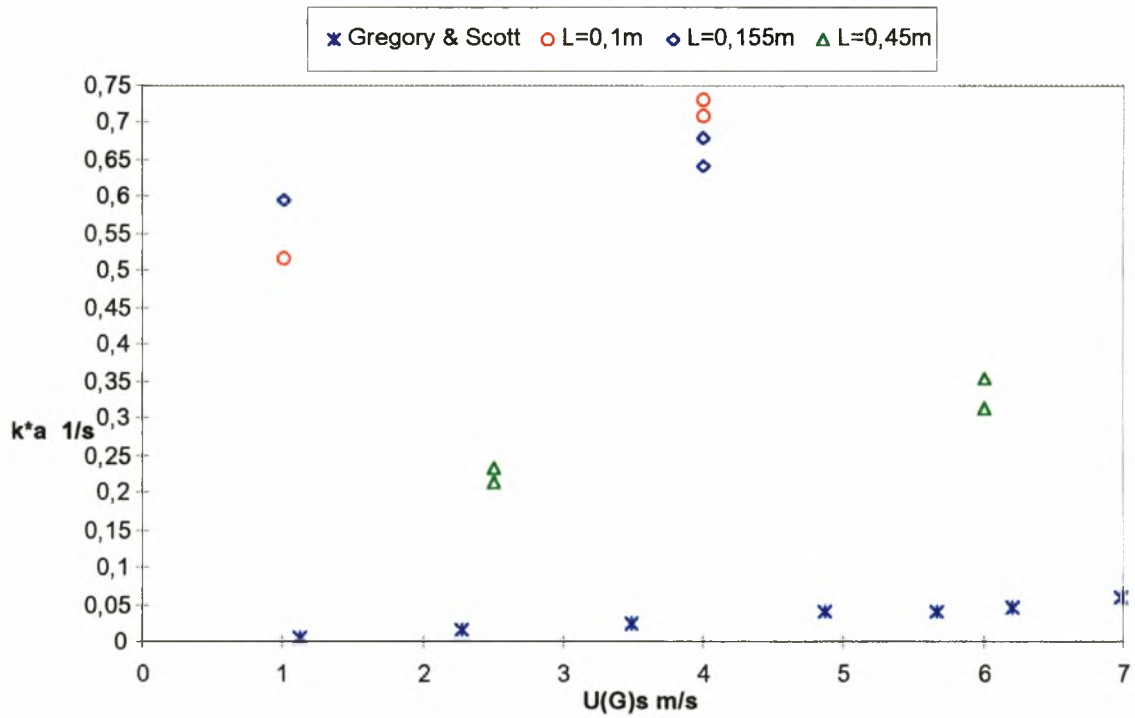
σχήμα 25

Ογκομετρικοί συντελεστές μεταφοράς μάζας σε συνάρτηση της ταχύτητας του αερίου για ταχύτητα υγρού $U(L)s=0,221m/s$ από εργασία G. A. Gregory & D. S. Scott

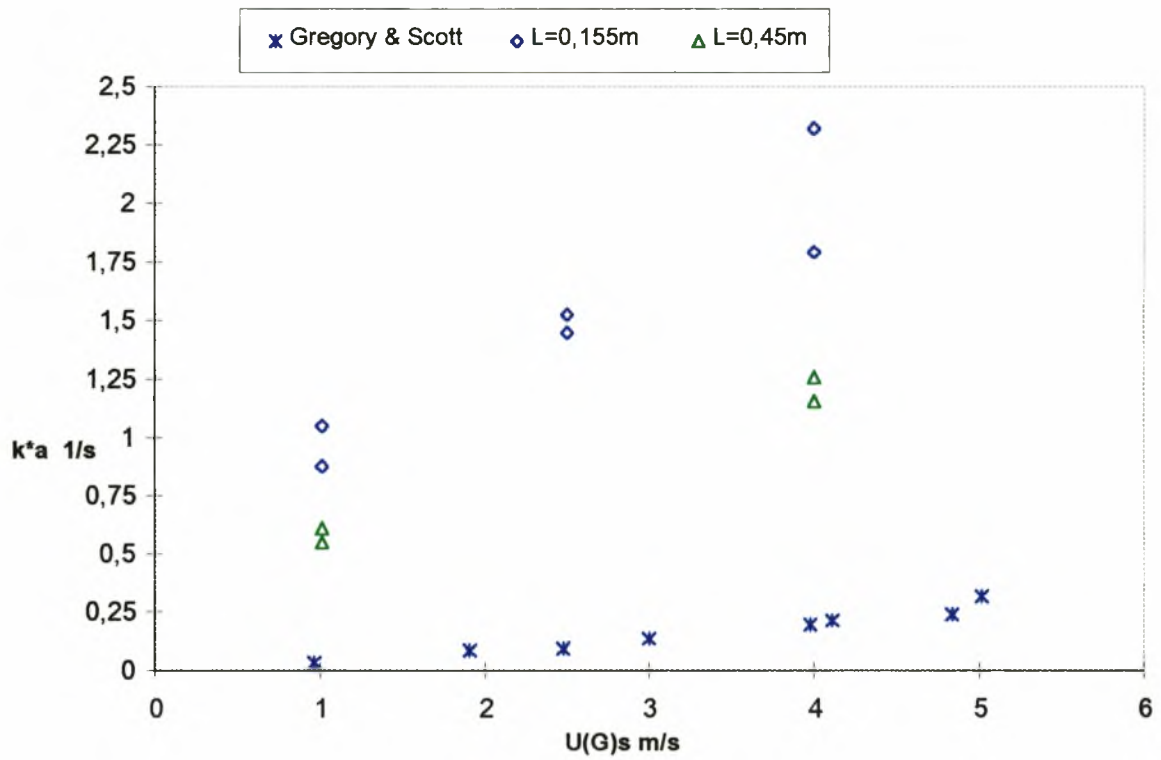


σχήμα 26

Ογκομετρικοί συντελεστές μεταφοράς μάζας σε συνάρτηση της ταχύτητας του αερίου για ταχύτητα υγρού $U(L)s=0,775m/s$ από εργασία G. A. Gregory & D. S. Scott



σχήμα 27 Σύγκριση ογκομετρικών συντελεστών απορρόφησης, (k^*a), της παρούσας εργασίας με μετρήσεις των Gregory & Scott (1969). Οι φαινομενικές ταχύτητες υγρού είναι **0,14m/s** και **0,221m/s** αντίστοιχα.



σχήμα 28 Σύγκριση ογκομετρικών συντελεστών απορρόφησης, (k^*a), της παρούσας εργασίας με μετρήσεις των Gregory & Scott (1969). Οι φαινομενικές ταχύτητες υγρού είναι **1 m/s** και **0,775 m/s** αντίστοιχα.

ε. Συσχέτιση περιοχών ροής & ογκομετρικού συντελεστή μεταφοράς μάζας

Τα πειραματικά αποτελέσματα που περιγράφηκαν δείχνουν ότι η εξάρτηση του συντελεστή μεταφοράς από την περιοχή ροής που επικρατεί στην διάταξη επαφής είναι ιδιαίτερα πολύπλοκη και δύσκολη να προβλεφθεί. Μια γενική ποιοτική τάση είναι η αύξηση του συντελεστή με τις φαινομενικές ταχύτητες των δύο φάσεων. Η αύξηση όμως αυτή κάθε άλλο παρά ομοιόμορφη είναι, με αποτέλεσμα να μην είναι προφανής η επιλογή βέλτιστων συνθηκών λειτουργίας.

Οι μικρότερες τιμές του συντελεστή μεταφοράς μετρώνται για μικρές παροχές υγρού και διαχωρισμένη (stratified) ροή. Είναι ενδιαφέρον ότι, στην περίπτωση αυτή, αύξηση της παροχής αερίου (που συνοδεύεται από μετάπτωση διαλείπουσας plug σε διαχωρισμένη ροή) οδηγεί σε αισθητή μείωση του συντελεστή μεταφοράς (βλ. σχήμα 8 & 9). Έτσι αποδεικνύεται ότι η ποιοτική τάση αύξησης του συντελεστή με τις παροχές δεν έχει γενική ισχύ.

Οι μεγαλύτερες τιμές του ογκομετρικού συντελεστή μεταφοράς μάζας μετρώνται για μεγάλες παροχές υγρού και δακτυλιοειδή ροή. Σημαντική συνεισφορά στην απορρόφηση στις συνθήκες αυτές αναμένεται να έχουν τα διεσπαρμένα αέρια φάση σταγονίδια υγρού που αποκολλούνται από την υγρή στοιβάδα του τοιχώματος και επαναποτίθενται.

Είναι χαρακτηριστική η μέτρηση συντελεστών μεταφοράς που δεν μεταβάλλονται με αύξηση της παροχής αερίου. Τέτοιες μετρήσεις είναι ιδιαίτερα εμφανείς στις μικρές παροχές υγρού και σχετίζονται με την διαλείπουσα (slug) περιοχή ροής (βλ. σχήματα 8, 9, 12 & 13). Στις συνθήκες αυτές, τόσο η επιπλέον παροχή αερίου όσο και η ισχύς λόγω αυξημένης πτώσης πίεσης δαπανώνται άσκοπα, δίχως δηλαδή να αυξάνεται ο ρυθμός μεταφοράς.

Η ανωτέρω συμπεριφορά (που είναι εύλογο ότι πρέπει να αποφεύγεται στο σχεδιασμό συσκευών) πιθανόν να αποτελεί ιδιαιτερότητα των διατάξεων επαφής μικρού μήκους. Αναμένεται δηλαδή ότι κατά την διαλείπουσα ροή θα

αναπτύσσεται μόνον μία ασυνέχεια (slug) λόγω της μικρής απόστασης εισόδου - εξόδου. Αντίθετα σε μεγάλους αγωγούς και πλήρως ανεπτυγμένη ροή, η ταχύτητα του αερίου μεταβάλλει την συχνότητα των slugs και συνεπώς και τον ρυθμό μεταφοράς μάζας.

Αντιστρέφοντας τον παραπάνω συλλογισμό θα μπορούσε να εξαχθεί το συμπέρασμα ότι ασυνέχειες στην διακύμανση ή απότομες μεταβολές του συντελεστή μεταφοράς μάζας k^*a υποδεικνύουν χρήσιμο ορισμό μεταπτώσεων περιοχής ροής. Κάτι τέτοιο όμως χρειάζεται περισσότερη επιστημονική μελέτη για να τεκμηριωθεί πλήρως και να χρησιμοποιηθεί ως εργαλείο καθορισμού του τύπου της διφασικής ροής.

5. Συμπεράσματα

Στην παρούσα εργασία μελετήθηκε η απορρόφηση CO₂ στο νερό σε συμπαγή διάταξη επαφής. για τον σκοπό αυτό χρησιμοποιήθηκαν αγωγοί εσωτερικής διαμέτρου 4mm και μήκους από 100mm έως 450mm.

Στα πειράματα μετρήθηκαν με υγρή ανάλυση οι συγκεντρώσεις διαλυμένου CO₂ στο νερό εξόδου και υπολογίσθηκαν οι ογκομετρικοί συντελεστές μεταφοράς μάζας. Μετρήσεις λήφθηκαν για φαινομενικές ταχύτητες υγρής φάσης (νερού) 0,01m/s, 0,14m/s & 1,0m/s και για εύρος ταχυτήτων αέριας φάσης από 0,1m/s έως 50m/s.

Τα αποτελέσματα δείχνουν ότι η εξάρτηση του συντελεστή μεταφοράς από την περιοχή ροής που επικρατεί στην διάταξη επαφής είναι ιδιαίτερα πολύπλοκη και δύσκολη να προβλεφθεί. Μια γενική ποιοτική τάση είναι η αύξηση του συντελεστή με τις φαινομενικές ταχύτητες των δύο φάσεων. Η αύξηση όμως αυτή κάθε άλλο παρά ομοιόμορφη είναι, με αποτέλεσμα να μην είναι προφανής η επιλογή βέλτιστων συνθηκών λειτουργίας

Οι μικρότερες τιμές του συντελεστή μεταφοράς μάζας μετρώνται για μικρές παροχές υγρού, διαχωρισμένη (stratified) ροή και μήκος αγωγού επαφής 0,1m. Πιο συγκεκριμένα ο ελάχιστος συντελεστής μάζας που μετρήθηκε ήταν της τάξης του 0,06s⁻¹ έως 0,08s⁻¹ για ταχύτητα υγρού 0,01m/s και ταχύτητες αερίου 0,28m/s και από 2,4m/s έως 5m/s. (βλ. σχήματα 8 & 9)

Οι μεγαλύτερες τιμές του συντελεστή μεταφοράς μάζας μετρώνται για μεγάλες παροχές υγρού, περιοχή ροής δακτυλιοειδή κατά "Damianides" ή διαλείπουσα τύπου slug κατά "Barnea" και μήκος αγωγού 0,155m. Η τιμή του συντελεστή είναι της τάξης του 7s⁻¹ έως 8s⁻¹ για ταχύτητα υγρού 1m/s και ταχύτητα αερίου 22,5m/s και μεγαλύτερες. (βλ. σχήματα 16 & 17)

Παρατηρείται δηλαδή πως οι μέγιστες τιμές συντελεστή μεταφοράς μάζας που μετρώνται διαφέρουν από τις ελάχιστες κατά δύο τάξεις μεγέθους.

Συγκρίνοντας τους συντελεστές μεταφοράς μάζας που μετρήθηκαν με αυτούς που υπάρχουν στην διεθνή βιβλιογραφία (βλ. σχήματα 27, 28) παρατηρείται μια μεγάλη διαφορά. Οι παρόντες μέγιστοι συντελεστές που προαναφέρθηκαν είναι έως και δύο τάξεις μεγέθους μεγαλύτεροι από αυτούς που αναφέρει η εργασία των Gregory & Scott. Αν συγκριθούν με τους συντελεστές που υπάρχουν στο άρθρο ανασκόπησης του "Charpentier" (βλ.πίνακα 1) για όμοιους οριζόντιους αγωγούς βλέπουμε μια διαφορά της μιας τάξης μεγέθους ενώ με τους μέγιστους συντελεστές, για τις συσκευές τύπου Venturi, βλέπουμε ότι αυτοί της παρούσας εργασίας είναι τρεις φορές μεγαλύτεροι.

Όπως διαπιστώσαμε από τα σχήματα 12, 13, 16, 17 & 24 υπάρχει εξάρτηση του συντελεστή από το μήκος του αγωγού. Αυτό οφείλεται στα φαινόμενα εισόδου που επηρεάζουν τον συντελεστή περισσότερο στα μικρά μήκη. Τα φαινόμενα εισόδου έχουν υψηλότερο συντελεστή μεταφοράς μάζας από την πλήρως ανεπτυγμένη ροή κατά μήκος του αγωγού.

Τα αποτελέσματα αυτά μας οδηγούν στο συμπέρασμα ότι οι συμπαγείς διατάξεις επαφής θα πρέπει να ερευνηθούν περισσότερο για να τεκμηριοθούν πληρέστερα και να αξιοποιηθούν οι υψηλοί συντελεστές μεταφοράς μάζας που παρατηρούνται.

6. Προτάσεις

Για την εκτενέστερη μελέτη και κατανόηση της απορρόφησης σε συμπαγείς συσκευές προτείνονται οι ακόλουθες κατευθύνσεις έρευνας:

α. Μελέτη της απορρόφησης σε μικρότερες διαμέτρους αγωγών επαφής, προκειμένου να διερευνηθεί η επίδραση της διαμέτρου στον συντελεστή μεταφοράς μάζας καθώς επίσης και στα ρευστομηχανικά χαρακτηριστικά της ροής.

β. Μελέτη διαφορετικών διφασικών μειγμάτων ούτως ώστε να έχουμε χημική απορρόφηση και να μπορέσουμε να υπολογίσουμε με ακρίβεια την επιφάνεια εναλλαγής (a).

γ. Μελέτη της πτώσης πίεσης στον αγωγό επαφής και σύνδεσή της με την απορρόφηση και την μορφή της ροής. Κάτι τέτοιο έχει επιχειρηθεί μόνο στους αγωγούς μεγάλης διαμέτρου και περιμένουμε τα αποτελέσματα να διαφέρουν γιατί στις μικρές διαμέτρους η τύρβη είναι ασθενέστερη.

δ. Σχεδιασμός συσκευής ομοροής που θα αποτελείται από πολλούς αγωγούς μικρού μήκους (10mm έως 15mm) παράλληλα συνδεδεμένους. Η γωνία εισόδου των δύο ρευμάτων θα είναι 90 μοιρών. Οι συνθήκες εισόδου θα αντιστοιχούν σε αυτές που δίνουν τον μεγαλύτερο συντελεστή απορρόφησης.

ε. Σχεδιασμός πολυβάθμιδης συσκευής απορρόφησης που γενικά θα λειτουργεί κατά αντιρροή. Ειδικά όμως η κάθε βαθμίδα θα λειτουργεί όπως στην προηγούμενη πρόταση (ε) κατά ομοροή. Στη συνέχεια θα πρέπει να συγκριθεί η συσκευή σε απόδοση καθώς και σε όγκο με αυτές που χρησιμοποιούντε σήμερα στη βιομηχανία.

7. Βιβλιογραφία

1. Barnea D., Luninski Y. & Taitel Y., 1983
"Flow pattern in horizontal and vertical two phase flow in small diameter pipes", *Canadian J. Chem. Eng.* , **61**, 617 - 620.
2. Bontozoglou V. & Karabelas A. J., 1993
"Simultaneous absorption of H₂S and CO₂ in NaOH solutions: Experimental and numerical study of the performance of a short - time contactor",
Ind. Eng. Chem. Res., **32**, 165 - 172.
3. Charpentier J. C., 1982
"What's new in absorption with chemical reaction", *Institution of Chem. Eng.*, **60**, 131 - 156.
4. Clift R., Grace J. R. & Weber M. E., 1978
"Bubbles, Drops, and Particles", *Academic Press, Inc.*
5. Damianides C., 1987
"Horizontal two - phase flow of air - water mixtures in small diameter tubes and compact heat exchangers", *Ph. D. Thesis, Univ. of Illinois at Urban - Champaign*
6. Duke S. R. , Wolff L. M. & Hanratty T. J., 1995
"Slopes of small - scale wind waves and their relation to mass transfer rates", *Experiments in Fluids*, **19**, 280 - 292.
7. Flores A. G. , Crave K. E. & Griffith P., 1995
"Gas - phase secondary flow in horizontal, stratified & annular two - phase flow", *Int. J. Multiphase Flow*, **21**, No 2, 207 - 221.
8. Gregory A. G. ,& Scott D. S., 1969
"Physical and chemical mass transfer in horizontal cocurrent gas - liquid slug flow", *Plenum press, New York*, 633 - 664.

9. Hanratty T. J. , 1991
 "Separated flow modelling & interfacial transport phenomena", *Applied Sci. Res.*, **48**, 353 - 390.
10. Heuss J. M., King C. J. & Wilke C. R., 1965
 "Gas - liquid mass transfer in cocurrent froth flow", *A. I. Ch. E. Journal*, **11**, **5**, 866 - 873
11. Jespen J. C., 1970
 "Mass transfer in two - phase flow in horizontal pipelines", *A. I. Ch. E. Journal*, **16**, **5**, 705 - 711
12. Ondrey G., 1995
 "Microreactor engineering: birth of a new discipline?", *Ch. Eng*, **March**, 52
10. Perry R. H. & Green D. , 1984
 "Chemical Engineers' Handbook", *6th edition*, *Mc Graw Hill*.
11. Soliman H. M., 1982
 "On the annular - to - wavy flow pattern transition during condensation inside horizontal tubes", *Can. J. Ch. Eng.* , **60**, 475 - 480.
12. Taitel Y. & Dukler A. E., 1976
 "A model for predicting flow regime transitions in horizontal and near horizontal gas - liquid flow", *A. I. Ch. E. J.*, **22**, **1**, 47 - 54.
13. Wambsganss M. W. , Jendrzeczyk J. A. & France D. M., 1994
 "Determination and Characteristics of the transition of two phase slug flow in small horizontal channels", *J. of Fluids Eng.*, **116**, 140 - 146.
14. Πάρα Σ. Β., 1991
 "Μελέτη δακτυλιοειδούς διφασικής ροής σε οριζόντιο αγωγό",
Διδακτορική διατριβή στο τμήμα Χημ. Μηχ. Α.Π.Θ.
15. Σαραβάκος, 1976
 "Τεχνική φυσικών διχωρισμών".

8. ΠΑΡΑΡΤΗΜΑΤΑ

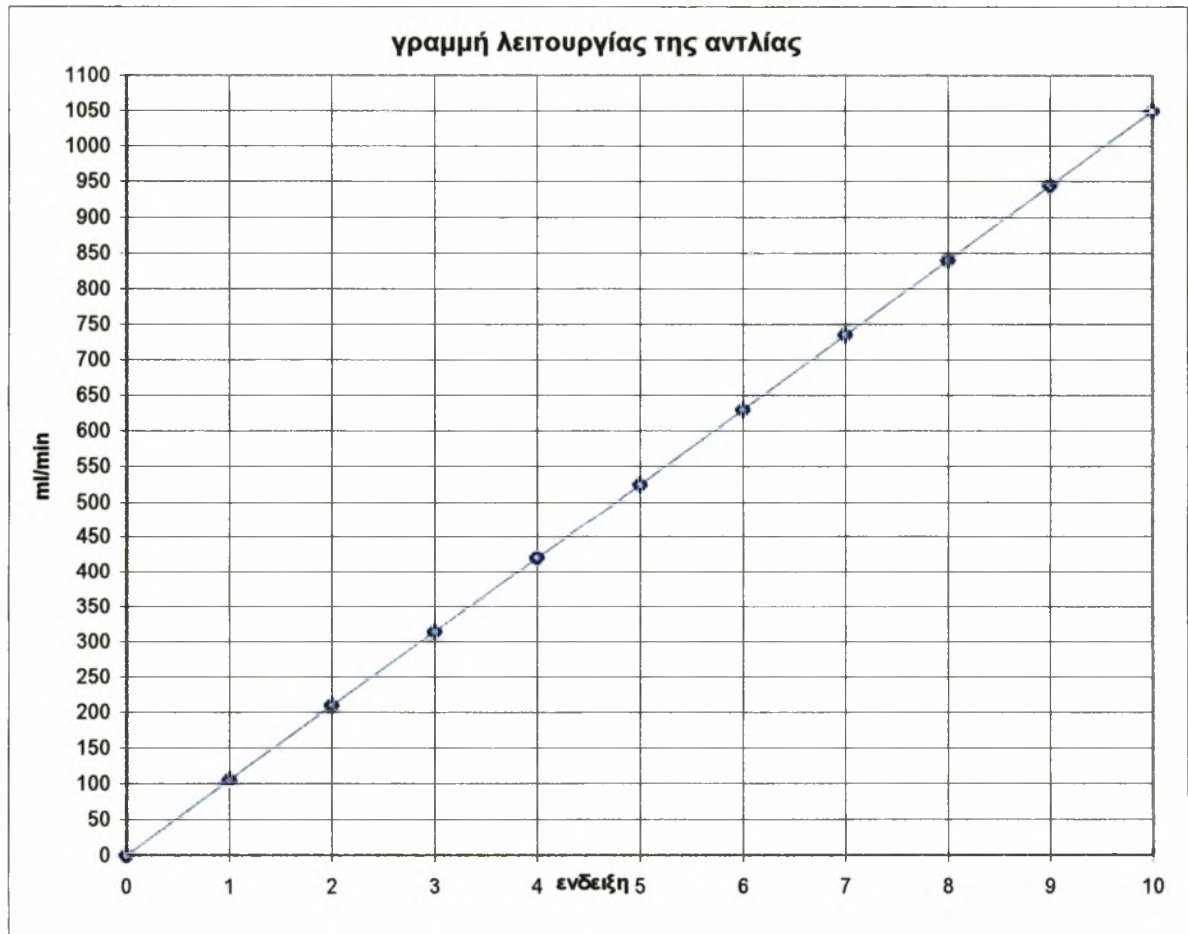
α. Βαθμονόμηση δοσομετρικής αντλίας νερού

Η δοσομετρική αντλία νερού που χρησιμοποιήθηκε είναι της Fluid Metering, Inc.(F.M.I) τύπου QD δηλ. υψηλής ταχύτητας μοτέρ. Κύριο χαρακτηριστικό της είναι ότι πρόκειται για αντλία εμβολικής ροής δηλ. μετατοπίζει σταθερούς όγκους ανά χρονικό διάστημα δίχως να επηρεάζεται από την πίεση. Η αντλία δέχεται τέσσερα πιστόνια που ανάλογα με την διάμετρο τους μεταβάλλεται και η παροχή της αντλίας. Στη συγκεκριμένη εργασία χρησιμοποιούνται δυο πιστόνια ένα για μεγάλες παροχές και για ένα μικρές. Το πρώτο πιστόνι έχει διάμετρο 3 / 8" και το άλλο 1 / 8" . Με το 3 / 8 μέγιστη παροχή της αντλίας είναι 1050 ml / min και με το άλλο 135 ml / min. Η αντλία έχει ρυθμιστή της παροχής με δέκα θέσεις από 0 έως 10. Για κάθε πιστόνι έγινε ξεχωριστή βαθμονόμηση με την εξής διαδικασία : Για κάθε ένδειξη του ρυθμιστή λαμβάνεται χρονομετρημένο δείγμα. Στη συνέχεια το δείγμα ζυγίζεται οπότε και υπολογίζεται η παροχή σε ml / min. Κάθε δειγματοληψία γίνεται δυο φορές, δηλ. λαμβάνονται δυο δείγματα σε ίσα χρονικά διαστήματα, από τα οποία υπολογίζουμε την μέση τιμή. Από τα αποτελέσματα των μετρήσεων διαπιστώνουμε ότι η παροχή είναι ανάλογη με την θέση ρύθμισης. Τα αποτελέσματα των μετρήσεων αντιστοιχισμένα σε παροχές καθώς και οι καμπύλες λειτουργίας των δύο πιστονιών φαίνονται παρακάτω.

Αξίζει να σημειωθεί η αξιοπιστία και η ακρίβεια της αντλίας που είναι πολύ σημαντικά στοιχεία για την επαναληψιμότητα των πειραματικών συνθηκών .

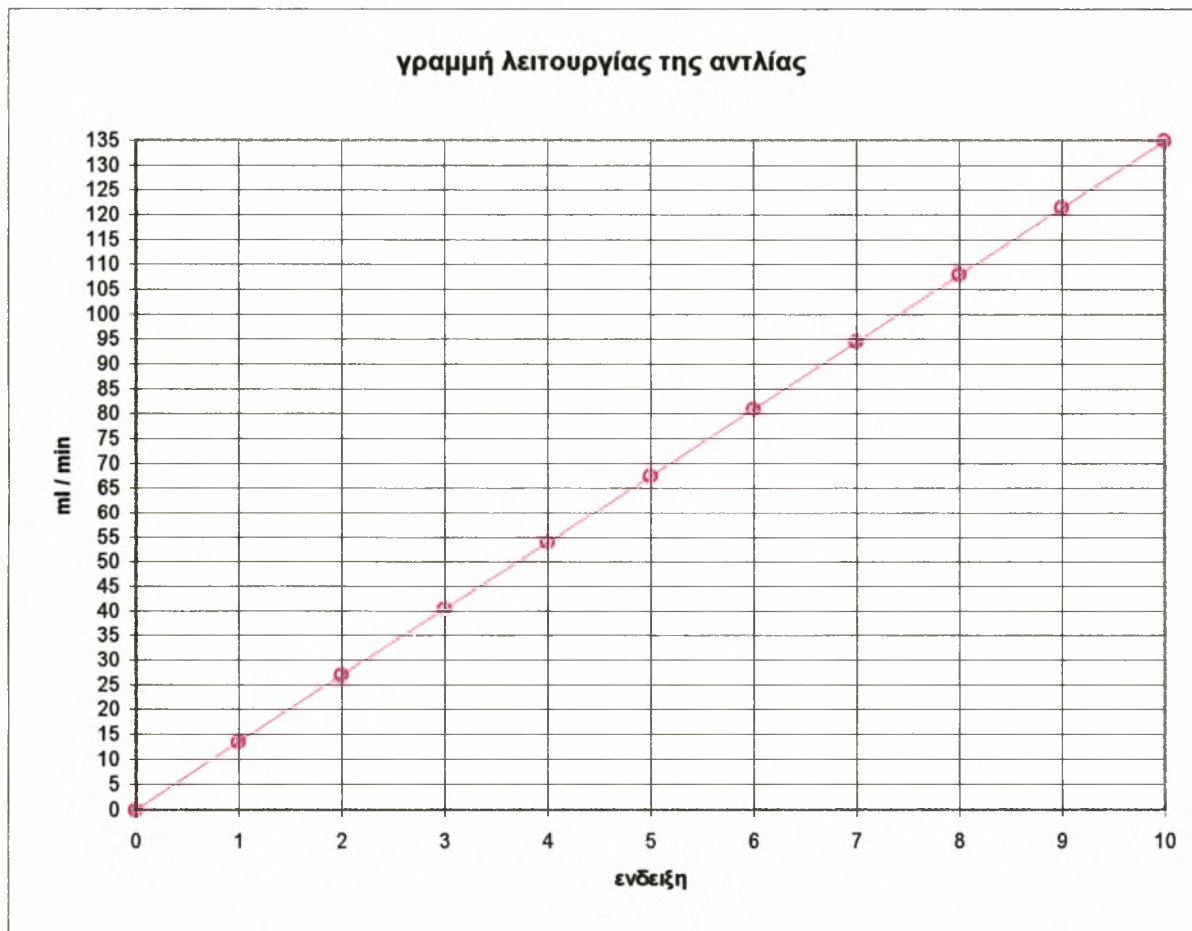
ΠΙΣΤΟΝΙ 3/8

ενδείξεις	παροχή ml/min
0	0
1	105
2	210
3	315
4	420
5	525
6	630
7	735
8	840
9	945
10	1050



πιστόνι 1/8

ένδειξη	παροχή ml/min
0	0
1	13,5
2	27
3	40,5
4	54
5	67,5
6	81
7	94,5
8	108
9	121,5
10	135



β. Βαθμονόμιση ροομέτρων παροχής CO₂

Για την ρύθμιση της παροχής του CO₂ χρησιμοποιούνται δύο ροόμετρα συνδεδεμένα παράλληλα. Τα ροόμετρα είναι της Gilmont instruments, inc. με ονομασία Accucal™ flowmeters και κωδικούς Tube size 225 & 240. Το ροόμετρο με κωδικό 240 χρησιμοποιείται για μεγάλες παροχές CO₂ έως 59 (lt / min) και το 225 για μικρές παροχές έως 5,3 (lt / min). Επειδή τα ροόμετρα από την κατασκευάστρια εταιρία είναι βαθμονομημένα για παροχές αέρα πυκνότητας 0,0012 (gr / ml), πρέπει να διορθωθούν σύμφωνα με τον κατασκευαστή τους ούτως ώστε να μετράμε παροχή CO₂. Αυτό οφείλετε στις διαφορετικές φυσικές ιδιότητες των δυο αερίων. Κατά τις οδηγίες του κατασκευαστή ισχύει η παρακάτω σχέση :

$$q_{CO_2}^2 = q_{air}^2 * \rho_{air} / \rho_{CO_2}$$

όπου q_{CO_2} : παροχή του CO₂

q_{air} : παροχή του αέρα

ρ_{air} / ρ_{CO_2} : λόγος των πυκνοτήτων του αέρα προς το CO₂ από τον "Perry" βρίσκουμε για τον λόγο των πυκνοτήτων των δύο αερίων ότι:

$$\rho_{CO_2} / \rho_{air} = 1,53 \quad \text{άρα προκύπτει ότι :}$$

$$q_{CO_2} = q_{air} * 0,808452$$

Κατά την πειραματική διαδικασία όμως μεγαλύτερο ενδιαφέρον έχουν οι φαινομενικές ταχύτητες των δύο ρευστών, οπότε θα πρέπει οι παροχές να μετατραπουν σε φαινομενικές ταχύτητες. Η φαινομενική ταχύτητα υπολογίζεται αν διαιρέσουμε την παροχή με την διατομή του αγωγού επαφής. Ο αγωγός έχει εσωτερική διάμετρο (d) 4 mm. άρα η διατομή του (A) είναι :

$$A = \pi * d^2 / 4 = 1,2566 * 10^{-5} \text{ (m}^2\text{)}$$

επομένως η φαινομενική ταχύτητα του CO₂ είναι :

$$U (G)_s = q_{CO_2} / A \quad (m / s)$$

και του νερού η φαινομενική ταχύτητα είναι :

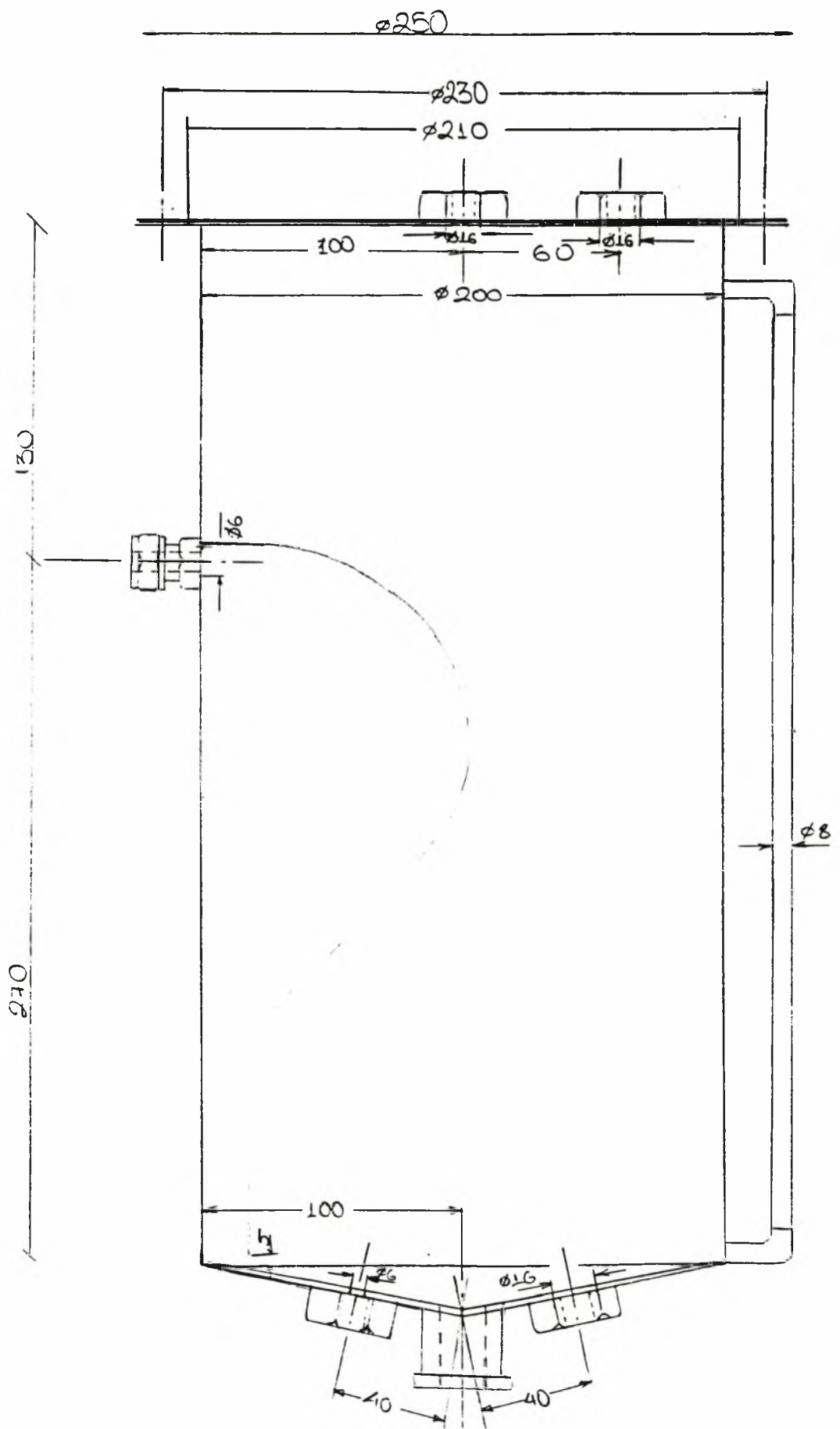
$$U (L)_s = q_{νερό} / A \quad (m / s)$$

γ. Μηχ/νικό σχέδιο δοχείου διαχωρισμού

Το δοχείο αποτελείται από δυο κομμάτια το κυλινδρικό τμήμα μαζί με την βάση και το ξεχωριστό καπάκι που συνδέεται με έξη κοχλίες σύσφιξης.

Το δοχείο είναι κατασκευασμένο εξολοκλήρου από ανοξείδωτο χάλυβα "316" για να αποφευχθεί έτσι οποιοδήποτε πρόβλημα οξείδωσης εξαιτίας των χαρακτηριστικών του μείγματος, αφού το CO₂ που είναι διαλυμένο στο νερό σχηματίζει όξινες ανθρακικές ρίζες.

Ο ανοξείδωτος χάλυβας είναι αρχικά σε μορφή 'φύλλου' πάχους 2mm. Αφού κοπεί στις κατάλληλες διαστάσεις (62,8εκ. Χ 40 εκ.) περνάει από στράντζα και καμπυλώνεται έως ότου σχηματισθεί η κυλινδρική μορφή που θέλουμε και στη συνέχεια συγκολλάται με ραφή τύπου 'I'. Ο πυθμένας του δοχείου έχει κωνική μορφή με μέγιστη διάμετρο όμοια με του κυλίνδρου 20 cm. Είναι και αυτός κατασκευασμένος από 'φύλλο' 2 mm. στραντζαρισμένο και συγκολλάται στο κυλινδρικό κομμάτι με ηλεκτροκόλληση με ειδικό ανοξείδωτο ηλεκτρόδιο. Η φλάντζα είναι κατασκευασμένη από 'φύλλο' πάχους 3 mm. για λόγους αντοχής και στιβαρότητας κατά την ηλεκτροκόλληση. Το καπάκι είναι φτιαγμένο από 'φύλλο' 3 mm. και διαμέτρου 25 cm., ίσης με της φλάντζας, και έχει αυλάκι βάθους 0,5 mm. σε διάμετρο 22 cm. για την καλύτερη εφαρμογή του στεγανοποιητικού δακτυλίου (O - ring). Αφού ολοκληρωθεί η παραπάνω εργασία γίνονται στο δοχείο οι οπές και συγκολλούνται οι κατάλληλες έξοδοι όπως φαίνονται στο σχέδιο. Πρέπει να σημειωθεί ότι στο εσωτερικό του δοχείου υπάρχει συγκολλημένο έλασμα πάχους 1 χιλ. και σχήματος 'ς' στην είσοδο του μείγματος για την ομαλή οδήγηση του νερού στον πυθμένα, δηλαδή την αποφυγή ψεκασμού του νερού στις υψηλές ταχύτητες και συμπαρασιρμού σταγονιδίων νερού από το CO₂ που φεύγει στην ατμόσφαιρα.



δ. Συγκέντρωση κορεσμού του CO₂ στο νερό

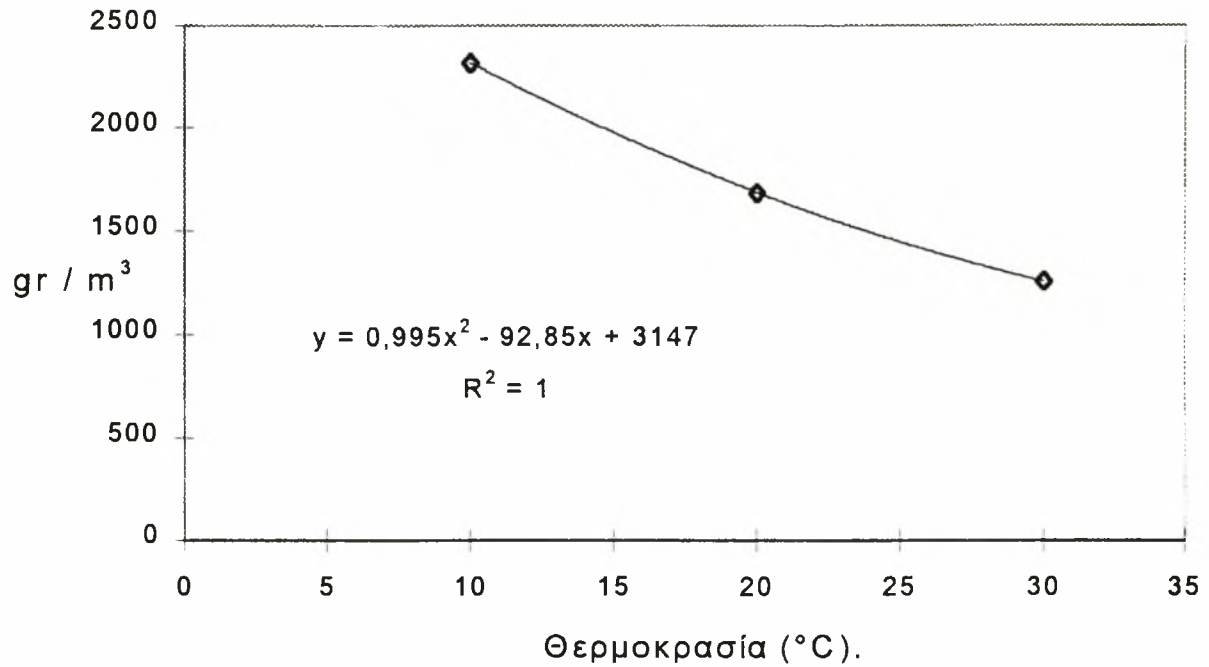
Η συγκέντρωση κορεσμού του CO₂ στο νερό εξαρτάται άμεσα από την θερμοκρασία του νερού. Σύμφωνα με την διεθνή βιβλιογραφία η συγκέντρωση κορεσμού μειώνεται με την αύξηση της θερμοκρασίας. Από τους "Perry & Chilton", (1973) παίρνουμε τις παρακάτω τιμές. (πίνακας 2)

Θερμοκρασία °C	συγκέντρωση κορεσμού gr/m ³ νερού
0	3346
10	2318
20	1688
30	1257
40	973
50	761
60	576
,	,
,	,
100	0

πίνακας 2

Οι θερμοκρασιακές περιοχές που ενδιαφέρουν την συγκεκριμένη εργασία είναι από 18°C έως 26°C. Επομένως για να βρούμε με μεγαλύτερη ακρίβεια τις ενδιάμεσες τιμές του πίνακα 2, θα βάλουμε τις τιμές από 10°C έως 30°C σε ένα διάγραμμα scatter και θα υπολογίσουμε την εξίσωση της καμπύλης που περιγράφει με μεγαλύτερη ακρίβεια τα παραπάνω σημεία. (σχήμα 29)

Συγκέντρωση κορεσμού CO₂ στο νερό



σχήμα 29

Όπως φαίνεται και στο σχήμα 29 η καμπύλη που περιγράφει τα σημεία είναι πολυώνυμο δευτέρου βαθμού με $R=1$ και εξίσωση :

$$y = 0,995 x^2 - 92,85 x + 3147$$

όπου y : η συγκέντρωση κορεσμού (gr CO₂ /m³ νερού)

και x : η θερμοκρασία του νερού (°C).

ε. Πίνακες πειραματικών αποτελεσμάτων

Στην συνέχεια ακολουθούν οι πίνακες με τα πειραματικά αποτελέσματα και τους αναλυτικά υπολογισμένους ογκομετρικούς συντελεστές μεταφοράς μάζας και τους λόγους των συγκεντρώσεων στην έξοδο του αγωγού / συυγκεντρώσεων κορεσμού του CO₂ στο νερό.

U(G)s : φαινομενική ταχύτητα αερίου σε m/s

C2 : συγκέντρωση CO₂ στο νερό του πυθμένα που μετρίμένη σε gr/m³

Q(L) : παροχή νερού σε m³/h

T(H₂O) : η θερμοκρασία του νερού στο δοχείο σε °C

Ce : η συγκέντρωση κορεσμού του CO₂ στο νερό στην συγκεκριμένη θερμοκρασία

(K*A) : ειδικός συντελεστής μεταφοράς μάζας του πίδακα

C1 : συγκέντρωση CO₂ στη έξοδο του αγωγού (υπολογιζόμενη) σε gr/m³

k*a : ογκομετρικός συντελεστής μεταφοράς μάζας σε s⁻¹

L : το μήκος του αγωγού επαφής σε m

C1/Ce : ο λόγος της συγκέντρωσης στην έξοδο προς την συγκέντρωση κορεσμού του CO₂ στο νερό

Πίνακας 3

Μετρήσεις και υπολογισμοί ογκομετρικών συντελεστών απορρόφησης
για φαινομενική ταχύτητα υγρού $U(L)s=0,01m/s$

U(G)s	C2	Q(L)	T(H2O)	Ce	(K*A)	C1	K*a	L	C1/Ce
0	394	0,0005	23	1538	0,0001				
1,01	1502	0,0005	23,3	1524	0,0001	1494,3	0,0875	0,45	0,9805
1,01	1214	0,0005	24,3	1478	0,0001	1121,2	0,1421	0,1	0,7586
1,01	1203	0,0005	24,3	1478	0,0001	1106,3	0,138	0,1	0,7485
0,52	1178	0,0005	25,5	1426	0,0001	1090,8	0,1448	0,1	0,765
0,52	1179	0,0005	25,5	1426	0,0001	1092,2	0,1452	0,1	0,7659
0,52	1090	0,0005	25,5	1426	0,0001	971,9	0,1144	0,1	0,6816
0,28	924	0,0005	22,6	1557	0,0001	701,5	0,0599	0,1	0,4505
0,28	947	0,0005	22,6	1557	0,0001	732,59	0,0636	0,1	0,4705
0,28	974	0,0005	22,6	1557	0,0001	769,08	0,0681	0,1	0,4939
2,4	1025	0,0005	24	1492	0,0001	860,85	0,086	0,1	0,577
2,4	949	0,0005	24	1492	0,0001	758,14	0,071	0,1	0,5081
2,4	928	0,0005	24	1492	0,0001	729,76	0,0672	0,1	0,4891
5	1012	0,0005	21,7	1601	0,0001	804,97	0,0699	0,1	0,5028
5	1077	0,0005	21,7	1601	0,0001	892,82	0,0816	0,1	0,5577
10,9	1266	0,0005	22,6	1557	0,0001	1163,7	0,1376	0,1	0,7474
10,9	1398	0,0005	22,6	1557	0,0001	1342,1	0,198	0,1	0,862
10,9	1394	0,0005	22,6	1557	0,0001	1336,7	0,1956	0,1	0,8585
1,01	1120	0,0005	24,7	1461	0,0001	1000,1	0,1154	0,1	0,6846
1,01	1177	0,0005	24,7	1461	0,0001	1077,2	0,1337	0,1	0,7373
1,01	1134	0,0005	24,3	1478	0,0001	1013,1	0,1157	0,1	0,6854
14,8	1527	0,0005	21,7	1601	0,0001	1501	0,2773	0,1	0,9375
14,8	1534	0,0005	21,7	1601	0,0001	1510,4	0,2872	0,1	0,9434
14,8	1599	0,0005	21,7	1601	0,0001	1598,3	κορεσμός	0,1	0,9983

Πίνακας 4

Μετρήσεις και υπολογισμοί ογκομετρικών συντελεστών απορρόφησης
για φαινομενική ταχύτητα υγρού $U(L)=0,14\text{m/s}$

U(G)s	C2	Q(L)	T(H2O)	Ce	(K*A)	C1	K*a	L	C1/Ce
0	438	0,0063	23,5	1515	0,00213				
0,09	605	0,0063	21	1636	0,00213	185,7	0,108824	0,155	0,1135
0,09	607	0,0063	21	1636	0,00213	188,51	0,110578	0,155	0,1152
0,4	940	0,0063	21	1636	0,00213	656,94	0,463733	0,155	0,4016
0,4	950	0,0063	21	1636	0,00213	671,01	0,476804	0,155	0,4102
0,4	962	0,0063	21	1636	0,00213	687,89	0,492744	0,155	0,4205
0,7	988	0,0063	21	1636	0,00213	724,46	0,528276	0,155	0,4428
0,7	1018	0,0063	21	1636	0,00213	766,66	0,571091	0,155	0,4686
1,01	1034	0,0063	21	1636	0,00213	789,17	0,594784	0,155	0,4824
1,01	1035	0,0063	21	1636	0,00213	790,58	0,596285	0,155	0,4832
4	1055	0,0063	21	1636	0,00213	818,71	0,626854	0,155	0,5004
4	1065	0,0063	21	1636	0,00213	832,78	0,642536	0,155	0,509
4	1066	0,0063	21	1636	0,00213	834,19	0,644119	0,155	0,5099
4	1083	0,0063	21	1636	0,00213	858,1	0,671467	0,155	0,5245
8	1088	0,0063	21	1636	0,00213	865,13	0,679671	0,155	0,5288
8	1087	0,0063	21	1636	0,00213	863,73	0,678024	0,155	0,5279
10	1076	0,0063	21	1636	0,00213	848,25	0,660106	0,155	0,5185
10	1080	0,0063	21	1636	0,00213	853,88	0,66658	0,155	0,5219
10	1092	0,0063	21	1636	0,00213	870,76	0,686288	0,155	0,5322
10	1086	0,0063	21,4	1616	0,00213	870,45	0,698727	0,155	0,5386
10	1159	0,0063	21,4	1616	0,00213	973,14	0,832579	0,155	0,6022
10	1174	0,0063	21,4	1616	0,00213	994,24	0,862723	0,155	0,6152
10	1164	0,0063	21	1636	0,00213	972,04	0,814519	0,155	0,5942
14,8	1223	0,0063	21	1636	0,00213	1055	0,935128	0,155	0,6449
14,8	1235	0,0063	21	1636	0,00213	1071,9	0,961761	0,155	0,6552
14,8	1257	0,0063	21	1636	0,00213	1102,9	1,012726	0,155	0,6741
20,5	1396	0,0063	21	1636	0,00213	1298,4	1,425407	0,155	0,7936
20,5	1408	0,0063	21	1636	0,00213	1315,3	1,471736	0,155	0,804
22,6	1568	0,0063	21,7	1601	0,00213	1554,6	3,197993	0,155	0,971
22,6	1590	0,0063	21,7	1601	0,00213	1585,5	4,190288	0,155	0,9903
25,5	1550	0,0063	21	1636	0,00213	1515	2,35238	0,155	0,9261
25,5	1555	0,0063	21	1636	0,00213	1522,1	2,406482	0,155	0,9304
38	1561	0,0063	20,1	1683	0,00213	1511,4	κορεσμός	0,155	0,898
38	1565	0,0063	20,1	1683	0,00213	1517	κορεσμός	0,155	0,9014
38	1546	0,0063	20,3	1672	0,00213	1494,8	κορεσμός	0,1	0,894
38	1554	0,0063	20,3	1672	0,00213	1506	κορεσμός	0,1	0,9007
38	1562	0,0063	20,3	1672	0,00213	1517,3	κορεσμός	0,1	0,9075
38	1567	0,0063	20,3	1672	0,00213	1524,3	κορεσμός	0,1	0,9117
23,7	1458	0,0063	21,8	1596	0,00213	1401,9	2,949465	0,1	0,8784
23,7	1498	0,0063	21,8	1596	0,00213	1458,1	3,428666	0,1	0,9136
23,7	1500	0,0063	21,8	1596	0,00213	1461	3,457533	0,1	0,9154
23,7	1547	0,0063	21,8	1596	0,00213	1527,1	4,399072	0,1	0,9568
19,7	1126	0,0063	23,4	1519	0,00213	966,17	1,415059	0,1	0,6361
19,7	1162	0,0063	23,4	1519	0,00213	1016,8	1,549562	0,1	0,6694

U(G)s	C2	Q(L)	T(H2O)	Ce	(K*A)	C1	K*a	L	C1/Ce
14,8	1023	0,0063	22,3	1571	0,00213	800,13	0,996731	0,1	0,5093
14,8	1025	0,0063	22,3	1571	0,00213	802,95	1,00185	0,1	0,5111
14,8	1026	0,0063	22,3	1571	0,00213	804,35	1,004416	0,1	0,512
10	851	0,0063	22,7	1552	0,00213	565,91	0,63497	0,1	0,3646
10	895	0,0063	22,7	1552	0,00213	627,8	0,725724	0,1	0,4045
4	849	0,0063	23	1538	0,00213	568,79	0,646458	0,1	0,3698
4	869	0,0063	23	1538	0,00213	596,92	0,687698	0,1	0,3881
4	880	0,0063	23	1538	0,00213	612,4	0,710908	0,1	0,3982
4	889	0,0063	23	1538	0,00213	625,06	0,73019	0,1	0,4064
1,01	767	0,0063	23,4	1519	0,00213	461,17	0,506562	0,1	0,3036
1,01	773	0,0063	23,4	1519	0,00213	469,61	0,517777	0,1	0,3092
1,01	775	0,0063	23,4	1519	0,00213	472,42	0,521535	0,1	0,311
2,5	1037	0,0063	21,5	1611	0,00213	803,56	0,214897	0,45	0,4988
2,5	1068	0,0063	21,5	1611	0,00213	847,17	0,23217	0,45	0,5259
6	1141	0,0063	23	1538	0,00213	979,54	0,315174	0,45	0,6369
6	1139	0,0063	23	1538	0,00213	976,73	0,313611	0,45	0,6351
6	1189	0,0063	23	1538	0,00213	1047,1	0,355265	0,45	0,6808
19,7	1500	0,0063	23,6	1510	0,00213	1495,9	1,454767	0,45	0,9907
53,8	1769	0,0063	18,5	1770	0,00213	1768,6	κορεσμός	0,45	0,9992

Πίνακας 5

Μετρήσεις και υπολογισμοί ογκομετρικών συντελεστών απορρόφησης
για φαινομενική ταχύτητα υγρού $U(L)s=1,0m/s$

<u>U(G)</u>	<u>C2</u>	<u>Q(L)</u>	<u>T(H2O)</u>	<u>Ce</u>	<u>(K*A)</u>	<u>C1</u>	<u>K*a</u>	<u>L</u>	<u>C1/Ce</u>
0	394	0,04524	23	1538	0,013292				
1,01	501	0,04524	22,3	1571	0,013292	132,5	0,5684	0,155	0,26444
1,01	552	0,04524	22,3	1571	0,013292	201,1	0,88347	0,155	0,36422
1,01	578	0,04524	22,3	1571	0,013292	236	1,05022	0,155	0,40831
2,5	635	0,04524	22,4	1566	0,013292	314,4	1,4456	0,155	0,49505
2,5	647	0,04524	22,4	1566	0,013292	330,5	1,5293	0,155	0,51081
4	728	0,04524	20,4	1667	0,013292	404,6	1,79363	0,155	0,55577
4	802	0,04524	20,4	1667	0,013292	504,1	2,32322	0,155	0,62854
7,08	824	0,04524	22,6	1557	0,013292	571,6	2,95109	0,155	0,69363
14	1010	0,04524	22,2	1576	0,013292	815,1	4,69741	0,155	0,807
14	984	0,04524	22,2	1576	0,013292	780,1	4,40765	0,155	0,7928
14	992	0,04524	22,2	1576	0,013292	790,9	4,49543	0,155	0,79724
22,5	1197	0,04524	22,4	1566	0,013292	1070	7,41633	0,155	0,89383
22,5	1229	0,04524	22,4	1566	0,013292	1113	8,00158	0,155	0,90556
22,5	1235	0,04524	22,4	1566	0,013292	1121	8,11748	0,155	0,90769
25,5	1171	0,04524	22,2	1576	0,013292	1032	6,85681	0,155	0,88088
25,5	1226	0,04524	22,2	1576	0,013292	1105	7,79845	0,155	0,90168
45,9	1157	0,04524	22,2	1576	0,013292	1013	6,63756	0,155	0,87528
45,9	1161	0,04524	22,2	1576	0,013292	1018	6,69945	0,155	0,87689
45,9	1132	0,04524	22,2	1576	0,013292	979,1	6,26367	0,155	0,86492
1	636	0,04524	23,5	1515	0,013292	333,3	0,55207	0,45	0,52401
1	660	0,04524	23,5	1515	0,013292	365,5	0,61359	0,45	0,55384
4	846	0,04524	23,5	1515	0,013292	615,6	1,15874	0,45	0,72765
4	875	0,04524	23,5	1515	0,013292	654,6	1,25722	0,45	0,74809
10,6	1274	0,04524	23,5	1515	0,013292	1191	3,4276	0,45	0,93485
10,6	1267	0,04524	23,5	1515	0,013292	1182	3,36398	0,45	0,93259
19,7	1349	0,04524	23,8	1501	0,013292	1297	4,43123	0,45	0,96119
19,7	1346	0,04524	23,8	1501	0,013292	1293	4,3878	0,45	0,96034
24,8	1438	0,04524	23,1	1533	0,013292	1405	5,52256	0,45	0,97725
24,8	1472	0,04524	23,1	1533	0,013292	1451	6,50701	0,45	0,98573
24,8	1458	0,04524	23,1	1533	0,013292	1432	6,04787	0,45	0,98228
30,8	1534	0,04524	23,2	1528	0,013292	1536	κορεσμός	0,45	1,00135
30,8	1655	0,04524	23,2	1528	0,013292	1699	κορεσμός	0,45	1,02643
30,8	1659	0,04524	23,2	1528	0,013292	1704	κορεσμός	0,45	1,0272
30,8	1528	0,04524	23,2	1529	0,013292	1528	κορεσμός	0,45	0,99977

**στ. Πρόγραμμα υπολογισμού συντελεστή μεταφοράς μάζας
κατά τα φαινόμενα εισόδου**

Μαζί με το πρόγραμμα υπολογισμού συνάπτονται και μερικά αποτελέσματα που υπολογίσθηκαν για ταχύτητα νερού 1m/s.

```

10 CLS
15 INPUT "CE1"; CE1
20 INPUT "CE2"; CE2
21 INPUT "CA2"; CA2
22 INPUT "CB2"; CB2
23 INPUT "U"; U
24 INPUT "L1"; L1
25 INPUT "L2"; L2
27 INPUT "Q"; Q
30 FOR Ci = 1 TO CA2 STEP 1
35 K1 = (U / L1) * LOG((CE1 - Ci) / (CE1 - CA2))
36 FOR Xi = 1 TO CB2 STEP 1
40 K2 = (U / L2) * LOG((CE2 - Xi) / (CE2 - CB2))
50 R = ABS(K1 - K2)
60 IF R <= .0001 THEN GOTO 140 ELSE GOTO 147
140 G1 = Q * Ci / (CE1 - .5 * Ci)
141 G2 = Q * Xi / (CE2 - .5 * Xi)
142 IF ABS(G1 - G2) < .01 THEN GOTO 145 ELSE GOTO 147
145 PRINT "K"; K1, K2, "Xi"; Xi, "Ci"; Ci
146 PRINT "k.a"; G1, G2; "diaf"; ABS(G1 - G2)
147 NEXT Xi
148 NEXT Ci
150 PRINT "END"
151 END

```

E1? 1576
E2? 1515
A2? 915
B2? 1270
? 1

1? .095
2? .39

? .04524

*a 3.260541 3.261083
*A 2.465644E-02
*a 3.248852 3.249321
*A 2.470294E-02
*a 3.237149 3.237504
*A 2.474948E-02
*a 3.225434 3.225634
*A 2.479605E-02
*a 3.213706 3.213707
*A 2.484267E-02
*a 3.201964 3.201726
*A 2.488932E-02

CB 641 CA 675
2.427697E-02 diaf 8.387923E-03
CB 645 CA 676
2.446943E-02 diaf 5.161524E-03
CB 649 CA 677
2.466254E-02 diaf 1.921594E-03
CB 653 CA 678
.0248563 diaf 1.331806E-03
CB 657 CA 679
2.505072E-02 diaf 4.598856E-03
CB 661 CA 680
2.524579E-02 diaf 7.879555E-03

CE1? 1571
CE2? 1515
CA2? 565
CB2? 648
U? 1
L1? .095
L2? .39
Q? 0.04524
k*a .3701039 .3710623 CB 513 CA 529
K*A 1.831761E-02 .0184411 diaf 2.729535E-03
k*a .359997 .3608059 CB 517 CA 530
K*A 1.835926E-02 1.861447E-02 diaf 5.641103E-03
k*a .3498804 .3505083 CB 521 CA 531
K*A 1.840095E-02 1.878839E-02 diaf 8.564174E-03
END

Press any key to continue

CE1? 1667
CE2? 1515
CA2? 765
CB2? 860
U? 1
L1? .095
L2? .39
Q? .04524
k*a .7867504 .7861186 CB 625 CA 695
K*A 2.382857E-02 2.351351E-02 diaf 6.964147E-03
k*a .7650689 .7658717 CB 632 CA 697
K*A 2.391527E-02 2.384627E-02 diaf 1.525104E-03
k*a .7542115 .7542299 CB 636 CA 698
K*A 2.395867E-02 2.403729E-02 diaf 1.738012E-03
k*a .7433428 .7425351 CB 640 CA 699
K*A .0240021 2.422895E-02 diaf 5.014539E-03
END



Press any key to continue