

ΠΟΛΥΤΕΧΝΕΙΟ ΚΡΗΤΗΣ
ΤΜΗΜΑ ΜΗΧΑΝΙΚΩΝ ΟΡΥΚΤΩΝ ΠΟΡΩΝ

**Μελέτη παραγωγής πετρελαϊκών ρευστών από
υπόγειους ταμιευτήρες με χρήση υπολογιστικού
μοντέλου τύπου τανκ**

Διπλωματική Εργασία

ΘΕΟΔΩΡΟΣ ΣΚΕΤΟΠΟΥΛΟΣ

Εξεταστική Επιτροπή

Καθ. Νικόλαος Βαρότσης (επιβλέπων)

Αν. Καθ. Βασίλειος Κελεσίδης

Δρ. Βασίλειος Γαγάνης

Χανιά, 2012

**Μελέτη παραγωγής πετρελαϊκών ρευστών από
υπόγειους ταμιευτήρες με χρήση υπολογιστικού
μοντέλου τύπου τανκ**

Διπλωματική Εργασία

ΘΕΟΔΩΡΟΣ ΣΚΕΤΟΠΟΥΛΟΣ

Ευχαριστίες

Θα ήθελα να ευχαριστήσω τον επιβλέποντα καθηγητή κ. Νικόλαο Βαρότση τόσο για την εμπιστοσύνη που μου έδειξε κατά την ανάθεση της παρούσας διπλωματικής εργασίας όσο και για την πολύτιμη καθοδήγησή του καθ' όλη τη διάρκεια εκπόνησής της. Επίσης, να ευχαριστήσω τον αναπληρωτή καθηγητή κ. Βασίλειο Κελεσίδη για τη συμμετοχή του στην εξεταστική επιτροπή. Οφείλω ένα μεγάλο ευχαριστώ στο Διδάκτορα του τμήματος κ. Βασίλειο Γαγάνη για το χρόνο που μου διέθεσε και για την πολύτιμη προσφορά του στην αρτιότερη επιστημονική μου κατάρτιση. Για την ηθική της υποστήριξη και συμπαράσταση ευχαριστώ τη συμφοιτήτριά μου κ. Δέσποινα Μυλωνάκη. Τέλος, θα ήθελα να ευχαριστήσω την οικογένειά μου για τη στήριξη που μου παρείχε σε όλη τη διάρκεια των ακαδημαϊκών μου σπουδών.

Θεόδωρος Σκετόπουλος
Χανιά, 2012

ΠΕΡΙΛΗΨΗ

Ο άρτιος προγραμματισμός της εκμετάλλευσης των κοιτασμάτων υδρογονανθράκων αποτελεί αντικείμενο μείζονος σημασίας για την παραγωγή πετρελαίου δεδομένου ότι η βελτιστοποίηση της διαχείρισης μπορεί να παρατείνει σημαντικά το χρόνο ζωής του κοιτάσματος και επομένως να μεγιστοποιήσει τις παραγόμενες ποσότητες πετρελαϊκών ρευστών. Προκειμένου να επιτευχθεί αυτό, η βιομηχανία πετρελαίου χρησιμοποιεί υπολογιστικά μοντέλα προσομοίωσης (reservoir simulators) τα οποία επιτρέπουν την προσομοίωση και την αξιολόγηση διαφορετικών πλάνων παραγωγής προκειμένου να επιλεγεί το βέλτιστο. Μία ιδιαίτερη κατηγορία αποτελούν τα υπολογιστικά μοντέλα προσομοίωσης τύπου τανκ (tank reservoir models) λόγω του ότι με σημαντικά απλούστερους υπολογισμούς, σε σχέση με τα πλήρη μοντέλα προσομοίωσης, επιτρέπουν μία ταχύτατη στάθμιση της κατάστασης.

Στην παρούσα διπλωματική εργασία αναπτύχθηκε ένα μαθηματικό μοντέλο προσομοίωσης τύπου τανκ. Το μοντέλο αυτό επιτρέπει τη διαχείριση κοιτασμάτων πετρελαίου, αερίου ή διφασικού συστήματος. Σε αντίθεση με τα συνήθη μοντέλα τύπου ισοζυγίου μάζας (MIM), η θερμοδυναμική συμπεριφορά των περιεχόμενων στον ταμειυτήρα ρευστών μπορεί να περιγραφεί με οιοδήποτε αριθμό συστατικών με κυβικές καταστατικές εξισώσεις, επιτρέποντας τη χρήση εξελιγμένων αλγορίθμων θερμοδυναμικής ευστάθειας (Phase Stability), διαχωρισμού δύο φάσεων (Phase Split) καθώς και αυτόν του προσδιορισμού πίεσης σημείου φυσαλίδας (Bubble Point Pressure). Το μοντέλο που αναπτύχθηκε υποστηρίζει τη δυνατότητα μεταβολής των θέσεων των διατρήσεων κατά την παραγωγική διαδικασία καθώς και του αριθμού και των συνθηκών λειτουργίας των διαχωριστήρων στο σύστημα επιφανείας. Το λογισμικό παρέχει τη δυνατότητα δημιουργίας διαγραμμάτων όλων των μεγεθών που ενδιαφέρουν ως προς την παραγωγή σαν συναρτήσεις της επικρατούσας πίεσης ή του χρόνου. Έτσι, επιτρέπεται η παρακολούθηση της συνολικής παραγωγής και του λόγου του παραγόμενου αερίου/πετρελαίου (GOR) προκειμένου να αξιολογηθεί το μελετούμενο πλάνο παραγωγής. Η ανάπτυξη του υπολογιστικού μοντέλου έγινε εξ ολοκλήρου σε περιβάλλον Matlab.

Το μοντέλο προσομοίωσης εφαρμόστηκε στο κοίτασμα του Πρίνου. Αρχικά, αναπτύχθηκε το θερμοδυναμικό μοντέλο του ρευστού με χρήση της διαθέσιμης πειραματικής μελέτης PVT. Πραγματοποιήθηκε ρύθμιση των θερμοδυναμικών ιδιοτήτων σύμφωνα με τις τιμές που ορίζονται κατά Katz για τα κλάσματα C_1 ως C_6 και σύμφωνα με συσχετίσεις για το κλάσμα C_{7+} . Στη συνέχεια, αναπτύχθηκε το φυσικό μοντέλο του ταμειυτήρα και καταστρώθηκαν διάφορα σχέδια παραγωγής ως προς το βάθος των διατρήσεων κατά τη διάρκεια της εκμετάλλευσης. Τέλος, δημιουργήθηκαν τα κατάλληλα διαγράμματα τα οποία επέτρεψαν την ανάλυση του σεναρίου παραγωγής.

ΠΕΡΙΕΧΟΜΕΝΑ

ΠΕΡΙΛΗΨΗ

ΚΕΦΑΛΑΙΟ 1: ΕΙΣΑΓΩΓΗ

1.1	Πετρέλαιο	2
1.2	Είδη Κοιτασμάτων Υδρογονανθράκων	2
1.3	Αξιολόγηση Ταμιευτήρα	3
1.4	Παραγωγή Ταμιευτήρα	4
1.5	Φυσικοί Κινητήριοι Μηχανισμοί Παραγωγής	5
1.5.1	Κινητήριος Μηχανισμός Αερίου εν Διαλύσει	5
1.5.2	Κινητήριος Μηχανισμός Υπερκείμενης Ζώνης Αερίου	6
1.5.3	Κινητήριος Μηχανισμός Υποκείμενου Υδατοφόρου Ζώνης	7
1.5.4	Κινητήριος Μηχανισμός Συμπιεστότητας Πετρώματος	8
1.5.5	Σύνθετος Κινητήριος Μηχανισμός Παραγωγής	8
1.6	Μέθοδος Ισοζυγίου Μάζας (MIM)	9
1.7	Προσομοίωση Ταμιευτήρα	11
1.7.1	Είδη Μοντέλων Προσομοίωσης Ταμιευτήρων	13
1.7.2	Διαστάσεις Μοντέλων Προσομοίωσης	14
1.8	Σύστημα Διαχωρισμού Παραγόμενων Ρευστών	16
1.9	Κοίτασμα Πετρελαίου Πρίνου	17
1.10	Αντικείμενο Διπλωματικής Εργασίας	19

ΚΕΦΑΛΑΙΟ 2: ΥΠΟΛΟΓΙΣΤΙΚΟΣ ΠΡΟΣΔΙΟΡΙΣΜΟΣ ΙΣΟΡΡΟΠΙΑΣ ΦΑΣΕΩΝ

2.1.	Εισαγωγή	22
2.2.	Καταστατικές Εξισώσεις	22
2.2.1	Κυβικές Εξισώσεις	23
2.2.1.1	Η Εξίσωση Van der Waals	24
2.2.1.2	Καταστατική Εξίσωση Redlich – Kwong (RK EOS)	25
2.2.1.3	Καταστατική Εξίσωση Soave – Redlich – Kwong (SRK EOS)	26
2.2.1.4	Καταστατική Εξίσωση Peng – Robinson (PR EOS)	26
2.2.1.5	Κανόνες Ανάμειξης	27
2.2.2	Επίλυση Κυβικής Εξίσωσης	28
2.2.2.1	Διόρθωση Όγκου	29
2.2.2.2	Ρύθμιση Παραμέτρων Καταστατικών Εξισώσεων	29
2.3.	Προσδιορισμός Θερμοδυναμικής Ευστάθειας (Phase Stability)	30
2.3.1	Πρόβλημα Θερμοδυναμικής Ευστάθειας κατά Baker	30
2.3.1.1	Γραφική Επίλυση του Προβλήματος Ευστάθειας κατά Baker	32
2.3.2	Πρόβλημα Θερμοδυναμικής Ευστάθειας κατά Michelsen	33
2.3.2.1	Γραφική Επίλυση του Προβλήματος Ευστάθειας κατά Michelsen	34
2.3.2.2	Αλγοριθμική Επίλυση του Προβλήματος Ευστάθειας κατά Michelsen	35
2.4.	Πρόβλημα Διαχωρισμού Φάσεων (Phase Split)	39
2.4.1	Μαθηματική Επίλυση του Προβλήματος Διαχωρισμού Δύο Φάσεων	39
2.4.2	Αλγοριθμική Επίλυση του Προβλήματος Διαχωρισμού Δύο Φάσεων	41

2.5. Προσδιορισμός Πίεσης Σημείου Φυσαλίδας (Bubble Point Pressure)	44
---	----

ΚΕΦΑΛΑΙΟ 3: ΑΝΑΛΥΤΙΚΗ ΠΕΡΙΓΡΑΦΗ ΤΟΥ ΜΟΝΤΕΛΟΥ ΙΣΟΖΥΓΙΟΥ ΜΑΖΑΣ

3.1 Εισαγωγή	50
3.2 Μηχανισμός Παραγωγής του Ταμιευτήρα	50
3.3 Υπολογισμός των Όγκων των Φάσεων στις Αρχικές Συνθήκες του Ταμιευτήρα P^0 , T	54
3.3.1 Υπολογισμοί αν το Ρευστό είναι Μονοφασικό	55
3.3.2 Υπολογισμοί αν το Ρευστό είναι Διφασικό	56
3.4 Παραγόμενοι και Εναπομείναντες Όγκοι κάθε Φάσης κατά την Εκτόνωση του Ταμιευτήρα σε P^1	57
3.4.1 Επίλυση Προβλήματος Ισορροπίας Φάσεων στη νέα Πίεση P^1	58
3.4.1.1 Ρευστό σε Μονοφασική Κατάσταση	59
3.4.1.2 Ρευστό σε Διφασική Κατάσταση	59
3.4.2 Υπολογισμός του Συνολικού Όγκου Ρευστού που Απαιτείται να Παραχθεί στην Πίεση P^1 (Στάδιο 1a & 1b)	60
3.4.2.1 Υπολογισμοί αν το Ρευστό είναι Μονοφασικό	61
3.4.2.2 Υπολογισμοί αν το Ρευστό είναι Διφασικό	62
3.4.3 Προσδιορισμός των Ποσοτήτων Πετρελαίου και Φυσικού Αερίου που θα Παραχθούν Διαμέσω των Διατρήσεων στην Πίεση P^1 (Στάδιο 1c & 1d)	64
3.5 Προσδιορισμός Προϊόντων σε Κανονικές Συνθήκες	71
3.6 Έκφραση Μεγεθών ως προς το Χρόνο	75

ΚΕΦΑΛΑΙΟ 4: ΕΦΑΡΜΟΓΗ ΣΤΟ ΚΟΙΤΑΣΜΑ ΤΟΥ ΠΡΙΝΟΥ

4.1 Εισαγωγή	80
4.2 Περιγραφή της Εργαστηριακής Μελέτης ΡVΤ	81
4.3 Ανάπτυξη Θερμοδυναμικού Μοντέλου	84
4.3.1 Υπολογισμός Κρίσιμων Ιδιοτήτων και Ακεντρικού Παράγοντα για το Βαρύ Κλάσμα (C_{7+})	84
4.3.2 Προσδιορισμός των Τιμών του Συντελεστής Αλληλεπίδρασης και του Όγκου Διόρθωσης	88
4.3.3 Πρώτη Προσέγγιση του Θερμοδυναμικού Μοντέλου για το ρευστό του Πρίνου	89
4.4 Ρύθμιση του Θερμοδυναμικού Μοντέλου	91
4.5 Προσομοίωση της Διαδικασίας Παραγωγής	95
4.5.1 Αξιολόγηση Προγράμματος Παραγωγής	96
4.5.2 Πρόγραμμα Παραγωγής Πρίνου	96

ΚΕΦΑΛΑΙΟ 5: ΣΥΜΠΕΡΑΣΜΑΤΑ

ΒΙΒΛΙΟΓΡΑΦΙΑ

ΚΑΤΑΛΟΓΟΣ ΔΙΑΓΡΑΜΜΑΤΩΝ

- 2.1 Ενέργεια Gibbs ενός μίγματος δύο συστατικών ως συνάρτηση της συγκέντρωσης του πρώτου συστατικού. Γραφική επίλυση κατά Baker.
- 2.2 Ενέργεια Gibbs ενός μίγματος δύο συστατικών ως συνάρτηση της συγκέντρωσης του πρώτου συστατικού. Γραφική επίλυση κατά Michelsen.
- 2.3 Διάγραμμα ροής Προβλήματος Θερμοδυναμικής Ευστάθειας (Phase Stability) κατά Michelsen.
- 2.4 Γεωμετρική ερμηνεία της μεθόδου Newton-Raphson.
- 2.5 Διάγραμμα ροής Διαχωρισμού Φάσεων (Phase Split).
- 2.6 Μέθοδος της διχοτόμησης (bisection method).
- 2.7 Φάκελος φάσεων (phase envelope) ενός ρευστού.
- 2.8 Γραφική απεικόνιση της μεθόδου που ακολουθήθηκε για τον προσδιορισμό της πίεσης του σημείου φυσαλίδας, P_b .
- 2.9 Διάγραμμα ροής Προσδιορισμού Πίεσης Σημείου Φυσαλίδας (Bubble Point Pressure).
- 3.1 Διάγραμμα ροής Μοντελοποίησης της Διαδικασίας Παραγωγής.
- 3.2 Προσδιορισμός απαιτούμενου χρονικού διαστήματος για την επίτευξη συγκεκριμένης συσσωρευτικής παραγωγής πετρελαίου.
- 3.3 Προσδιορισμός του μοριακού κλάσματος του ταμιευτήρα μετά από 200 μέρες εκμετάλλευσης του σχηματισμού.
- 4.1 Διάγραμμα ροής για την προσομοίωση της παραγωγής του κοιτάσματος υδρογονανθράκων του Πρίνου με το μοντέλο MIM.
- 4.2 Πειραματικές και υπολογιστικές τιμές για τον ογκομετρικό συντελεστή σχηματισμού της υγρής φάσης B_o (bbl/bbl).
- 4.3 Πειραματικές και υπολογιστικές τιμές για το λόγο αερίου εν διαλύσει/πετρελαίου R_s (ft^3/bbl).
- 4.4 Πειραματικές και υπολογιστικές τιμές για τον ογκομετρικό συντελεστή σχηματισμού αέριας φάσης B_g (ft^3/bbl).
- 4.5 Πειραματικές και υπολογιστικές τιμές για τη σχετική πυκνότητα S_g .
- 4.6 Πειραματικές και υπολογιστικές τιμές για την πυκνότητα της υγρής φάσης d_o (g/cm^3).
- 4.7 Απαιτούμενα δεδομένα εισαγωγής στο μοντέλο MIM για την προσομοίωση της διαδικασίας παραγωγής του ταμιευτήρα του Πρίνου.
- 4.8 Εισαγωγή δεδομένων για το φυσικό μοντέλο του ταμιευτήρα του Πρίνου.
- 4.9 Εισαγωγή δεδομένων για το σενάριο παραγωγής του ταμιευτήρα του Πρίνου.
- 4.10 Όγκος παραγόμενου πετρελαίου σε κανονικές συνθήκες ($P^{\text{res}} \geq P_b$).
- 4.11 Όγκος παραγόμενου φυσικού αερίου σε κανονικές συνθήκες ($P^{\text{res}} \geq P_b$).

- 4.12** Όγκος παραγόμενου πετρελαίου σε κανονικές συνθήκες ($P^{res} < P_b$).
- 4.13** Όγκος παραγόμενου φυσικού αερίου σε κανονικές συνθήκες ($P^{res} < P_b$).
- 4.14** Αθροιστικός όγκος παραγόμενου πετρελαίου σε κανονικές συνθήκες, V_{oil} (m^3).
- 4.15** Αθροιστικός όγκος παραγόμενου φυσικού αερίου σε κανονικές συνθήκες, V_{gas} (m^3).
- 4.16** Πρόγραμμα παραγωγής του κοιτάσματος του Πρίνου.
- 4.17** Σύγκριση θέσεων διατρήσεων (perforations) – διεπιφάνειας (interface) συναρτήσει της πίεσης του ταμιευτήρα.
- 4.18** Μεταβολή του συνολικού λόγου αερίου/πετρελαίου (Gas-Oil ratio, GOR^{Total}) κατά τη διάρκεια της εκμετάλλευσης του κοιτάσματος του Πρίνου.
- 4.19** Συγκέντρωση βαρέως κλάσματος και υδροθείου στην τροφοδοσία του διαχωρισμού (separator) κατά τη διάρκεια της εκμετάλλευσης.
- 4.20** Πυκνότητα πετρελαίου σε συνθήκες ταμιευτήρα, d_{oil} (kg/m^3).
- 4.21** Μεταβολή της πίεσης του ταμιευτήρα ως συνάρτηση του χρόνου.

ΚΑΤΑΛΟΓΟΣ ΣΧΗΜΑΤΩΝ

- 1.1** Ταμιευτήρας (reservoir) υδρογονανθράκων.
- 1.2** Κινητήριος μηχανισμός παραγωγής αερίου εν διαλύσει (solution gas drive), (a) $P > P_b$, (b) $P < P_b$.
- 1.3** Κινητήριος μηχανισμός παραγωγής με υπερκείμενη ζώνη αερίου (gascap drive).
- 1.4** Κινητήριος μηχανισμός παραγωγής με φυσική εισροή νερού από υποκείμενο υδατοφόρο ζώνη (natural water drive).
- 1.5** Σύνθετος κινητήριος μηχανισμός παραγωγής (combination drive) με υπερκείμενη ζώνη αερίου (gascap drive) και φυσικής εισροής νερού (natural water drive).
- 1.6** Μεταβολές όγκων ρευστών ταμιευτήρα καθώς η πίεση μεταβάλλεται (a) όγκοι στην αρχική πίεση, P_1 , (b) όγκοι σε πίεση P_2 ($P_2 = P_1 - \Delta P$).
- 1.7** Διακριτοποίηση του συνεχή ταμιευτήρα σε στοιχειώδη τμήματα.
- 1.8** Μονοδιάστατη (1-D) μοντελοποίηση της ροής ρευστού.
- 1.9** Δισδιάστατη (2-D) μοντελοποίηση της ροής ρευστού.
- 1.10** Τρισδιάστατη (3-D) μοντελοποίηση της ροής ρευστού.
- 1.11** Σύστημα διαχωρισμού παραγόμενων φάσεων (πετρέλαιο, αέριο, νερό).
- 1.12** Διαχωρισμός φάσεων διά της βαρύτητας (gravity segregation).
- 1.13** Πλατφόρμα άντλησης πετρελαίου στο Πρίνο.
- 3.1** Αρχική κατάσταση ταμιευτήρα (P^0 , T).
- 3.2** Επέκταση του αρχικού ταμιευτήρα (P^1 , T).
- 3.3** Απομάκρυνση του επιπρόσθετου όγκου ταμιευτήρα (P^1 , T).
- 3.4** Εισαγωγή διατρήσεων (perforations) στον ταμιευτήρα.
- 3.5** Διεπιφάνεια (interface) μεταξύ αέριας και υγρής φάσης.
- 3.6** Μετακίνηση της διεπιφάνειας (interface) κατά την κατακόρυφη διεύθυνση λόγω μειώσεων της πίεσης του ταμιευτήρα.
- 3.7** Επιφανειακό σύστημα διαχωρισμού και παραγωγής ρευστών.
- 4.1** Μετατόπιση των θέσεων των διατρήσεων σε βάθος 2615m λόγω αύξησης των τιμών του GOR^{Total} .
- 4.2** Μετατόπιση των θέσεων των διατρήσεων σε βάθος 2621m λόγω αύξησης των τιμών του GOR^{Total} .

ΚΑΤΑΛΟΓΟΣ ΠΙΝΑΚΩΝ

- 2.1** Συνθήκες προσδιορισμού θερμοδυναμικής ευστάθειας κατά Michelsen.
- 3.1** Παραχθείσες φάσεις ανάλογα με τη θέση της διεπιφάνειας και των διατρήσεων.
- 4.1** Πίνακας συστάσεων και συγκεντρώσεων του πετρελαϊκού ρευστού στο Πρίνο (FLOPETROL, 1977).
- 4.2** Πίνακας σύστασης του υγρού Stock Tank Oil (FLOPETROL, 1977).
- 4.3** Πίνακας των ιδιοτήτων του Stock Tank Oil (FLOPETROL, 1977).
- 4.4** Πίνακας κρίσιμων ιδιοτήτων κατά Katz.
- 4.5** Πίνακας μοριακών βαρών και πυκνοτήτων των συστατικών N_2 έως pC_6 κατά Katz.
- 4.6** Πίνακας κρίσιμων ιδιοτήτων και ακεντρικού παράγοντα του βαρέως κλάσματος C_{7+} .
- 4.7** Πίνακας σύγκρισης πειραματικών και υπολογιστικών αποτελεσμάτων με μηδενικές τιμές του συντελεστή αλληλεπίδρασης, k_{ij} .
- 4.8** Πίνακας τιμών του συντελεστή αλληλεπίδρασης για το ρευστό του Πρίνου.
- 4.9** Πίνακας περιγραφής των τριών ρυθμίσεων που πραγματοποιήθηκαν και των αντίστοιχων σφαλμάτων που παρατηρούνται μεταξύ πειραματικών και υπολογιστικών αποτελεσμάτων.
- 4.10** Πίνακας "ρυθμιζόμενων παραμέτρων" μετά τη ρύθμιση του υπολογιστικού μοντέλου με χρήση του προσομοιωτή WinProp της CMG (Computer Modeling Group).

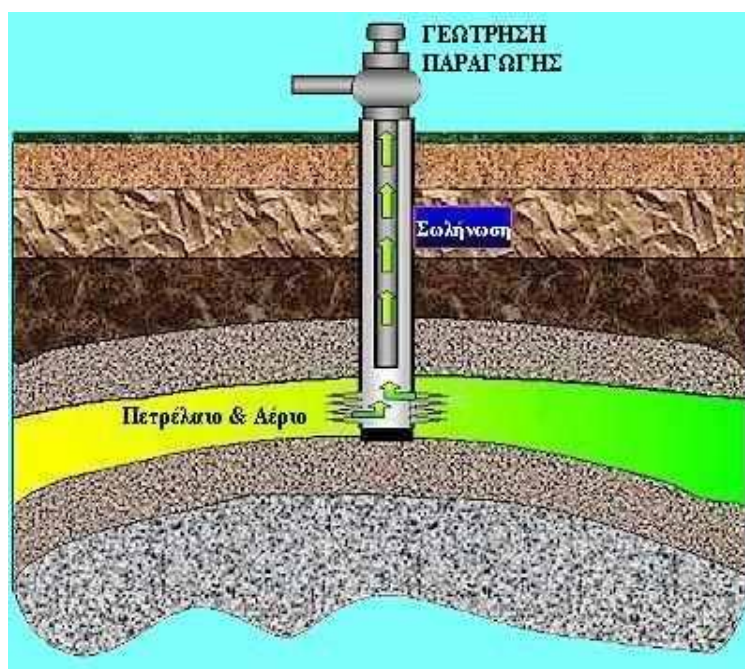
ΚΕΦΑΛΑΙΟ 1^ο

ΕΙΣΑΓΩΓΗ

1.1 ΠΕΤΡΕΛΑΙΟ

Η ιστορία της σύγχρονης βιομηχανικής κοινωνίας είναι άρρηκτα συνυφασμένη με το πετρέλαιο. Το πετρέλαιο αποτελεί σήμερα την περισσότερο χρησιμοποιούμενη ενεργειακή πρώτη ύλη, και κατά συνέπεια έχει καταστεί απαραίτητη προϋπόθεση για τη λειτουργία και ανάπτυξη της οικονομίας. Έχει καθιερωθεί ως ο κύριος ενεργειακός πόρος αφενός διότι έχει υψηλό ενεργειακό περιεχόμενο συγκρινόμενο με τα άλλα συμβατικά καύσιμα και αφετέρου βρίσκεται σε υγρή φάση σε συνθήκες περιβάλλοντος γεγονός που καθιστά εύκολη τη μεταφορά, διακίνηση και αποθήκευσή του. Το φυσικό αέριο είναι ένα μίγμα ελαφρών υδρογονανθράκων όπου μαζί με το πετρέλαιο αποτελούν μίγματα υδρογονανθράκων (hydrocarbon mixtures). Επομένως, οι υδρογονάνθρακες (πετρέλαιο και φυσικό αέριο) αποτελούν τη βασική ενεργειακή πηγή του σήμερα αλλά και του αύριο.

Το πετρέλαιο και το φυσικό αέριο συναντώνται υπό υψηλή πίεση και θερμοκρασία σε υπόγειους σχηματισμούς οι οποίοι ονομάζονται ταμιευτήρες (reservoir). Οι ταμιευτήρες είναι πορώδη και περατά ιζηματογενή πετρώματα τα οποία περιβάλλονται από αδιαπέρατα πετρώματα (cap-rock) και δημιουργούν συνθήκες παγίδευσης των υδρογονανθράκων. Η παραγωγή τους στην επιφάνεια, δεδομένου ότι βρίσκονται πάντα υπό πίεση και σε μεγάλο βάθος, πραγματοποιείται μέσω γεωτρήσεων.



Σχήμα 1.1: Ταμιευτήρας (reservoir) υδρογονανθράκων.

Ο ρόλος των άλλων ενεργειακών πηγών, όπως η πυρηνική ενέργεια, και των ανανεώσιμων (γεωθερμία, ηλιακή και αιολική ενέργεια) παραμένει συμπληρωματικός κυρίως για οικονομικούς – πολιτικούς αλλά και τεχνικούς λόγους.

1.2 ΕΙΔΗ ΚΟΙΤΑΣΜΑΤΩΝ ΥΔΡΟΓΟΝΑΝΘΡΑΚΩΝ

Το πετρέλαιο και το φυσικό αέριο αποτελούν εξαιρετικά σύνθετα μίγματα κυρίως υδρογονανθράκων και άλλων ενώσεων άνθρακα και υδρογόνου που περιέχουν επιπλέον

άζωτο, οξυγόνο, θείο και άτομα μετάλλων, με συνέπεια η σύστασή τους να παρουσιάζει έντονες διαφοροποιήσεις ανάλογα με την προέλευσή τους. Λόγω της τεράστιας ποικιλότητας που παρατηρείται στη σύσταση και κατ' επέκταση στις ιδιότητες των υδρογονανθράκων κρίθηκε σκόπιμο οι ταμειυτήρες να διαχωριστούν σε διάφορα είδη κοιτασμάτων αναλόγως με τα χαρακτηριστικά των υδρογονανθράκων που πληρούν τους πόρους των εκάστοτε ταμειυτήρων τους.

Σήμερα, τα κοιτάσματα υδρογονανθράκων διακρίνονται σε κοιτάσματα ξηρού φυσικού αερίου (dry gas), υγρού φυσικού αερίου (wet gas), αερίου συμπυκνώματος (gas condensate), πτητικού πετρελαίου (volatile oil) και μαύρου πετρελαίου (black oil). Τα κοιτάσματα ξηρού φυσικού αερίου αποτελούν μίγματα ελαφρών υδρογονανθράκων τα οποία κατά τη διάρκεια της παραγωγής δεν πρόκειται να αποδώσουν υγρό συμπύκνωμα (πετρέλαιο) είτε στον ταμειυτήρα είτε στην επιφάνεια, σε αντίθεση με τα κοιτάσματα υγρού φυσικού αερίου όπου συλλέγεται υγρό συμπύκνωμα στην επιφάνεια. Στα κοιτάσματα αερίου συμπυκνώματος, τη στιγμή της ανακάλυψης του σχηματισμού καθώς και κατά τα πρώτα στάδια της παραγωγής στους πόρους του κοιτάσματος, εν γένει ρέει μονάχα η αέρια φάση. Ωστόσο, μπορεί η αέρια φάση να υποστεί ανάδρομη συμπύκνωση και να δημιουργηθεί υγρό (πετρέλαιο) υψηλής πτητικότητας μέσα στον ταμειυτήρα καθώς η πίεση πέφτει. Τα κοιτάσματα πτητικού πετρελαίου χαρακτηρίζονται από σημαντική ποσότητα ελαφρών και ενδιάμεσων υδρογονανθράκων που μπορούν να εξατμιστούν πολύ εύκολα. Τέλος, τα κοιτάσματα μαύρου πετρελαίου είναι φτωχά σε πτητικά συστατικά και αποτελούσαν μέχρι πρόσφατα την πλειοψηφία των κοιτασμάτων πετρελαίου λόγω του ότι απατούνται σε μικρότερα βάθη.

1.3 ΑΞΙΟΛΟΓΗΣΗ ΤΑΜΙΕΥΤΗΡΑ

Μετά την εύρεση ενός κοιτάσματος υδρογονανθράκων (αφού προηγηθεί επιφανειακή, γεωλογική και γεωφυσική έρευνα) απαιτείται η συλλογή όλων των απαραίτητων δεδομένων (μέσω γεωτρήσεων ανάπτυξης και περιχαράκωσης) για τον χαρακτηρισμό τόσο του ρευστού όσο και του πετρώματος που το φιλοξενεί. Τα αποτελέσματα των παραπάνω ερευνητικών προσπαθειών θα συνεκτιμηθούν και θα αξιολογηθούν για την κατάρτιση ενός όσο το δυνατόν πιο αριστοποιημένου σχεδίου εκμετάλλευσης.

Προτού εγκριθεί η δαπάνη τεραστίων κεφαλαίων για την ανάπτυξη ενός ταμειυτήρα^[1], υπολογίζεται προσεγγιστικά ο όγκος των υδρογονανθράκων που περιέχονται μέσα στο κοιτάσμα καθώς επίσης και το ποσοστό εξ αυτών που ελπίζεται τελικά να ανακτηθεί σύμφωνα με το σχέδιο διαχείρισης. Αποφασίζεται ο αριθμός των παραγωγικών γεωτρήσεων, τα σημεία στα οποία θα πραγματοποιηθούν αυτές, καθώς και η βέλτιστη επιλογή των θέσεων των διατρήσεων (perforations) με ένα συνδυασμό που επιτυγχάνει ελαχιστοποίηση του κόστους και μεγιστοποίηση της αποληψιμότητας. Καθορίζονται οι ρυθμοί παραγωγής από κάθε γεώτρηση και τίθενται οι προδιαγραφές των εγκαταστάσεων επεξεργασίας των παραγομένων ρευστών στην επιφάνεια. Τέλος, εκπονούνται μαθηματικά μοντέλα τα οποία χρησιμοποιούνται για την πρόβλεψη της παραγωγής και της κίνησης των ρευστών ανά πάσα χρονική στιγμή μέσα στο πορώδες μέσο.

1.4 ΠΑΡΑΓΩΓΗ ΤΑΜΙΕΥΤΗΡΑ

Κατά τη διάρκεια της εκμετάλλευσης ενός ταμιευτήρα^[2], η παραγωγή του κοιτάσματος παρακολουθείται μέρα με τη μέρα και αναλύεται ανά γεώτρηση και ανά παράγουσα ζώνη με καταγραφή της παροχής των παραγόμενων φάσεων και της πίεσης ροής. Σχεδιάζονται επίσης τεστ για την καταγραφή της εξέλιξης της τιμής της μέσης πίεσης στον ταμιευτήρα. Η μετατόπιση της θέσης των διεπιφανειών αερίου/πετρελαίου και πετρελαίου/νερού καταγράφεται επίσης με το χρόνο.

Η ανάλυση των στοιχείων παραγωγής επιτρέπει τη διάγνωση του κυρίαρχου φυσικού μηχανισμού με τον οποίο παράγεται το ρευστό. Αυτό θα επιτρέψει την έγκαιρη λήψη μέτρων για τη συνέχιση της παραγωγής υπό αριστοποιημένες συνθήκες και θα βελτιώσει την τελική αποληψιμότητα. Η παραγωγή στην επιφάνεια υδρογονανθράκων από ένα ταμιευτήρα απαιτεί την κατανάλωση μίας ποσότητας ενέργειας η οποία είτε ανήκει στο σύστημα είτε προσφέρεται επί τούτου. Συνεπώς, ανάλογα με την προέλευση της ενέργειας που δαπανάται για την παραγωγή διακρίνονται τα εξής είδη παραγωγής:

- πρωτογενής παραγωγή (primary production)
- δευτερογενής παραγωγή (secondary production)
- τριτογενής παραγωγή (tertiary production)

Όταν η ενέργεια προέρχεται αποκλειστικά από το σύστημα ταμιευτήρας – ρευστά ή και από πιθανό υποκείμενο ταμιευτήρα νερού με δυνατότητα επικοινωνίας με τον ταμιευτήρα υδρογονανθράκων, η παραγωγή ονομάζεται πρωτογενής. Λαμβάνει χώρα τουλάχιστον κατά τα πρώτα στάδια της παραγωγής και επιδίωξη είναι, εφόσον είναι εφικτό, να επεκταθεί για όσο το δυνατόν περισσότερο χρονικό διάστημα διότι η εκμετάλλευση υπό αυτές τις συνθήκες είναι οικονομικότερη. Η έναρξη της παραγωγής συντελεί στη σταδιακή μείωση της επικρατούσας πίεσης του σχηματισμού και γι' αυτό πραγματοποιούνται προσπάθειες διατήρησης της πίεσης του ταμιευτήρα πάνω από την πίεση φυσαλίδας του εκάστοτε ρευστού. Επιδιώκεται η πίεση του κοιτάσματος, για όσο είναι δυνατόν, να μην υποχωρήσει κάτω από την πίεση φυσαλίδας, διότι τότε αυξάνει σημαντικά η παραγωγή αερίου στην επιφάνεια. Γι' αυτό το λόγο εφαρμόζεται δευτερογενής παραγωγή, αν οι συνθήκες το επιβάλλουν, πριν εξαντληθεί η δυνατότητα της πρωτογενούς. **Σημείο φυσαλίδας**, P_b , σε μία θερμοκρασία T ορίζεται η πίεση στην οποία η πρώτη φυσαλίδα αερίου απελευθερώνεται από το υγρό μέσα στο οποίο βρίσκεται μέχρι πρότινος διαλυμένη. Δευτερογενής παραγωγή θα τεθεί σε εφαρμογή με έγχυση νερού (waterflooding) ή αερίου (dry gas) από ειδικά τοποθετημένες γεωτρήσεις έγχυσης, με στόχο την ώθηση των υδρογονανθράκων προς τα φρεάτια παραγωγής. Καθώς η πυκνότητα του νερού είναι μεγαλύτερη από τις αντίστοιχες πυκνότητες των υδρογονανθράκων, η βαρύτητα τείνει να συγκρατεί το νερό στο κατώτερο τμήμα του ταμιευτήρα. Γι' αυτό συνήθως εγχύεται νερό στα χαμηλότερα σημεία της δομής του σχηματισμού ενώ αέριο στα υψηλότερα. Ο διαχωρισμός αυτός, ειδικά στην περίπτωση ταμιευτήρων με υψηλή κλίση και πολλαπλά στρώματα, μπορεί να αποδεχτεί ευεργετικός καθώς τείνει να διατηρεί το μέτωπο του νερού ομοιόμορφο καθώς κινείται προς τα πάνω και ελαχιστοποιεί την κατά προτίμηση διείσδυση του νερού στα στρώματα υψηλής διαπερατότητας. Η διαδικασία αυτή είναι πολύ σημαντική και ταυτόχρονα απαραίτητη και εφαρμόζεται, λόγω χαμηλού κόστους, κατά

κόρον σήμερα σε παγκόσμια κλίμακα συμβάλλοντας σε μεγάλο βαθμό στην τελική αποληψιμότητα. Τριτογενής παραγωγή, γνωστή και ως IOR (Improved Oil Recovery), μπορεί να πραγματοποιηθεί, αν οι συνθήκες το επιτρέπουν και την καθιστούν οικονομικά βιώσιμη, στοχεύοντας στον απεγκλωβισμό, με τη βοήθεια φυσικοχημικών διεργασιών, μέρους του πετρελαίου το οποίο βρίσκεται παγιδευμένο στο πορώδες μέσο λόγω των τριχοειδών πιέσεων που αναπτύχθηκαν κυρίως σαν αποτέλεσμα της προηγηθείσας δευτερογενούς παραγωγής. Τέλος, οι τρόποι παραγωγής που περιλαμβάνουν θερμικές μεθόδους (thermal recovery) συγκαταλέγονται συνήθως στη δευτερογενή παραγωγή διότι ως επί το πλείστον περιορίζονται στη βελτίωση των ρεολογικών ιδιοτήτων των υδρογονανθράκων.

1.5 ΦΥΣΙΚΟΙ ΚΙΝΗΤΗΡΙΟΙ ΜΗΧΑΝΙΣΜΟΙ ΠΑΡΑΓΩΓΗΣ

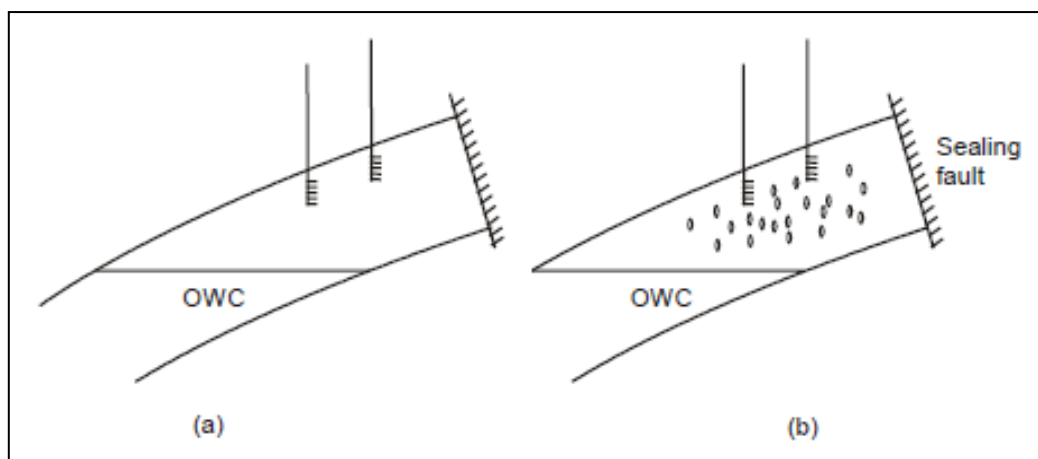
Υπάρχουν διάφοροι φυσικοί κινητήριοι μηχανισμοί παραγωγής^[3] (natural drive mechanisms) που συναντώνται στους ταμιευτήρες υδρογονανθράκων, όπως είναι οι μηχανισμοί:

- Αερίου εν διαλύσει
- Υπερκείμενης ζώνης αερίου
- Φυσικής εισροής νερού
- Συμπιεστότητας πετρώματος

Συνήθως, για την παραγωγή από ένα ταμιευτήρα λειτουργούν πλείονες του ενός κινητήριοι μηχανισμοί.

1.5.1 Κινητήριος Μηχανισμός Αερίου εν Διαλύσει

Ένας ταμιευτήρας πετρελαίου με κινητήριο μηχανισμό παραγωγής αυτόν του αερίου εν διαλύσει (solution gas drive), έχει σαν κύριες πηγές ενέργειας, για την ώθηση του πετρελαίου έξω από τους πόρους του πετρώματος και την προώθηση του προς το φρεάτιο παραγωγής, την εκτόνωση της φάσης του πετρελαίου καθώς και την εκτόνωση του αερίου που είναι διαλελυμένο στο πετρέλαιο. Κατά τη διάρκεια της παραγωγής των ταμιευτήρων αυτής της κατηγορίας διακρίνονται δύο στάδια (Σχήμα 1.2). Κατά τη διάρκεια του πρώτου σταδίου (α), η πίεση διατηρείται υπεράνω του σημείου φυσαλίδας του πετρελαίου, $P > P_b$, και δεν υφίσταται ελεύθερο αέριο στο κοίτασμα. Στην περίπτωση αυτή, όλο το αέριο που παράγεται στην επιφάνεια βρίσκεται διαλελυμένο στην υγρή φάση σε συνθήκες ταμιευτήρα. Το δεύτερο στάδιο, (β), αναφέρεται στην περίοδο κατά την οποία η πίεση του σχηματισμού υποχωρεί κάτω από την πίεση φυσαλίδας του ρευστού, $P < P_b$. Στην περίπτωση αυτή, απελευθερώνεται αέριο το οποίο αρχίζει να συνυπάρχει σαν ελεύθερη φάση.



Σχήμα 1.2: Κινητήριο μηχανισμός παραγωγής αερίου εν διαλύσει^[4] (solution gas drive), (a) $P > P_b$, (b) $P < P_b$.

Σε περιπτώσεις ταμιευτήρων όπου ο κυρίαρχος μηχανισμός παραγωγής είναι ο μηχανισμός του εν διαλύσει αερίου, στόχος του Μηχανικού Ταμιευτήρων είναι η ελαχιστοποίηση της παραγωγής αερίου, κρατώντας μεγαλύτερη ποσότητα διαθέσιμης ενέργειας στο κοίτασμα για την παραγωγή του πετρελαίου, δεδομένου ότι η συμπιεστότητα του αερίου είναι μερικές τάξεις μεγέθους μεγαλύτερη της συμπιεστότητας του υγρού (πετρέλαιο, νερό).

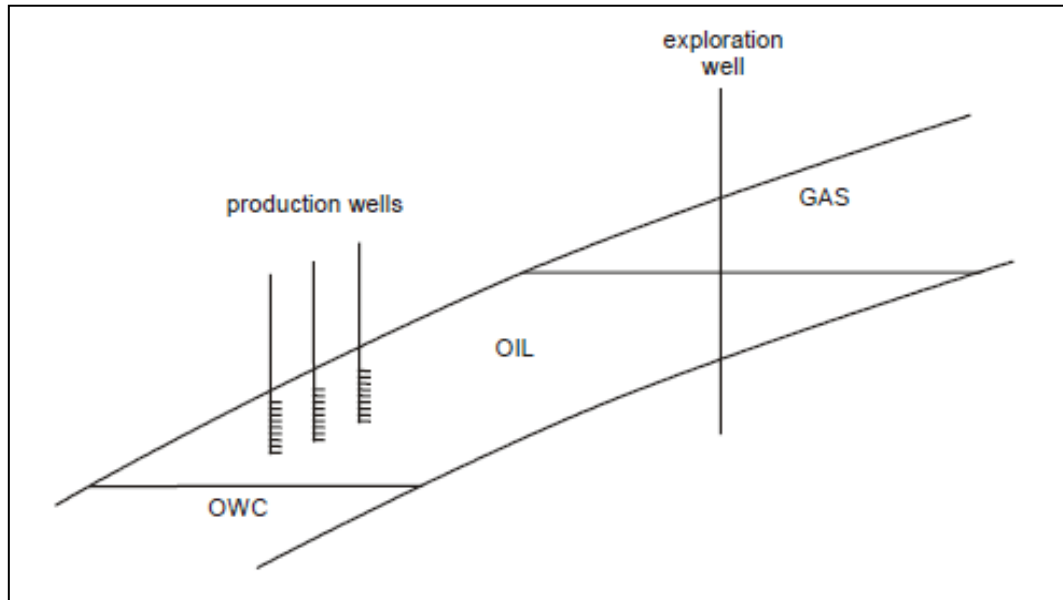
Η αποληψιμότητα των ταμιευτήρων που παράγουν με κινητήριο μηχανισμό αερίου εν διαλύσει εξαρτάται από τις ιδιότητες PVT του ρευστού. Κάτω από τις καλύτερες συνθήκες, όταν δεν συνεργούν και άλλοι μηχανισμοί παραγωγής, η τελική αποληψιμότητα δεν ξεπερνάει το 30% της αρχικής ποσότητας υδρογονανθράκων στο πορώδες μέσο, ενώ ο μέσος όρος είναι της τάξεως του 15%. Σε περιπτώσεις πετρελαίου με υψηλό ιξώδες, η αποληψιμότητα μπορεί να είναι και χαμηλότερη του 10%.

1.5.2 Κινητήριο Μηχανισμός Υπερκείμενης Ζώνης Αερίου

Στο Σχήμα 1.3 απεικονίζεται ένας ταμιευτήρας με κυρίαρχο μηχανισμό υπερκείμενης ζώνης αερίου (gascap drive). Στο μηχανισμό αυτόν ισχύουν οι ίδιες θεωρητικές αρχές που αναπτύχθηκαν για τον κινητήριο μηχανισμό αερίου εν διαλύσει. Καθώς η πίεση του ταμιευτήρα μειώνεται, λόγω της άντλησης ρευστών διαμέσω της γεώτρησης παραγωγής, η υπερκείμενη ζώνη αερίου εμποδίζει το πετρέλαιο του σχηματισμού να εκτονωθεί, προσφέροντας κατ' αυτό τον τρόπο επιπλέον ενέργεια λόγω της εκτόνωσης του αερίου. Η διεπιφάνεια μεταξύ αερίου - πετρελαίου μετακινείται προς τα κάτω διότι καθώς το ρευστό είναι κορεσμένο δεν μπορεί να διαλύσει επιπλέον ποσότητα αερίου με αποτέλεσμα το ποσοστό της αέριας φάσης συνεχώς να αυξάνεται καθώς η πίεση του σχηματισμού μειώνεται και ποσότητες ρευστών παράγονται στην επιφάνεια. Γενικά, παρατηρείται ότι η υπερκείμενη ζώνη αερίου σε ένα κοίτασμα υδρογονανθράκων συντελεί στη μείωση του ρυθμού πτώσης πίεσης του ταμιευτήρα σε σχέση με το μηχανισμό αερίου εν διαλύσει.

Σε τέτοιου είδους ταμιευτήρες απαιτείται ιδιαίτερη προσοχή από τα πρώτα στάδια της εκμετάλλευσης του σχηματισμού, όσον αφορά την επιλογή των θέσεων των φρεατίων παραγωγής (production wells) καθώς και των θέσεων των διατρήσεων (perforations), δεδομένου ότι στις αρχικές συνθήκες πίεσης και θερμοκρασίας του κοιτάσματος υπάρχει

δεύτερη (αέρια) φάση. Ένας από τους πολλούς στόχους του Μηχανικού Πετρελαίου είναι η σωστή επιλογή των θέσεων των γεωτρήσεων και των διατρήσεων έτσι ώστε να επιτυγχάνεται η μέγιστη παραγωγή πετρελαίου στην επιφάνεια. Για να επιτευχθεί ο στόχος αυτός, όπως φαίνεται από το παραπάνω σχήμα, οι γεωτρήσεις και οι διατρήσεις θα πρέπει να βρίσκονται αποκλειστικά στη ζώνη του πετρελαίου.



Σχήμα 1.3: Κινητήριο μηχανισμός παραγωγής με υπερκείμενη ζώνη αερίου (gascap drive)^[4].

Γενικά, οι ταμειυτήρες με κινητήριο μηχανισμό παραγωγής υπερκείμενης ζώνης αερίου παρουσιάζουν μεγαλύτερο ποσοστό αποληψιμότητας, περίπου κατά 1-10%, σε σύγκριση με τους αντίστοιχους που παράγουν μόνο με μηχανισμό παραγωγής αερίου εν διαλύσει. Όσο πιο πολύ ομοιογενής είναι ο σχηματισμός τόσο μεγαλύτερες είναι κατά κανόνα οι αποδόσεις.

1.5.3 Κινητήριο Μηχανισμός Υποκείμενου Υδατοφόρου Ζώνης

Ένας διαφορετικός φυσικός κινητήριο μηχανισμός παραγωγής είναι ο με φυσική εισροή νερού (natural water drive) από υποκείμενο υδατοφόρο ζώνη στον ταμειυτήρα. Να σημειωθεί, ότι η τεχνική της έγχυσης νερού (waterflooding), η οποία αναλύθηκε στην Ενότητα 1.4, συγκαταλέγεται στις ενέργειες που κάνει ο παραγωγός για να βελτιστοποιήσει τη συνολική παραγωγή (δευτερογενής) και δεν αποτελεί φυσικό μηχανισμό παραγωγής.

Η αθροιστική εισροή νερού από μία υδατοφόρο ζώνη προς τον ταμειυτήρα ισούται με:

$$W_e = V_w \cdot c_t \cdot \Delta P \quad (1.1)$$

όπου,

W_e : συνολική εισροή νερού (rbbl)

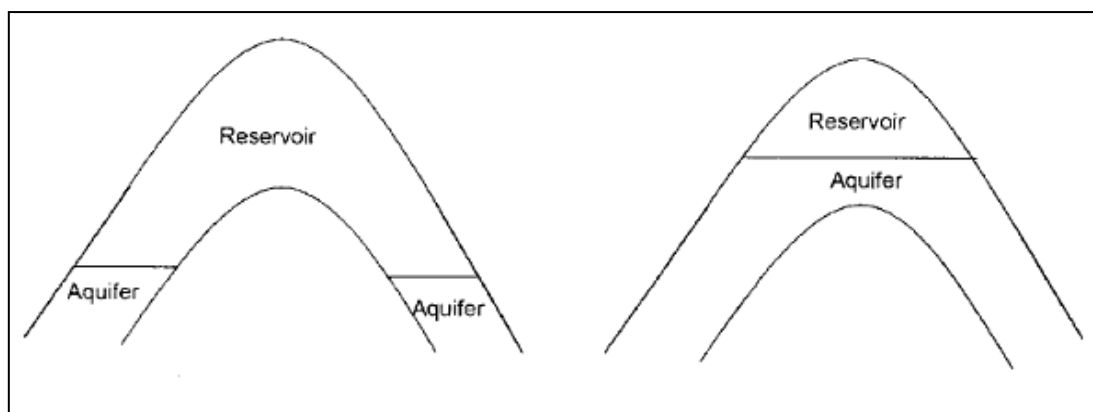
V_w : όγκος νερού στην υδατοφόρο ζώνη (rbbl)

c_t : ολική (total) συμπιεστότητα = $c_w + c_r$

c_w : συμπιεστότητα νερού (water)

c_r : συμπιεστότητα πετρώματος (rock)

ΔP : πτώση πίεσης



Σχήμα 1.4: Κινητήριος μηχανισμός παραγωγής με φυσική εισροή νερού από υποκείμενο υδατοφόρο ζώνη (natural water drive)^[5].

Το κατά πόσον η φυσική εισροή νερού σε ένα ταμιευτήρα επηρεάζει τη συμπεριφορά του εξαρτάται από το μέγεθος του υποκείμενου υδροφόρου ορίζοντα. Παρατηρείται ότι σε ταμιευτήρες οι οποίοι παράγουν με ισχυρό μηχανισμό φυσικής εισροής νερού, η πίεσή τους παραμένει σχεδόν σταθερή. Ωστόσο, από τη στιγμή που η παραγωγή νερού στην επιφάνεια αρχίζει να αυξάνει επικίνδυνα πρέπει να ληφθούν μέτρα για να προστατευθεί η βιωσιμότητα της εκμετάλλευσης. Σε μερικές περιπτώσεις η παρουσία μίας σημαντικής στήλης νερού μέσα στο φρεάτιο είναι ικανή να εφαρμόσει τέτοια πίεση στον παράγοντα σχηματισμό που να σταματήσει την παραγωγή (kill the well).

1.5.4 Κινητήριος Μηχανισμός Συμπιεστότητας Πετρώματος

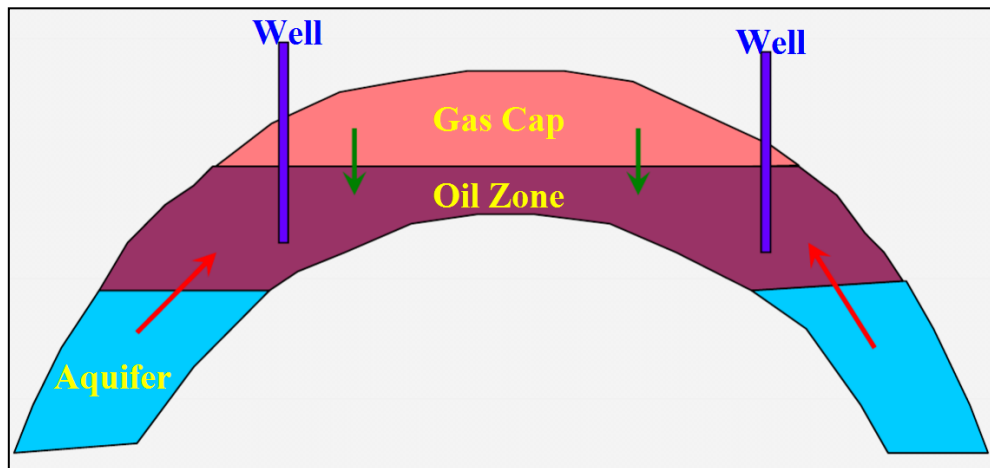
Ένας άλλος φυσικός κινητήριος μηχανισμός παραγωγής είναι λόγω της συμπιεστότητας του πορώδους μέσου και του νερού που βρίσκεται εγκλωβισμένο στους πόρους του. Η παραγωγή ρευστών από τον ταμιευτήρα στην επιφάνεια οδηγεί στη σταδιακή μείωση της επικρατούσας πίεσης του ταμιευτήρα λόγω της εκτόνωσης που λαμβάνει χώρα. Η μείωση της πίεσης, μεταξύ άλλων, προκαλεί μεταβολή στη συμπιεστότητα (compressibility) του πετρώματος. Αυτό έχει σαν συνέπεια τη συρρίκνωση των πόρων του σχηματισμού που φιλοξενούν το ρευστό. Η συρρίκνωση των πόρων του κοιτάσματος, και δεδομένου ότι οι ταμιευτήρες υδρογονανθράκων περιέχουν ποσότητες νερού στους πόρους τους, το οποίο δεν μπορεί να απομακρυνθεί, έχει σαν συνέπεια την εκτόνωση του νερού (water expansion) και τη μετακίνηση του πετρελαίου, εκτός των πόρων στους οποίους ευρίσκεται. Ωστόσο, ο φυσικός μηχανισμός αυτός συμβάλλει σε μικρό βαθμό στην παραγωγή συγκριτικά με τους προαναφερθέντες.

1.5.5 Σύνθετος Κινητήριος Μηχανισμός Παραγωγής

Όταν ένας ταμιευτήρας παράγει κάτω από την επίδραση περισσότερων του ενός κινητήριων μηχανισμών παραγωγής τότε αναφέρεται ότι παράγει με τη βοήθεια σύνθετου μηχανισμού παραγωγής (combination drive). Η συμβολή του κάθε μηχανισμού στην παραγωγή δεν παραμένει σταθερή αλλά συχνά μεταβάλλεται με το χρόνο.

Αν πολλοί κινητήριοι μηχανισμοί συμβάλλουν συγχρόνως στην παραγωγή τότε η ολική απόδοση του ταμιευτήρα θα εξαρτηθεί και από την επιλογή των θέσεων των φρεατίων παραγωγής και του ρυθμού παραγωγής από κάθε φρεάτιο. Συγκεκριμένα, αν ένας

ταμιευτήρας παράγει υπό τη συνδυασμένη επίδραση των μηχανισμών υπερκείμενης ζώνης αερίου και φυσικής εισροής νερού (Σχήμα 1.5), τότε εύλογα θα αναμένεται η απόδοση του ταμιευτήρα να είναι σημαντικά διαφορετική αν τα φρεάτια παραγωγής διαπερνούν το σχηματισμό στο κατώτερο τμήμα του ή στο ανώτερο τμήμα του ή στην ιδανικότερη περίπτωση οι διατρήσεις (perforations) ευρίσκονται μεταξύ των διεπιφανειών νερού/πετρελαίου και αερίου/πετρελαίου. Γενικά, συνιστάται η χρήση μοντέλων προσομοίωσης ταμιευτήρα στις περιπτώσεις σύνθετου κινητήριου μηχανισμού παραγωγής ώστε να μελετηθεί με ακρίβεια η συμπεριφορά του σχηματισμού.



Σχήμα 1.5: Σύνθετος κινητήριος μηχανισμός παραγωγής (combination drive) με υπερκείμενη ζώνη αερίου (gas cap drive) και φυσικής εισροής νερού (natural water drive).

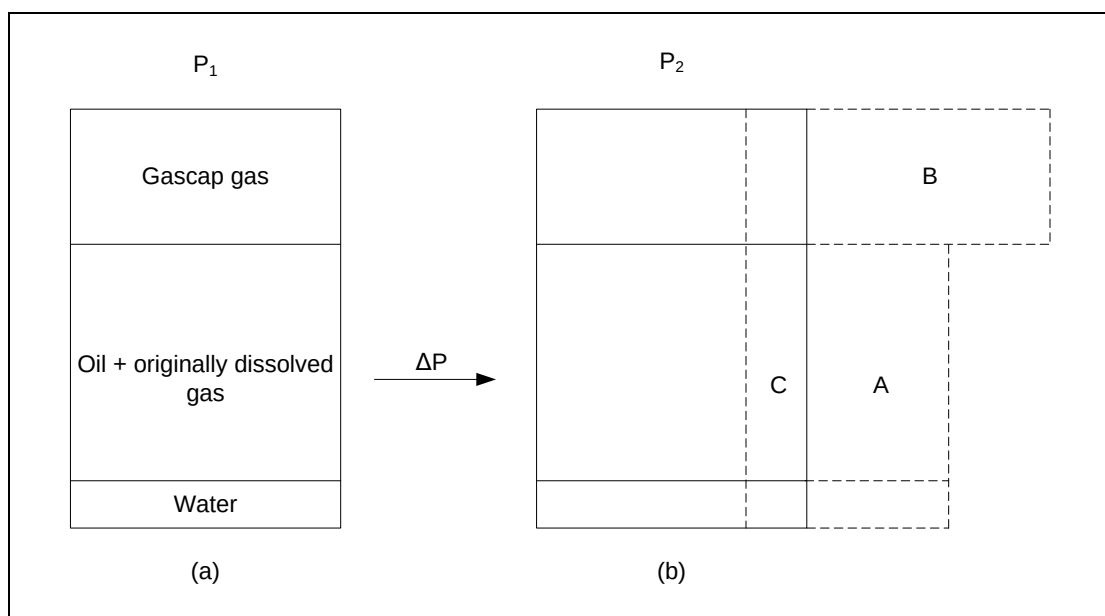
1.6 ΜΕΘΟΔΟΣ ΙΣΟΖΥΓΙΟΥ ΜΑΖΑΣ (MIM)

Η απλούστερη προσέγγιση της προσομοίωσης και της εκτίμησης της απόδοσης ταμιευτήρων αλλά και η ευχερέστερη δοκιμή διαφορετικών σεναρίων παραγωγής, επιτυγχάνεται με τη μέθοδο που χρησιμοποιεί τα ισοζύγια μάζας (material balance equation). Η μέθοδος αυτή λαμβάνει υπ' όψιν τα δεδομένα παραγωγής που έχουν συλλεγεί κατά τη διάρκεια κάποιας μικρότερης ή μεγαλύτερης χρονικής περιόδου, κατά την οποία το κοίτασμα παρήγαγε, καθώς και δεδομένα για τις ιδιότητες των ρευστών που φιλοξενούνται στο κοίτασμα. Η μέθοδος ωστόσο αγνοεί τη ροή του ρευστού μέσα στο σχηματισμό καθώς και τυχόν μεταβολές ενέργειας οι οποίες λαμβάνουν χώρα κατά τη διάρκεια της εκμετάλλευσης. Η προσέγγιση αυτή υποθέτει ότι ο ταμιευτήρας συμπεριφέρεται σαν μία δεξαμενή (tank model), και κατά συνέπεια δεν πραγματοποιείται διακριτοποίηση στο χώρο, και πως πίεση ίση με τη μέση πίεση επικρατεί την ίδια στιγμή σε οποιοδήποτε σημείο του ταμιευτήρα ο οποίος εννοείται σαν μία μοναδική διακριτή χωρική μονάδα. Η υπόθεση αυτή δεν είναι ρεαλιστική, καθώς είναι γεγονός πως η παραγωγή και η ροή του ρευστού είναι αποτέλεσμα διαφορών πίεσης ανάμεσα στις διάφορες περιοχές του ταμιευτήρα. Ωστόσο, έχει αποδεχθεί στην πράξη πως αν τα δεδομένα των μέσων πιέσεων και των παραχθέντων όγκων είναι ακριβή, ο παραπάνω τύπος ανάλυσης μπορεί να προβλέψει με σχετική ακρίβεια τη συμπεριφορά του ταμιευτήρα και να διαγνώσει τον κυρίαρχο φυσικό μηχανισμό παραγωγής.

Η εξίσωση του ισοζυγίου μάζας αποτελεί την έκφραση της διατήρησης της μάζας των φάσεων (υγρό, αέριο και νερό) που συνυπάρχουν σε ένα κοίτασμα. Γενικά, η ποσότητα

ρυστού που παραμένει στον ταμειυτήρα, μετά από ένα χρονικό διάστημα παραγωγής, ισούται με την ποσότητα ρυστού που αρχικά υπήρχε σε αυτόν, μείον την ποσότητα που αφαιρέθηκε από τον ταμειυτήρα λόγω παραγωγής, και την ποσότητα ρυστού που προστίθεται λόγω έγχυσης ή φυσικής εισροής νερού ή αερίου στο κοίτασμα. Δεδομένου ότι οι ποσότητες αυτές εκφράζονται στην πράξη με όγκους και όχι με μάζες, η εξίσωση ισοζυγίου μάζας παρουσιάζεται συνήθως υπό μορφή ογκομετρικού ισοζυγίου.

Η γενική αρχή στην οποία στηρίζεται η μέθοδος ισοζυγίου μάζας φαίνεται στο Σχήμα 1.6. Έστω ένας ταμειυτήρας πετρελαίου με υπερκείμενη ζώνη αερίου και υποκείμενο υδροφόρο ορίζοντα. Το Σχήμα 1.6 δίνει μία σχηματική παράσταση ενός τέτοιου ταμειυτήρα στις αρχικές συνθήκες (a) και αφότου η πίεσή του έχει υποστεί μείωση κατά ΔP σαν συνέπεια της παραγωγής (b). Το σχήμα (b) παριστά το αποτέλεσμα που θα επέλθει αν θεωρητικά επιτρεπόταν στην αρχική ποσότητα του ρυστού να εκτονωθεί στην πίεση P_2 , πέραν των ορίων του κοιτάσματος στο μέτρο που επιβάλλουν οι ογκομετρικοί συντελεστές του.



Σχήμα 1.6: Μεταβολές όγκων ρυστών ταμειυτήρα καθώς η πίεση μεταβάλλεται (a) όγκοι στην αρχική πίεση, P_1 , (b) όγκοι σε πίεση P_2 ($P_2 = P_1 - \Delta P$).

Ο όγκος A αντιστοιχεί στην εκτόνωση του πετρελαίου μαζί με το διαλελυμένο σε αυτό αέριο, ενώ ο όγκος B αντιστοιχεί στην εκτόνωση της αρχικής υπερκείμενης ζώνης αερίου. Ο όγκος C εκφράζει τη μείωση του όγκου του πορώδους μέσου που διατίθεται για τους υδρογονάνθρακες (hydrocarbon pore volume, HCPV) λόγω της επίδρασης αφενός της εκτόνωσης του μη απομακρύνσιμου νερού και αφετέρου της μείωσης του διατιθέμενου όγκου λόγω της συμπίεστικότητας του πετρώματος. Αν οι μετρούμενοι όγκοι των ρυστών, που παρήχθησαν στην επιφάνεια μεταξύ των πιέσεων P_1 και P_2 , μετατραπούν με τη χρήση των ογκομετρικών συντελεστών σχηματισμού τους σε όγκους σε συνθήκες ταμειυτήρα, στη πίεση P_2 , τότε θα πρέπει να καταλαμβάνουν τον όγκο $A+B+C$. Επομένως, οι όγκοι A, B και C αντιστοιχούν στον όγκο των παραχθέντων ρυστών σε συνθήκες ταμειυτήρα καθώς η πίεση έπεσε από P_1 σε P_2 .

Οι δύο βασικοί τρόποι με τους οποίους εφαρμόζεται η μέθοδος ισοζυγίου μάζας σε υπόγειους ταμιευτήρες είναι οι εξής:

1. Αν για ένα δεδομένο κοίτασμα υδρογονανθράκων είναι γνωστές οι ιδιότητες PVT των ρευστών του σαν συνάρτηση της πίεσης του ταμιευτήρα, οι όγκοι των ρευστών που παρήχθησαν κατά τη διάρκεια μίας περιόδου παραγωγής μετρημένοι σε κανονικές συνθήκες καθώς και η πτώση πίεσης ΔP που σημειώθηκε στον ταμιευτήρα σαν αποτέλεσμα της παραπάνω παραγωγής, τότε μπορεί να προσδιοριστεί ο όγκος των υδρογονανθράκων που πληρούσε το πορώδες μέσο στις αρχικές συνθήκες (original oil in place, OOIP) μετρημένος σε κανονικές συνθήκες.
2. Αν για ένα δεδομένο κοίτασμα υδρογονανθράκων είναι γνωστές οι ιδιότητες PVT των ρευστών του σαν συνάρτηση της πίεσης του ταμιευτήρα καθώς και οι αρχικοί όγκοι των υδρογονανθράκων που πληρούσαν αρχικά τους πόρους του ταμιευτήρα μετρημένοι σε κανονικές συνθήκες, τότε για ένα δεδομένο ΔP , που αντιστοιχεί σε μία χρονική διάρκεια παραγωγής, μπορεί να υπολογιστεί ο όγκος της αναμενόμενης μελλοντικής παραγωγής ανηγμένος σε κανονικές συνθήκες.

1.7 ΠΡΟΣΟΜΟΙΩΣΗ ΤΑΜΙΕΥΤΗΡΑ

Για να πραγματοποιηθεί μία πλήρης μελέτη ενός κοιτάσματος υδρογονανθράκων, χρησιμοποιείται η μέθοδος της προσομοίωσης ταμιευτήρα. Ως **προσομοίωση ταμιευτήρων πετρελαίου**^[6] (reservoir simulation) ορίζεται η διαδικασία που συνδυάζει τη φυσική, τα μαθηματικά, τη μηχανική ταμιευτήρων και τις γεωεπιστήμες με σκοπό την ανάπτυξη μοντέλων πρόβλεψης της απόδοσης των ταμιευτήρων υδρογονανθράκων ανάλογα με τα εκάστοτε χαρακτηριστικά τους και τις συνθήκες παραγωγής. Η βιομηχανία πετρελαίου τα τελευταία χρόνια χρησιμοποιεί υπολογιστικά μοντέλα προσομοίωσης προκειμένου να καταστήσει όσο το δυνατό πιο αποδοτική την εκμετάλλευση των υπόγειων ταμιευτήρων υδρογονανθράκων ελέγχοντας διάφορα σενάρια παραγωγής. Απώτερος στόχος της προσομοίωσης ταμιευτήρα είναι ο προσδιορισμός όλων των απαραίτητων μεγεθών τα οποία επιτρέπουν τον υπολογισμό των αποθεμάτων καθώς και την αξιολόγηση του τρόπου με τον οποίο παράγει ένας ταμιευτήρας. Τα μοντέλα προσομοίωσης αποτελούν την πλέον πολύπλοκη αλλά ολοκληρωμένη προσέγγιση για την περιγραφή της κατάστασης στο εσωτερικό του ταμιευτήρα κατά τη διάρκεια της εκμετάλλευσής του καθώς και των παραγόμενων προϊόντων.

Αρχικά, για την προσομοίωση ενός ταμιευτήρα απαιτείται η συλλογή ενός μεγάλου αριθμού δεδομένων από τις διάφορες φάσεις έρευνας, περιχάραξης (delineation) και ανάπτυξης (development) του κοιτάσματος υδρογονανθράκων προκειμένου να αναπτυχθεί το φυσικό μοντέλο του ταμιευτήρα. Συνεργάζονται επομένως Γεωλόγοι, Γεωφυσικοί, Μηχανικοί Πετρελαίου αλλά και άλλες ειδικότητες για να προσδιορίσουν τις ιδιότητες και τις ιδιομορφίες του σχηματισμού, και πιο συγκεκριμένα τις ιδιότητες των ρευστών και του πορώδους μέσου. Μέσω αυτής της διαδικασίας^[7] θα προκύψουν σημαντικές πληροφορίες σχετικά με τις φυσικές ιδιότητες που χαρακτηρίζουν τα πετρελαιοφόρα στρώματα όπως το πορώδες, η διαπερατότητα και ο βαθμός κορεσμού σε υδρογονάνθρακες. Επιπλέον θα προσδιοριστεί η γεωμετρία και η λιθολογική σύσταση του ταμιευτήρα καθώς και η σύσταση του ρευστού. Για την πληρέστερη μελέτη της δομής των υπόγειων σχηματισμών

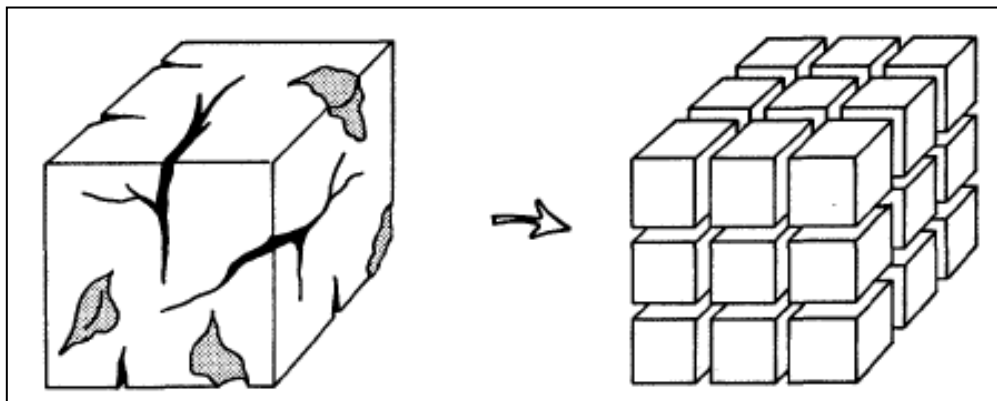
και της σύστασης του ρευστού, εκτός από τις σημειακές τιμές των ανωτέρω μεγεθών, προσδιορίζονται και οι μεταβολές τους στο χώρο. Εφόσον προσδιοριστούν τα μεγέθη αυτά και αναπτυχθεί το φυσικό μοντέλο, στη συνέχεια διατυπώνεται με εξισώσεις το μαθηματικό μοντέλο και μοντελοποιούνται η ροή και οι φυσικές διεργασίες που λαμβάνουν χώρα. Επίσης, τα δεδομένα παραγωγής του ταμιευτήρα υδρογονανθράκων, που συλλέγονται σε κάθε στάδιο της εκμετάλλευσής του, θα χρησιμοποιηθούν για την υποστήριξη μεταγενέστερων υπολογισμών. Γενικά, για την ανάπτυξη ενός μοντέλου προσομοίωσης συνδυάζονται όλα τα αρχικά διαθέσιμα δεδομένα τα οποία στη συνέχεια ενημερώνονται κατά τη διάρκεια της εκμετάλλευσης προκειμένου το μοντέλο, και επομένως οι προβλέψεις του, να βελτιωθούν.

Οι θεμελιώδεις αρχές που διέπουν τη διαδικασία παραγωγής είναι η αρχή διατήρησης της μάζας και της ενέργειας και ο νόμος που διέπει τη ροή ρευστών μέσα σε πορώδες μέσο (Νόμος του Darcy). Επίσης, συνήθως λόγω του αργού ρυθμού μετακίνησης των ρευστών μέσα στον ταμιευτήρα θεωρείται ότι σε κάθε σημείο και κάθε χρονική στιγμή επικρατούν συνθήκες θερμοδυναμικής ισορροπίας. Η αρχή διατήρησης της μάζας και της ενέργειας, όπως και ο Νόμος του Darcy, διέπονται από ισχυρά μη γραμμικές διαφορικές εξισώσεις ενώ η θερμοδυναμική ισορροπία διέπεται από συστήματα ισχυρά μη γραμμικών αλγεβρικών εξισώσεων.

Η αναλυτική προσέγγιση ενός τέτοιου προβλήματος, επιλύοντας δηλαδή τις διαφορικές εξισώσεις και τα συστήματα μη γραμμικών εξισώσεων, μπορεί να επιτευχθεί μόνο υπό αυστηρές προϋποθέσεις (π.χ. ασυμπίεστο, ισοθερμοκρασιακό και μονοφασικό ρευστό). Επομένως, η δυσκολία επίλυσης τόσο σύνθετων μαθηματικών προβλημάτων καθιστούν την προσομοίωση ταμιευτήρων ως μία εξαιρετικά δύσκολη και επίπονη διαδικασία η οποία μπορεί να αντιμετωπιστεί μόνο με τη χρήση αριθμητικών μεθόδων. Αναπτύχθηκαν διάφορα εργαλεία προσέγγισης των ζητούμενων τιμών, όπου η βασική αρχή πάνω στην οποία στηρίζεται κάθε τέτοια προσέγγιση είναι η **διακριτοποίηση** του συνεχούς του ταμιευτήρα σε στοιχειώδη τμήματα (σύνολα διακεκριμένων τιμών) τα οποία ονομάζονται κελία (cells ή grid blocks). Η διακριτοποίηση αναφέρεται τόσο ως προς τον χώρο όσο και ως προς το χρόνο. Κατά αυτό τον τρόπο προσδιορίζονται οι σημειακές τιμές των μεγεθών σε κάθε σημείο χώρου και χρόνου. Ο ταμιευτήρας διαχωρίζεται σε ένα μεγάλο αριθμό κελίων, ή διαφορετικά σε ένα μεγάλο αριθμό τμημάτων χώρου και χρόνου, όπου κάθε κελίο μελετάται ξεχωριστά. Η μέθοδος της προσομοίωσης υποθέτει ότι το κάθε κελίο του ταμιευτήρα συμπεριφέρεται σαν μία δεξαμενή (tank model) με ενιαία πίεση και θερμοκρασία ρευστών καθώς και σύσταση των επιμέρους φάσεων για κάθε συγκεκριμένη χρονική στιγμή και κατά τη ροή του ρευστού επικοινωνεί με όλα τα γειτονικά κελία μεταφέροντας μάζα και ενέργεια. Υπό αυτή την προϋπόθεση, η μέθοδος των πεπερασμένων διαφορών επιτρέπει τη μετατροπή των διαφορικών εξισώσεων, που διέπουν ένα συνεχές πρόβλημα, σε αλγεβρικές καθιστώντας έτσι δυνατή την προσέγγιση ενός συνεχούς ταμιευτήρα με διακριτό.

Ο χρήστης έχει τη δυνατότητα να ορίσει ίδιες ή διαφορετικές διαστάσεις σε κάθε στοιχειώδες τμήμα – κελίο, υποδηλώνοντας επομένως τις περιοχές του ταμιευτήρα τις οποίες επιθυμεί να μελετήσει λιγότερο ή περισσότερο. Γενικά, η ακρίβεια της προσεγγιστικής λύσης εξαρτάται από τα μεγέθη του βήματος τόσο στο χώρο όσο και στο

χρόνο. Επίσης, μπορεί ο χρήστης να ορίσει και τη γεωμετρία την οποία επιθυμεί να έχει το κάθε κελίο. Η διακριτοποίηση ωστόσο, προκαλεί μικρά σφάλματα στα υπολογιζόμενα μεγέθη, τα οποία προκύπτουν από την προσέγγιση συνεχών διαδικασιών από διακριτές, και αποτελεί μία εξαιρετικά χρονοβόρα διαδικασία.



Σχήμα 1.7: Διακριτοποίηση του συνεχή ταμιευτήρα σε στοιχειώδη τμήματα^[8].

Με τη χρήση του μοντέλου προσομοίωσης μπορεί να προβλεφθεί η απόδοση του ταμιευτήρα κάτω από διαφορετικά σενάρια παραγωγής προκειμένου να επιλεγεί το βέλτιστο. Τα σενάρια τα οποία ελέγχονται μέσω της προσομοίωσης μπορεί να περιλαμβάνουν διαφορετικές θέσεις διατρήσεων (perforations) και γεωτρήσεων, έλεγχο του ρυθμού παραγωγής καθώς και εφαρμογή μηχανισμών δευτερογενούς ή τριτογενούς παραγωγής.

Υπάρχουν σήμερα διάφοροι τύποι προσομοίωσης ταμιευτήρων που εφαρμόζονται στο χώρο του πετρελαίου και οι οποίοι διακρίνονται ως προς τις παραδοχές που ο καθένας δέχεται (Black Oil, Compositional, Thermal models) καθώς και ως προς τις διαστάσεις υπό τις οποίες πραγματοποιείται η μοντελοποίηση (μονοδιάστατη, δισδιάστατη, τρισδιάστατη).

1.7.1 Είδη Μοντέλων Προσομοίωσης Ταμιευτήρων

Όταν το περιεχόμενο ρευστό του ταμιευτήρα είναι πετρέλαιο χαμηλής ή μέσης πτητικότητας, το πρόβλημα της ισορροπίας φάσεων δεν επιλύεται αριθμητικά αλλά συχνά χρησιμοποιούνται τα λεγόμενα Black Oil Tables. Τα Black Oil Tables περιέχουν τις τιμές του Ογκομετρικού Συντελεστή Σχηματισμού Υγρής Φάσης (Oil Formation Volume Factor, B_o), του λόγου αερίου εν διαλύσει/πετρελαίου (solution Gas-Oil ratio, R_s) και του Ογκομετρικού Συντελεστή Σχηματισμού Αέριας Φάσης (Gas Formation Volume Factor, B_g) από πίνακες συναρτήσεων της πίεσης. Η προσομοίωση αυτή δεν λαμβάνει υπ' όψιν την ολόενα μεταβαλλόμενη σύσταση κάθε φάσης σε κάθε στοιχειώδες τμήμα (κελίο) του ταμιευτήρα αλλά τις τιμές των ογκομετρικών συντελεστών σχηματισμού σε αυτό κάθε χρονική στιγμή. Επίσης, σε αυτή την κατηγορία μοντέλων προσομοίωσης θεωρείται ότι το ρευστό του ταμιευτήρα αποτελείται από δύο μόνο ψευδοσυστατικά (pseudo-components) εκ των οποίων το ένα είναι το πετρέλαιο του τανκ και το άλλο είναι το αέριο που παράγεται στην επιφάνεια. Τέλος, η διαδικασία αυτή είναι γνωστή και ως προσομοίωση ισορροπίας φάσεων "look-up table".

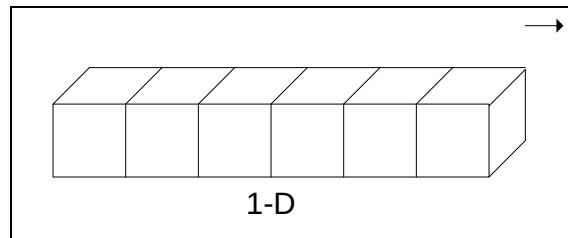
Σε πολλές περιπτώσεις πετρελαίων με χαμηλή πίεση φυσαλίδας, P_b , είναι αποδεκτό να υποθέσουμε ότι η διαλυτότητα του αερίου στο υγρό εξαρτάται μόνο από την πίεση του σχηματισμού. Ωστόσο, όταν η πίεση του ταμιευτήρα είναι χαμηλότερη από την πίεση φυσαλίδας του εκάστοτε ρευστού, απαιτείται μία πληρέστερη περιγραφή του ρευστού η οποία να περιλαμβάνει ένα μεγαλύτερο αριθμό συστατικών και κατάλληλες καταστατικές εξισώσεις (Equations of State, EOS), δεδομένου ότι σε πολλές περιπτώσεις τέτοιων κοιτασμάτων υδρογονανθράκων η μαθηματική ανάμειξη των δύο ψευδοσυστατικών προκαλεί μεγάλες αποκλίσεις από τη σύσταση του ρευστού στις συνθήκες πίεσης και θερμοκρασίας του ταμιευτήρα. Χρησιμοποιούνται επομένως μοντέλα σύστασης (compositional models), τα οποία χειρίζονται με μεγαλύτερη ακρίβεια τη θερμοδυναμική συμπεριφορά του ρευστού, στα οποία το ρευστό του σχηματισμού περιγράφεται από n αριθμό συστατικών, τα οποία υπάρχουν σε υγρή ή αέρια μορφή, λαμβάνοντας κατ' αυτό τον τρόπο υπ' όψη την πιθανή αλλαγή φάσης του κάθε συστατικού κατά τη διάρκεια της εκμετάλλευσης του ταμιευτήρα. Τα μοντέλα σύστασης χρησιμοποιούνται κυρίως σε υψηλής πτητικότητας ταμιευτήρες.

Όταν το πετρέλαιο του σχηματισμού είναι βαρύ (heavy oil) και η άντλησή του στην επιφάνεια αποτελεί δύσκολη διαδικασία, πραγματοποιείται συχνά θέρμανση του ρευστού (π.χ. εισπίεση ατμού) έτσι ώστε να βελτιωθούν οι ρεολογικές ιδιότητές του. Παρόλο που θεωρείται σταθερή η θερμοκρασία του ταμιευτήρα καθ' όλη τη διάρκεια της εκμετάλλευσης, λόγω της μεγάλης θερμοχωρητικότητας τόσο των πετρωμάτων του ταμιευτήρα όσο και των υπερκείμενων πετρωμάτων, σε αυτή την περίπτωση η θερμοκρασία του σχηματισμού, και κατ' επέκταση του ρευστού, δεν μπορεί να θεωρηθεί σταθερή. Επομένως, χρησιμοποιούνται μοντέλα προσομοίωσης, τα οποία ονομάζονται θερμικά μοντέλα (thermal models), τα οποία εισαγάγουν τη θερμοκρασία σαν μεταβλητή στις εξισώσεις που διέπουν τη συμπεριφορά των ρευστών και του πορώδους μέσου κατά τη διάρκεια της εκμετάλλευσης για να μοντελοποιηθούν οι επιδράσεις που προκαλούνται στον ταμιευτήρα εξαιτίας της αύξησης της θερμοκρασίας του.

1.7.2 Διαστάσεις Μοντέλων Προσομοίωσης

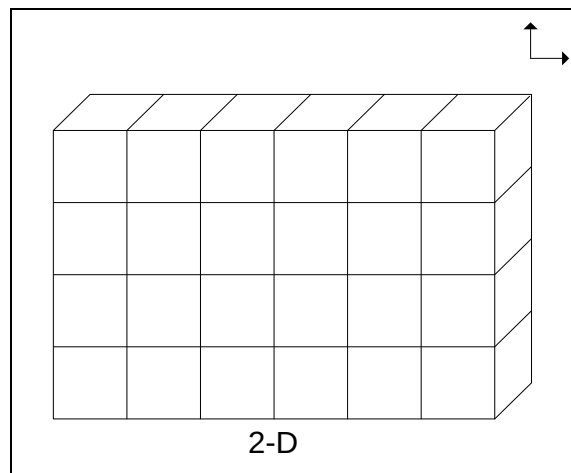
Υπάρχουν μονοδιάστατα (1-D), δισδιάστατα (2-D) και τρισδιάστατα (3-D) μοντέλα προσομοίωσης καθένα από τα οποία εφαρμόζεται σύμφωνα με το πρόβλημα που επιθυμείται να μοντελοποιηθεί. Γενικά, τα μονοδιάστατα και δισδιάστατα μοντέλα εφαρμόζονται σε ορισμένες μόνο περιπτώσεις ενώ τα τρισδιάστατα μοντέλα εφαρμόζονται όταν επιθυμείται μία πλήρης μοντελοποίηση της διαδικασίας παραγωγής ενός ταμιευτήρα υδρογονανθράκων.

Συγκεκριμένα, όταν ο χρήστης θεωρεί γραμμική τη ροή του ρευστού διαμέσω του πορώδους μέσου, η οποία πραγματοποιείται ως προς μία μόνο κατεύθυνση, τότε μπορεί να μοντελοποιηθεί ως μονοδιάστατη (1-D). Για παράδειγμα, μονοδιάστατα μοντέλα προσομοίωσης χρησιμοποιούνται για την εύρεση της ελάχιστης πίεσης αναμειξιμότητας του πετρελαίου και του διοξειδίου του άνθρακα, δεδομένου ότι συχνά πραγματοποιείται εισπίεση διοξειδίου του άνθρακα σε ταμιευτήρες υδρογονανθράκων.



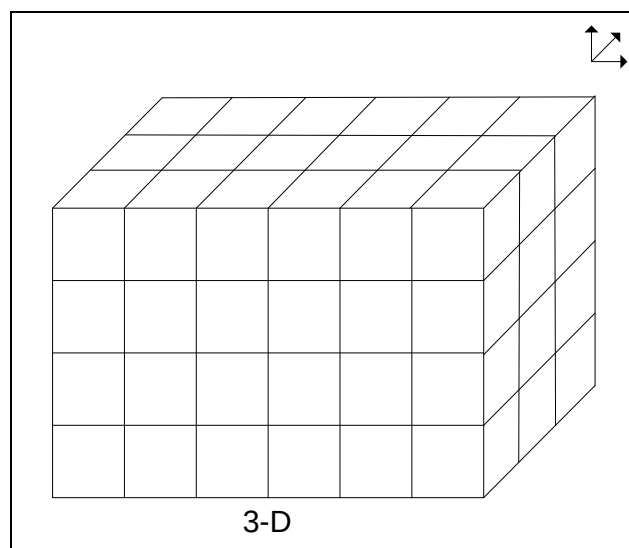
Σχήμα 1.8: Μονοδιάστατη (1-D) μοντελοποίηση της ροής ρευστού.

Αν ο χρήστης θεωρεί ότι η κυρίαρχη ροή ρευστού είναι στο οριζόντιο και κατακόρυφο επίπεδο, σε αυτή την περίπτωση η ροή του ρευστού μπορεί να μοντελοποιηθεί ως δισδιάστατη (2-D). Για παράδειγμα, δισδιάστατα μοντέλα προσομοίωσης χρησιμοποιούνται όταν επιθυμείται να προσδιοριστεί η διαπερατότητα του σχηματισμού μεταξύ δύο γεωτρήσεων κατά μήκος μίας συγκεκριμένης διεύθυνσης ενώ συγχρόνως η δεύτερη συνιστώσα της διαπερατότητας δεν μπορεί να αγνοηθεί.



Σχήμα 1.9: Δισδιάστατη (2-D) μοντελοποίηση της ροής ρευστού.

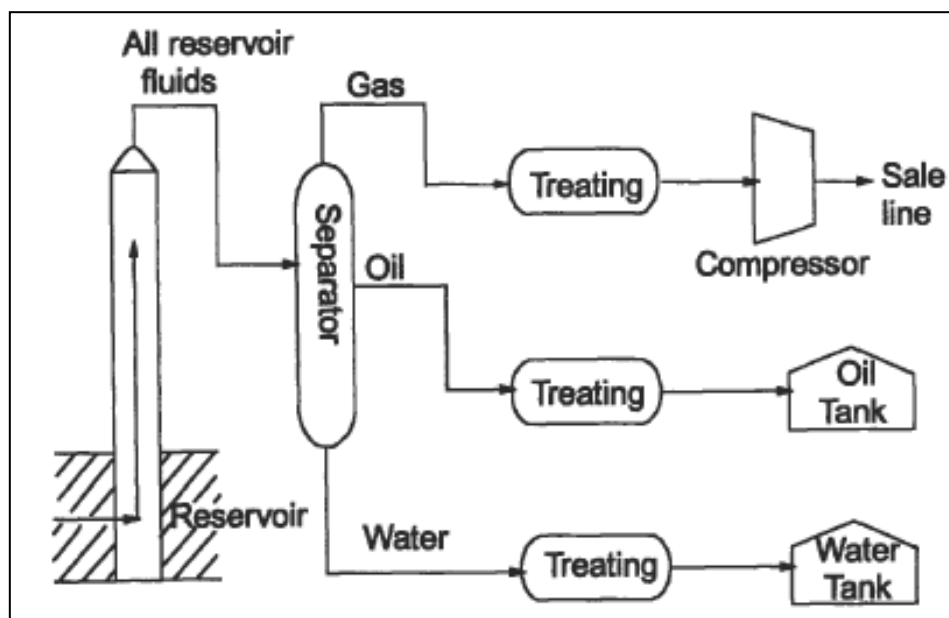
Ωστόσο, όταν ο χρήστης επιθυμεί τη μοντελοποίηση της διαδικασίας παραγωγής ενός ταμειυτήρα τότε η ροή πρέπει να μοντελοποιηθεί ως τρισδιάστατη (3-D), δηλαδή να ληφθεί υπ' όψη η ροή και ως προς τις τρεις συνιστώσες (x-οριζόντια, z-κατακόρυφη, y-οριζόντια).



Σχήμα 1.10: Τρισδιάστατη (3-D) μοντελοποίηση της ροής ρευστού.

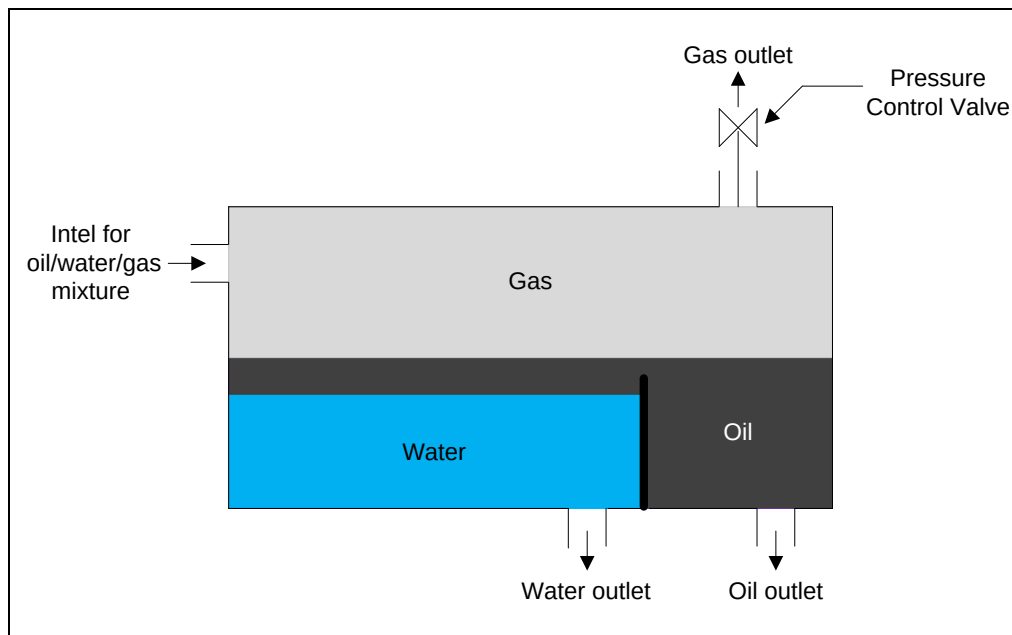
1.8 ΣΥΣΤΗΜΑ ΔΙΑΧΩΡΙΣΜΟΥ ΠΑΡΑΓΟΜΕΝΩΝ ΡΕΥΣΤΩΝ

Το παραγόμενο ρευστό του ταμιευτήρα, το οποίο μεταφέρεται στην επιφάνεια μέσω γεωτρήσεων (Σχήμα 1.1), εκτονώνεται κατά πρώτο στην επιφάνεια σε ένα δοχείο που ονομάζεται διαχωριστήρας (separator). Ο διαχωριστήρας λειτουργεί σε συγκεκριμένη πίεση, καθοριζόμενη από το χρήστη, και διαχωρίζει τις παραγόμενες φάσεις (πετρέλαιο, αέριο και νερό). Στόχος του διαχωρισμού είναι η αριστοποίηση της παραγωγής, δηλαδή η ελαχιστοποίηση της παραγωγής αερίου και η μεγιστοποίηση της παραγωγής αργού πετρελαίου στο τανκ, το οποίο έχει και τη μεγαλύτερη εμπορική αξία. Συνήθως, αν οι συνθήκες παραγωγής το επιβάλλουν, χρησιμοποιούνται δύο ή τρεις διαχωριστήρες με τον τελευταίο να λειτουργεί σε ατμοσφαιρική πίεση και θερμοκρασία. Εκτός κάποιων λίγων συγκεκριμένων περιπτώσεων, η θερμοκρασία διαχωρισμού επιβάλλεται στο σύστημα από τη θερμοκρασία με την οποία το παραγόμενο ρευστό φθάνει στην επιφάνεια και επομένως πρόκειται βασικά για βελτιστοποίηση μίας μεταβλητής, της πίεσης διαχωρισμού.



Σχήμα 1.11: Σύστημα διαχωρισμού παραγόμενων φάσεων (πετρέλαιο, αέριο, νερό).

Επειδή το ρευστό που παράγεται στο διαχωριστήρα αποτελείται συνήθως από τρεις φάσεις (πετρέλαιο, αέριο και νερό), οι οποίες παρουσιάζουν μεγάλες διαφορές στις πυκνότητές τους, ο διαχωριστήρας έχει κατασκευαστεί κατά τέτοιο τρόπο ώστε να διαχωρίζει τις παραχθείσες φάσεις διά της βαρύτητας (gravity segregation). Απαραίτητη προϋπόθεση για να επιτευχθεί ο βέλτιστος δυνατός διαχωρισμός μεταξύ των φάσεων αυτών είναι η μείωση της κινητικής ενέργειας των εισερχόμενων μορίων στο διαχωριστήρα, δεδομένου ότι το εισερχόμενο μίγμα ρευστών (το οποίο παρουσιάζει μεγάλη διασπορά φυσαλίδων με σταγονίδια υγρού) έχουν μεγάλη ταχύτητα. Στο εσωτερικό του διαχωριστήρα είναι τοποθετημένες ειδικές πλάκες οι οποίες αναγκάζουν το ρευστό να ακολουθεί μεγάλη και μη ευθύγραμμη διαδρομή, συγκριτικά με το μέγεθος του διαχωριστήρα, και κατ' επέκταση να παραμένει μεγάλο χρονικό διάστημα μέσα σε αυτόν, μειώνοντας έτσι την κινητική ενέργεια των μορίων. Στο Σχήμα 1.12 απεικονίζεται ο βέλτιστος διαχωρισμός των φάσεων ο οποίος επιτυγχάνεται στο εσωτερικό του διαχωριστήρα.



Σχήμα 1.12: Διαχωρισμός φάσεων διά της βαρύτητας (gravity segregation).

Για να επιτευχθεί σταθερή λειτουργία θα πρέπει επίσης η πίεση του διαχωριστήρα να παραμένει συνεχώς σταθερή και να μη μεταβάλλεται με την πάροδο του χρόνου. Ο διαχωριστήρας διαθέτει βαλβίδα στη γραμμή εξαγωγής του αερίου μέσω της οποίας διατηρείται η πίεση σταθερή. Η βαλβίδα βρίσκεται στο ανώτερο άκρο του διαχωριστήρα έτσι ώστε να διασφαλίζεται ότι η πίεση που επικρατεί σε αυτόν είναι ίση με την πίεση που όρισε ο χρήστης.

Το ισοζύγιο μάζας μεταξύ των moles της αρχικής τροφοδοσίας που εισέρχεται και των προϊόντων που προκύπτουν από το διαχωρισμό και οι θερμοδυναμικές εξισώσεις που διέπουν την ισορροπία των φάσεων χρησιμοποιούνται για την επίλυση του προβλήματος διαχωρισμού των φάσεων των υδρογονανθράκων στο διαχωριστήρα.

Εφόσον διαχωριστούν οι φάσεις του διαχωριστήρα, στη συνέχεια η ποσότητα του υγρού πετρελαίου που βρίσκεται στο διαχωριστήρα εκτονώνεται σε ένα τανκ, του οποίου οι συνθήκες λειτουργίας είναι κανονικές, ενώ ταυτόχρονα η ποσότητα του αερίου που βρίσκεται στο διαχωριστήρα εκτονώνεται σε κανονικές συνθήκες. Θα πρέπει να αναφερθεί ότι η ποσότητα του όγκου αερίου δεν αποθηκεύεται σε κατάλληλους χώρους αλλά συνήθως εισπνέζεται στον ταμιευτήρα με στόχο τη διατήρηση της πίεσης σε υψηλά επίπεδα. Η διαδικασία αυτή είναι πολύ σημαντική διότι μπορεί να αποφευχθεί η πρώιμη δημιουργία ευμεγέθους ζώνης ελευθέρου αερίου στον ταμιευτήρα. Αν δεν κρίνεται αναγκαία η εισπνοή αερίου, διότι η πίεση του σχηματισμού είναι ιδιαίτερα υψηλή, τότε η ποσότητα αυτή πουλιέται ή καίγεται.

1.9 ΚΟΙΤΑΣΜΑ ΠΕΤΡΕΛΑΙΟΥ ΠΡΙΝΟΥ

Το κοίτασμα που θα χρησιμοποιηθεί στην παρούσα διπλωματική εργασία για την εφαρμογή του μοντέλου προσομοίωσης που αναπτύχθηκε, είναι το κοίτασμα πετρελαίου του Πρίνου. Το 1972 ανακαλύφθηκαν από Καναδικές και Αμερικανικές Εταιρίες, στην υποθαλάσσια περιοχή Πρίνου-Καβάλας, τα μοναδικά μέχρι σήμερα εκμεταλλεύσιμα

κοιτάσματα υδρογονανθράκων στη χώρα. Η παραγωγή πετρελαίου και φυσικού αερίου άρχισε το 1981 από την εταιρία North Aegean Petroleum Company (N.A.P.C), ενώ η εκμετάλλευση συνεχίζεται μέχρι σήμερα από την εταιρία Energean Oil and Gas.

Η ιζηματογενής λεκάνη Πρίνου-Καβάλας είναι ένα ταφρογενετικό βύθισμα που εξελίχθηκε με ασυνήθιστα μεγάλη ταχύτητα κατά τη Μεταλλική περίοδο του σημερινού Βορείου Αιγαίου. Παραμένει ο μοναδικός μορφοτεκτονικός σχηματισμός στον Ελληνικό χώρο, στις Νεογενούς ηλικίας κλαστικές αποθέσεις του οποίου έχουν σχηματιστεί εκμεταλλεύσιμοι ταμιευτήρες πετρελαίου. Το κοίτασμα πετρελαίου του Πρίνου ανακαλύφθηκε σε βάθος 2500-3000 m με αρχική πίεση και θερμοκρασία ρευστών 6500 psig και 245°F αντίστοιχα. Από την ανάλυση PVT φάνηκε ότι το ρευστό του Πρίνου, στις ανωτέρω συνθήκες πίεσης και θερμοκρασίας, είναι ακόρεστο (undersaturated). Το κοίτασμα καλύπτει μία έκταση 4 περίπου τετραγωνικών χιλιομέτρων και διαχωρίζεται σε 4 κυρίως ταμιευτήρες και συνολικά 12 διαφορετικά στρώματα με ποικίλη περιεκτικότητα σε πετρέλαιο. Σήμερα, στην περιοχή του Πρίνου είναι εγκατεστημένες 15 παραγωγικές γεωτρήσεις και 4 γεωτρήσεις εισπίεσης. Αρχικά, η παραγωγή πετρελαίου πραγματοποιούνταν με εκτόνωση της πίεσης του ταμιευτήρα (πρωτογενής παραγωγή), στη συνέχεια με εισπίεση θαλασσινού νερού περιμετρικά του σχηματισμού και τελευταία με τη βοήθεια εισπίεσης αερίου στο εσωτερικό της διατρητικής στήλης (gas lift). Η μεταφορά των παραγόμενων ρευστών προς τις χερσαίες εγκαταστάσεις, για περαιτέρω επεξεργασία, σταθεροποίηση και μεταφόρτωση, πραγματοποιείται μέσω υποθαλάσσιων αγωγών. Το πετρέλαιο χαρακτηρίζονται από υψηλή παρουσία υδροθείου (Sour Oil, H_2S) το οποίο παραμένει διαλελυμένο στην υγρή φάση σε συνθήκες ταμιευτήρα αλλά απελευθερώνεται όταν η πίεση μειώνεται σαν συνέπεια της παραγωγής. Η περιεκτικότητα υδροθείου είναι ιδιαίτερα υψηλή και στη βιβλιογραφία δεν έχει αναφερθεί μέχρι στιγμής κάτι ανάλογο. Σαν συνέπεια, επιπλέον προφυλάξεις έπρεπε να ληφθούν και αισθητά περισσότερα χρήματα έπρεπε να δαπανηθούν για την εκμετάλλευση αυτού του ρευστού. Όλες οι σωληνώσεις (tubulars) του Πρίνου είναι από ειδικά κράματα (alloys) για να ελαχιστοποιηθεί η διαβρωτική επίδραση της συνδυασμένης δράσης των H_2S , CO_2 και H_2O .



Σχήμα 1.13: Πλατφόρμα άντλησης πετρελαίου στο Πρίνο.

Από το κοίτασμα του Πρίνου έχουν παραχθεί^[9] περισσότερα από 106 εκατ. βαρέλια πετρελαίου, αν και βάσει των αρχικών εκτιμήσεων αναμενόταν να παραχθούν μόνο 55-60 εκατ. βαρέλια. Η παραγωγή έφθασε στο μέγιστο των 26.000 βαρελιών πετρελαίου την ημέρα το 1987 και έκτοτε ακολούθησε φθίνουσα πορεία, με την παραγωγή αυτή τη χρονική περίοδο να ανέρχεται μόλις στα 2.000 βαρέλια την ημέρα. Η Ελλάδα το 1987 κάλυπτε το 15% των ημερησίων αναγκών της από τον Πρίνο, ενώ σήμερα η κάλυψη δεν ξεπερνά το 1.5%. Δεδομένης της μεγάλης μείωσης της παραγωγής, σήμερα πραγματοποιούνται προσπάθειες βελτιστοποίησης της συνολικής παραγωγής και της τελικής αποληψιμότητας του κοιτάσματος του Πρίνου, μέσω παραγωγικών γεωτρήσεων για απομάστευση πετρελαίου από περιοχές του ταμιευτήρα που δεν αποστραγγίστηκαν ικανοποιητικά αλλά και από ερευνητικές γεωτρήσεις για ανάπτυξη νέων μικρών ταμιευτήρων στην ευρύτερη περιοχή. Βασικός στόχος των επόμενων ετών αποτελεί η αύξηση της παραγωγής πετρελαίου με την ημερήσια παραγωγή να ανέρχεται στα 4.000 - 5.000 βαρέλια.

Στην υποθαλάσσια περιοχή Πρίνου-Καβάλας υπάρχει σήμερα ακόμη ένα κοίτασμα υπό εκμετάλλευση με τον ονομασία Βόρειος Πρίνος. Το κοίτασμα αυτό ανακαλύφθηκε το 1994 με ερευνητική γεώτρηση 3 χιλιόμετρα βόρεια των εξεδρών του Πρίνου. Λόγω της ιδιομορφίας και της πολύπλοκης γεωλογίας στη συγκεκριμένη περιοχή του Αιγαίου, το γεωτρύπανο που χρησιμοποιήθηκε πραγματοποίησε οριζόντια γεώτρηση μήκους 4.370 μέτρων, η οποία αποτελεί τη μεγαλύτερη που έχει υλοποιηθεί μέχρι σήμερα στην Ελλάδα. Μάλιστα λόγω των τεχνικών δυσκολιών, η γεώτρηση διήρκεσε 135 μέρες μέχρι να ολοκληρωθεί. Το κοίτασμα του Βόρειου Πρίνου τέθηκε σε λειτουργία στηρίζοντας τους ρυθμούς παραγωγής του Πρίνου και παρατείνοντας το χρόνο λειτουργίας του.

1.10 ΑΝΤΙΚΕΙΜΕΝΟ ΔΙΠΛΩΜΑΤΙΚΗΣ ΕΡΓΑΣΙΑΣ

Αντικείμενο της παρούσας διπλωματικής εργασίας αποτελεί η ανάπτυξη ενός μαθηματικού μοντέλου προσομοίωσης της διαδικασίας ισοζυγίου μάζας (MIM) για την παραγωγή ρευστών από ταμιευτήρες πετρελαίου το οποίο επιτρέπει τη δοκιμή διαφόρων σεναρίων παραγωγής προκειμένου να καταστεί όσο το δυνατόν πιο αποδοτική η εκμετάλλευση υπόγειων ταμιευτήρων υδρογονανθράκων. Το μαθηματικό μοντέλο προσομοίωσης που αναπτύχθηκε υποστηρίζει τη μεταβολή των θέσεων των διατρήσεων κατά την παραγωγική διαδικασία καθώς και των συνθηκών λειτουργίας του διαχωριστήρα (separator) έτσι ώστε η συνολική παραγωγή και ο λόγος αερίου/πετρελαίου, GOR, να βελτιστοποιείται.

Για την επίτευξη του στόχου αυτού, χρησιμοποιήθηκαν οι κατάλληλοι αλγόριθμοι για την επίλυση των προβλημάτων θερμοδυναμικής ευστάθειας και διαχωρισμού φάσεων και υλοποιήθηκε ο αλγόριθμος προσδιορισμού της πίεσης σημείου φυσαλίδας, οι οποίοι αποτελούν θεμελιώδη στοιχεία του προσομοιωτή. Το μοντέλο προσομοίωσης αναπτύχθηκε σε περιβάλλον Matlab, διότι το λογισμικό αυτό είναι ένα πρόγραμμα για αριθμητικούς υπολογισμούς με δυνατότητες προγραμματισμού που το καθιστούν ένα ισχυρό εργαλείο στις μαθηματικές και φυσικές επιστήμες.

Χρησιμοποιήθηκε εργαστηριακή αναφορά PVT του Πρίνου προκειμένου να αναπτυχθεί το θερμοδυναμικό μοντέλο το οποίο διέπει τη συμπεριφορά του ρευστού του

συγκεκριμένου ταμιευτήρα. Αυτό έγινε επιλέγοντας τις τιμές των παραμέτρων του θερμοδυναμικού μοντέλου οι οποίες ελαχιστοποιούν το σφάλμα μεταξύ υπολογιζόμενων και πειραματικών αποτελεσμάτων, μέσα από πολλαπλές προσπάθειες ρύθμισης (tuning). Για να βελτιστοποιηθεί η συνολική παραγωγή του κοιτάσματος και να προσδιοριστεί το καλύτερο δυνατόν σενάριο παραγωγής για το συγκεκριμένο ταμιευτήρα υδρογονανθράκων του Πρίνου χρησιμοποιήθηκαν διαφορετικές θέσεις διατρήσεων καθώς και συνθήκες λειτουργίας του διαχωριστήρα.

ΚΕΦΑΛΑΙΟ 2^ο

ΥΠΟΛΟΓΙΣΤΙΚΟΣ ΠΡΟΣΔΙΟΡΙΣΜΟΣ ΙΣΟΡΡΟΠΙΑΣ ΦΑΣΕΩΝ

2.1 ΕΙΣΑΓΩΓΗ

Κατά τη διάρκεια της εκμετάλλευσης ενός κοιτάσματος υδρογονανθράκων οι συνθήκες πίεσης και θερμοκρασίας συνεχώς μεταβάλλονται λόγω της άντλησης ρευστού από τον ταμιευτήρα. Αυτές οι αλλαγές στις συνθήκες λειτουργίας του ταμιευτήρα επιφέρουν μεταβολές στη θερμοδυναμική κατάσταση του υπάρχοντος ρευστού. Επομένως, είναι απαραίτητη η γνώση της θερμοδυναμικής κατάστασης ενός μίγματος σε διάφορες συνθήκες πίεσης και θερμοκρασίας. Δηλαδή, θα πρέπει να είναι γνωστό αν το μίγμα είναι θερμοδυναμικά σταθερό, δηλαδή μονοφασικό, ή θερμοδυναμικά ασταθές, δηλαδή διφασικό (αποτελείται από δύο ή περισσότερες φάσεις), σε διάφορες συνθήκες πίεσης και θερμοκρασίας. Αν το μίγμα δεν είναι μονοφασικό, τότε θα πρέπει απαραίτητα να υπολογιστεί πως διαχωρίζονται τα συστατικά ανά φάση που βρίσκεται σε ισορροπία από δεδομένη συνολική σύσταση και σε δεδομένη πίεση και θερμοκρασία. Ως **ισορροπία** ορίζεται η δυναμική κατάσταση στην οποία ο ρυθμός διάχυσης των μορίων του υγρού στην αέρια φάση (μέσω της διεπιφάνειας) ισούται με τον αντίστοιχο των μορίων του αερίου που διαχέεται στην υγρή φάση. Κατά συνέπεια, παρατηρείται μακροσκοπικά μία κατάσταση ισορροπίας όπου, φαινομενικά, η σύσταση του ρευστού και οι ιδιότητές του δεν μεταβάλλονται. Οι μεταβλητές οι οποίες καθορίζουν την εκάστοτε ισορροπία είναι η πίεση, η θερμοκρασία καθώς και η συγκέντρωση των συστατικών του μίγματος σε κάθε φάση.

Για την επίτευξη αυτού του στόχου χρησιμοποιούνται καταστατικές εξισώσεις, συνήθως κυβικής μορφής (Equation of State, EOS). Οι **καταστατικές εξισώσεις**^[10] είναι σχέσεις οι οποίες συνδέουν μεταξύ τους τις μεταβλητές πίεσης, όγκου και θερμοκρασίας και περιγράφουν την ισορροπία φάσεων των ρευστών. Συγκεκριμένα, οι καταστατικές εξισώσεις (EOS) απαιτούνται για τον προσδιορισμό πυκνοτήτων μονοφασικών ρευστών (υγρό, αέριο), για τη μελέτη της θερμοδυναμικής ισορροπίας δύο ή περισσότερων φάσεων αλλά και για τον προσδιορισμό των συστάσεων, των σχετικών ποσοτήτων καθώς και των πυκνοτήτων των φάσεων σε ισορροπία.

2.2 ΚΑΤΑΣΤΑΤΙΚΕΣ ΕΞΙΣΩΣΕΙΣ

Στην ενότητα που ακολουθεί, γίνεται μία αναφορά στις καταστατικές εξισώσεις των ιδανικών και πραγματικών αερίων. Στην πρώτη κατηγορία υπάγονται τα αέρια, τα οποία υπακούν σε ορισμένους απλούς νόμους και ακολουθούν την ομώνυμη καταστατική εξίσωση, ενώ στη δεύτερη κατηγορία κατατάσσονται τα αέρια, η θερμοδυναμική συμπεριφορά των οποίων διέπεται από πιο πολύπλοκες καταστατικές εξισώσεις.

Ιδανικό Αέριο

Ιδανικά αέρια καλούνται τα αέρια, καθαρά συστατικά ή μίγματα, τα μόρια των οποίων πληρούν τις παρακάτω προδιαγραφές:

- Ο όγκος που καταλαμβάνουν τα ίδια τα μόρια είναι αμελητέος συγκρινόμενος με τον όγκο που καταλαμβάνει το αέριο.
- Οι διαμοριακές δυνάμεις είναι αμελητέες.
- Οι συγκρούσεις μεταξύ των μορίων είναι ελαστικές με αποτέλεσμα να μην χάνεται κινητική ενέργεια εξ αιτίας τους.

Η καταστατική εξίσωση των ιδανικών αερίων, που είναι το θεμέλιο για την περιγραφή της θερμοδυναμικής συμπεριφοράς τους, αποτελεί συνδυασμό των νόμων του Boyle του Charles – Gay Lussac και του Avogadro. Οι βασικές παράμετροι για τη μελέτη των αερίων είναι η πίεση και η θερμοκρασία.

Τα πειράματα των Boyle, Gay – Lussac^[11] και των διαδόχων τους έδειξαν ότι η πίεση p , ο όγκος V , η θερμοκρασία T και η ποσότητα n των αερίων σχετίζονται μέσω της εξίσωσης:

$$pV = nRT \quad (2.1)$$

και ότι η έκφραση αυτή, γνωστή ως καταστατική εξίσωση ιδανικών αερίων, γίνεται όλο και πιο ακριβής όσο ελαττώνεται η πυκνότητα. Η σταθερά των αερίων, R , είναι μία θεμελιώδης σταθερά, ανεξάρτητη από την ταυτότητα του αερίου. Ένα αέριο η θερμοδυναμική συμπεριφορά του οποίου περιγράφεται από την Εξ. (2.1) ονομάζεται τέλειο ή ιδανικό αέριο.

Σε χαμηλές πιέσεις (της τάξεως της ατμοσφαιρικής πίεσης) και θερμοκρασίες όχι μακριά από τη θερμοκρασία του περιβάλλοντος, η καταστατική εξίσωση των αερίων ισχύει ακόμα και για μίγματα υδρογονανθράκων τα οποία, μολονότι γενικά απέχουν πολύ από το να χαρακτηρίζονται ιδανικά αέρια, συμπεριφέρονται σαν τα πρώτα κάτω από τις ανωτέρω συνθήκες. Τούτο συμβαίνει διότι λόγω του ότι τα μόρια τους απέχουν πολύ το ένα από το άλλο, οι ελκτικές μεταξύ τους δυνάμεις είναι πολύ ασθενείς.

Πραγματικό Αέριο

Η βιομηχανία του πετρελαίου εισήγαγε και εφαρμόζει έναν απλό διορθωτικό συντελεστή στην καταστατική εξίσωση των ιδανικών αερίων που της επέτρεψε να επεκτείνει το πεδίο εφαρμογής της με καλά αποτελέσματα στα μίγματα αερίων υδρογονανθράκων σε ολόκληρο το κύκλωμα της παραγωγής. Ο συντελεστής αυτός καλείται **συντελεστής συμπιεστότητας** (compressibility factor) ή **συντελεστής υπερσυμπιεστότητας** ή **συντελεστής απόκλισης** και συμβολίζεται με το γράμμα Z .

Ορίζεται δε σαν ο λόγος του πραγματικού όγκου του αερίου προς τον όγκο που θα καταλάμβανε το αέριο αν συμπεριφερόταν σαν ιδανικό υπό τις ίδιες συνθήκες. Επομένως, το Z είναι αδιάστατο και εκφράζει το μέτρο της απόκλισης της συμπεριφοράς ενός πραγματικού αερίου από αυτήν του ιδανικού. Ο συντελεστής συμπιεστότητας, μεταξύ άλλων, είναι συνάρτηση της πίεσης $Z=f(p)$. Η καταστατική εξίσωση η οποία αναφέρεται σε πραγματικό αέριο δίνεται από τη σχέση:

$$pV = nZRT \quad (2.2)$$

Αν η τιμή του συντελεστή συμπιεστότητας είναι γνωστή, η σχέση αυτή μπορεί να εφαρμοστεί για τον προσδιορισμό του όγκου ενός πραγματικού αερίου σε δοθείσες συνθήκες πίεσης και θερμοκρασίας.

2.2.1 Κυβικές Εξισώσεις

Οι κυβικές καταστατικές εξισώσεις^[12] είναι απλές εξισώσεις που συσχετίζουν την πίεση, τον όγκο και τη θερμοκρασία (p , V , T). Περιγράφουν με ακρίβεια την ογκομετρική

συμπεριφορά και τις φάσεις των καθαρών συστατικών και μιγμάτων, απαιτώντας μόνο τις κρίσιμες ιδιότητες και τον ακεντρικό παράγοντα του κάθε συστατικού. Η ογκομετρική συμπεριφορά υπολογίζεται επιλύοντας μία απλή κυβική πολυωνυμική εξίσωση που συνήθως εκφράζεται ως προς το συντελεστή συμπιεστότητας (compressibility factor), $Z = pV/nRT$ ως εξής:

$$Z^3 + A_2 Z^2 + A_1 Z + A_0 = 0 \quad (2.3)$$

όπου οι σταθερές A_0 , A_1 και A_2 είναι συναρτήσεις της πίεσης, της θερμοκρασίας, της σύστασης, της κρίσιμης θερμοκρασίας και πίεσης καθώς και του ακεντρικού παράγοντα.

2.2.1.1 Η Εξίσωση Van der Waals

Ο Van der Waals^[13] πρότεινε την πρώτη κυβική καταστατική εξίσωση το 1873 με βάση πειραματικές ενδείξεις σε συνδυασμό με θερμοδυναμικούς νόμους. Η εξίσωση του Van der Waals δίνει μία σχέση μεταξύ της πίεσης, της θερμοκρασίας και του γραμμομοριακού όγκου. Η εξίσωση αυτή είναι της μορφής:

$$p = \frac{RT}{v - b} - \frac{a}{v^2} \quad (2.4)$$

όπου,

a : παράμετρος προσέλκυσης ("attraction" parameter) ή ενέργειας ("energy" parameter)

b : παράμετρος απώθησης ("repulsion" parameter) ή σύνογκος (covolume)

v : γραμμομοριακός όγκος

Όσο ο όγκος, v , της Εξ. (2.4) τείνει στο άπειρο, $v \rightarrow \infty$, το αέριο συμπεριφέρεται σαν ιδανικό, και κατά συνέπεια οι όροι $\frac{RT}{v - b}$ και $\frac{a}{v^2}$ προσεγγίζουν τη συμπεριφορά του ιδανικού αερίου. Όταν ο όγκος, v , δεν είναι πολύ μεγάλος, συγκριτικά με το b της Εξ. (2.4), οι δύο αυτοί όροι αναφέρονται σε μη ιδανικό αέριο, με τον όρο $\frac{a}{v^2}$ να μειώνει την πίεση του συστήματος.

Με την εισαγωγή των a , b η εξίσωση Van der Waals βελτιώνει την περιγραφή μη ιδανικής αέριας συμπεριφοράς. Επίσης, ο Van der Waals καθόρισε τα κριτήρια που χρησιμοποιούνται για τον προσδιορισμό των σταθερών a και b , δηλαδή ότι η πρώτη και η δεύτερος παράγωγος της πίεσης ως προς το γραμμομοριακό όγκο μηδενίζονται στο κρίσιμο σημείο ενός καθαρού συστατικού. Συγκεκριμένα, στο κρίσιμο σημείο η συνάρτηση αλλάζει κυρτότητα (από κοίλη σε κυρτή ή αντίστροφα) ενώ η καμπυλότητά της, στο σημείο αυτό, μηδενίζεται.

$$\left(\frac{\partial p}{\partial v}\right)_{p_c, T_c, v_c} = 0 \quad \left(\frac{\partial^2 p}{\partial v^2}\right)_{p_c, T_c, v_c} = 0 \quad (2.5)$$

Από τις Εξ. (2.4) και (2.5) και αφού έχει προσδιορισθεί η κρίσιμη πίεση, p_c , και η κρίσιμη θερμοκρασία, T_c , οι σταθερές a και b στην εξίσωση Van der Waals δίνονται από τις σχέσεις:

$$a = \frac{27}{64} \frac{R^2 T_c^2}{p_c} \quad \text{και} \quad b = \frac{1}{8} \frac{RT_c}{p_c} \quad (2.6)$$

Ο κρίσιμος γραμμομοριακός όγκος σε συνθήκες κρίσιμης θερμοκρασίας και πίεσης, T_c και p_c αντίστοιχα, δίνεται από τον εξής τύπο:

$$v_c = \frac{3}{8} \frac{RT_c}{p_c} \quad (2.7)$$

με αποτέλεσμα να προκύπτει ένας σταθερός κρίσιμος συντελεστής συμπιεστότητας ο οποίος ορίζεται ως:

$$Z_c = \frac{p_c v_c}{RT_c} = \frac{3}{8} = 0.375 \quad (2.8)$$

Η εξίσωση Van der Waals μπορεί επίσης να εκφραστεί ως προς το συντελεστή συμπιεστότητας Z ($Z=pv/RT$) ως εξής:

$$Z^3 - (B + 1)Z^2 + AZ - AB = 0 \quad (2.9)$$

όπου,

$$A = \alpha \frac{p}{(RT)^2} = \frac{27}{64} \frac{p_r}{T_r^2} \quad \text{και} \quad B = b \frac{p}{RT} = \frac{1}{8} \frac{p_r}{T_r} \quad (2.10)$$

Οι μεταβλητές p_r και T_r στην Εξ. (2.10) αποτελούν την ανηγμένη πίεση και θερμοκρασία και ορίζονται διαιρώντας την κάθε μεταβλητή με την αντίστοιχη κρίσιμη σταθερά:

$$p_r = \frac{p}{p_c} \quad (2.11)$$

$$T_r = \frac{T}{T_c} \quad (2.12)$$

2.2.1.2 Καταστατική Εξίσωση Redlich - Kwong (RK EOS)

Οι Redlich και ο Kwong^[14] δημιούργησαν το 1949 τη δική τους εξίσωση, η οποία προέκυψε από βελτίωση της εξίσωσης Van der Waals και ήταν πιο ακριβής από αυτήν. Η εξίσωση είναι:

$$p = \frac{RT}{v - b} - \frac{a}{v(v + b)} \quad (2.13)$$

όπου,

$$\alpha = \Omega_\alpha^0 \frac{R^2 T_c^2}{p_c} a(T_r) \quad \Omega_\alpha^0 = 0.42748 \quad a(T_r) = T_r^{-0.5} \quad (2.14)$$

$$b = \Omega_b^0 \frac{RT_c}{p_c} \quad \Omega_b^0 = 0.08664 \quad (2.15)$$

Εκτός από την τροποποίηση του όρου μείωσης της πίεσης, η τιμή της παραμέτρου a εξαρτάται πλέον και από τη θερμοκρασία. Η καταστατική εξίσωση των Redlich - Kwong μπορεί να γραφτεί ως προς το συντελεστή συμπιεστότητας Z ως εξής:

$$Z^3 - Z^2 + (A - B - B^2)Z - AB = 0 \quad (2.16)$$

όπου,

$$A = \alpha \frac{p}{(RT)^2} = \Omega_a^0 \frac{p_r}{T_r^2} a(T_r) \quad \text{και} \quad B = b \frac{p}{RT} = \Omega_b^0 \frac{p_r}{T_r} \quad (2.17)$$

Η RK EOS έχει χαμηλή απόδοση ως προς την υγρή φάση με συνέπεια να μην μπορεί να χρησιμοποιηθεί για την ακριβή περιγραφή αέριας – υγρής ισορροπίας (Vapor – Liquid Equilibrium, VLE). Αντιθέτως, η RK EOS διασφαλίζει καλή απόδοση σε χαμηλές πυκνότητες και ικανοποιητικές προβλέψεις σε υψηλές πυκνότητες κοντά στην υπερκρίσιμη περιοχή.

2.2.1.3 Καταστατική Εξίσωση Soave – Redlich – Kwong (SRK EOS)

Έχουν γίνει πολλές προσπάθειες για περαιτέρω βελτίωση της πρόβλεψης της ισορροπίας αερίου – υγρού από την RK EOS. Ο Soave^[15] το 1972 πρότεινε μία σημαντική τροποποίηση στην RK EOS, αντικαθιστώντας τον όρο $a(T_r)$ με μία συνάρτηση της μορφής:

$$\alpha = a(T_r, \omega) \quad (2.18)$$

όπου,

ω : ακεντρικός παράγοντας (acentric factor)

Ήταν η πρώτη φορά που ο παράγοντας a εκφράστηκε όχι μόνο σαν συνάρτηση της θερμοκρασίας αλλά και σαν συνάρτηση του σχήματος (σφαιρικότητας) των μορίων. Ο Soave χρησιμοποίησε την πίεση ατμών (vapor pressure) για να προσδιορίσει τη συνάρτηση του συντελεστή διόρθωσης και η σχέση η οποία προέκυψε ήταν:

$$a = [1 + m(1 - T_r^{0.5})]^2 \quad (2.19)$$

$$m = 0.480 + 1.574\omega - 0.176\omega^2 \quad (2.20)$$

Η καταστατική εξίσωση Soave – Redlich – Kwong είναι σήμερα η πιο διαδεδομένη από τις κυβικές καταστατικές εξισώσεις αν και αυτή υπερεκτιμά τους όγκους και υποτιμά τις πυκνότητες των πετρελαϊκών μιγμάτων. Ωστόσο, αποτελεί ένα εξαιρετικό εργαλείο πρόβλεψης για τα συστήματα που απαιτούν ακριβείς προβλέψεις αέριας – υγρής ισορροπίας και ιδιοτήτων αέριων φάσεων.

2.2.1.4 Καταστατική Εξίσωση Peng – Robinson (PR EOS)

Το 1976 οι Peng και Robinson^[16] πρότειναν μία εξίσωση η οποία επιτυγχάνει βελτιωμένες προβλέψεις, και συγκεκριμένα καλύτερη πρόβλεψη της πυκνότητας της υγρής φάσης. Η εξίσωση PR EOS δίνεται από τη σχέση:

$$p = \frac{RT}{v - b} - \frac{a}{v(v + b) + b(v - b)} \quad (2.21)$$

όπου,

$$\alpha = \Omega_a^0 \frac{R^2 T_c^2}{p_c} a \quad \Omega_a^0 = 0.45724 \quad (2.22\alpha)$$

$$b = \Omega_b^0 \frac{RT_c}{p_c} \quad \Omega_b^0 = 0.07780 \quad (2.22\beta)$$

$$a = [1 + m(1 - \sqrt{T_r})]^2 \quad (2.22\gamma)$$

Το 1979, οι Peng και Robinson πρότειναν μία τροποποίηση για το m που συνιστάται για τα βαρέα συστατικά. Ανάλογα με την τιμή που έχει ο ακεντρικός παράγοντας, ω , το m ορίζεται ως εξής:

$$m = \begin{cases} 0.37464 + 1.54226\omega - 0.26992\omega^2 & \omega \leq 0.49 \\ 0.3796 + 1.485\omega - 0.1644\omega^2 + 0.01667\omega^3 & \omega > 0.49 \end{cases} \quad (2.23)$$

Η καταστατική εξίσωση των Peng και Robinson μπορεί να εκφραστεί ως προς το συντελεστή συμπίεστικότητας Z ως εξής:

$$Z^3 - (1 - B)Z^2 + (A - 3B^2 - 2B)Z - (AB - B^2 - B^3) = 0 \quad (2.24)$$

όπου,

$$A = a \frac{p}{(RT)^2} = \Omega_a^o \frac{p_r}{T_r^2} a \quad (2.25\alpha)$$

$$B = b \frac{p}{RT} = \Omega_b^o \frac{p_r}{T_r} b \quad (2.25\beta)$$

Οι Εξ. (2.21) και (2.24) είναι ισοδύναμες με τη διαφορά ότι η Εξ. (2.24) έχει το πλεονέκτημα ότι όλα τα στοιχεία της είναι αδιάστατα σε αντίθεση με την (2.21) η οποία έχει μονάδες.

Γενικά οι καταστατικές εξισώσεις των Peng - Robinson και Soave – Redlich – Kwong είναι οι δύο πιο ευρέως χρησιμοποιούμενες κυβικές εξισώσεις (EOS) οι οποίες έχουν σημαντικές ομοιότητες. Παρέχουν παραπλήσια ακρίβεια στην πρόβλεψη της ισορροπίας αερίου – υγρού καθώς επίσης και ικανοποιητική ογκομετρική πρόβλεψη για αέρια και υγρή φάση.

2.2.1.5 Κανόνες Ανάμειξης

Οι παραπάνω εξισώσεις για να περιγράψουν τη θερμοδυναμική συμπεριφορά μιγμάτων απαιτούν τη χρήση Κανόνων Ανάμειξης αφού οι κρίσιμες ιδιότητες μιγμάτων δεν είναι γνωστές. Για το συντελεστή A χρησιμοποιείται ο τετραγωνικός κανόνας ανάμειξης και για το συντελεστή B ο γραμμικός κανόνας σύμφωνα με τους οποίους:

$$A = \sum_{i=1}^c \sum_{j=1}^c z_i z_j A_{ij} \quad \text{και} \quad B = \sum_{i=1}^c z_i B_i \quad (2.26\alpha)$$

$$A_{ij} = (1 - k_{ij}) \sqrt{A_i A_j} \quad (2.26\beta)$$

όπου,

c : ο αριθμός των συστατικών

z : η σύσταση

k_{ij} : συντελεστής αλληλεπίδρασης (Binary interaction parameter)

Ο συντελεστής αλληλεπίδρασης, k_{ij} , είναι ένας δυαδικός συντελεστής, ο οποίος προκύπτει εμπειρικά. Ο συντελεστής αυτός χρησιμοποιείται στις κυβικές καταστατικές εξισώσεις για την καλύτερη πρόβλεψη της συμπεριφοράς των ρευστών. Οι τιμές του ποικίλουν ανάλογα με την καταστατική, το είδος των συστατικών και τις συνθήκες.

2.2.2 Επίλυση Κυβικής Εξίσωσης

Οι καταστατικές εξισώσεις οι οποίες αναφέρθηκαν παραπάνω μπορούν να εκφραστούν ως προς το συντελεστή Z με τη παρακάτω γενική μορφή:

$$Z^3 + A_2 Z^2 + A_1 Z + A_0 = 0 \quad (2.27)$$

όπου για την καταστατική εξίσωση Van der Waals, σύμφωνα με την Εξ. (2.9), τα A_0 , A_1 , και A_2 της Εξ. (2.27) είναι:

$$A_0 = -AB, \quad A_1 = A, \quad A_2 = -(B + 1) \quad (2.27\alpha)$$

για την καταστατική εξίσωση Redlich – Kwong (RK EOS), σύμφωνα με την Εξ. (2.16), τα A_0 , A_1 , και A_2 είναι:

$$A_0 = -AB, \quad A_1 = (A - B - B^2), \quad A_2 = -1 \quad (2.27\beta)$$

ενώ για την καταστατική εξίσωση Peng – Robinson (PR EOS), σύμφωνα με την Εξ. (2.24), τα A_0 , A_1 , και A_2 είναι:

$$A_0 = -(AB - B^2 - B^3), \quad A_1 = (A - 3B^2 - 2B), \quad A_2 = -(1 - B) \quad (2.27\gamma)$$

Οι ρίζες του πολωνύμου δίνονται από τις σχέσεις:

$$Z_1 = -\frac{1}{3}A_2 + (S + T) \quad (2.28\alpha)$$

$$Z_2 = -\frac{1}{3}A_2 - \frac{1}{2}(S + T) + \frac{1}{2}i\sqrt{3}(S - T) \quad (2.28\beta)$$

$$Z_3 = -\frac{1}{3}A_2 - \frac{1}{2}(S + T) - \frac{1}{2}i\sqrt{3}(S - T) \quad (2.28\gamma)$$

όπου,

$$S = \sqrt[3]{R + \sqrt{D}} \quad (2.29\alpha)$$

$$T = \sqrt[3]{R - \sqrt{D}} \quad (2.29\beta)$$

$$D = Q^3 + R^2 \quad (2.29\gamma)$$

$$R = \frac{9A_2 A_1 - 27A_0 - 2A_2^3}{54} \quad (2.29\delta)$$

$$Q = \frac{3A_1 - A_2^2}{9} \quad (2.29\epsilon)$$

Ανάλογα με την τιμή του D προκύπτει αν η ρίζα είναι πραγματική ή μιγαδική, οπότε οι συντελεστές S και T μπορεί να είναι πραγματικοί ή μιγαδικοί αριθμοί, αφού όπως φαίνεται και από τις σχέσεις (2.29α) και (2.29β) περιέχουν το $\sqrt{D}$. Επομένως όταν:

$D > 0 \rightarrow$ η εξίσωση έχει μία πραγματική ρίζα και δύο μιγαδικές

$D = 0 \rightarrow$ έχει τριπλή ρίζα και όλες οι ρίζες είναι πραγματικές

$D < 0 \rightarrow$ οι ρίζες της κυβικής εξίσωσης είναι πραγματικές και δίνονται από τις εξισώσεις,

$$Z_1 = 2\sqrt{-Q} \cos\left(\frac{\theta}{3}\right) - \frac{A_2}{3} \quad (2.30\alpha)$$

$$Z_2 = 2\sqrt{-Q} \cos\left(\frac{\theta + 2\pi}{3}\right) - \frac{A_2}{3} \quad (2.30\beta)$$

$$Z_3 = 2\sqrt{-Q} \cos\left(\frac{\theta + 4\pi}{3}\right) - \frac{A_2}{3} \quad (2.30\gamma)$$

όπου,

$$\theta = \cos^{-1}\left(\frac{R}{\sqrt{-Q^3}}\right) \quad (2.30\delta)$$

Όσον αφορά την επιλογή της ρίζας του συντελεστή συμπιεστότητας, Z , αν η σύσταση τροφοδοσίας είναι υγρή επιλέγεται η μικρότερη ρίζα, ενώ αν η σύσταση τροφοδοσίας είναι αέρια επιλέγεται η μεγαλύτερη ρίζα, αφού αρχικά απορρίψουμε τις αρνητικές και μιγαδικές ρίζες. Ωστόσο, συχνά δεν είναι απόλυτα γνωστό αν η τροφοδοσία, στις αρχικές συνθήκες πίεσης και θερμοκρασίας του ταμειυτήρα, είναι υγρή ή αέρια. Σε αυτή την περίπτωση, κρίνεται αναγκαίος ο υπολογισμός της ενέργειας Gibbs του ρευστού για κάθε πραγματική ρίζα. Συγκεκριμένα, η επιλογή της ρίζας γίνεται με βάση την ελαχιστοποίηση της ενέργειας Gibbs. Η μεγαλύτερη ρίζα δίνει τη μικρότερη ενέργεια Gibbs για τα αέρια, ενώ η μικρότερη ρίζα δίνει τη μεγαλύτερη ενέργεια Gibbs για τα υγρά.

2.2.2.1 Διόρθωση Όγκου

Η χρησιμοποίηση των κυβικών καταστατικών εξισώσεων για τον προσδιορισμό των PVT ιδιοτήτων ενός ρευστού οδηγεί συνήθως στον υπολογισμό μεγαλύτερου όγκου σε σχέση με τον πραγματικό και αυτό έχει σαν συνέπεια η μετρούμενη και η υπολογιζόμενη πυκνότητα να μην ταυτίζονται. Προκειμένου λοιπόν να ταυτιστούν οι όγκοι και οι πυκνότητες με τα πειραματικά αποτελέσματα, αυξάνεται ο υπολογιστικός όγκος, χωρίς να επηρεάζονται τα αποτελέσματα της ισορροπίας φάσεων. Η αύξηση αυτή, ονομάζεται volume shift^[12] (VS) και δίνεται από τη σχέση:

$$v = v^{EOS} + \sum_{i=1}^n z_i t_i \quad (2.31)$$

όπου,

v : ο διορθωμένος όγκος με χρήση της τεχνικής volume shift

v^{EOS} : ο όγκος που προσδιορίστηκε από το EOS μοντέλο

t_i : παράμετροι εξαρτώμενες από τα συστατικά

2.2.2.2 Ρύθμιση Παραμέτρων Καταστατικών Εξισώσεων

Οι καταστατικές εξισώσεις περιλαμβάνουν ένα σύνολο παραμέτρων από τις οποίες ρυθμίζεται η προβλεπόμενη συμπεριφορά των επιμέρους συστατικών των ρευστών. Ωστόσο, οι ακριβείς τιμές για κάθε συστατικό δεν είναι πάντα γνωστές, δεδομένου ότι λόγω της πολυπλοκότητάς τους, τα πετρελαϊκά ρευστά περιγράφονται με χρήση ψευδοσυστατικών τα οποία με τη σειρά τους είναι μίγματα, οι παράμετροι των οποίων είναι γνωστές μόνο προσεγγιστικά. Επομένως τα υπολογιστικά μοντέλα, για να μπορέσουν να περιγράψουν με ακρίβεια την ισορροπία φάσεων των πετρελαίων, θα πρέπει να ρυθμιστούν βάσει των εργαστηριακών δεδομένων. **Ρύθμιση** (tuning) ενός μοντέλου είναι η διαδικασία παλινδρόμησης μέσω της οποίας μεταβάλλονται οι παράμετροι των

καταστατικών εξισώσεων προκειμένου οι υπολογιστικές τιμές να έλθουν στην καλύτερη δυνατή συμφωνία με τις πειραματικές. Με το ρυθμισμένο πια μοντέλο μπορούν να πραγματοποιηθούν όλοι οι υπολογισμοί των ιδιοτήτων των ρευστών με σχετική ασφάλεια και ακρίβεια.

2.3 ΠΡΟΣΔΙΟΡΙΣΜΟΣ ΘΕΡΜΟΔΥΝΑΜΙΚΗΣ ΕΥΣΤΑΘΕΙΑΣ (PHASE STABILITY)

Για τη χρήση των κυβικών καταστατικών εξισώσεων (EOS), για τους υπολογισμούς της ισορροπίας υγρού-αερίου (vapor-liquid equilibrium), πρέπει να είναι γνωστό αν το μίγμα θα παραμείνει μονοφασικό ή αν θα διαχωριστεί σε δύο ή περισσότερες φάσεις κατά την εκτόνωσή του σε συγκεκριμένη πίεση και θερμοκρασία. Ο προσδιορισμός των αριθμών των φάσεων ενός μίγματος ρευστού, σε δεδομένες συνθήκες, επιτυγχάνεται με τον Έλεγχο Θερμοδυναμικής Ευστάθειας.

Το 1982 οι εργασίες των Baker^[17] και Michelsen^[18] που δημοσιεύτηκαν ανεξάρτητα τη χρονιά αυτή, απέδειξαν πως το Κριτήριο του Εφαπτόμενου Επιπέδου Gibbs (Gibbs Tangent-Plane Criterion) μπορούσε να χρησιμοποιηθεί για τον καθορισμό της θερμοδυναμικής ευστάθειας μίας φάσης. Συγκεκριμένα, ο Baker πρότεινε μία γραφική μέθοδο επίλυσης του προβλήματος θερμοδυναμικής ευστάθειας, η οποία ωστόσο, όπως θα αναλυθεί και στη συνέχεια της Ενότητας αυτής, δεν μπορεί να εφαρμοστεί σε αριθμητικούς αλγορίθμους, ενώ ο Michelsen πρότεινε έναν αλγόριθμο που μπορεί να χρησιμοποιηθεί για την υπολογιστική επίλυση αυτού του προβλήματος.

2.3.1 Πρόβλημα Θερμοδυναμικής Ευστάθειας κατά Baker

Για ένα μονοφασικό μίγμα αποτελούμενο από c συστατικά, καθένα εκ των οποίων αποτελείται από n_i moles, η ενέργεια Gibbs δίνεται από τη σχέση:

$$G_z = \sum_{i=1}^c n_i \mu_i(z) \quad (2.32)$$

Για ένα μίγμα αποτελούμενο από δύο φάσεις, σύστασης $\mathbf{x}$ και $\mathbf{y}$, όπου n_i^V και n_i^L τα moles κάθε συστατικού στην αντίστοιχη φάση, η ενέργεια Gibbs του μίγματος δίνεται από τη σχέση:

$$G_{\min} = \sum_{i=1}^c n_i^V \mu_i(\mathbf{y}) + \sum_{i=1}^c n_i^L \mu_i(\mathbf{x}) \quad (2.33)$$

Χημικό δυναμικό, μ_i , ενός συστατικού i ονομάζεται η μερική γραμμομοριακή ελεύθερη ενέργεια του συστατικού αυτού στο μίγμα. Το χημικό δυναμικό αποτελεί μέτρο χημικής και θερμοδυναμικής ευστάθειας και μπορεί να χρησιμοποιηθεί για την πρόβλεψη και ερμηνεία των αλλαγών φάσεων (αλλά και των χημικών αντιδράσεων). Μίγματα με υψηλότερο δυναμικό θα διαχωριστούν (ή θα αντιδράσουν) σε επιπλέον φάσεις με σκοπό να μειώσουν τη συνολική ελεύθερη ενέργεια Gibbs του συστήματος.

Επομένως το κριτήριο θερμοδυναμικής ευστάθειας μπορεί να τεθεί ως εξής:

Αν μπορούν να βρεθούν δύο συστάσεις $\mathbf{x}$ και $\mathbf{y}$ τέτοιες ώστε να μπορούν αναμειγνυόμενες σε κατάλληλη αναλογία να δώσουν τη σύσταση τροφοδοσίας $\mathbf{z}$ (λόγω διατήρησης της μάζας), να έχουν ίδιο χημικό δυναμικό στις δοθείσες συνθήκες (λόγω

θερμοδυναμικής ισορροπίας) και να έχουν συνολική ενέργεια Gibbs (Εξ. 2.33) μικρότερη από αυτή που θα είχε η σύσταση $\mathbf{z}$ (Εξ. 2.32) αν δεν είχε διαχωριστεί στις $\mathbf{x}$ και $\mathbf{y}$, τότε η σύσταση $\mathbf{z}$ δεν είναι θερμοδυναμικά σταθερή (είναι ασταθής) στη δοθείσα πίεση και θερμοκρασία. Αν δεν υπάρχουν τέτοιες συστάσεις $\mathbf{x}$ και $\mathbf{y}$, τότε η σύσταση $\mathbf{z}$ είναι θερμοδυναμικά σταθερή και παραμένει μονοφασική.

Οι παραπάνω συνθήκες θερμοδυναμικής σταθερότητας περιγράφονται από τις σχέσεις:

$$\mathbf{z} = (1 - n_g)\mathbf{x} + n_g\mathbf{y} \quad (2.34)$$

$$\mu_i(\mathbf{x}) = \mu_i(\mathbf{y}) = \mu_i \quad (2.35)$$

$$G_{\min} < G_z \Rightarrow \sum_{i=1}^C n_i^V \mu_i(\mathbf{y}) + \sum_{i=1}^C n_i^L \mu_i(\mathbf{x}) < \sum_{i=1}^C n_i \mu_i(\mathbf{z}) \quad (2.36)$$

Η Εξ.(2.34) εκφράζει τη διατήρηση μάζας, όπου n_g το μοριακό κλάσμα το οποίο θα πρέπει να ανήκει στο διάστημα $[0,1]$. Η Εξ.(2.35) εκφράζει τη θερμοδυναμική ισορροπία των δύο προκυπτουσών φάσεων, όπου:

$$\mu_i(\mathbf{x}, T, P) = \mu_i^0(T, P) + RT \ln \frac{f_i(\mathbf{x}, T, P)}{f_i(T, P)} \quad (2.37)$$

και όπου ο εκθέτης o υπονοεί το χημικό δυναμικό και την τάση διαφυγής του καθαρού συστατικού i σε πίεση P και θερμοκρασία T , πριν δηλαδή την ανάμειξή του με τα υπόλοιπα συστατικά για το σχηματισμό μίγματος. Η **τάση διαφυγής** (fugacity) ενός συστατικού είναι ένα μέτρο της "προτίμησής" του να διαφύγει από τη φάση στην οποία βρίσκεται και να μεταβεί σε μία άλλη (π.χ. από την υγρή στην αέρια και αντίστροφα).

Η συνθήκη της Εξ.(2.36) μπορεί να γραφεί σε πιο απλή μορφή ορίζοντας, την ανηγμένη ως προς τη μάζα, ενέργεια Gibbs:

$$g_z = \frac{G_z}{n} = \frac{G_z}{\sum_{i=1}^C n_i} = \sum_{i=1}^C z_i \mu_i(\mathbf{z}) \quad (2.38\alpha)$$

$$g_x = \sum_{i=1}^C x_i \mu_i(\mathbf{x}) \quad (2.38\beta)$$

$$g_y = \sum_{i=1}^C y_i \mu_i(\mathbf{y}) \quad (2.38\gamma)$$

Η ανηγμένη ενέργεια Gibbs του μίγματος δίνεται από τη σχέση:

$$g_{\min} = \frac{G_{\min}}{n} = \frac{1}{n} \left(\sum_{i=1}^C n_i^V \mu_i(\mathbf{y}) + \sum_{i=1}^C n_i^L \mu_i(\mathbf{x}) \right) = \frac{1}{n} \left(\sum_{i=1}^C n_V y_i \mu_i(\mathbf{y}) + \sum_{i=1}^C n_L x_i \mu_i(\mathbf{x}) \right) \Rightarrow$$

$$g_{\min} = n_g \sum_{i=1}^C y_i \mu_i(\mathbf{y}) + (1 - n_g) \sum_{i=1}^C x_i \mu_i(\mathbf{x}) = n_g g_y + (1 - n_g) g_x \quad (2.39)$$

όπου n , n_V και n_L ο συνολικός αριθμός moles όλων των συστατικών της κάθε φάσης. Το κριτήριο θερμοδυναμικής ευστάθειας μπορεί πλέον να γραφτεί στην παρακάτω μορφή:

$$G_{\min} < G_z \Rightarrow g_{\min} < g_z \Rightarrow n_g g_y + (1 - n_g) g_x < g_z \quad (2.40)$$

Οι Εξ.(2.34), (2.35) και (2.40) αποτελούν τη μαθηματική έκφραση του κριτηρίου θερμοδυναμικής ευστάθειας κατά Baker.

2.3.1.1 Γραφική Επίλυση του Προβλήματος Ευστάθειας κατά Baker

Το κριτήριο θερμοδυναμικής ευστάθειας μπορεί εύκολα να παρασταθεί γραφικά για μίγματα δύο συστατικών. Για ένα μίγμα σύστασης z που αποτελείται από 2 συστατικά, η ενέργεια Gibbs είναι συνάρτηση μόνο της συγκέντρωσης του πρώτου συστατικού z_1 εφόσον το z_2 είναι εξαρτημένο από τη σχέση:

$$z_2 = 1 - z_1 \quad (2.41)$$

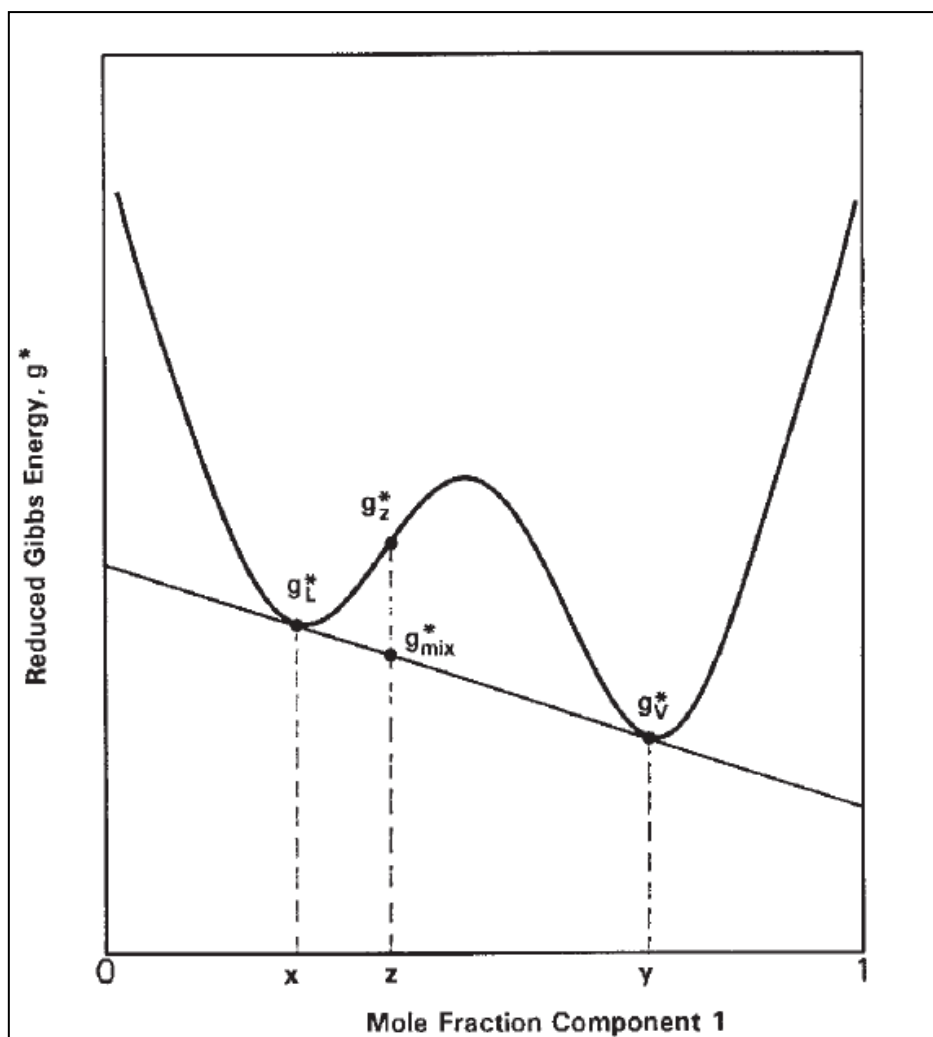
Στο Διάγραμμα 2.1, παρουσιάζεται η καμπύλη της ενέργειας Gibbs ενός μίγματος δύο συστατικών ως συνάρτηση της συγκέντρωσης του πρώτου συστατικού. Στην καμπύλη αυτή μπορούν να χαραχθούν πολλές εφαπτόμενες καμπύλες, ωστόσο σωστό εφαπτόμενο επίπεδο θεωρείται αυτό που δεν τέμνει την καμπύλη της ενέργειας Gibbs παρά μόνο στα σημεία επαφής όπως φαίνεται στο Διάγραμμα 2.1. Τα σημεία στα οποία η ευθεία εφάπτεται της καμπύλης αποτελούν τις συστάσεις x και y οι οποίες ισορροπούν μεταξύ τους.

Για να είναι αποδεκτές οι δύο συστάσεις, πρέπει η σύσταση z να βρίσκεται εντός του διαστήματος των δύο φάσεων σε ισορροπία ($x < z < y$). Εάν η σύσταση z βρίσκεται έξω από το διάστημα των x και y , $z < x$ ή $z > y$ ή $z=x$ και $z=y$, παραβιάζεται η αρχή διατήρησης της μάζας και το μίγμα είναι σταθερό. Στην περίπτωση της παραπάνω ισότητας οι συνθήκες είναι σταθερές για το μίγμα και ισχύει το εξής:

$$z = y \Rightarrow \text{dew point} \quad (2.42)$$

$$z = x \Rightarrow \text{bubble point}$$

Όταν η σύσταση z βρίσκεται εντός του διαστήματος των φάσεων σε ισορροπία και η ενέργεια Gibbs του διφασικού μίγματος ($G_{\min}$) είναι μικρότερη από την ενέργεια Gibbs του μονοφασικού (G_z), $G_{\min} < G_z$, και το μίγμα είναι ασταθές.



Διάγραμμα 2.1: Ενέργεια Gibbs ενός μίγματος δύο συστατικών ως συνάρτηση της συγκέντρωσης του πρώτου συστατικού. Γραφική επίλυση κατά Baker^[12].

Η γραφική μέθοδος επίλυσης του προβλήματος θερμοδυναμικής ευστάθειας του Baker είναι ιδιαίτερα χρήσιμη για την περιγραφή του κριτηρίου επαφτόμενου επιπέδου, αλλά δεν μπορεί να χρησιμοποιηθεί σε αριθμητικούς αλγόριθμους. Τη λύση ήρθε να δώσει ο Michelsen ο οποίος πρότεινε έναν αλγόριθμο που μπορεί να χρησιμοποιηθεί για την υπολογιστική επίλυση του προβλήματος ευστάθειας.

2.3.2 Πρόβλημα Θερμοδυναμικής Ευστάθειας κατά Michelsen

Το πρόβλημα της θερμοδυναμικής ευστάθειας έχει επίσης περιγραφεί από τον Michelsen μέσα από μία διαφορετική προσέγγιση. Θεωρούμε ένα ομογενές μίγμα σε δοθείσα πίεση και θερμοκρασία όπου κάθε συστατικό του αποτελείται από N_i moles. Αν το συγκεκριμένο μίγμα είναι μονοφασικό, τότε η ενέργεια Gibbs του δίνεται από τη σχέση:

$$G^I = G(\mathbf{N}, T, P) = \sum_{i=1}^c N_i \mu_i(\mathbf{z}) \quad (2.43)$$

όπου, η σύσταση $\mathbf{z}$ δίνεται από τη σχέση:

$$z_i = \frac{N_i}{\sum_{j=1}^c N_j} = \frac{N_i}{N} \quad \text{και} \quad \mathbf{N} = [N_1 \ N_2 \ \dots \ N_c]^T \quad (2.44)$$

Αν μία απειροστά μικρή ποσότητα (π.χ. μία φυσαλίδα αερίου ή μία σταγόνα υγρού) αποτελούμενη από n_i moles σχηματίζει μία διαφορετική δεύτερη φάση, η ενέργεια Gibbs του συστήματος των δύο φάσεων θα είναι:

$$G^{\text{II}} = G(\mathbf{N} - \mathbf{n}, T, P) + G(\mathbf{n}, T, P) \quad (2.45)$$

Η σύσταση της απειροστής αυτής ποσότητας ισούται με:

$$x_i = \frac{n_i}{\sum_{j=1}^c n_j} = \frac{n_i}{n} \quad (2.46)$$

Η διαφορά της ενέργειας Gibbs των δύο συστατικών θα ισούται με:

$$\Delta G = G^{\text{II}} - G^{\text{I}} = G(\mathbf{N} - \mathbf{n}, T, P) + G(\mathbf{n}, T, P) - G(\mathbf{N}, T, P) \quad (2.47)$$

Με βάση τα παραπάνω, το κριτήριο θερμοδυναμικής ευστάθειας μπορεί να τεθεί ως εξής:

Αν υπάρχουν απειροστά μικρές ποσότητες $\mathbf{n} = [n_1 \ n_2 \ \dots \ n_c]^T$ των συστατικών ενός μίγματος τροφοδοσίας $\mathbf{z}$ τέτοιες ώστε $\Delta G < 0$ όπως προκύπτει από την Εξ.(2.47), τότε η σύσταση είναι ασταθής και θα διαχωριστεί σε δύο ή περισσότερες φάσεις. Αν, αντιθέτως, $\Delta G > 0$ για κάθε πιθανό $\mathbf{n}$, τότε η τροφοδοσία είναι θερμοδυναμικά σταθερή και παραμένει μονοφασική.

2.3.2.1 Γραφική Επίλυση του Προβλήματος Ευστάθειας κατά Michelsen

Η γραφική επίλυση του κριτηρίου θερμοδυναμικής ευστάθειας κατά Michelsen στηρίζεται στον εντοπισμό των συστάσεων των φάσεων, οι οποίες έχουν εφαπτόμενο επίπεδο παράλληλο στο εφαπτόμενο επίπεδο της σύστασης τροφοδοσίας. Στην περίπτωση που κάποιο από τα εφαπτόμενα επίπεδα της δεύτερης απειροστής φάσης (π.χ. μία φυσαλίδα αερίου ή μία σταγόνα υγρού) βρίσκεται κάτω από το εφαπτόμενο επίπεδο της τροφοδοσίας, τότε το μίγμα είναι ασταθές και θα διαχωριστεί σε δύο φάσεις. Αν όλες οι δυνατές συστάσεις της δεύτερης φάσης έχουν εφαπτόμενο επίπεδο πάνω από αυτό της τροφοδοσίας, τότε το μίγμα είναι θερμοδυναμικά σταθερό και παραμένει μονοφασικό.

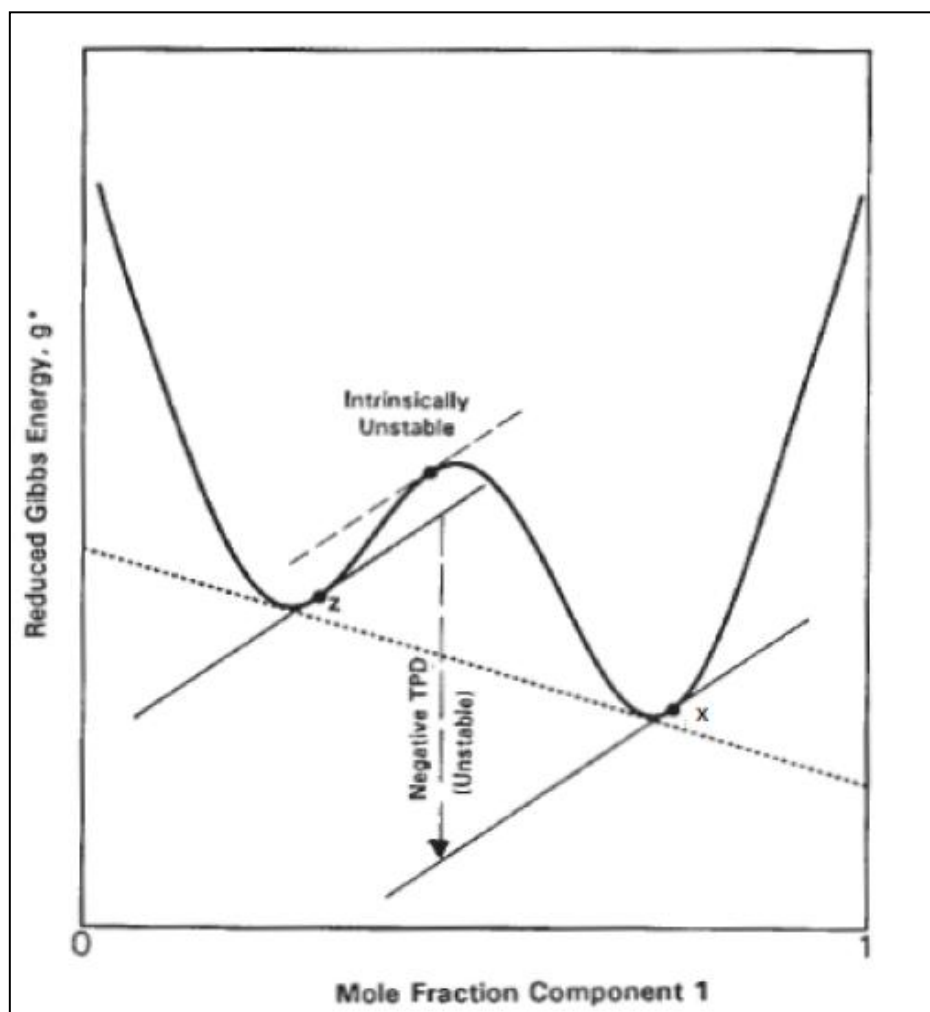
Σχεδιάζοντας την ανηγμένη ενέργεια Gibbs της απειροστής ποσότητας $\mathbf{n}$ με σύσταση $\mathbf{x}$, η οποία δίνεται από την:

$$g(\mathbf{x}) = \sum_{i=1}^c x_i \mu_i(\mathbf{x}) \quad (2.48)$$

μπορεί ναδειχθεί ότι η διαφορά ενέργειας Δg για μία τυχαία σύσταση $\mathbf{x}$ ισούται με τη διαφορά μεταξύ της καμπύλης της ενέργειας Gibbs και της εφαπτόμενης της στη σύσταση τροφοδοσίας $\mathbf{z}$. Η διαφορά αυτή ονομάζεται **απόσταση εφαπτόμενου επιπέδου** (tangent plane distance) και συμβολίζεται ως $\text{TPD}(\mathbf{x})$. Επομένως, το πρόβλημα της θερμοδυναμικής ευστάθειας μπορεί να αναχθεί στην αναζήτηση κατάλληλης σύστασης $\mathbf{x}$ για την οποία η απόσταση $\text{TPD}(\mathbf{x})$ είναι αρνητική. Αν δεν υπάρχει τέτοια σύσταση, τότε η τροφοδοσία είναι θερμοδυναμικά σταθερή.

Στο Διάγραμμα 2.2 απεικονίζεται η καμπύλη της ενέργειας Gibbs του μίγματος. Παρατηρείται ότι το εφαπτόμενο επίπεδο που περνά από το μίγμα σύστασης $\mathbf{z}$ και το

παράλληλο σε αυτό εφαπτόμενο επίπεδο που περνά από τη δεύτερη φάση σύστασης $\mathbf{x}$, το οποίο βρίσκεται κάτω από αυτό και έχει αρνητική $\text{TPD}(\mathbf{x})$, οπότε το μίγμα είναι ασταθές και θα διαχωριστεί σε δύο φάσεις.



Διάγραμμα 2.2: Ενέργεια Gibbs ενός μίγματος δύο συστατικών ως συνάρτηση της συγκέντρωσης του πρώτου συστατικού. Γραφική επίλυση κατά Michelsen^[12].

2.3.2.2 Αλγοριθμική Επίλυση του Προβλήματος Ευστάθειας κατά Michelsen

Η εξονυχιστική έρευνα του χώρου των συστάσεων $\mathbf{x}$ προκειμένου να διαπιστωθεί εάν κάποια σύσταση οδηγεί σε αρνητική τιμή του $\text{TPD}(\mathbf{x})$ κι επομένως σε αστάθεια είναι πρακτικά αδύνατη και για αυτό το λόγο ο Michelsen πρότεινε μία διαφορετική αντιμετώπιση. Σύμφωνα με αυτήν, ο εντοπισμός μίας σύστασης η οποία να έχει παράλληλο εφαπτόμενο επίπεδο ως προς το εφαπτόμενο επίπεδο της σύστασης τροφοδοσίας είναι ισοδύναμος με τον εντοπισμό μίας σύστασης $\mathbf{x}$ με τάσης διαφυγής των συστατικών $f_1^{\mathbf{x}}$ ίση με την τάση διαφυγής των συστατικών του μίγματος $f_1^{\mathbf{z}}$ επί κάτι σταθερό:

$$\frac{f_1^{\mathbf{z}}}{f_1^{\mathbf{x}}} = \text{σταθερό} \quad (2.49)$$

Ο αλγόριθμος ο οποίος δημιουργήθηκε από τον Michelsen και επιλύει το πρόβλημα της θερμοδυναμικής ευστάθειας χρησιμοποιεί τη μέθοδο Successive Substitution και περιγράφεται από τα επόμενα βήματα:

1. Υπολογισμός της τάσης διαφυγής της σύστασης τροφοδοσίας f_i^Z στις δεδομένες συνθήκες (Ενότητα 2.4).
2. Προσδιορισμός των συντελεστών ισορροπίας k_i στις δοθείσες συνθήκες για τη σύσταση τροφοδοσίας z με χρήση π.χ. της σχέσης του Wilson^[19]:

$$k_i = \frac{\exp [5.37 (1 + \omega_i)(1 - T_{ri}^{-1})]}{p_{ri}} \quad (2.50)$$

3. Προσδιορισμός των αρχικών εκτιμήσεων των συστάσεων των φάσεων X_i^V και X_i^L από τις:

$$X_i^V = z_i k_i \quad \text{και} \quad X_i^L = \frac{z_i}{k_i} \quad (2.51)$$

4. Υπολογισμός των αθροισμάτων S_V και S_L των συστάσεων των φάσεων X_i^V και X_i^L από τις:

$$S_V = \sum_{i=1}^c X_i^V \quad \text{και} \quad S_L = \sum_{i=1}^c X_i^L \quad (2.52)$$

5. Προσδιορισμός των συστάσεων x_V και x_L από τις:

$$x_i^V = \frac{X_i^V}{S_V} \quad \text{και} \quad x_i^L = \frac{X_i^L}{S_L} \quad (2.53)$$

6. Υπολογισμός των τάσεων διαφυγής f_i^V και f_i^L (Ενότητα 2.4).
7. Υπολογισμός των λόγων διόρθωσης της σύστασης R_V και R_L από τις:

$$R_i^V = \frac{f_i^Z}{f_i^V} \frac{1}{S_V} \quad \text{και} \quad R_i^L = \frac{f_i^L}{f_i^Z} S_L \quad (2.54)$$

8. Έλεγχος σύγκλισης της μεθόδου μέσω των σχέσεων:

$$\sum_{i=1}^c (R_i^L - 1)^2 < \varepsilon \quad \text{και} \quad \sum_{i=1}^c (R_i^V - 1)^2 < \varepsilon \quad (2.55)$$

9. Αν η σύγκλιση δεν έχει επιτευχθεί απαιτείται η τροποποίηση των συντελεστών ισορροπίας από τις:

$$k_i^{V(n+1)} = k_i^{V(n)} R_i^V \quad \text{και} \quad k_i^{L(n+1)} = k_i^{L(n)} R_i^L \quad (2.56)$$

10. Έλεγχος σύγκλισης σε τετριμμένη (trivial) λύση από τις:

$$\sum_{i=1}^c (\ln k_i^V)^2 < \delta \quad \text{και} \quad \sum_{i=1}^c (\ln k_i^L)^2 < \delta \quad (2.57)$$

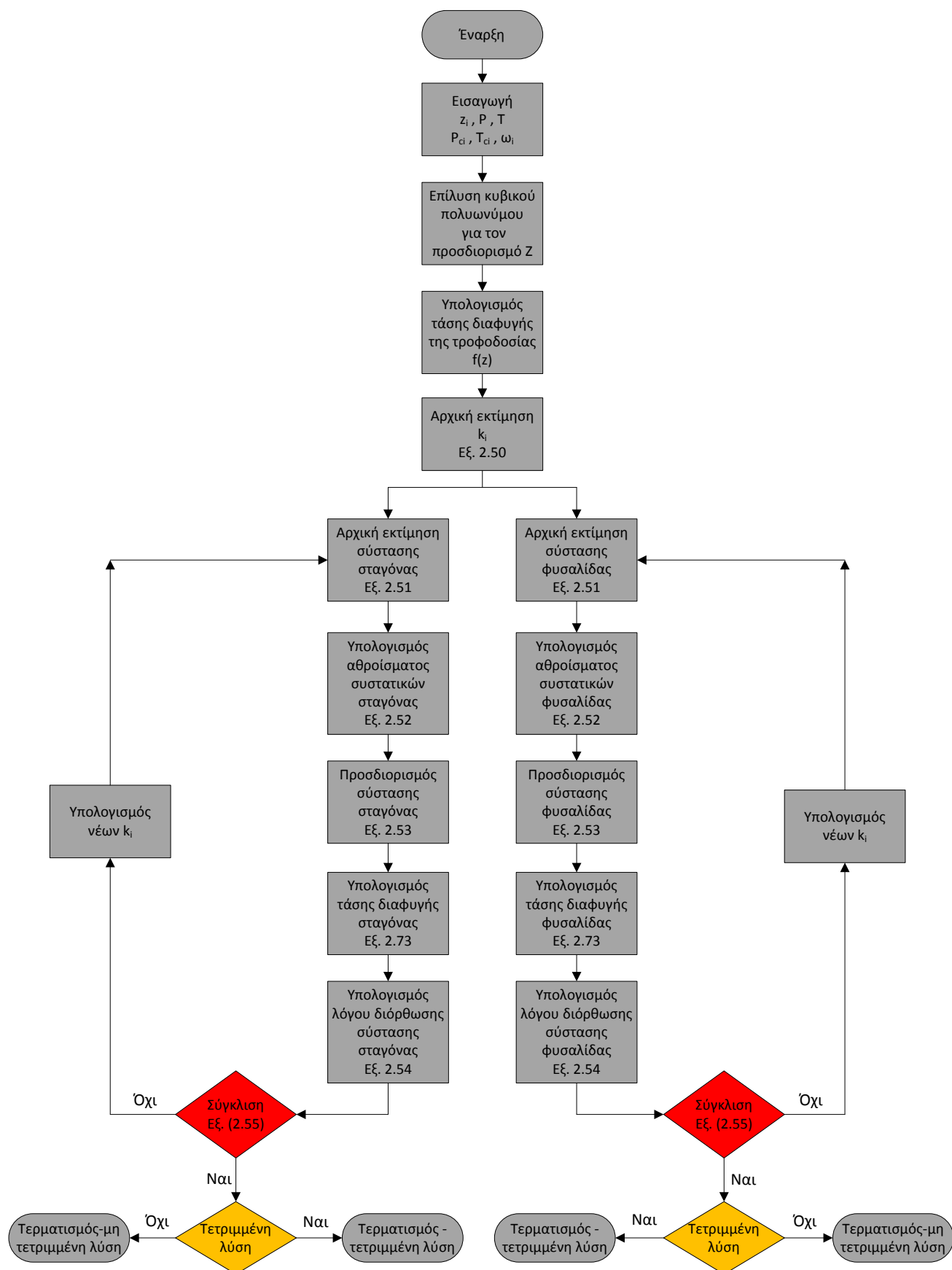
11. Αν δεν έχει επιτευχθεί τετριμμένη λύση τότε ο αλγόριθμος επιστρέφει στο βήμα 3 για να επαναλάβει τη διαδικασία.

Μετά την ολοκλήρωση της σύγκλισης των δύο λύσεων, ο έλεγχος θερμοδυναμικής ευστάθειας γίνεται με βάση τον επόμενο Πίνακα:

Τεστ αέριας φάσης	Τεστ υγρής φάσης	Αποτέλεσμα
Τετριμμένη λύση	Τετριμμένη λύση	Σταθερή
$S_v \leq 1$	Τετριμμένη λύση	Σταθερή
Τετριμμένη λύση	$S_l \leq 1$	Σταθερή
$S_v \leq 1$	$S_l \leq 1$	Σταθερή
$S_v > 1$	Τετριμμένη λύση	Ασταθής
Τετριμμένη λύση	$S_l > 1$	Ασταθής
$S_v > 1$	$S_l > 1$	Ασταθής
$S_v > 1$	$S_l \leq 1$	Ασταθής
$S_v \leq 1$	$S_l > 1$	Ασταθής

Πίνακας 2.1: Συνθήκες προσδιορισμού θερμοδυναμικής ευστάθειας κατά Michelsen.

Όλοι οι υπολογισμοί θερμοδυναμικής ευστάθειας στην παρούσα διπλωματική εργασία υλοποιήθηκαν σύμφωνα με τον αλγόριθμο του Michelsen.



Διάγραμμα 2.3: Διάγραμμα ροής Προβλήματος Θερμοδυναμικής Ευστάθειας (Phase Stability) κατά Michelsen.

2.4 ΠΡΟΒΛΗΜΑ ΔΙΑΧΩΡΙΣΜΟΥ ΦΑΣΕΩΝ (PHASE SPLIT)

Το πρόβλημα της θερμοδυναμικής ευστάθειας, το οποίο μόλις περιγράφηκε, προσδιορίζει την κατάσταση στην οποία θα βρίσκεται το ρευστό όταν ισορροπήσει σε συγκεκριμένες πάντα συνθήκες πίεσης και θερμοκρασίας. Αν το μίγμα δεν είναι μονοφασικό, όπως αναφέρθηκε και στην αρχή του Κεφαλαίου, τότε θα πρέπει απαραίτητα να υπολογιστεί πως διαχωρίζονται τα συστατικά ανά φάση που βρίσκεται σε ισορροπία από δεδομένη συνολική σύσταση και σε δεδομένη πίεση και θερμοκρασία. Ο υπολογισμός αυτός επιτυγχάνεται με την επίλυση του προβλήματος διαχωρισμού φάσεων (Phase Split).

Μαθηματικά, ο υπολογισμός του διφασικού διαχωρισμού μπορεί να υλοποιηθεί με δύο τρόπους:

- Ικανοποιώντας το ισοζύγιο μάζας και την ισότητα των τάσεων διαφυγής (fugacity) χρησιμοποιώντας κυρίως τις μεθόδους Successive Substitution ή Newton Raphson.
- Ελαχιστοποιώντας την ενέργεια Gibbs του μίγματος με ταυτόχρονη τήρηση του ισοζυγίου μάζας.

Οι δύο αυτές μέθοδοι είναι ισοδύναμες ωστόσο η πρώτη προσέγγιση χρησιμοποιείται σχεδόν αποκλειστικά επειδή μπορεί εύκολα να υλοποιηθεί με τη βοήθεια επαναληπτικών αλγορίθμων.

2.4.1 Μαθηματική Επίλυση του Προβλήματος Διαχωρισμού Δύο Φάσεων

Το ισοζύγιο μάζας δηλώνει ότι N moles της τροφοδοσίας με σύσταση z_i θα διαχωριστούν σε N_V moles στην αέρια φάση με σύσταση y_i και σε N_L moles στην υγρή φάση με σύσταση x_i χωρίς απώλεια μάζας. Η μαθηματική σχέση της διατήρησης της μάζας είναι:

$$N = N_V + N_L \quad \text{ή} \quad Nz_i = N_V y_i + N_L x_i, \quad i = 1, \dots, c \quad (2.58)$$

Εισάγοντας το μοριακό κλάσμα αερίου n_g , το οποίο ορίζεται ως:

$$n_g = \frac{N_V}{N_V + N_L} \quad (2.59)$$

προκύπτει η εξίσωση:

$$z_i = n_g y_i + (1 - n_g) x_i \quad (2.60)$$

Επιπλέον, το άθροισμα των συστάσεων των επιμέρους συστατικών τόσο κάθε φάσης όσο και της τροφοδοσίας πρέπει να ικανοποιούν τον εξής περιορισμό:

$$\sum_{i=1}^c z_i = \sum_{i=1}^c y_i = \sum_{i=1}^c x_i \quad (2.61)$$

Ο περιορισμός αυτός μπορεί να εκφραστεί και ως:

$$\sum_{i=1}^c (y_i - x_i) = 0 \quad (2.62)$$

Μία δεύτερη προϋπόθεση των καταστάσεων ισορροπίας είναι η ισότητα των τάσεων διαφυγής, δηλαδή η πτητικότητα του κάθε συστατικού στην αέρια φάση να είναι ίση με την πτητικότητα στην υγρή φάση. Η τάση διαφυγής^[20] σχετίζεται με το χημικό δυναμικό μ_i , όπου:

$$\mu_i = RT \ln f_i + \lambda_i(T) \quad (2.63)$$

Επομένως, ο δεύτερος περιορισμός είναι:

$$f_i^V = f_i^L \quad \text{ή} \quad \ln \frac{f_i^V}{f_i^L} = 0, \quad i = 1, \dots, c \quad (2.64)$$

Για την επίλυση του προβλήματος διαχωρισμού απαιτείται η λύση των Εξ.(2.60), (2.62) και (2.64), οι οποίες έχουν αγνώστους τα x_i , y_i και n_g , δηλαδή $(2c+1)$ αγνώστους όπου c είναι τα συστατικά. Εισάγοντας το συντελεστή ισορροπίας k_i :

$$k_i = \frac{y_i}{x_i} \quad (2.65)$$

ο αριθμός των αγνώστων μειώνεται σε $(c+1)$. Επομένως με τη χρήση της Εξ.(2.60) και αντικαθιστώντας το $y_i = k_i x_i$ η Εξ.(2.62) μπορεί να εκφραστεί ως προς τη μεταβλητή n_g ως:

$$h(n_g) = \sum_{i=1}^c (y_i - x_i) = \sum_{i=1}^c \frac{z_i (k_i - 1)}{1 + n_g (k_i - 1)} \quad (2.66)$$

Η Εξ.(2.66) που είναι γνωστή ως εξίσωση Rachford-Rice^[12] είναι μη γραμμική και για την εύρεση της τιμής του n_g απαιτείται η χρήση επαναληπτικής μεθόδου όπως η Newton-Raphson. Γνωρίζοντας το n_g , μπορούν να υπολογιστούν οι συστάσεις των δύο φάσεων από τις εξισώσεις:

$$x_i = \frac{z_i}{1 + n_g (k_i - 1)} \quad \text{και} \quad y_i = \frac{z_i k_i}{1 + n_g (k_i - 1)} \quad (2.67)$$

Επειδή το k_i μπορεί να πάρει τιμές από $(0, +\infty)$, αντικαθίσταται στις εξισώσεις από το ισοδύναμό του, $\ln k_i$, προκειμένου να μειωθεί το μεγάλο εύρος των τιμών που μπορεί να λάβει. Η επίλυση του προβλήματος του διαχωρισμού δύο φάσεων πραγματοποιείται, μεταξύ άλλων, και με τη μέθοδο Newton-Raphson, καθώς απαιτείται η λύση ενός μη γραμμικού συστήματος $(c+1)$ αγνώστων. Οπότε για κάθε επανάληψη της μεθόδου πρέπει να υπολογίζεται η Ιακωβιανή (Jacobian) από την εξίσωση:

$$J = \frac{\partial e_i}{\partial \ln k_i} \quad (2.68)$$

όπου,

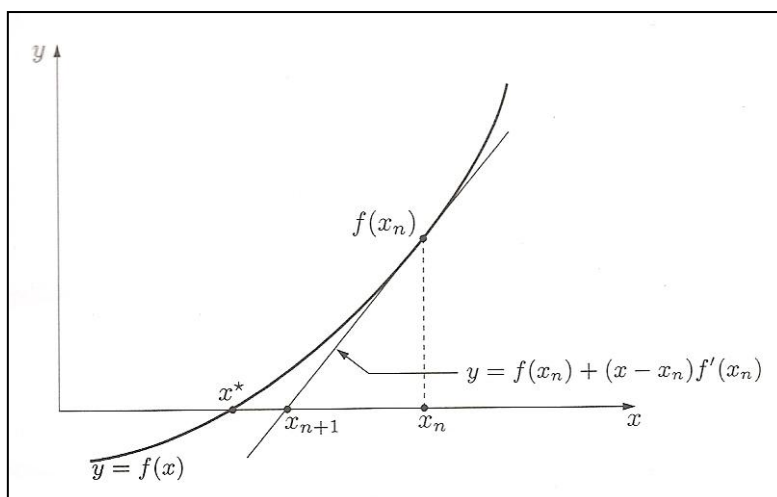
$$e_i = \ln \frac{f_i^V}{f_i^L} \quad (2.69)$$

Η μέθοδος Newton-Raphson^[21] αποτελεί την πιο γνωστή επαναληπτική μέθοδο για την επίλυση μεμονωμένων μη γραμμικών εξισώσεων ή συστημάτων όπως αυτό του Προβλήματος Θερμοδυναμικού Διαχωρισμού. Η γεωμετρική ιδέα που οδηγεί στη μέθοδο αυτή είναι η εξής: Έστω x_n προσέγγιση μίας ρίζας x^* της εξίσωσης $f(x) = 0$. Θεωρούμε την εφαπτόμενη του γραφήματος της f στο σημείο $(x_n, f(x_n))$, η εξίσωση της οποίας είναι

$y = f(x_n) + (x - x_n)f'(x_n)$, και παίρνουμε το σημείο τομής της εφαπτόμενης με τον άξονα των x , δηλαδή το σημείο:

$$x = x_{n+1} := x_n - \frac{f(x_n)}{f'(x_n)}, \quad n = 0, 1, 2, \dots \quad (2.70)$$

Η μέθοδος Newton-Raphson είναι η επαναληπτική μέθοδος που δίνεται από την αναδρομική Εξ. (2.70) υπό την προϋπόθεση ότι $f'(x_n) \neq 0$ για κάθε n , και ότι η x_0 είναι μία δεδομένη αρχική προσέγγιση της ρίζας x^* .



Διάγραμμα 2.4: Γεωμετρική ερμηνεία της μεθόδου Newton-Raphson^[22].

2.4.2 Αλγοριθμική Επίλυση του Προβλήματος Διαχωρισμού Δύο Φάσεων

Για το πρόβλημα διαχωρισμού δύο φάσεων έχει αναπτυχθεί ένας αλγόριθμος, οποίος μπορεί να προσαρμοστεί στην καταστατική εξίσωση που θα επιλεγεί. Στην παρούσα διπλωματική επιλέχθηκε η κυβική καταστατική εξίσωση των Peng – Robinson και αναπτύχθηκε ο εξής αλγόριθμος:

1. Υπολογισμός για κάθε συστατικό του μίγματος, των m_i , a_i , A_i και B_i σύμφωνα με τις Εξ.(2.23), (2.22γ), (2.25α) και (2.25β).
2. Προσδιορισμός των αρχικών συντελεστών ισορροπίας k_i στις δοθείσες συνθήκες για τη σύσταση τροφοδοσίας z με χρήση της σχέσης του Wilson, Εξ.(2.50).
3. Υπολογισμός του n_g μέσω της Rachford - Rice Εξ.(2.66), χρησιμοποιώντας τη μέθοδο Newton – Raphson με αρχική τιμή $n_g = 0.5$ ή κάποια ακριβέστερη εκτίμηση αν είναι διαθέσιμη.
4. Υπολογισμός των συστάσεων x_i και y_i από τα k_i και n_g με τις Εξ.(2.67).
5. Υπολογισμός των A_V , A_L , B_V και B_L για τις συστάσεις x , y σύμφωνα με τους κανόνες ανάμειξης Van der Waals (Ενότητα 2.2.1.5):

$$A_V = \sum_{i=1}^c \sum_{j=1}^c y_i y_j \sqrt{A_i A_j} (1 - k_{ij}) \quad (2.71\alpha)$$

$$A_L = \sum_{i=1}^c \sum_{j=1}^c x_i x_j \sqrt{A_i A_j} (1 - k_{ij}) \quad (2.71\beta)$$

$$B_V = \sum_{i=1}^c y_i B_i \quad (2.71\gamma)$$

$$B_L = \sum_{i=1}^c x_i B_i \quad (2.716)$$

6. Υπολογισμός των συντελεστών συμπίεστικότητας Z_V και Z_L από το κυβικό πολυώνυμο της Peng – Robinson για την αέρια και την υγρή φάση σύμφωνα με την Εξ.(2.24):

$$Z_V^3 - (1 - B_V)Z_V^2 + (A_V - 3B_V^2 - 2B_V)Z_V - (A_V B_V - B_V^2 - B_V^3) = 0 \quad (2.72)$$

$$Z_L^3 - (1 - B_L)Z_L^2 + (A_L - 3B_L^2 - 2B_L)Z_L - (A_L B_L - B_L^2 - B_L^3) = 0$$

7. Υπολογισμός των τάσεων διαφυγής για κάθε φάση f_i^V και f_i^L από τις εξισώσεις:

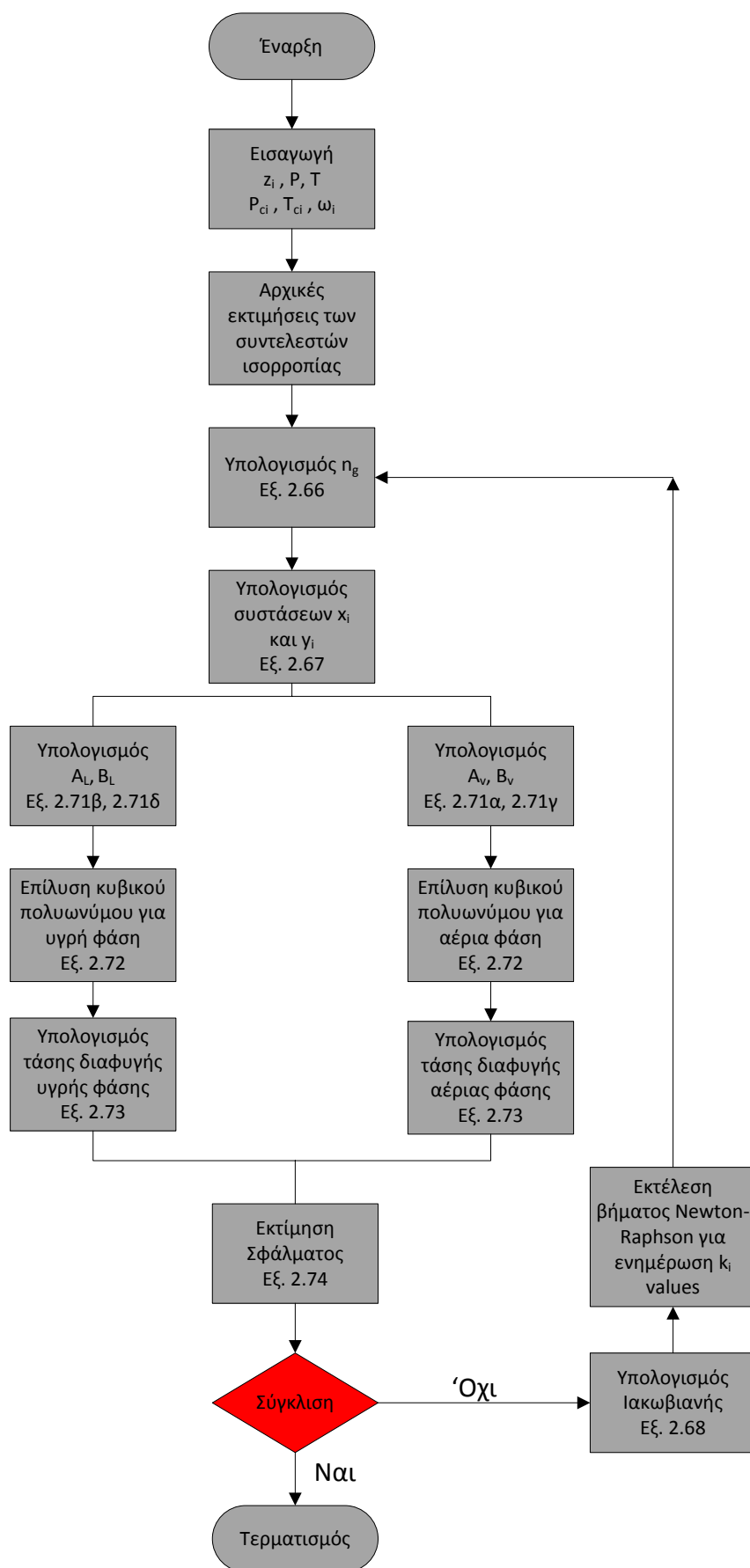
$$\ln \frac{f_i^V}{y_i p} = \frac{B_i}{B_V} (Z_V - 1) - \ln(Z_V - B_V) + \frac{A_V}{2\sqrt{2}B_V} \left(\frac{B_i}{B_V} - \frac{2}{A_V} \sum_{j=1}^c y_j A_{ij} \right) \ln \left(\frac{Z_V + (1 + \sqrt{2})B_V}{Z_V - (1 + \sqrt{2})B_V} \right) \quad (2.73)$$

$$\ln \frac{f_i^L}{x_i p} = \frac{B_i}{B_L} (Z_L - 1) - \ln(Z_L - B_L) + \frac{A_L}{2\sqrt{2}B_L} \left(\frac{B_i}{B_L} - \frac{2}{A_L} \sum_{j=1}^c x_j A_{ij} \right) \ln \left(\frac{Z_L + (1 + \sqrt{2})B_L}{Z_L - (1 + \sqrt{2})B_L} \right)$$

8. Υπολογισμός της απόκλισης της Εξ.(2.64) από την ακρίβεια σύγκλισης ε :

$$\left| \ln \frac{f_i^V}{f_i^L} \right| < \varepsilon \quad (2.74)$$

9. Αν επιτευχθεί σύγκλιση ο αλγόριθμος τερματίζεται, διαφορετικά υπολογίζεται η Ιακωβιανή από την Εξ.(2.68), ανανεώνονται τα k_i , και με τις ανανεωμένες τιμές των k_i επαναλαμβάνεται ο αλγόριθμος.

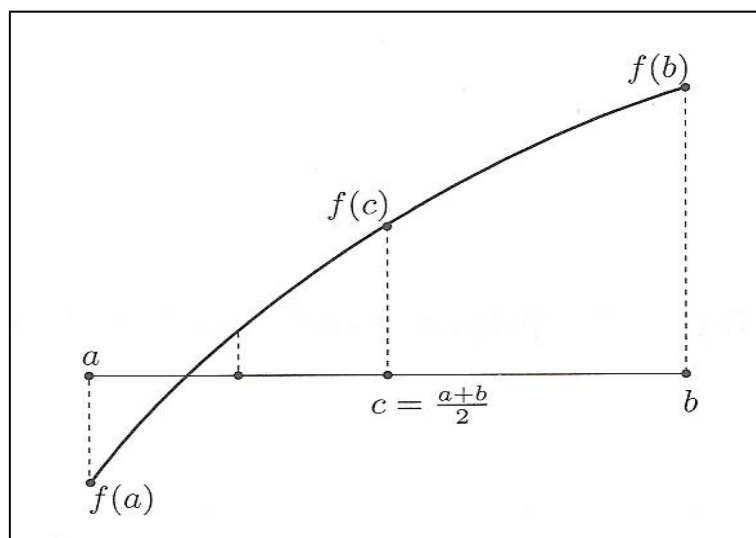


Διάγραμμα 2.5: Διάγραμμα ροής Διαχωρισμού Φάσεων (Phase Split).

2.5 ΠΡΟΣΔΙΟΡΙΣΜΟΣ ΠΙΕΣΗΣ ΣΗΜΕΙΟΥ ΦΥΣΑΛΙΔΑΣ (BUBBLE POINT PRESSURE)

Για τον υπολογισμό του σημείου φυσαλίδας (P_b) ενός υγρού μίγματος σύστασης z σε δεδομένες συνθήκες θερμοκρασίας απαιτείται η εύρεση της πίεσης στην οποία από το υγρό δημιουργείται μία απειροστά μικρή ποσότητα μίας αέριας δεύτερης φάσης (φυσαλίδα αερίου). Σε ένα τέτοιο πρόβλημα η πίεση στο σημείο φυσαλίδας αντιστοιχεί στην πίεση στην οποία το μοριακό κλάσμα του αερίου ισούται με μηδέν ($n_g = 0$).

Για να επιτευχθεί αυτός ο υπολογισμός χρησιμοποιήθηκε στην παρούσα διπλωματική εργασία η επαναληπτική μέθοδος της διχοτόμησης (bisection method). Η **μέθοδος της διχοτόμησης** ^[21] (του διαστήματος) είναι ίσως η απλούστερη αριθμητική μέθοδος για την προσέγγιση μίας ρίζας x^* της εξίσωσης $f(x) = 0$. Η ιδέα της μεθόδου της διχοτόμησης φαίνεται στο Διάγραμμα 2.6.



Διάγραμμα 2.6: Μέθοδος της διχοτόμησης (bisection method) ^[22].

Η μέθοδος υποθέτει ότι η συνάρτηση $f \in [a, b]$, είναι συνεχής και έχει ετερόσημες τιμές στα άκρα του διαστήματος $[a, b]$, δηλαδή είναι τέτοια ώστε:

$$\text{sgn } f(a) \neq \text{sgn } f(b) \quad (2.75)$$

όπου,

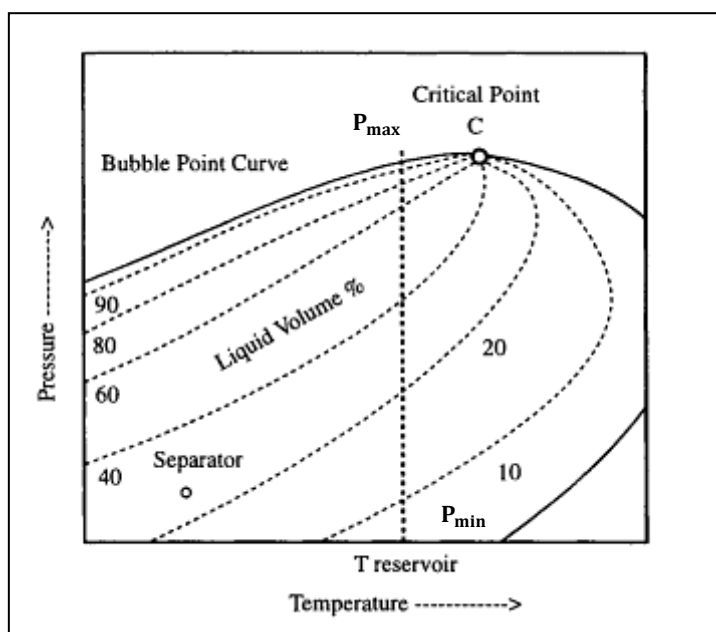
sgn: συνάρτηση προσήμου

Τότε, βάσει του θεωρήματος ενδιάμεσης τιμής, η f μηδενίζεται σε ένα τουλάχιστον σημείο του διαστήματος $[a, b]$. Αν η εξίσωση έχει περισσότερες από μία ρίζες στο $[a, b]$, η μέθοδος της διχοτόμησης θα προσεγγίσει κάποια γενικά άγνωστη εκ των προτέρων ρίζα. Σε κάθε επανάληψη, προσδιορίζεται το μέσον του διαστήματος $[a, b]$ και το πρόσημο της f στο σημείο αυτό. Το άκρο του αρχικού διαστήματος στο οποίο η f εμφανίζει το ίδιο πρόσημο με αυτό του μέσου σημείου αντικαθίσταται από το μέσο. Κατά αυτόν τον τρόπο το νέο διάστημα έχει εύρος ίσο με το μισό του αρχικού και ετερόσημες τιμές της f στα άκρα του. Η διαδικασία εφαρμόζεται επαναληπτικά υποδιπλασιάζοντας διαρκώς το αρχικό διάστημα πιέσεων μέχρι το εύρος του διαστήματος αυτού να γίνει ικανοποιητικά μικρό.

Στην προκειμένη περίπτωση του προσδιορισμού της πίεσης του σημείου φυσαλίδας, P_b , ως μεταβλητή χρησιμοποιήθηκε η πίεση και ως συνάρτηση f χρησιμοποιήθηκε η ευστάθεια του ρευστού στην πίεση αυτή, η οποία προκύπτει με χρήση του αλγορίθμου του Προβλήματος Θερμοδυναμικής Ευστάθειας (Phase Stability). Συγκεκριμένα, θεωρήθηκε ότι όταν το ρευστό, σε συγκεκριμένες συνθήκες πίεσης και θερμοκρασίας, είναι θερμοδυναμικά σταθερό, $P > P_b$, τότε ο αλγόριθμος του Προβλήματος Θερμοδυναμικής Ευστάθειας θα επιστρέφει την τιμή ένα (Stability=1), ενώ όταν είναι θερμοδυναμικά ασταθής, $P < P_b$, θα επιστρέφει την τιμή μείον ένα (Stability= -1).

$$\text{Stability} = S = \begin{cases} 1 & P > P_b \\ -1 & P \leq P_b \end{cases} \quad (2.76)$$

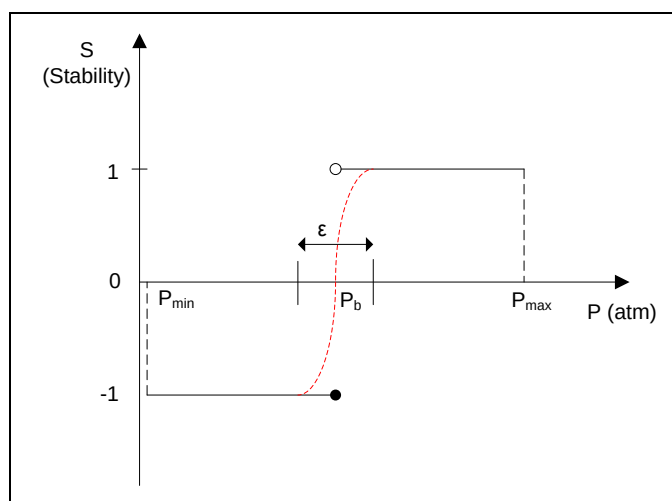
Ως αρχικό ορίζεται ένα διάστημα το οποίο σίγουρα θα εμπεριέχει τη ζητούμενη ρίζα, P_b . Επομένως θεωρήθηκε ως ελάχιστη πίεση, $P_{\min} = 1 \text{ atm}$, και ως μέγιστη πίεση, $P_{\max} = 2000 \text{ atm}$, γνωρίζοντας ότι δεν υπάρχει πετρέλαιο μονοφασικό ή σε κατάσταση διφασικής ισορροπίας σε αυτές τις πιέσεις αντίστοιχα, διασφαλίζοντας ότι η ζητούμενη πίεση, P_b , θα βρίσκεται σίγουρα στο διάστημα $[P_{\min}, P_{\max}]$. Το εύρος αναζήτησης της πίεσης φυσαλίδας (σημεία $P_{\min}$ και $P_{\max}$) για το φάκελο φάσεων ενός τυπικού πετρελαίου παρουσιάζεται στο Διάγραμμα 2.7. Από το ίδιο Διάγραμμα τεκμηριώνεται η μοναδικότητα της ζητούμενης λύσης.



Διάγραμμα 2.7: Φάκελος φάσεων (phase envelope) ενός ρευστού.

Βασική προϋπόθεση της μεθόδου της διχοτόμησης, όπως αναφέρθηκε προηγουμένως, είναι ότι τα άκρα ενός κλειστού διαστήματος, στο συγκεκριμένο πρόβλημα $[P_{\min}, P_{\max}]$, έχουν ετερόσημες τιμές και η f είναι συνεχής. Όπως φαίνεται στο Διάγραμμα 2.8 όπου παρουσιάζονται οι τιμές της S για το εύρος $[P_{\min}, P_{\max}]$, η πρώτη προϋπόθεση ικανοποιείται. Ωστόσο, η S δεν μηδενίζεται σε κανένα σημείο του διαστήματος, δεδομένου ότι ο αλγόριθμος ευστάθειας επιστρέφει τιμές μόνο +1 ή -1. Ωστόσο υπάρχει μοναδικό σημείο αλλαγής προσημίου το οποίο ταυτίζεται με τη ζητούμενη πίεση P_b με αποτέλεσμα η μέθοδος να συγκλίνει σε ένα ελάχιστο διάστημα που περιέχει την πίεση φυσαλίδας και έχει

ετερόσημα άκρα. Το ελάχιστο αυτό διάστημα συμβολίζεται με ε , όπου ε είναι ένας πολύ μικρός αριθμός, $\varepsilon > 0$, και μπορεί να χαρακτηριστεί ως το **”μέγιστο επιτρεπτό σφάλμα”**. Επομένως, θα μπορούσε να θεωρηθεί ότι η συνάρτηση ευστάθειας ως προς την πίεση είναι συνεχής κατά την έννοια της κόκκινης γραμμής στο Διάγραμμα 2.8, και ότι η κλίση της συγκεκριμένης γραμμής τείνει στο άπειρο. Αυτό έχει σαν αποτέλεσμα ο αλγόριθμος που υλοποιήθηκε για τον προσδιορισμό του σημείου φυσαλίδας να μην καταρρέει αλλά να συγκλίνει στην πίεση φυσαλίδας, P_b , για οποιαδήποτε σύσταση ρευστού και θερμοκρασία ταμειυτήρα.



Διάγραμμα 2.8: Γραφική απεικόνιση της μεθόδου που ακολουθήθηκε για τον προσδιορισμό της πίεσης του σημείου φυσαλίδας, P_b .

Στη συνέχεια βάσει του θεωρήματος ενδιάμεσης τιμής αναλύονται οι υπολογισμοί που πραγματοποιήθηκαν για τον υπολογισμό του σημείου φυσαλίδας, P_b .

Υποθέτουμε ότι η συνάρτηση $S \in [P_{\min}, P_{\max}]$ έχει ετερόσημες τιμές στα άκρα του διαστήματος $[P_{\min}, P_{\max}]$, δηλαδή είναι τέτοια ώστε:

$$\text{sgn } S(P_{\min}) \neq \text{sgn } S(P_{\max}) \quad (2.77)$$

Τότε βάσει του θεωρήματος ενδιάμεσης τιμής, η S μηδενίζεται σε ένα σημείο του διαστήματος $[P_{\min}, P_{\max}]$. Έστω c το μέσο του $[P_{\min}, P_{\max}]$:

$$c = \frac{P_{\min} + P_{\max}}{2} \quad (2.78)$$

Αν $S(c) = 0$, τότε το c είναι ρίζα της εξίσωσης. Αν $S(c) \neq 0$ και $\text{sgn } S(c) = \text{sgn } S(P_{\min})$, τότε η S έχει ετερόσημες τιμές στα άκρα του διαστήματος $[c, P_{\max}]$ και συνεπώς μηδενίζεται σε κάποιο σημείο του $[c, P_{\max}]$. Αν $S(c) \neq 0$ και $\text{sgn } S(c) \neq \text{sgn } S(P_{\min})$, τότε υπάρχει ρίζα στο $[P_{\min}, c]$. Τελικά, αν $S(c) \neq 0$, συμπεραίνουμε ότι υπάρχει ρίζα της εξίσωσης είτε στο διάστημα $[c, P_{\max}]$ είτε στο $[P_{\min}, c]$, δηλαδή σε ένα διάστημα του οποίου το μήκος είναι $(P_{\max} - P_{\min})/2$. Επαναλαμβάνουμε την ίδια διαδικασία για το νέο υποδιπλασιασμένο διάστημα κ.ο.κ.

Είναι προφανές ότι σε κάθε βήμα του αλγορίθμου εγκλωβίζεται μία ρίζα της εξίσωσης σε ένα διάστημα που περιέχεται στο προηγούμενό του και έχει το μισό μήκος του

προηγούμενου. Συμπεραίνουμε ότι η διαδικασία συγκλίνει, με την έννοια ότι εντοπίζει μία ρίζα σε ένα διάστημα, του οποίου το μήκος είναι όσο μικρό θέλουμε.

Με βάση όσα αναφέρθηκαν παραπάνω, δημιουργήθηκε ένας αλγόριθμος προσδιορισμού του σημείου φυσαλίδας, οποιασδήποτε αρχικής σύστασης ρευστού ταμειυτήρα, ο οποίος υλοποιείται από τα παρακάτω βήματα:

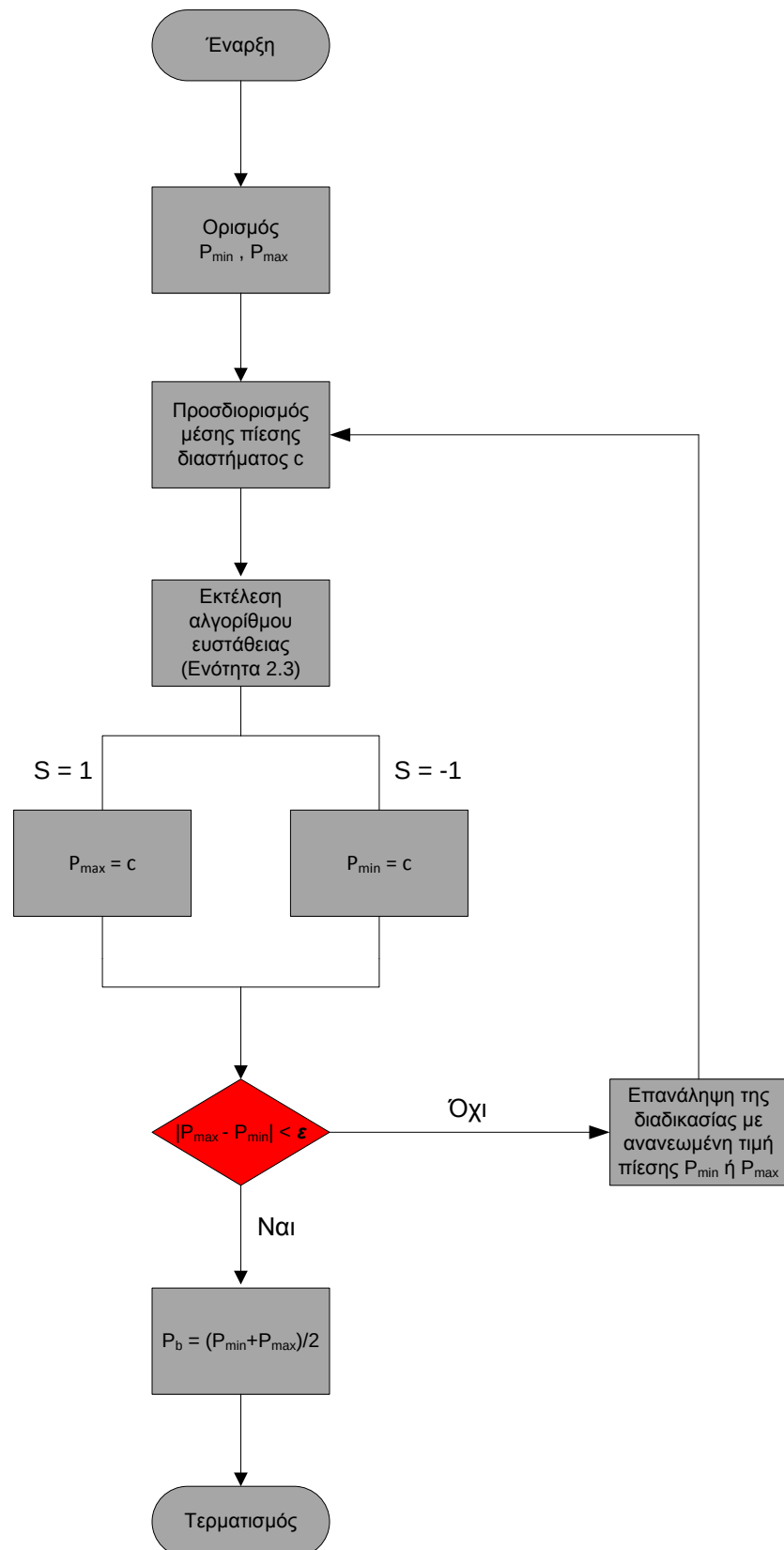
1. Ορισμός ελάχιστης και μέγιστης πίεσης, $P_{\min} = 1\text{atm}$ και $P_{\max} = 2000\text{atm}$ αντίστοιχα.
2. Προσδιορισμός μέσης πίεσης διαστήματος c (Εξ. 2.78).
3. Εκτέλεση αλγορίθμου ευστάθειας (Ενότητα 2.3).
 - a) Αν το μίγμα είναι σταθερό τότε η μέγιστη πίεση, $P_{\max}$, ισούται με c ενώ αντίθετα η ελάχιστη πίεση, $P_{\min}$, παραμένει αμετάβλητη.
 - b) Αν το μίγμα είναι ασταθές τότε η ελάχιστη πίεση, $P_{\min}$, ισούται με c ενώ αντίθετα η μέγιστη πίεση, $P_{\max}$, παραμένει αμετάβλητη.
4. Έλεγχος σύγκλισης της μεθόδου με ε ακρίβεια:

$$|P_{\max} - P_{\min}| < \varepsilon \quad (2.79)$$

5. Αν η σύγκλιση έχει επιτευχθεί τότε:

$$P_b = \frac{P_{\min} + P_{\max}}{2} \quad (2.80)$$

6. Αν η σύγκλιση δεν έχει επιτευχθεί ο αλγόριθμος επιστρέφει στο βήμα 2 για να επαναληφθεί η διαδικασία με την ανανεωμένη τιμή πίεσης $P_{\min}$ (αν το μίγμα ήταν ασταθές) ή $P_{\max}$ (αν το μίγμα ήταν σταθερό).



Διάγραμμα 2.9: Διάγραμμα ροής Προσδιορισμού Πίεσης Σημείου Φυσαλίδας (Bubble Point Pressure).

ΚΕΦΑΛΑΙΟ 3^ο

ΑΝΑΛΥΤΙΚΗ ΠΕΡΙΓΡΑΦΗ ΤΟΥ ΜΟΝΤΕΛΟΥ ΙΣΟΖΥΓΙΟΥ ΜΑΖΑΣ

3.1 ΕΙΣΑΓΩΓΗ

Η προσομοίωση ταμιευτήρων πετρελαίου αποσκοπεί στον προσδιορισμό όλων των απαραίτητων μεγεθών τα οποία επιτρέπουν την αξιολόγηση του τρόπου με τον οποίο παράγει ένας ταμιευτήρας. Συγκεκριμένα, σε ότι αφορά τον ταμιευτήρα θα πρέπει να προσδιοριστεί η μεταβολή της πίεσης με το χρόνο, ο αριθμός φάσεων, οι συστάσεις των φάσεων και τα μοριακά τους κλάσματα σε κάθε σημείο για κάθε χρονική στιγμή. Σε ότι αφορά την παραγωγή στην επιφάνεια θα πρέπει να προσδιοριστεί η παροχή και η πυκνότητα κάθε φάσης (υγρή, αέρια και νερό).

Δεδομένου ότι στην παρούσα διπλωματική εργασία εφαρμόστηκε η μέθοδος ισοζυγίου μάζας (Ενότητα 1.6), ο ταμιευτήρας πετρελαίου αντιμετωπίζεται ως μία ενιαία δεξαμενή (tank model) με δεδομένο όγκο καθώς και σύσταση ρευστών, πίεση και θερμοκρασία για κάθε συγκεκριμένη χρονική στιγμή. Επειδή η αντιμετώπιση του ταμιευτήρα ως ενιαίας δεξαμενής δεν επιτρέπει τη χρήση των εξισώσεων ροής (Νόμος του Darcy) και επομένως την εισαγωγή του παράγοντα χρόνου, τα υπολογιζόμενα μεγέθη της παραγωγής εκφράζονται ως συναρτήσεις της ανά πάσα στιγμή επικρατούσας μέσης πίεσης η οποία με τη σειρά της φθίνει (σε διακριτά βήματα) με τη πάροδο του χρόνου. Πραγματοποιείται επομένως διακριτοποίηση της πίεσης και όχι του χρόνου σε αντίθεση με την προσομοίωση ταμιευτήρων. Σημειώνεται ότι ως ανεξάρτητη μεταβλητή χρησιμοποιήθηκε η πίεση διότι είναι το μοναδικό μέγεθος το οποίο επιτρέπει τον υπολογισμό όλων των δεδομένων παραγωγής χωρίς τη χρήση επαναληπτικών μεθόδων, με εξαίρεση βέβαια τους θερμοδυναμικούς υπολογισμούς (ευστάθειας και διαχωρισμού). Καθώς η πίεση του ταμιευτήρα φθίνει με το χρόνο και ταυτόχρονα ποσότητες ρευστών μεταφέρονται στην επιφάνεια, προκαλείται συνεχής μεταβολή στη θερμοδυναμική ισορροπία των ρευστών, με αποτέλεσμα σε κάθε βήμα πίεσης να καλούνται οι αλγόριθμοι του προβλήματος θερμοδυναμικής ευστάθειας και διαχωρισμού φάσεων ώστε να προσδιορίζεται κάθε φορά αυτή η ισορροπία.

Ωστόσο, με την επιλογή δεδομένης σταθερής παροχής τα υπολογιζόμενα μεγέθη μπορούν να εκφραστούν ως προς ένα χρονικό διάστημα παραγωγής, Δt , που αντιστοιχεί σε δεδομένη πτώση πίεσης του ταμιευτήρα, ΔP . Κατά αυτό τον τρόπο μπορεί να δημιουργηθεί το διάγραμμα της πίεσης συναρτήσει του χρόνου και να χρησιμοποιηθεί ένα τυπικό μοντέλο μεταβολής της πίεσης με το χρόνο για το φυσικό μηχανισμό παραγωγής που επικρατεί. Στη συνέχεια, από το διάγραμμα αυτό μπορούν να εκφραστούν έμμεσα όλα τα υπολογιζόμενα μεγέθη της παραγωγής (όγκοι, πυκνότητες, μοριακά κλάσματα κ.ο.κ.) συναρτήσει του χρόνου.

3.2 ΜΗΧΑΝΙΣΜΟΣ ΠΑΡΑΓΩΓΗΣ ΤΟΥ ΤΑΜΙΕΥΤΗΡΑ

Το μοντέλο MIM το οποίο αναπτύχθηκε για την προσομοίωση της παραγωγής κοιτασμάτων πετρελαίου δημιουργήθηκε κατά τέτοιο τρόπο ώστε να είναι δυνατή η εφαρμογή του σε ρευστά ταμιευτήρων, με οιοδήποτε αριθμό συστατικών, τα οποία μπορούν να χαρακτηριστούν ως μονοφασικά υγρά ή διφασικά. Θεωρήθηκε επίσης ότι δεν υπάρχει ελεύθερη ποσότητα νερού στον ταμιευτήρα πετρελαίου.

Ο αριθμός των φάσεων του ρευστού σε ισορροπία σε μία δεδομένη χρονική στιγμή εξαρτάται από την πίεση που επικρατεί στον ταμιευτήρα. Αν η πίεση τη συγκεκριμένη χρονική στιγμή είναι μεγαλύτερη από την πίεση φυσαλίδας του υπάρχοντος ρευστού τότε το ρευστό αποτελείται από μία μόνο φάση (μονοφασικό υγρό) και καλείται ακόρεστο (undersaturated). Ενώ αντίθετα, αν η πίεση του ταμιευτήρα είναι μικρότερη από την πίεση φυσαλίδας τότε το ρευστό αποτελείται από υγρή και αέρια φάση (διφασικό) και καλείται κορεσμένο (saturated). Όταν το ρευστό του ταμιευτήρα, σε δεδομένες συνθήκες πίεσης και θερμοκρασίας, είναι κορεσμένο, θεωρείται ότι οι φάσεις του διαχωρίζονται δια της βαρύτητας (gravity segregation). Ο διαχωρισμός αυτός συχνά είναι μία βραδεία διεργασία, λόγω του πορώδους μέσου, της κατακόρυφης συνιστώσας της διαπερατότητας και της υψηλής ταχύτητας παραγωγής, και απαιτεί χρόνο για να ολοκληρωθεί. Ωστόσο, στην παρούσα διπλωματική εργασία θεωρήθηκε ότι ο διαχωρισμός μεταξύ των φάσεων επιτυγχάνεται στιγμιαία.

Η παραγωγή ρευστών ενός ταμιευτήρα υδρογονανθράκων και η μεταφορά τους μέσω της γεώτρησης στην επιφάνεια γίνεται μέσω διατρήσεων που πραγματοποιούνται σε διάφορα ύψη εντός της κατακόρυφης γεώτρησης του ταμιευτήρα. Ο χρήστης του μοντέλου MIM έχει τη δυνατότητα να ορίσει το βάθος στο οποίο επιθυμεί να πραγματοποιηθούν οι διατρήσεις. Δεδομένου ότι η θέση της διεπιφάνειας μεταξύ αερίου/πετρελαίου μεταβάλλεται με την πάροδο του χρόνου, πραγματοποιείται συνεχή καταγραφή της θέσης της διότι σχετίζεται άμεσα με τις θέσεις των διατρήσεων που ορίζει ο χρήστης. Ο υπολογισμός αυτός είναι ιδιαίτερα σημαντικός διότι το τι θα παραχθεί από ένα κοίτασμα υδρογονανθράκων εξαρτάται σε μεγάλο βαθμό, όπως θα αναλυθεί και στη συνέχεια του Κεφαλαίου, από τη σωστή επιλογή των θέσεων των διατρήσεων.

Εφόσον προσδιοριστεί η θερμοδυναμική κατάσταση του υπάρχοντος ρευστού στην τρέχουσα πίεση, στη συνέχεια απαιτείται ο υπολογισμός της ποσότητας ρευστού που θα πρέπει να παραχθεί στην επιφάνεια ώστε να επέλθει μία δεδομένη πτώση πίεσης, ΔP , στον ταμιευτήρα. Για την επίτευξη του στόχου αυτού απαιτείται να πραγματοποιηθούν διαδοχικά οι εξής υπολογισμοί:

- Υπολογισμός των όγκων των φάσεων στις αρχικές συνθήκες πίεσης και θερμοκρασίας του ταμιευτήρα.
- Υπολογισμός του συνολικού όγκου του ρευστού, σε συνθήκες ταμιευτήρα, που απαιτείται να οδηγηθεί στις διατρήσεις (και κατά συνέπεια θα αντληθεί στη συνέχεια μέσω των γεωτρήσεων παραγωγής στην επιφάνεια) ώστε το σύστημα να υποστεί πτώση πίεσης κατά ΔP υπολογισμένου σύμφωνα με την αναλογία των όγκων των αρχικών φάσεων.

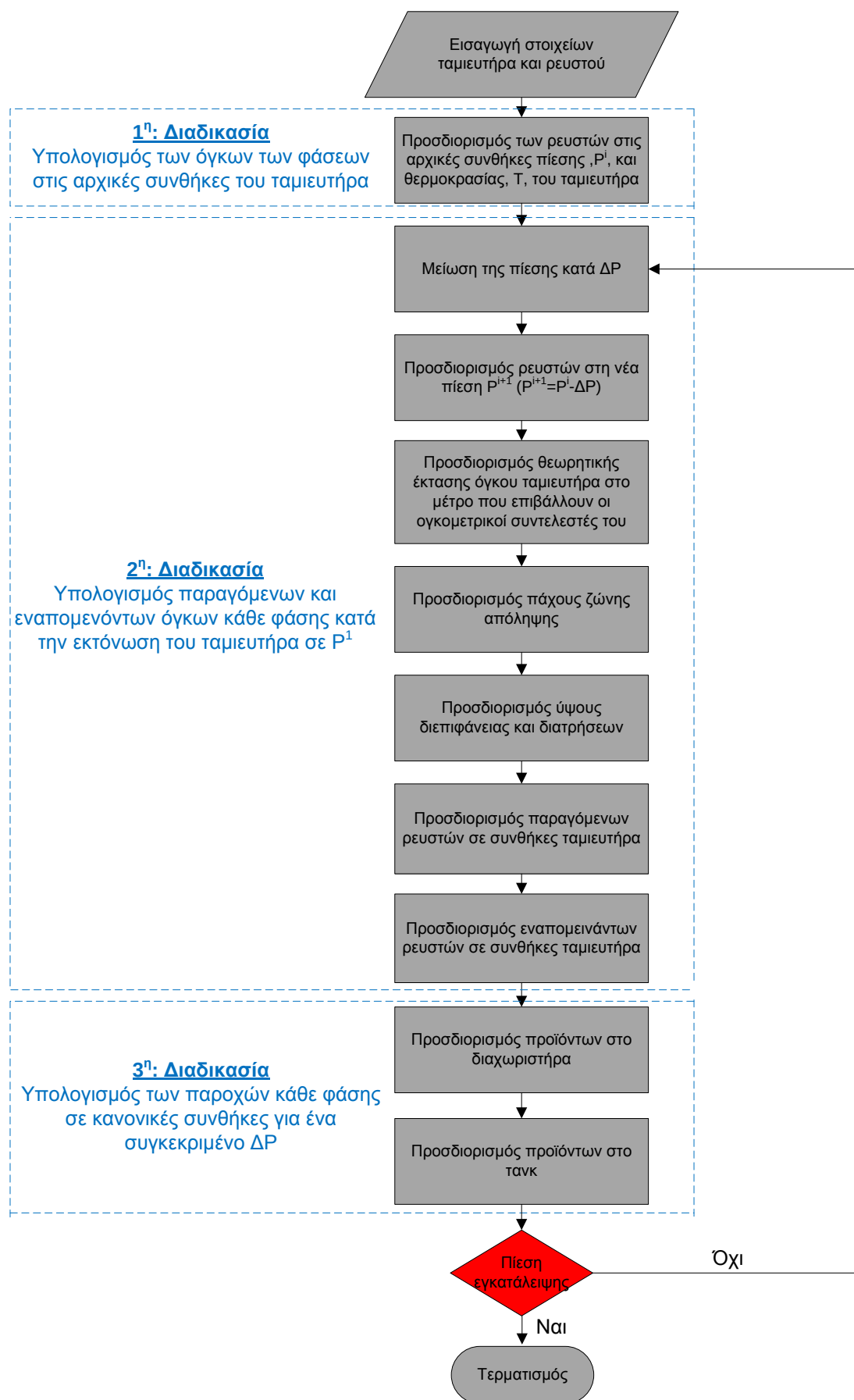
Για την επίτευξη αυτού του στόχου, θεωρείται ότι ο όγκος του ταμιευτήρα αυξάνεται στο μέτρο που επιβάλλουν οι ογκομετρικοί συντελεστές του. Συγκεκριμένα, ο όγκος του ταμιευτήρα εκτείνεται τόσο ώστε η πίεση που επικρατεί να μειωθεί κατά ΔP . Ο επιπρόσθετος όγκος του ταμιευτήρα που θα δημιουργηθεί λόγω της επέκτασής του θα ισούται με το συνολικό όγκο ρευστών ο οποίος θα πρέπει να απομακρυνθεί από τον ταμιευτήρα μέσω των διατρήσεων για να πέσει η πίεση από P^0 σε P^1 ($P^1 = P^0 - \Delta P$).

- Υπολογισμός των παροχών κάθε φάσης που θα παραχθούν σε κανονικές συνθήκες, για ένα συγκεκριμένο ΔP , λαμβάνοντας υπ' όψη το συνολικό όγκο του ρευστού που απαιτείται να παραχθεί, και που υπολογίστηκε στο δεύτερο βήμα, και του βάθους στο οποίο βρίσκονται οι διατρήσεις.

Για την επίτευξη αυτού του στόχου, η ποσότητα ρευστού που θα παραχθεί μέσω της γεώτρησης θα οδηγηθεί σε κατάλληλες επιφανειακές εγκαταστάσεις διαχωρισμού. Το ρευστό θα εκτονωθεί σε ένα διαχωριστήρα (separator) ο οποίος διαχωρίζει της παραχθείσες φάσεις (υγρή και αέρια) και λειτουργεί σε συνθήκες πίεσης και θερμοκρασίας καθοριζόμενες από το χρήστη. Στη συνέχεια, η υγρή φάση του διαχωριστήρα θα εκτονωθεί σε ένα ταγκ (tank) ο οποίος λειτουργεί σε κανονικές συνθήκες ενώ ταυτόχρονα η αέρια φάση του διαχωριστήρα θα οδηγηθεί σε κανονικές συνθήκες. Κατά αυτό τον τρόπο είναι εφικτός ο προσδιορισμός των παραγόμενων φάσεων και του μεταξύ τους λόγου αερίου/πετρελαίου (Gas – Oil Ratio, GOR).

Η διαδικασία που περιγράφηκε, για τον προσδιορισμό των ρευστών που απέμειναν στον ταμιευτήρα αλλά και των παραγόμενων ρευστών στην επιφάνεια (ταγκ, διαχωριστήρα), εξαιτίας της πτώσης της επικρατούσας πίεσης από P^0 σε P^1 , επαναλαμβάνεται μέχρις ότου η πίεση του ταμιευτήρα γίνει ιδιαίτερα χαμηλή με αποτέλεσμα να κρίνεται μη συμφέρουσα η περαιτέρω εκμετάλλευση του κοιτάσματος. Η πίεση στην οποία σταματάει η εκμετάλλευση ονομάζεται **πίεση εγκατάλειψης** (abandonment pressure). Για κάθε επόμενο βήμα πίεσης, $P^{i+1} = P^i - \Delta P$, ως αρχική κατάσταση του ταμιευτήρα τίθεται αυτή η οποία προέκυψε ως "εναπομείνασα" κατάσταση στο προηγούμενο βήμα.

Στο ακόλουθο διάγραμμα αναγράφονται λεπτομερώς οι υπολογισμοί οι οποίοι πρέπει να πραγματοποιηθούν σε κάθε μία από τις τρεις διαδικασίες έτσι ώστε να προσδιοριστούν, σε κάθε βήμα πίεσης, τα εναπομείναντα ρευστά του ταμιευτήρα και τα προϊόντα.

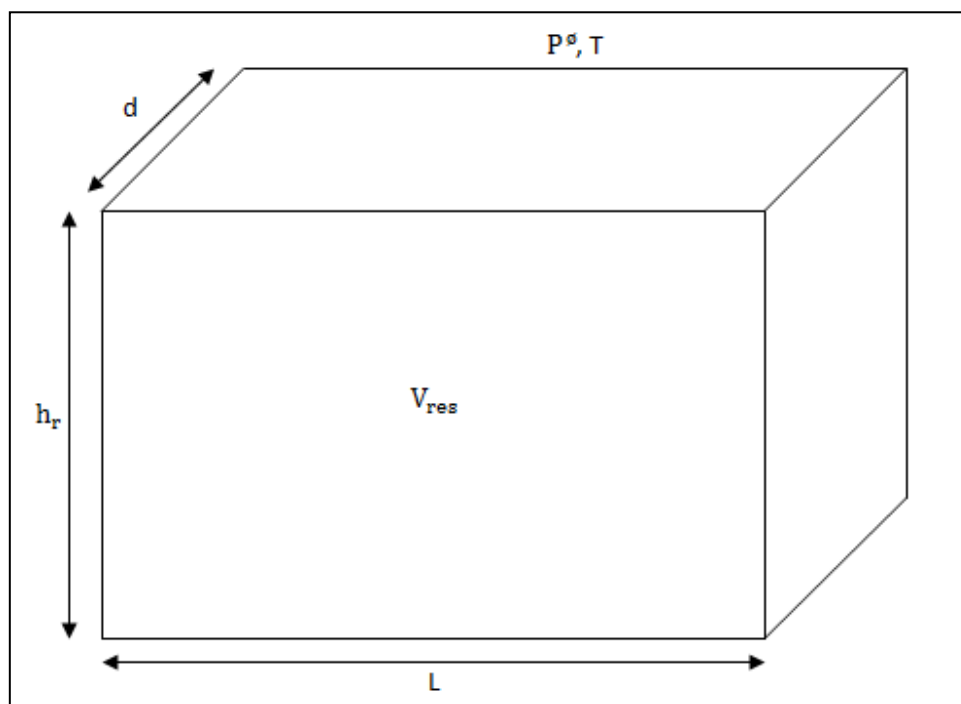


Διάγραμμα 3.1: Διάγραμμα ροής Μοντελοποίησης της Διαδικασίας Παραγωγής.

3.3 ΥΠΟΛΟΓΙΣΜΟΣ ΤΩΝ ΟΓΚΩΝ ΤΩΝ ΦΑΣΕΩΝ ΣΤΙΣ ΑΡΧΙΚΕΣ ΣΥΝΘΗΚΕΣ ΤΟΥ ΤΑΜΙΕΥΤΗΡΑ P^0, T

Έστω ένας ταμιευτήρας πετρελαίου ορθογωνικού σχήματος με ύψος, h_r , μήκος, L , πλάτος, d , και με αρχική πίεση και θερμοκρασία ρευστών P^0 και T αντίστοιχα. Δεδομένου ότι ο ταμιευτήρας πριν την έναρξη της εκμετάλλευσης μπορεί να είναι είτε μονοφασικός είτε διφασικός, κρίθηκε σκόπιμο οι υπολογισμοί που ακολουθούν να κατηγοριοποιηθούν σε δύο περιπτώσεις αναλόγως με την κατάσταση των ρευστών του ταμιευτήρα στις συνθήκες P^0, T .

Η θερμοκρασία του ταμιευτήρα θεωρείται ότι διατηρείται σταθερή καθ' όλη τη διάρκεια της εκμετάλλευσης. Η μεγάλη θερμοχωρητικότητα τόσο των πετρωμάτων του ταμιευτήρα όσο και των υπερκείμενων πετρωμάτων, σε συνδυασμό με τις τεράστιες επιφάνειες για μεταφορά θερμότητας μέσα στον ταμιευτήρα, οδηγούν στη λογική υπόθεση της επικράτησης ισοθερμοκρασιακών συνθηκών για όλες τις διεργασίες που λαμβάνουν χώρα μέσα στον ταμιευτήρα. Αυτό αποτελεί συνήθη υπόθεση στη Μηχανική των Ταμιευτήρων.



Σχήμα 3.1: Αρχική κατάσταση ταμιευτήρα (P^0, T).

Επειδή ο ταμιευτήρας θεωρήθηκε ως μία δεξαμενή (tank), ο όγκος του και ο συνολικός όγκος των ρευστών του δίνεται από τη σχέση:

$$V_{res} = h_r \cdot L \cdot d \quad (3.1)$$

όπου,

V_{res} : ο όγκος του ταμιευτήρα (reservoir)

Ο όγκος V_{res} αντιστοιχεί στον όγκο του πορώδους του πραγματικού ταμιευτήρα ο οποίος καταλαμβάνεται από πετρελαϊκά ρευστά. Επομένως:

$$V_{res} = \varphi \cdot V_t \quad (3.2)$$

όπου,

φ : το πορώδες

t: αναφέρεται στη συνολική (total) τιμή του μεγέθους

Επομένως, αν είναι γνωστό το πορώδες καθώς και οι διαστάσεις του εκάστοτε ταμειυτήρα, από την Εξ. (3.2) μπορεί να προσδιοριστεί ο όγκος των υδρογονανθράκων που υπάρχει στο σχηματισμό.

3.3.1 Υπολογισμοί αν το Ρευστό είναι Μονοφασικό

Όταν το ρευστό στις αρχικές συνθήκες P^θ και T είναι μονοφασικό υγρό, τότε από την καταστατική εξίσωση, μεταξύ άλλων, μπορούν να υπολογιστούν τα περιεχόμενα moles του ρευστού. Η καταστατική εξίσωση συνδέει τα παρακάτω δεδομένα:

$$N_F^\theta = \frac{V_{res} P^\theta}{Z_o^\theta RT} \quad (3.3)$$

όπου,

F: αναφέρεται στην τροφοδοσία (Feed)

θ : αναφέρεται στις αρχικές συνθήκες P^θ , T

o: αναφέρεται στην υγρή φάση (oil)

Να σημειωθεί ότι η θερμοκρασία και η πίεση στην καταστατική εξίσωση εκφράζονται πάντα σε απόλυτες κλίμακες (π.χ. Kelvin και Pascal) ενώ η παγκόσμια σταθερά αερίων, R, στο διεθνές σύστημα μονάδων (SI) ισούται με 8,314 (J/mole K).

Ο όγκος, η μάζα και ο αριθμός των moles της υγρής φάσης, στις προαναφερθείσες συνθήκες, θα ισούνται με το συνολικό όγκο και τα συνολικά moles του ταμειυτήρα, δηλαδή:

$$m_o^\theta = m_F^\theta \quad (3.4\alpha)$$

$$V_o^\theta = V_{res} \quad (3.4\beta)$$

$$N_o^\theta = N_F^\theta \quad (3.4\gamma)$$

ενώ το μοριακό βάρος της υγρής φάσης θα ισούται με το αντίστοιχο μοριακό βάρος των συστατικών του ρευστού στις συνθήκες P^θ , T:

$$MW_o^\theta = \sum_{i=1}^n z_i MW_i \quad , \quad MW_i = [MW_1, \dots, MW_n] \quad (3.5)$$

όπου,

MW_i : το μοριακό βάρος των συστατικών του υγρού πετρελαίου

z_i : η συγκέντρωση των συστατικών του υγρού πετρελαίου

n: ο αριθμός των συστατικών

Η μάζα και η πυκνότητα της υγρής φάσης προσδιορίζονται από τις σχέσεις:

$$m_o^\theta = N_o^\theta MW_o^\theta \quad \text{και} \quad d_o^\theta = \frac{m_o^\theta}{V_o^\theta} \quad (3.6)$$

Από τις παραπάνω εξισώσεις μπορούν να προσδιοριστούν όλα τα απαραίτητα μεγέθη (moles, όγκοι, μάζες, πυκνότητες, μοριακά βάρη, συντελεστής συμπίεστικότητας) που χαρακτηρίζουν έναν μονοφασικό ταμιευτήρα υδρογονανθράκων για τις αρχικές συνθήκες πίεσης P^θ και θερμοκρασίας T .

3.3.2 Υπολογισμοί αν το Ρευστό είναι Διφασικό

Αν το αρχικό ρευστό του ταμιευτήρα στις συνθήκες πίεσης P^θ και θερμοκρασίας T αποτελείται από δύο φάσεις, υγρό – αέριο, οι οποίες έχουν σύσταση $x_1^\theta, x_2^\theta, \dots, x_n^\theta$ και $y_1^\theta, y_2^\theta, \dots, y_n^\theta$ αντίστοιχα, τότε από τον αλγόριθμο του Προβλήματος Διαχωρισμού Φάσεων (Phase Split) υπολογίζεται το μοριακό κλάσμα αερίου n_g^θ , οι συστάσεις x_i^θ και y_i^θ και οι συντελεστές συμπίεστικότητας Z_o^θ και Z_g^θ της κάθε φάσης σύμφωνα με τη μεθοδολογία που περιγράφηκε στην Ενότητα 2.4.

Ο υπολογισμός των moles και όγκων της κάθε φάσης, στις συνθήκες πίεσης P^θ και θερμοκρασίας T , δίνεται από τις εξισώσεις:

$$V_o^\theta = \frac{N_o^\theta Z_o^\theta R T}{P^\theta} \quad (3.7)$$

$$V_g^\theta = \frac{N_g^\theta Z_g^\theta R T}{P^\theta} \quad (3.8)$$

όπου,

g: αναφέρεται στην αέρια φάση (gas)

Δεδομένου ότι ο συνολικός όγκος των ρευστών σε κάθε στάδιο της εκμετάλλευσης παραμένει σταθερός και ίσος με τον όγκο του πορώδους του ταμιευτήρα, αθροίζοντας τις Εξ. (3.7) και (3.8) προκύπτει η σχέση:

$$V_o^\theta + V_g^\theta = V_{res} = \frac{(N_o^\theta Z_o^\theta + N_g^\theta Z_g^\theta) R T}{P^\theta} \quad (3.9)$$

Το μοριακό κλάσμα αερίου ορίζεται ως:

$$n_g^\theta = \frac{N_g^\theta}{N_g^\theta + N_o^\theta} \quad (3.10)$$

Από το κυβικό πολυώνυμο, Εξ. (2.24), υπολογίζονται οι συντελεστές συμπίεστικότητας της υγρής και αέριας φάσης. Επομένως, λύνοντας το σύστημα εξισώσεων (3.9) και (3.10) προσδιορίζουμε τα moles της υγρής και αέριας φάσης, συναρτήσει της θερμοκρασίας, της πίεσης, του μοριακού κλάσματος καθώς και των συντελεστών συμπίεστικότητας των δύο φάσεων:

$$N_o^\theta = \frac{V_{res} P^\theta Z_o^\theta (1 - n_g^\theta)}{RT \left((Z_o^\theta)^2 + n_g^\theta (Z_g^\theta - Z_o^\theta) \right)} \quad , \quad N_g^\theta = \frac{V_{res} P^\theta n_g^\theta}{RT \left(Z_o^\theta + n_g^\theta (Z_g^\theta - Z_o^\theta) \right)} \quad (3.11)$$

Επομένως τα συνολικά moles των δύο φάσεων είναι:

$$N_F^\theta = N_O^\theta + N_g^\theta \quad (3.12)$$

Εφόσον υπολογίστηκαν τα moles της υγρής και αέριας φάσης, εύκολα προσδιορίζονται πλέον οι επιμέρους όγκοι με χρήση των εξισώσεων (3.7) και (3.8).

Τα μοριακά βάρη της κάθε φάσης δίνονται από τις εξισώσεις:

$$MW_O^\theta = \sum_{i=1}^n (x_i^\theta MW_i) \quad \text{και} \quad MW_g^\theta = \sum_{i=1}^n (y_i^\theta MW_i) \quad (3.13)$$

Οι μάζες των δύο φάσεων υπολογίζονται από τις σχέσεις:

$$m_O^\theta = N_O^\theta MW_O^\theta \quad \text{και} \quad m_g^\theta = N_g^\theta MW_g^\theta \quad (3.14)$$

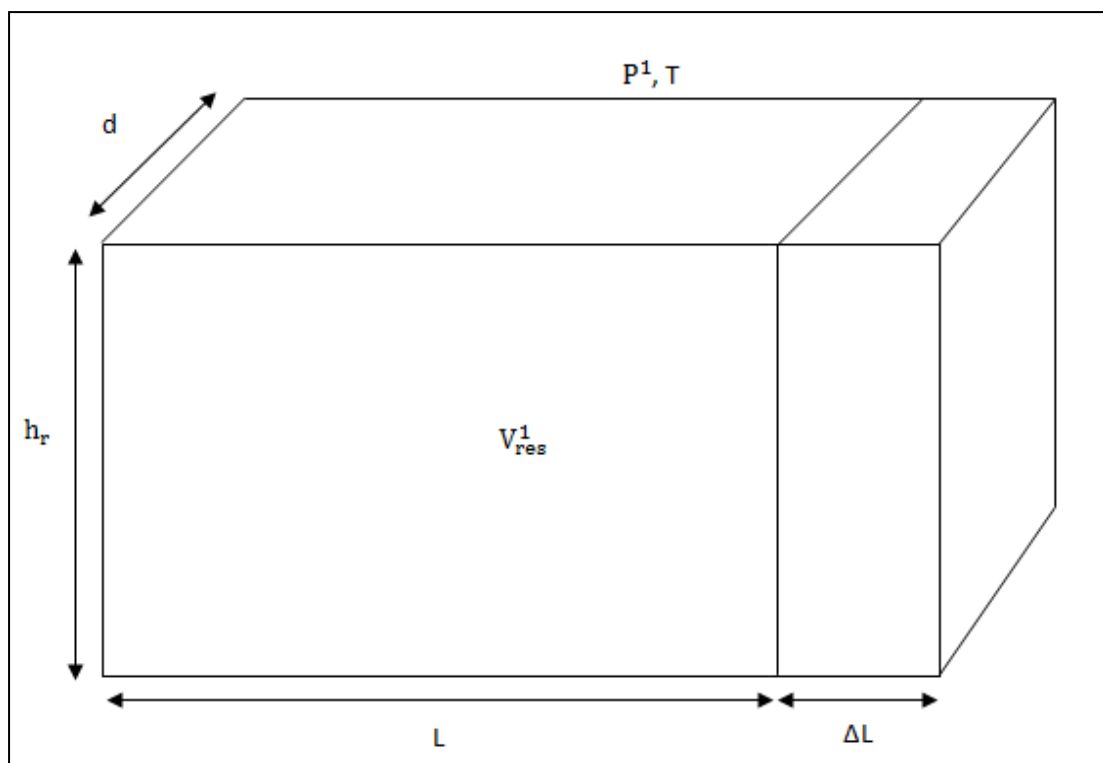
Εφόσον έχουν προσδιοριστεί οι όγκοι και οι μάζες της υγρής και αέριας φάσης υπολογίζονται οι πυκνότητες των δύο φάσεων από τις εξισώσεις:

$$d_O^\theta = \frac{m_O^\theta}{V_O^\theta} \quad \text{και} \quad d_g^\theta = \frac{m_g^\theta}{V_g^\theta} \quad (3.15)$$

Επομένως, από τις παραπάνω εξισώσεις προσδιορίζονται όλα τα απαραίτητα μεγέθη που χαρακτηρίζουν έναν διφασικό ταμειυτήρα υδρογονανθράκων για τις αρχικές συνθήκες πίεσης P^θ και θερμοκρασίας T .

3.4 ΠΑΡΑΓΟΜΕΝΟΙ ΚΑΙ ΕΝΑΠΟΜΕΙΝΑΝΤΕΣ ΟΓΚΟΙ ΚΑΘΕ ΦΑΣΗΣ ΚΑΤΑ ΤΗΝ ΕΚΤΟΝΩΣΗ ΤΟΥ ΤΑΜΙΕΥΤΗΡΑ ΣΕ P^1

Δεδομένου ότι ακολουθήθηκε η μέθοδος ισοζυγίου μάζας, θεωρήθηκε προς στιγμή ότι το μήκος, L , του ταμειυτήρα αυξάνεται κατά ΔL ως προς το μήκος προκαλώντας μία ελάχιστη αύξηση του όγκου του σχηματισμού με συνέπεια η πίεσή του να μειωθεί και να γίνει ίση με P^1 ($P^1 \leftarrow P^\theta - \Delta P$).



Σχήμα 3.2: Επέκταση του αρχικού ταμειυτήρα (P^1, T).

Το ρευστό του ταμειυτήρα υφίσταται πτώση της πίεσης κατά ΔP , λόγω της επέκτασης του ταμειυτήρα κατά ΔL , με αποτέλεσμα να τείνει να αλλάξει η ισορροπία φάσεων στην οποία ευρίσκεται.

3.4.1 Επίλυση Προβλήματος Ισορροπίας Φάσεων στη νέα Πίεση P^1

Ανεξάρτητα από τον αριθμό φάσεων που θα συνυπάρχουν όταν μειωθεί η πίεση κατά ΔP , τα συνολικά moles τα οποία βρίσκονται στον ταμειυτήρα στις συνθήκες πίεσης, P^1 , και θερμοκρασίας, T , είναι ίσα με τα moles στις συνθήκες P^0, T . Αυτή η ισότητα ισχύει διότι η επέκταση του ταμειυτήρα κατά ΔL δεν προκαλεί μεταβολή στη συνολική μάζα των ρευστών η οποία υπάρχει στον ταμειυτήρα. Επομένως, ισχύει η εξίσωση:

$$N_F^1 = N_F^0 \quad (3.16)$$

όπου,

1: αναφέρεται στις συνθήκες P^1, T

Αν το ρευστό του ταμειυτήρα στις συνθήκες πίεσης, P^1 , και θερμοκρασίας, T , είναι μονοφασικό, τότε η σύσταση που θα έχει στο επόμενο βήμα πίεσης P^2 θα παραμείνει η ίδια όπως πριν. Αντιθέτως, αν το ρευστό στις συνθήκες αυτές είναι διφασικό τότε οι φάσεις συνυπάρχουν σε αναλογία ίση με το μοριακό κλάσμα n_g^{1d} το οποίο προσδιορίζεται στην Ενότητα 3.4.3.

3.4.1.1 Ρευστό σε Μονοφασική Κατάσταση

Αν το ρευστό του ταμιευτήρα είναι μονοφασικό στην πίεση P^1 και θερμοκρασία T , τότε η πίεση που επικρατεί στον ταμιευτήρα τη δεδομένη χρονική στιγμή είναι μεγαλύτερη από την πίεση φυσαλίδας του ρευστού (bubble point, P_b), $P^1 > P_b$.

Ο υπολογισμός των moles της υγρής φάσης, στην πίεση P^1 , δίνεται από τη σχέση:

$$N_o^1 = N_F^1 \quad (3.17)$$

Εφόσον το ρευστό είναι μονοφασικό, με χρήση της καταστατικής εξίσωσης υπολογίζεται ο συντελεστής συμπίεσότητας Z^1 και μέσω του κυβικού πολυωνύμου (Ενότητα 2.2.2) προσδιορίζεται ο όγκος της υγρής φάσης και επομένως ο συνολικός όγκος των ρευστών του ταμιευτήρα στην πίεση P^1 :

$$V_o^1 = \frac{N_o^1 Z^1 R T}{P^1} \quad (3.18)$$

Ο όγκος των πόρων του ταμιευτήρα μετά την εκτόνωσή του, λόγω πτώσης της επικρατούσας πίεσης, δίνεται από τη σχέση:

$$V_{res}^1 = V_o^1 \quad (3.19)$$

αφού μόνο υγρή φάση περιέχεται στους πόρους του. Από τη στιγμή που δεν απομακρύνθηκε ποσότητα ρευστού από τον ταμιευτήρα, παρά μόνο αυξήθηκε ελάχιστα ο όγκος του ως προς τον αρχικό V_{res} , η μάζα, η σύσταση και επομένως το μοριακό βάρος της υγρής φάσης στην πίεση P^1 θα παραμένουν ίδια με αυτά της αρχικής πίεσης P^0 :

$$m_o^1 = m_o^0 \quad (3.20)$$

$$x_i^1 = x_i^0 \quad (3.21)$$

$$MW_o^1 = MW_o^0 \quad (3.22)$$

Η πυκνότητα της υγρής φάσης στην πίεση P^1 θα μεταβληθεί λόγω μείωσης της πίεσης και δίνεται από τη σχέση:

$$d_o^1 = \frac{m_o^1}{V_o^1} \quad (3.23)$$

3.4.1.2 Ρευστό σε Διφασική Κατάσταση

Αν το ρευστό του ταμιευτήρα είναι διφασικό στην πίεση P^1 και θερμοκρασία T , πρέπει να επιλυθεί το πρόβλημα ισορροπίας φάσεων και καλείται ο αλγόριθμος του Προβλήματος Διαχωρισμού Φάσεων (Phase Split) για να υπολογιστεί το μοριακό κλάσμα αερίου n_g^1 , οι συστάσεις x_i^1 και y_i^1 και οι συντελεστές συμπίεσότητας Z_o^1 και Z_g^1 της κάθε φάσης σε κατάσταση θερμοδυναμικής ισορροπίας.

Ο υπολογισμός των moles των δύο φάσεων δίνεται από τις σχέσεις:

$$N_g^1 = N_F^1 n_g^1 \quad \text{και} \quad N_o^1 = (1 - n_g^1) N_F^1 \quad (3.24)$$

Οι όγκοι της υγρής και αέριας φάσης, στην πίεση P^1 , υπολογίζονται με τη χρήση των παρακάτω καταστατικών εξισώσεων:

$$V_o^1 = \frac{N_o^1 Z_o^1 R T}{P^1} \quad \text{και} \quad V_g^1 = \frac{N_g^1 Z_g^1 R T}{P^1} \quad (3.25)$$

ενώ ο συνολικός όγκος είναι:

$$V_{res}^1 = V_o^1 + V_g^1 \quad (3.26)$$

Εφόσον προσδιορίστηκαν οι συστάσεις της υγρής και αέριας φάσης, πλέον τα αντίστοιχα μοριακά βάρη δίνονται από τις εξισώσεις:

$$MW_o^1 = \sum_{i=1}^n (x_i^1 MW_i) \quad \text{και} \quad MW_g^1 = \sum_{i=1}^n (y_i^1 MW_i) \quad (3.27)$$

Οι μάζες των δύο φάσεων προσδιορίζονται από τις σχέσεις:

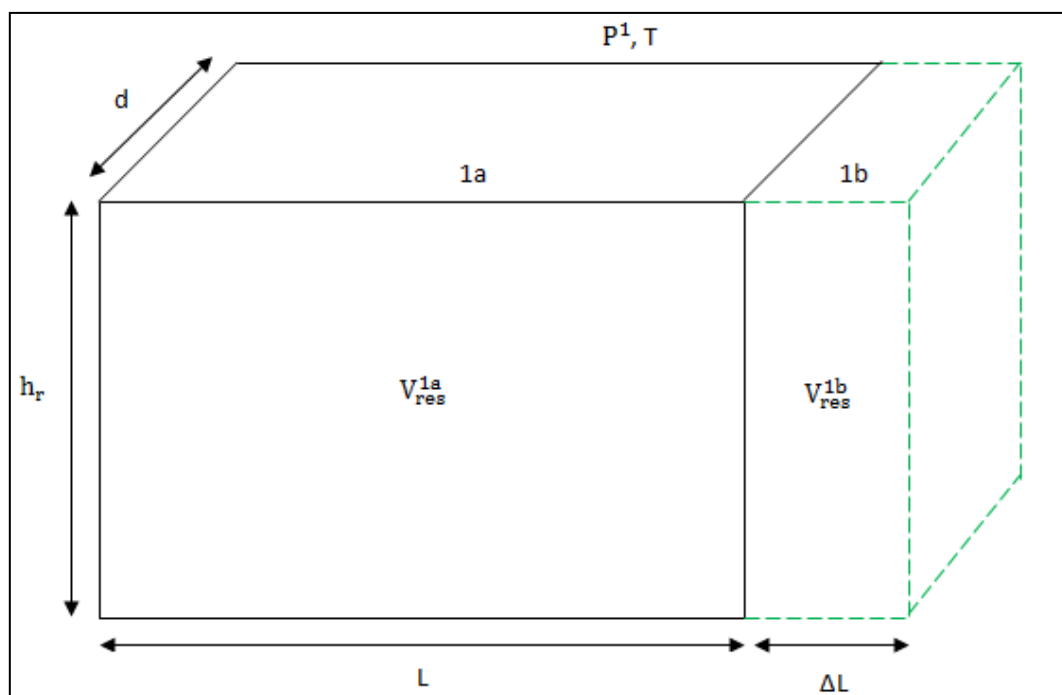
$$m_o^1 = N_o^1 MW_o^1 \quad \text{και} \quad m_g^1 = N_g^1 MW_g^1 \quad (3.28)$$

Οι πυκνότητες της υγρής και αέριας φάσης προκύπτουν από τις εξισώσεις:

$$d_o^1 = \frac{m_o^1}{V_o^1} \quad \text{και} \quad d_g^1 = \frac{m_g^1}{V_g^1} \quad (3.29)$$

3.4.2 Υπολογισμός του Συνολικού Όγκου Ρευστού που Απαιτείται να Παραχθεί στην Πίεση P^1 (Στάδιο 1a & 1b)

Επειδή ο όγκος του ταμιευτήρα παραμένει βεβαίως σταθερός σε όλα τα στάδια της εκμετάλλευσης, ο επιπρόσθετος όγκος του ταμιευτήρα πετρελαίου, ο οποίος προκλήθηκε από την πτώση της πίεσης από P^0 σε P^1 που υποθέσαμε στο πρώτο στάδιο, θα πρέπει να απομακρυνθεί έτσι ώστε ο όγκος να επανέλθει στην αρχική του τιμή.



Σχήμα 3.3: Απομάκρυνση του επιπρόσθετου όγκου ταμιευτήρα (P^1 , T).

Σύμφωνα με το Σχήμα 3.3, το τμήμα του ταμιευτήρα που προέκυψε κατά το πρώτο στάδιο, λόγω της οριζόντιας επέκτασης του ταμιευτήρα κατά ΔL ώστε να επέλθει εκτόνωση των ρευστών κατά ΔP , πρέπει να αφαιρεθεί έτσι ώστε ο όγκος του ταμιευτήρα μετά την απομάκρυνση του τμήματος 1b να επανέλθει στην αρχική του τιμή:

$$V_{res}^{1a} = V_{res} \quad (3.30)$$

3.4.2.1 Υπολογισμοί αν το Ρευστό είναι Μονοφασικό

Δεδομένου ότι η θερμοδυναμική ισορροπία μεταξύ των ευρισκομένων φάσεων δεν μεταβάλλεται, κατά την απομάκρυνση του επιπρόσθετου όγκου ρευστών, V_{res}^{1b} , ισχύουν οι παρακάτω εξισώσεις για τα τμήματα 1a και 1b. Για το τμήμα 1a ισχύουν οι εξισώσεις:

$$x_i^{1a} = x_i^1 \quad (3.31\alpha)$$

$$V_o^{1a} = V_{res}^{1a} \quad (3.31\beta)$$

$$Z^{1a} = Z^1 \quad (3.31\gamma)$$

$$MW_o^{1a} = MW_o^1 \quad (3.31\delta)$$

Ενώ οι εξισώσεις οι οποίες ισχύουν για το τμήμα 1b είναι:

$$x_i^{1b} = x_i^1 \quad (3.32\alpha)$$

$$V_{res}^{1b} = V_{res}^1 - V_{res}^{1a} \quad (3.32\beta)$$

$$V_o^{1b} = V_{res}^{1b} \quad (3.32\gamma)$$

$$Z^{1b} = Z^1 \quad (3.32\delta)$$

$$MW_o^{1b} = MW_o^1 \quad (3.32\epsilon)$$

Τα moles της υγρής φάσης καθώς και τα συνολικά moles, για το τμήμα 1a, υπολογίζονται από τις σχέσεις:

$$N_o^{1a} = \frac{P^1 V_o^{1a}}{Z^{1a} RT} \quad , \quad N_F^{1a} = N_o^{1a} \quad (3.33)$$

Τα moles της υγρής φάσης καθώς και τα συνολικά moles, για το τμήμα 1b, είναι:

$$N_o^{1b} = N_o^1 - N_o^{1a} \quad , \quad N_F^{1b} = N_o^{1b} \quad (3.34)$$

Εφόσον υπολογίστηκαν τα μοριακά βάρη και τα moles των τμημάτων 1a και 1b προσδιορίζονται και οι αντίστοιχες μάζες από τις εξισώσεις:

$$m_o^{1a} = N_o^{1a} MW_o^{1a} \quad \text{και} \quad m_o^{1b} = N_o^{1b} MW_o^{1b} \quad (3.35)$$

Οι πυκνότητες προσδιορίζονται από τις σχέσεις:

$$d_o^{1a} = \frac{m_o^{1a}}{V_o^{1a}} \quad \text{και} \quad d_o^{1b} = \frac{m_o^{1b}}{V_o^{1b}} \quad (3.36)$$

3.4.2.2 Υπολογισμοί αν το Ρευστό είναι Διφασικό

Όταν το ρευστό του ταμιευτήρα στις συνθήκες πίεσης, P^1 , και θερμοκρασίας, T , είναι διφασικό, η απομάκρυνση του όγκου ρευστών, V_{res}^{1b} , δεν θα προκαλέσει μεταβολή στην αναλογία μεταξύ της υγρής και αέριας φάσης οπότε το μοριακό κλάσμα αερίου, η σύσταση της κάθε φάσης, οι συντελεστές συμπίεστότητας αλλά και τα μοριακά βάρη δεν θα μεταβληθούν (εντατικά μεγέθη) σε αντίθεση με τους όγκους, τα moles και τις μάζες των δύο τμημάτων 1a και 1b που θα μεταβληθούν (εκτατικά μεγέθη). Επομένως για το τμήμα 1a ισχύουν οι σχέσεις:

$$n_g^{1a} = n_g^1 \quad (3.37\alpha)$$

$$Z_o^{1a} = Z_o^1 \quad (3.37\beta)$$

$$Z_g^{1a} = Z_g^1 \quad (3.37\gamma)$$

$$MW_o^{1a} = MW_o^1 \quad (3.37\delta)$$

$$MW_g^{1a} = MW_g^1 \quad (3.37\epsilon)$$

$$x_i^{1a} = x_i^1 \quad (3.37\zeta)$$

Ενώ οι εξισώσεις οι οποίες ισχύουν για το τμήμα 1b είναι:

$$n_g^{1b} = n_g^1 \quad (3.38\alpha)$$

$$Z_o^{1b} = Z_o^1 \quad (3.38\beta)$$

$$Z_g^{1b} = Z_g^1 \quad (3.38\gamma)$$

$$MW_o^{1b} = MW_o^1 \quad (3.38\delta)$$

$$MW_g^{1b} = MW_g^1 \quad (3.38\epsilon)$$

$$x_i^{1b} = x_i^1 \quad (3.38\zeta)$$

Ο υπολογισμός των όγκων και των moles των δύο φάσεων στο τμήμα 1a, γίνεται επιλύοντας ένα σύστημα τεσσάρων εξισώσεων για τον προσδιορισμό των αντίστοιχων μεγεθών. Εφαρμόζεται η καταστατική εξίσωση^[10] μία για την υγρή και μία για την αέρια φάση καθώς και η εξίσωση ορισμού του μοριακού κλάσματος αερίου. Δεδομένου ότι ο συνολικός όγκος των ρευστών που βρίσκεται στο τμήμα 1a ισούται με το άθροισμα των όγκων των δύο φάσεων σε κάθε στάδιο της εκμετάλλευσης προκύπτει και η τέταρτη εξίσωση. Επομένως οι εξισώσεις που χρησιμοποιούνται για τον προσδιορισμό των τεσσάρων αγνώστων είναι:

$$V_o^{1a} = \frac{N_o^{1a} Z_o^{1a} R T}{P^1} \quad (3.39)$$

$$V_g^{1a} = \frac{N_g^{1a} Z_g^{1a} R T}{P^1} \quad (3.40)$$

$$V_{res}^{1a} = V_g^{1a} + V_o^{1a} \quad (3.41)$$

$$n_g^{1a} = n_g^1 = \frac{N_g^{1a}}{N_o^{1a} + N_g^{1a}} \quad (3.42)$$

Από το άθροισμα των Εξ. (3.39) και (3.40) παίρνουμε την εξής σχέση:

$$V_o^{1a} + V_g^{1a} = V_{res}^{1a} = V_{res} = \frac{RT (N_o^{1a} Z_o^{1a} + Z_g^{1a} N_g^{1a})}{P^1} \quad (3.43)$$

Λύνοντας την Εξ.(3.42) ως προς τα moles της αέριας φάσης έχουμε:

$$N_g^{1a} = \frac{n_g^{1a} N_o^{1a}}{1 - n_g^{1a}} \quad (3.44)$$

Επομένως από τις Εξ. (3.43) και (3.44) υπολογίζονται τα moles της υγρής φάσης από τη σχέση:

$$N_o^{1a} = \frac{V_{res}^{1a} P^1 (1 - n_g^{1a})}{(Z_o^{1a} - Z_o^{1a} n_g^{1a} + n_g^{1a} Z_g^{1a}) RT} \quad (3.45)$$

Εφόσον υπολογίστηκαν τα moles της υγρής φάσης τότε εύκολα υπολογίζονται και τα της αέριας χρησιμοποιώντας την Εξ. (3.44), ενώ τα συνολικά moles τα οποία βρίσκονται στο τμήμα 1a είναι:

$$N_F^{1a} = N_g^{1a} + N_o^{1a} \quad (3.46)$$

Ο υπολογισμός των όγκων των δύο φάσεων για το τμήμα 1a επιτυγχάνεται με την εφαρμογή των Εξ. (3.39) και (3.40) όπου οι μόνοι άγνωστοι πλέον είναι ο όγκος της αέριας και υγρής φάσης.

Ο προσδιορισμός των moles και των όγκων των δύο φάσεων για το τμήμα 1b επιτυγχάνεται με απλούστερες σχέσεις οι οποίες είναι:

$$N_o^{1b} = N_o^1 - N_o^{1a} \quad (3.47)$$

$$N_g^{1b} = N_g^1 - N_g^{1a} \quad (3.48)$$

$$N_F^{1b} = N_g^{1b} + N_o^{1b} \quad (3.49)$$

$$V_o^{1b} = \frac{N_o^{1b} Z_o^{1b} RT}{P^1} \quad (3.50)$$

$$V_g^{1b} = \frac{N_g^{1b} Z_g^{1b} RT}{P^1} \quad (3.51)$$

$$V_{res}^{1b} = V_o^{1b} + V_g^{1b} \quad (3.52)$$

Εφόσον προσδιορίστηκαν οι όγκοι και τα moles της υγρής και αέριας φάσης για τα τμήματα 1a και 1b εύκολα πλέον μπορούν να υπολογιστούν οι αντίστοιχες μάζες και πυκνότητες από τις παρακάτω εξισώσεις:

$$m_o^{1a} = N_o^{1a} MW_o^{1a} \quad \text{και} \quad m_g^{1a} = N_g^{1a} MW_g^{1a} \quad (3.53)$$

$$m_o^{1b} = N_o^{1b} MW_o^{1b} \quad \text{και} \quad m_g^{1b} = N_g^{1b} MW_g^{1b} \quad (3.54)$$

ενώ οι πυκνότητες δίνονται από τις σχέσεις:

$$d_o^{1a} = \frac{m_o^{1a}}{V_o^{1a}} \quad \text{και} \quad d_g^{1a} = \frac{m_g^{1a}}{V_g^{1a}} \quad (3.55)$$

$$d_o^{1b} = \frac{m_o^{1b}}{V_o^{1b}} \quad \text{και} \quad d_g^{1b} = \frac{m_g^{1b}}{V_g^{1b}} \quad (3.56)$$

3.4.3 Προσδιορισμός των Ποσοτήτων Πετρελαίου και Φυσικού Αερίου που θα Παραχθούν Διαμέσω των Διατρήσεων στην Πίεση P^1 (Στάδιο 1c & 1d)

Η παραγωγή ρευστών ενός ταμειυτήρα πετρελαίου και η μεταφορά τους μέσω της γεώτρησης στην επιφάνεια γίνεται μέσω διατρήσεων (perforations) οι οποίες πραγματοποιούνται σε διάφορα ύψη εντός της κατακόρυφης γεώτρησης του ταμειυτήρα με σκοπό την άντληση ρευστών. Στην ενότητα αυτή θα επισημανθεί η ανάγκη της γνώσης της θέσης της διεπιφάνειας (interface) αερίου/πετρελαίου διότι σχετίζεται άμεσα, όπως θα αναλυθεί στη συνέχεια, με τις θέσεις των διατρήσεων.

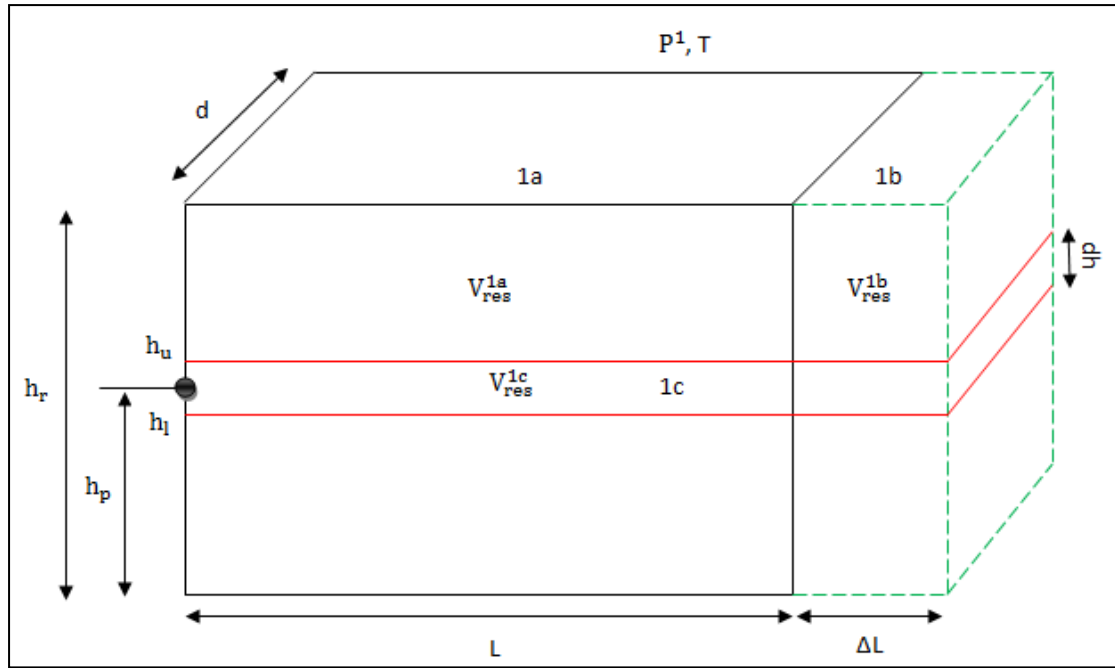
Στην προηγούμενη ενότητα προσδιορίστηκε η ποσότητα ρευστού, V_{res}^{1b} , η οποία θα πρέπει να απομακρυνθεί από τον ταμειυτήρα ώστε να επεκταθεί το μήκος του κατά ΔL και η πίεσή του να μειωθεί κατά ΔP ($\Delta P \leftarrow P^0 - P^1$). Προφανώς η συνολική ποσότητα ρευστού η οποία βρίσκεται στο επιπρόσθετο τμήμα 1b, V_{res}^{1b} , είναι ίση με την ποσότητα ρευστού η οποία θα απομακρυνθεί από τον ταμειυτήρα μέσω των διατρήσεων, V_{res}^{1c} , αφού αναφέρονται στην ίδια πτώση πίεσης, ΔP . Επομένως ισχύει η σχέση:

$$V_{res}^{1c} = V_{res}^{1b} \quad (3.57)$$

όπου,

1c: αναφέρεται στην τιμή του μεγέθους που θα απομακρυνθεί από τον ταμειυτήρα

Η διαφορά μεταξύ των σταδίων '1b' και '1c' είναι ότι το στάδιο '1b' υποδηλώνει τη συνολική ποσότητα του ρευστού που απαιτείται να παραχθεί από τον ταμειυτήρα, αν η πίεση μειωθεί κατά ΔP , ενώ το στάδιο '1c' καθορίζει την κατανομή των ρευστών που θα αντληθούν μέσω των διατρήσεων. Η θέση στην οποία θα βρίσκεται το ρευστό που θα παραχθεί ορίζεται από το χρήστη, δεδομένου ότι αυτός επιλέγει σε πιο ύψος θα τοποθετηθούν οι διατρήσεις.



Σχήμα 3.4: Εισαγωγή διατρήσεων (perforations) στον ταμιευτήρα.

Έστω ότι το διάστημα $[h_l, h_u]$, καθ' ύψος της γεώτρησης παραγωγής, είναι η ζώνη ρευστών που θα παραχθούν στην επιφάνεια όπου το μέσο αυτού του διαστήματος:

$$h_p = \frac{h_l + h_u}{2} \quad (3.58)$$

ορίζεται σαν το ύψος αναφοράς των διατρήσεων. Η συνολική ποσότητα ρευστού που πρέπει να απομακρυνθεί από τον ταμιευτήρα, V_{res}^{1c} , λόγω μείωσης της πίεσης κατά ΔP , κατανέμεται στο ύψος των διατρήσεων. Επομένως, κρίνεται σκόπιμο να υπολογιστεί το πάχος, dh , το μήκος, $L + \Delta L$, και η θέση των ρευστών αυτών που βρίσκονται στο ύψος των διατρήσεων. Ο προσδιορισμός αυτός επιτυγχάνεται με απλή εφαρμογή γεωμετρίας μέσω του Σχήματος 3.4.

Σύμφωνα με το παραπάνω Σχήμα ο όγκος της επέκτασης του ταμιευτήρα κατά ΔL στη φάση 1b δίνεται από τη σχέση:

$$V_{res}^{1b} = h_r \cdot d \cdot \Delta L \Rightarrow \Delta L = \frac{V_{res}^{1b}}{h_r \cdot d} \quad (3.59)$$

ενώ, το πάχος των ρευστών που βρίσκονται στο ύψος των διατρήσεων δίνεται από την εξίσωση:

$$V_{res}^{1c} = dh(L + \Delta L)d \Rightarrow dh = \frac{V_{res}^{1c}}{(L + \Delta L)d} \quad (3.60)$$

όπου,

h_r : το ύψος του ταμιευτήρα

d : το πλάτος του ταμιευτήρα

Προσδιορίστηκε λοιπόν το μήκος, $L + \Delta L$, και το πάχος, dh , του τμήματος 1c του ταμιευτήρα που περιέχει την ποσότητα των ρευστών που θα παραχθούν στην επιφάνεια αν

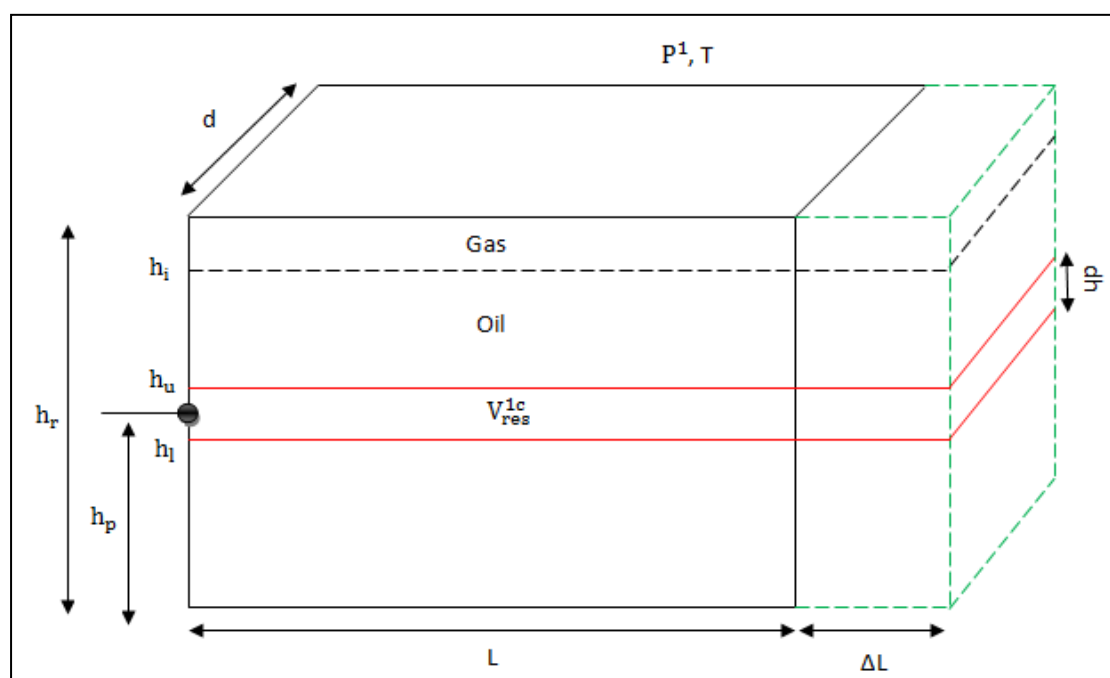
η πίεση γίνει ίση με P^1 . Το τμήμα 1c αυτή έχει ως κέντρο το σημείο των διατρήσεων, h_p . Εφόσον υπολογίστηκε το πάχος του τμήματος αυτού, στη συνέχεια πρέπει να προσδιοριστεί το ανώτερο, h_u , και κατώτερο, h_l , όριό του συγκριτικά με το σημείο, h_p , των διατρήσεων.

Τα δύο αυτά όρια υπολογίζονται βάσει του Σχήματος 3.4 από τις εξής σχέσεις:

$$h_u = h_p + \frac{dh}{2} \quad (3.61)$$

$$h_l = h_p - \frac{dh}{2} \quad (3.62)$$

Κατά τη διάρκεια της εκμετάλλευσης, η πίεση του ταμιευτήρα συνεχώς μειώνεται εξαιτίας της άντλησης ρευστών του ταμιευτήρα. Όταν η πίεση στο κοίτασμα πέσει κάτω από την πίεση κορεσμού του ρευστού, τότε η δεύτερη (αέρια) φάση αρχίζει να σχηματίζεται. Δεδομένου ότι στην παρούσα διπλωματική εργασία θεωρείται ότι ο ταμιευτήρας πετρελαίου δεν επικοινωνεί με γειτονικό ταμιευτήρα νερού υπάρχει μόνο μία διεπιφάνεια (interface) σε ύψος h_i μεταξύ πετρελαίου και αερίου (Σχήμα 3.5).



Σχήμα 3.5: Διεπιφάνεια (interface) μεταξύ αέριας και υγρής φάσης.

Για την επίλυση του προβλήματος προσδιορισμού της θέσης της διεπιφάνειας, h_i , μεταξύ της υγρής και αέριας φάσης, λήφθηκε υπ' όψιν ότι ο λόγος των όγκων των φάσεων ισούται με αυτό των υψών τους:

$$\frac{h_i}{h_r} = \frac{h_i (L + \Delta L)d}{h_r (L + \Delta L)d} = \frac{V_0^1}{V_0^1 + V_g^1} \Rightarrow h_i = h_r \left(\frac{V_0^1}{V_0^1 + V_g^1} \right) \quad (3.63)$$

Το εύρος τιμών του h_i , σύμφωνα με την Εξ. (3.63), κυμαίνεται από μηδέν έως h_r $[0, h_r]$. Ισούται με μηδέν όταν το ρευστό του ταμιευτήρα αποτελείται μόνο από την αέρια φάση, $V_o^1 = 0$ δηλαδή μονοφασικό αέριο, ενώ με h_r όταν αποτελείται μόνο από την υγρή φάση, $V_g^1 = 0$ δηλαδή μονοφασικό υγρό.

Όταν το ρευστό του ταμιευτήρα βρίσκεται σε πίεση μεγαλύτερη από την πίεση φυσαλίδας του, δεν υπάρχει διεπιφάνεια και κατά συνέπεια οι διατρήσεις μπορούν να πραγματοποιηθούν σε οποιοδήποτε σημείο του σχηματισμού χωρίς να υπάρχει ο κίνδυνος της άντλησης αερίου, δεδομένου ότι ο ταμιευτήρας δεν επικοινωνεί με γειτονικό ταμιευτήρα νερού. Αντίθετα, όταν το ρευστό του κοιτάσματος βρίσκεται σε χαμηλότερη πίεση από την πίεση φυσαλίδας του, υπάρχει μία διεπιφάνεια μεταξύ της υγρής και αέριας φάσης και κατά συνέπεια οι θέσεις των διατρήσεων συνήθως επιλέγονται να πραγματοποιηθούν σε σημείο ώστε η διεπιφάνεια, h_i , να βρίσκεται υψηλότερα.

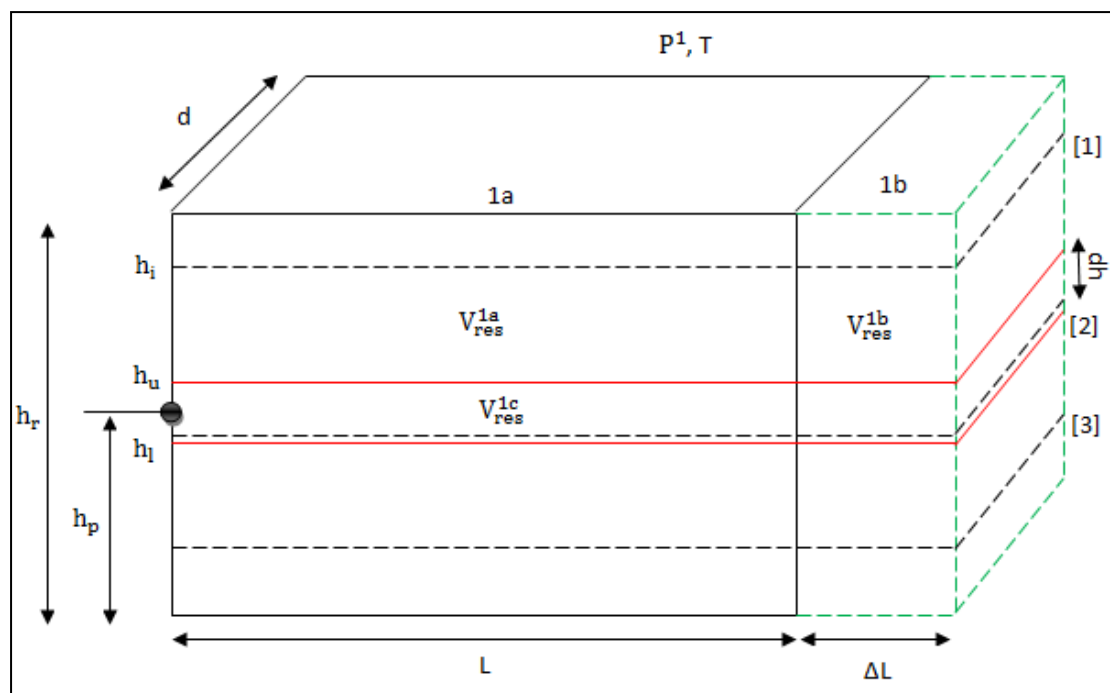
Στην περίπτωση που παρατηρηθεί παραγωγή μεγάλων ποσοτήτων αερίου στην επιφάνεια και επομένως υψηλή τιμή λόγου αερίου προς υγρό, GOR, τότε η διεπιφάνεια βρίσκεται χαμηλότερα από τη θέση των διατρήσεων οπότε θα πρέπει να τσιμεντωθούν οι παλιές και να γίνουν νέες διατρήσεις σε χαμηλότερο βάθος από το προηγούμενο. Οι θέσεις των διατρήσεων συνήθως επιδιώκεται να είναι τέτοιες ώστε να αντλείται μόνο πετρέλαιο και καθόλου αέριο, λόγω της μεγάλης εμπορικής του αξίας, της διαστασιολόγησης του διαχωριστήρα (separator) καθώς και άλλων παραγόντων. Προκύπτει επομένως ο Πίνακας 3.1, βάσει του Σχήματος 3.5, ο οποίος υποδηλώνει ποια φάση θα απομακρυνθεί από τον ταμιευτήρα ανάλογα με τη θέση της διεπιφάνειας μεταξύ της υγρής και αέριας φάσης και τις θέσεις των διατρήσεων.

Σύγκριση Θέσεων Διατρήσεων - Διεπιφάνειας	Παραχθείσα Φάση
$h_i \geq h_u$	Πετρέλαιο
$h_i \leq h_l$	Αέριο
$h_u > h_i > h_l$	Πετρέλαιο και Αέριο

Πίνακας 3.1: Παραχθείσες φάσεις ανάλογα με τη θέση της διεπιφάνειας και των διατρήσεων.

Βάσει των όσων αναφέρθηκαν, στόχος είναι να ισχύει η σχέση, $h_i \geq h_u$, έτσι ώστε να απομακρύνεται από τον ταμιευτήρα μόνο πετρέλαιο. Δηλαδή, θα πρέπει η διεπιφάνεια μεταξύ των φάσεων να βρίσκεται υψηλότερα ή το πολύ σε ίσο ύψος με το ύψος των διατρήσεων που περιέχει τα ρευστά που θα παραχθούν (Σχήμα 3.5). Ωστόσο, πολλές φορές η σχέση αυτή, λόγω κακής επιλογής των θέσεων των διατρήσεων, δεν τηρείται με αποτέλεσμα να μην επιτυγχάνεται η επιθυμητή παραγωγή ρευστών.

Στη συνέχεια, προσδιορίζεται ο όγκος της παραγωγής για δεδομένο ΔP . Ας θεωρήσουμε τη γενική περίπτωση ενός ταμιευτήρα πετρελαίου με υπερκείμενη ζώνη αερίου. Το Σχήμα 3.6 δίνει μία σχηματική παράσταση ενός τέτοιου ταμιευτήρα αφότου η πίεσή του έχει υποστεί μείωση κατά ΔP . Με χρήση του σχήματος αυτού θα υπολογιστούν οι ποσότητες ρευστών που θα παραχθούν μέσω των διατρήσεων, V_{res}^{1c} , ανάλογα με τη θέση της διεπιφάνειας, h_i .



Σχήμα 3.6: Μετακίνηση της διεπιφάνειας (interface) κατά την κατακόρυφη διεύθυνση λόγω μειώσεων της πίεσης του ταμιευτήρα.

Το πετρέλαιο του ταμιευτήρα καθώς είναι σε θερμοδυναμική ισορροπία με το υπερκείμενο αέριο βρίσκεται στο σημείο φυσαλίδας του άρα κάθε μείωση της πίεσης θα προκαλέσει περαιτέρω απελευθέρωση αερίου. Επομένως, η θέση της διεπιφάνειας, h_i , μεταξύ των δύο αυτών φάσεων συνεχώς θα μετακινείται προς τα κάτω.

- Αν η διεπιφάνεια βρίσκεται στη θέση [1], $h_i \geq h_u$, δηλαδή σε υψηλότερο σημείο από το ύψος των διατρήσεων που περιέχει τα ρευστά τα οποία θα απομακρυνθούν από τον ταμιευτήρα, τότε όπως φαίνεται από το Σχήμα 3.6 αλλά και από το Πίνακα 3.1 θα υπάρξει παραγωγή μόνο πετρελαίου.

Από τη στιγμή που θα υπάρξει παραγωγή μόνο πετρελαίου, το ρευστό το οποίο βρίσκεται στο ύψος των διατρήσεων θα αποτελείται μόνο από την υγρή φάση. Οπότε ο όγκος ρευστών που θα παραχθεί μέσω των διατρήσεων προσδιορίζεται από τις σχέσεις:

$$V_{\text{res}}^{1c} = V_{\text{res}}^{1b} \quad (3.64)$$

$$V_o^{1c} = V_{res}^{1c} \quad , \quad V_g^{1c} = 0 \quad (3.65)$$

Τα αντίστοιχα moles που θα απομακρυνθούν από τον ταμιευτήρα υπολογίζονται από τις εξισώσεις:

$$N_F^{1c} = N_F^{\text{prod}} = \frac{P^1 V_{\text{res}}^{1c}}{Z_o^1 R T} \quad (3.66)$$

$$N_0^{1c} = N_F^{1c} \quad , \quad N_g^{1c} = 0 \quad (3.67)$$

όπου,

prod: αναφέρεται στην τιμή του μεγέθους που θα παραχθεί (produced)

Αφού θα παραχθεί μόνο υγρό, η σύσταση που θα έχει το μίγμα κατά την εκτόνωση του στο διαχωριστήρα θα είναι η ίδια με αυτή που έχει η υγρή φάση του ταμιευτήρα στις συνθήκες πίεσης, P^1 , και θερμοκρασίας, T , δηλαδή:

$$z^{\text{prod}} = x_i^1 \quad (3.68)$$

- Αν η διεπιφάνεια μεταξύ των δύο φάσεων βρίσκεται στη θέση [2], $h_u > h_i > h_l$, δηλαδή στο ύψος των διατρήσεων που περιέχει τα ρευστά τα οποία θα παραχθούν στην επιφάνεια μέσω του διαχωριστήρα, τότε θα υπάρξει παραγωγή πετρελαίου και αερίου.

Οι όγκοι των ρευστών που θα παραχθούν στην επιφάνεια μεταξύ των πιέσεων P^0 και P^1 προσδιορίζονται όπως φαίνεται στο Σχήμα 3.6 και προκύπτουν έτσι οι παρακάτω εξισώσεις:

$$V_o^{1c} = (h_i - h_l)(L + \Delta L) d \quad (3.69)$$

$$V_g^{1c} = (h_u - h_i)(L + \Delta L) d \quad (3.70)$$

$$V_{\text{res}}^{1c} = V_o^{1c} + V_g^{1c} \quad (3.71)$$

ενώ τα αντίστοιχα moles υπολογίζονται από τις σχέσεις:

$$N_o^{1c} = \frac{P^1 V_o^{1c}}{Z_o^1 RT} \quad (3.72)$$

$$N_g^{1c} = \frac{P^1 V_g^{1c}}{Z_g^1 RT} \quad (3.73)$$

$$N_F^{1c} = N_F^{\text{prod}} = N_o^{1c} + N_g^{1c} \quad (3.74)$$

Το μοριακό κλάσμα αερίου ορίζεται ως:

$$n_g^{1c} = \frac{N_g^{1c}}{N_g^{1c} + N_o^{1c}} \quad (3.75)$$

Επομένως, προκύπτει η σύσταση του μίγματος που θα παραχθεί και θα οδηγηθεί στο διαχωριστήρα:

$$z^{\text{prod}} = n_g^{1c} y_i^1 + (1 - n_g^{1c}) x_i^1 \quad (3.76)$$

- Αν η διεπιφάνεια μεταξύ της υγρής και αέριας φάσης βρίσκεται στη θέση [3], $h_i \leq h_l$, δηλαδή σε χαμηλότερο σημείο από το ύψος των διατρήσεων, τότε θα υπάρξει παραγωγή μόνο αερίου.

Ο συνολικός όγκος ρευστών που θα παραχθεί με τη μείωση της πίεσης κατά ΔP δίνεται από την Εξ. (3.64), ενώ οι όγκοι της κάθε φάσης από τις σχέσεις:

$$V_g^{1c} = V_{\text{res}}^{1c} \quad , \quad V_o^{1c} = 0 \quad (3.77)$$

Τα moles που θα απομακρυνθούν σε αυτή την περίπτωση από τον ταμιευτήρα προσδιορίζονται από τις εξισώσεις:

$$N_F^{1c} = N_F^{prod} = \frac{P^1 V_{res}^{1c}}{Z_g^1 RT} \quad (3.78)$$

$$N_g^{1c} = N_F^{1c} \quad , \quad N_o^{1c} = 0 \quad (3.79)$$

Τέλος, στην περίπτωση που θα παραχθεί μόνο αέριο, η σύσταση τροφοδοσίας του διαχωριστήρα θα είναι η ίδια με τη σύσταση της αέριας φάσης του ταμιευτήρα στις συνθήκες πίεσης, P^1 , και θερμοκρασίας, T , δηλαδή:

$$z^{prod} = y_i^1 \quad (3.80)$$

Να αναφερθεί σε αυτό το σημείο, ότι το τελευταίο σενάριο αποτελεί συνήθως μη επιθυμητή περίπτωση, από οικονομικής πλευράς, διότι παράγεται μόνο αέριο ενώ αντίθετα το πετρέλαιο παραμένει ανεκμετάλλευτο μέσα στον ταμιευτήρα.

Εφόσον οι παραγόμενες ποσότητες υδρογονανθράκων που θα αντληθούν στην επιφάνεια, μεταξύ των πιέσεων P^θ και P^1 , υπολογίστηκαν, θα πρέπει στη συνέχεια να προσδιοριστούν οι ποσότητες των εναπομεινάντων όγκων ρευστών, V_{res}^{1d} , οι οποίες θα αποτελέσουν την τροφοδοσία στο επόμενο βήμα πίεσης.

- Αν η διεπιφάνεια αερίου/πετρελαίου βρίσκεται στη θέση [1], $h_i \geq h_u$, δηλαδή σε υψηλότερο σημείο από το ύψος των διατρήσεων που περιέχει τα ρευστά τα οποία θα απομακρυνθούν από τον ταμιευτήρα, τότε οι όγκοι των ρευστών που θα εναπομείνουν σε αυτόν προσδιορίζονται βάσει του Σχήματος 3.6 από τις σχέσεις:

$$V_o^{1d} = (L + \Delta L)(h_i - dh)d \quad (3.81)$$

$$V_g^{1d} = (L + \Delta L)(h_r - h_i)d \quad (3.82)$$

$$V_{res}^{1d} = V_o^{1d} + V_g^{1d} \quad (3.83)$$

όπου,

1d: αναφέρεται στην τιμή του μεγέθους που θα εναπομείνει στον ταμιευτήρα

Τα αντίστοιχα moles δίνονται από τις εξισώσεις:

$$N_o^{1d} = \frac{P^1 V_o^{1d}}{Z_o^1 RT} \quad (3.84)$$

$$N_g^{1d} = \frac{P^1 V_g^{1d}}{Z_g^1 RT} \quad (3.85)$$

$$N_F^{1d} = N_o^{1d} + N_g^{1d} \quad (3.86)$$

Εφόσον μία ποσότητα ρευστού παράχθηκε μέσω των διατρήσεων τότε η αναλογία των εναπομεινάντων ρευστών θα έχει μεταβληθεί. Αυτό έχει σαν συνέπεια να αλλάξει η τιμή του μοριακού κλάσματος αερίου. Αφού παράχθηκε στην επιφάνεια μόνο υγρό, το μοριακό κλάσμα αερίου θα αυξηθεί διότι το πετρέλαιο του ταμιευτήρα μειώθηκε ενώ το αέριο αυξήθηκε. Το νέο μοριακό κλάσμα ορίζεται ως:

$$n_g^{1d} = \frac{N_g^{1d}}{N_g^{1d} + N_o^{1d}} \quad (3.87)$$

Η έναρξη της παραγωγής συντελεί επίσης στην αλλαγή της σύστασης των εναπομεινάντων ρευστών. Η νέα σύσταση των ρευστών του ταμιευτήρα δίνεται από τη σχέση:

$$z^{1d} = n_g^{1d} y_i^1 + (1 - n_g^{1d}) x_i^1 \quad (3.88)$$

- Αν η διεπιφάνεια μεταξύ των δύο φάσεων βρίσκεται στη θέση [2], $h_u > h_i > h_l$, δηλαδή στο ύψος των διατρήσεων που περιέχει τα ρευστά τα οποία θα παραχθούν στην επιφάνεια μέσω του διαχωριστήρα, τότε οι όγκοι των ρευστών που θα εναπομείνουν στον ταμιευτήρα είναι:

$$V_o^{1d} = V_o^1 - V_o^{1c} \quad (3.89)$$

$$V_g^{1d} = V_g^1 - V_g^{1c} \quad (3.90)$$

Ο συνολικός όγκος των εναπομεινάντων ρευστών δίνεται από την Εξ. (3.83). Τα moles της υγρής και αέριας φάσης, καθώς και τα συνολικά υπολογίζονται από τις Εξ. (3.84), (3.85) και (3.86) αντίστοιχα. Το μοριακό κλάσμα και η σύσταση των εναπομεινάντων ρευστών προσδιορίζονται βάσει των Εξ. (3.87) και (3.88).

- Αν η διεπιφάνεια βρίσκεται στη θέση [3], $h_i \leq h_l$, δηλαδή σε χαμηλότερο σημείο από το ύψος των διατρήσεων, τότε οι όγκοι των ρευστών που θα εναπομείνουν στον ταμιευτήρα προσδιορίζονται σύμφωνα με το Σχήμα 3.6 και υπολογίζονται από τις σχέσεις:

$$V_o^{1d} = (L + \Delta L) h_i d \quad (3.91)$$

$$V_g^{1d} = (L + \Delta L) (h_r - h_i - dh) d \quad (3.92)$$

Ο συνολικός όγκος ρευστών, τα moles, το μοριακό κλάσμα και η σύσταση του ρευστού του ταμιευτήρα προσδιορίζονται με τις εξισώσεις που αναφέρθηκαν προηγουμένως.

3.5 ΠΡΟΣΔΙΟΡΙΣΜΟΣ ΠΡΟΪΟΝΤΩΝ ΣΕ ΚΑΝΟΝΙΚΕΣ ΣΥΝΘΗΚΕΣ

Ο όγκος των ρευστών που παράχθηκε, με τη μείωση της πίεσης κατά ΔP , θα εκτονωθεί στην επιφάνεια στο διαχωριστήρα (separator) και το τανκ. Ο διαχωριστήρας λειτουργεί σε συνθήκες πίεσης, P^{sep} , και θερμοκρασίας, T^{sep} , καθοριζόμενες από το χρήστη, διαχωρίζοντας τις παραγόμενες φάσεις.

Η τροφοδοσία του διαχωριστήρα σε κάθε βήμα πίεσης προσδιορίζεται ανάλογα με τις σχετικές ποσότητες των φάσεων που παρήχθησαν από τις Εξ. (3.68), (3.76) και (3.80). Από τους αλγόριθμους του Προβλήματος Θερμοδυναμικής Ευστάθειας και του Προβλήματος Διαχωρισμού Φάσεων υπολογίζεται το μοριακό κλάσμα αερίου n_g^{sep} , οι συστάσεις x_i^{sep} και y_i^{sep} και οι συντελεστές συμπίεστικότητας Z_o^{sep} και Z_g^{sep} της κάθε φάσης σε κατάσταση θερμοδυναμικής ισορροπίας. Τα δεδομένα αυτά επαρκούν για να υπολογισθούν τα

προϊόντα κάθε φάσης που θα εκτονωθούν στο διαχωριστήρα, στις δεδομένες συνθήκες πίεσης και θερμοκρασίας.

Εφόσον προσδιορίστηκαν οι συστάσεις της υγρής και αέριας φάσης υπολογίζονται τα αντίστοιχα μοριακά βάρη από τις σχέσεις:

$$MW_o^{sep} = \sum_{i=1}^n (x_i^{sep} MW_i) \quad \text{και} \quad MW_g^{sep} = \sum_{i=1}^n (y_i^{sep} MW_i) \quad (3.93)$$

όπου,

sep: αναφέρεται σε συνθήκες διαχωριστήρα (separator)

Τα moles των δύο φάσεων που θα εκτονωθούν στο διαχωριστήρα προσδιορίζονται από τις εξισώσεις:

$$N_g^{sep} = N_F^{sep} n_g^{sep} \quad \text{και} \quad N_o^{sep} = (1 - n_g^{sep}) N_F^{sep} \quad (3.94)$$

Χρησιμοποιώντας τις παρακάτω καταστατικές εξισώσεις υπολογίζονται οι όγκοι των προϊόντων του διαχωριστήρα:

$$V_o^{sep} = \frac{N_o^{sep} Z_o^{sep} RT^{sep}}{p^{sep}} \quad (3.95)$$

$$V_g^{sep} = \frac{N_g^{sep} Z_g^{sep} RT^{sep}}{p^{sep}} \quad (3.96)$$

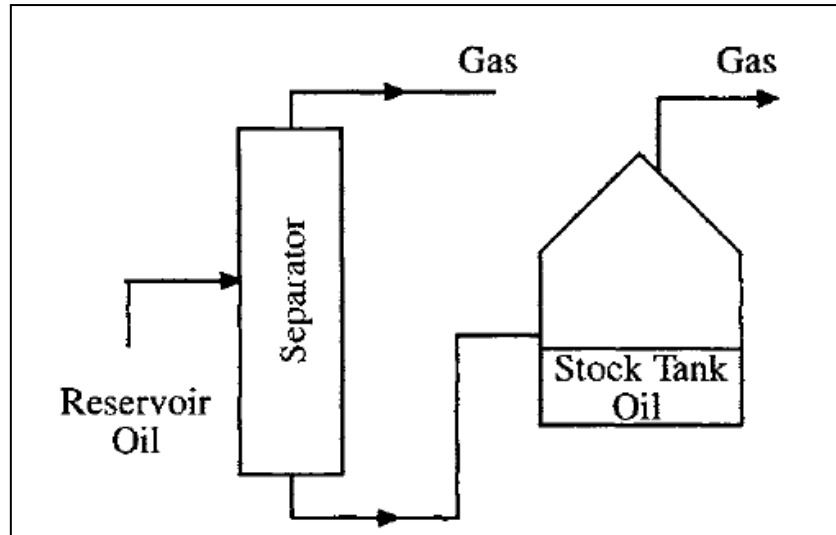
Γνωρίζοντας τα moles και τα μοριακά βάρη των δύο παραχθέντων φάσεων μπορούν να προσδιοριστούν οι μάζες τους από τις εξισώσεις:

$$m_o^{sep} = N_o^{sep} MW_o^{sep} \quad \text{και} \quad m_g^{sep} = N_g^{sep} MW_g^{sep} \quad (3.97)$$

ενώ οι πυκνότητες των δύο φάσεων υπολογίζονται από τις σχέσεις:

$$d_o^{sep} = \frac{m_o^{sep}}{V_o^{sep}} \quad \text{και} \quad d_g^{sep} = \frac{m_g^{sep}}{V_g^{sep}} \quad (3.98)$$

Στη συνέχεια, η ποσότητα του υγρού πετρελαίου που βρίσκεται στο διαχωριστήρα θα εκτονωθεί σε ένα τανκ (tank), Σχήμα 3.7, του οποίου οι συνθήκες λειτουργίας είναι κανονικές ($p^{amb} = 14.7 \text{ psi}$, $T^{amb} = 60 \text{ F}$). Επειδή το πετρέλαιο του διαχωριστήρα βρίσκεται σε πίεση μεγαλύτερη από την ατμοσφαιρική, όταν εκτονωθεί στο τανκ μία ποσότητά του θα μετατραπεί σε αέριο. Ο συνολικός όγκος αερίου που θα δημιουργηθεί στο τανκ βρισκόταν αρχικά διαλελυμένος στο πετρέλαιο του διαχωριστήρα, σε πίεση P^{sep} και θερμοκρασία T^{sep} . Η ποσότητα του αερίου που ελευθερώνεται από το πετρέλαιο είναι συνάρτηση της ποσότητας των πτητικών συστατικών που περιέχονται στο αρχικό μίγμα. Από τους αλγόριθμους του Προβλήματος Θερμοδυναμικής Ευστάθειας και του Προβλήματος Διαχωρισμού Φάσεων υπολογίζεται το μοριακό κλάσμα αερίου n_g^{tank} , οι συστάσεις x_i^{tank} και y_i^{tank} και οι συντελεστές συμπίεσότητας Z_o^{tank} και Z_g^{tank} της κάθε φάσης σε κατάσταση θερμοδυναμικής ισορροπίας.



Σχήμα 3.7: Επιφανειακό σύστημα διαχωρισμού και παραγωγής ρευστών^[23].

Τα μοριακά βάρη των ρευστών που θα οδηγηθούν στο τανκ προσδιορίζονται από τις εξισώσεις:

$$MW_o^{\text{tank}} = \sum_{i=1}^n (x_i^{\text{tank}} MW_i) \quad \text{και} \quad MW_g^{\text{tank}} = \sum_{i=1}^n (y_i^{\text{tank}} MW_i) \quad (3.99)$$

όπου,

tank: αναφέρεται σε συνθήκες τανκ

Η τροφοδοσία του τανκ προέρχεται από την υγρή μόνο φάση του διαχωριστήρα (x_i^{sep} , N_o^{sep}) επομένως τα moles των ρευστών του υπολογίζονται από τις σχέσεις:

$$N_g^{\text{tank}} = N_o^{\text{sep}} n_g^{\text{tank}} \quad \text{και} \quad N_o^{\text{tank}} = (1 - n_g^{\text{tank}}) N_o^{\text{sep}} \quad (3.100)$$

Ο όγκος της υγρής και αέριας φάσης προσδιορίζεται από τις εξισώσεις:

$$V_o^{\text{tank}} = \frac{N_o^{\text{tank}} z_o^{\text{tank}} RT^{\text{amb}}}{p^{\text{amb}}} \quad , \quad V_g^{\text{tank}} = \frac{N_g^{\text{tank}} z_g^{\text{tank}} RT^{\text{amb}}}{p^{\text{amb}}} \quad (3.101)$$

Οι μάζες των δύο φάσεων υπολογίζονται ως εξής:

$$m_o^{\text{tank}} = N_o^{\text{tank}} MW_o^{\text{tank}} \quad \text{και} \quad m_g^{\text{tank}} = N_g^{\text{tank}} MW_g^{\text{tank}} \quad (3.102)$$

ενώ οι πυκνότητες προσδιορίζονται από τις σχέσεις:

$$d_o^{\text{tank}} = \frac{m_o^{\text{tank}}}{V_o^{\text{tank}}} \quad \text{και} \quad d_g^{\text{tank}} = \frac{m_g^{\text{tank}}}{V_g^{\text{tank}}} \quad (3.103)$$

Στην πορεία, η ποσότητα του αερίου που βρίσκεται στο διαχωριστήρα θα εκτονωθεί σε κανονικές συνθήκες. Η εκτόνωση αυτή μπορεί να δημιουργήσει μερικές φορές και δεύτερη (υγρή) φάση όπου ο όγκος της όμως θα είναι ελάχιστος συγκριτικά με εκείνον της αέριας, λόγω μείωσης της θερμοκρασίας και συμπύκνωσης.

Για να προσδιοριστεί η ποσότητα αερίου που παράχθηκε σε κανονικές συνθήκες, σε ένα συγκεκριμένο βήμα πίεσης, χρησιμοποιούνται οι αλγόριθμοι του Προβλήματος Θερμοδυναμικής Ευστάθειας, για να προσδιοριστεί η θερμοδυναμική κατάσταση του

ρευστού στις ανωτέρω συνθήκες, και του Προβλήματος Διαχωρισμού Φάσεων από τους οποίους υπολογίζεται το μοριακό κλάσμα αερίου n_g^{gas} , οι συστάσεις x_i^{gas} και y_i^{gas} και οι συντελεστές συμπίεσότητας Z_o^{gas} και Z_g^{gas} της κάθε φάσης σε κατάσταση θερμοδυναμικής ισορροπίας.

Τα μοριακά βάρη των ρευστών δίνονται από τις σχέσεις:

$$MW_o^{gas} = \sum_{i=1}^n (x_i^{gas} MW_i) \quad \text{και} \quad MW_g^{gas} = \sum_{i=1}^n (y_i^{gas} MW_i) \quad (3.104)$$

όπου: gas αναφέρεται στην τιμή του μεγέθους που θα εκτονωθεί σε κανονικές συνθήκες και προέρχεται από την αέρια φάση (gas) του διαχωριστήρα

Τα moles των ρευστών που θα εκτονωθούν σε κανονικές συνθήκες προέρχονται μόνο από την αέρια φάση του διαχωριστήρα (y_i^{sep} , N_g^{sep}) και επομένως προσδιορίζονται από τις παρακάτω εξισώσεις:

$$N_g^{gas} = N_g^{sep} n_g^{gas} \quad \text{και} \quad N_o^{gas} = (1 - n_g^{gas}) N_g^{sep} \quad (3.105)$$

Ο όγκος των δύο φάσεων σε κανονικές συνθήκες υπολογίζεται μέσω καταστατικών εξισώσεων:

$$V_o^{gas} = \frac{N_o^{gas} Z_o^{gas} R T_{amb}}{p_{amb}} \quad , \quad V_g^{gas} = \frac{N_g^{gas} Z_g^{gas} R T_{amb}}{p_{amb}} \quad (3.106)$$

ενώ οι αντίστοιχες μάζες από τις σχέσεις:

$$m_o^{gas} = N_o^{gas} MW_o^{gas} \quad \text{και} \quad m_g^{gas} = N_g^{gas} MW_g^{gas} \quad (3.107)$$

Τέλος, οι πυκνότητες της υγρής και αέριας φάσης που προέρχονται από την εκτόνωση του αερίου του διαχωριστήρα σε κανονικές συνθήκες είναι:

$$d_o^{gas} = \frac{m_o^{gas}}{V_o^{gas}} \quad \text{και} \quad d_g^{gas} = \frac{m_g^{gas}}{V_g^{gas}} \quad (3.108)$$

Εφόσον προσδιορίστηκε ο όγκος της υγρής και αέριας φάσης που θα παραχθεί στην επιφάνεια, για ένα συγκεκριμένο βήμα πίεσης το οποίο αντιστοιχεί σε ένα δεδομένο χρονικό διάστημα, μπορεί πλέον να υπολογιστεί ο **λόγος αερίου/πετρελαίου (Gas – Oil Ratio), GOR**, ο οποίος αποτελεί ένα σημαντικότερο δείκτη στο χώρο του πετρελαίου ως προς τη μελέτη της παραγωγής ενός κοιτάσματος υδρογονανθράκων. Σαν λόγος αερίου/πετρελαίου, GOR, ορίζεται το κλάσμα που έχει αριθμητή τον όγκο του παραχθέντος αερίου μετρημένο υπό κανονικές συνθήκες και παρονομαστή τον όγκο του παραχθέντος πετρελαίου μετρημένο και αυτό υπό κανονικές συνθήκες. Σαν όγκος αερίου λαμβάνεται το σύνολο του αερίου που εκλύεται και βρισκόταν στον ταμιευτήρα είτε εν διαλύσει στο υγρό είτε σε ελεύθερη μορφή.

$$GOR = \frac{V_g^{tank} + V_g^{gas}}{V_o^{tank}} \quad (\text{scf/bbl}) \quad (3.109)$$

Το GOR επιδιώκεται να είναι όσο το δυνατόν μικρότερο, δηλαδή να παράγεται περισσότερο πετρέλαιο και λιγότερο αέριο. Οι τιμές του παραγόμενου GOR είναι χαμηλές

και σταθερές όσο η διεπιφάνεια μεταξύ της υγρής και αέριας φάσης είναι υψηλότερα από τη θέση των διατρήσεων. Όταν η διεπιφάνεια φτάσει τις διατρήσεις παρατηρείται μία ξαφνική αύξηση του GOR καθώς παράγονται μεγάλες ποσότητες αερίου. Επομένως οι τιμές του GOR και οι ποσότητες πετρελαίου – αερίου, που θα παραχθούν στην επιφάνεια, εξαρτώνται σε τελευταία ανάλυση από τις θέσεις που επελέγησαν για τις διατρήσεις.

3.6 ΕΚΦΡΑΣΗ ΜΕΓΕΘΩΝ ΩΣ ΠΡΟΣ ΤΟ ΧΡΟΝΟ

Κατά τη διαχείριση ενός κοιτάσματος υπάρχει ενδιαφέρον να παρατηρηθεί η μεταβολή των εξεταζομένων μεγεθών ως προς το χρόνο. Ωστόσο, τα μεγέθη που προσδιορίστηκαν σε κάθε στάδιο εκφράζονται στην παρούσα μελέτη ως προς την τρέχουσα πίεση, P , και όχι ως προς το χρόνο, t , εξαιτίας της διακριτοποίησης της πίεσης και του ότι δεν χρησιμοποιούνται εξισώσεις με μεταβλητή τον χρόνο όπως αναφέρθηκε στην αρχή του Κεφαλαίου. Για παράδειγμα, υπολογίστηκε ο όγκος ρευστού που θα παραχθεί σε κανονικές συνθήκες αν η πίεση μειωθεί από P^0 σε P^1 . Ωστόσο, μέσω του ορισμού μίας δεδομένης σταθερής παροχής επιτεύχθηκε άμεσα ή έμμεσα, στις προαναφερθείσες συνθήκες, η έκφραση όλων των μεγεθών ως προς ένα χρονικό διάστημα μεταξύ t^0 και t^1 .

Με τον όρο **παροχή** μίας γεώτρησης, στην οποία ρέει κάποιο ρευστό, εννοείται είτε η παροχή μάζας είτε η παροχή όγκου. Συνηθέστερα εννοείται ο όγκος ρευστού που διέρχεται από τη γεώτρηση στη μονάδα του χρόνου. Συνεπώς εξ ορισμού η παροχή, Q , δίνεται από το μαθηματικό τύπο:

$$Q = \frac{\Delta V}{\Delta t} \quad (3.110)$$

όπου,

ΔV : ο όγκος του ρευστού που θα παραχθεί μέσω της γεώτρησης στην επιφάνεια

Δt : ο χρόνος της διάρκειας ροής του ρευστού

Για να εκφραστούν τα μεγέθη ως προς το χρόνο θεωρήθηκε ότι επιδιώκεται η παραγωγή, και κατ' επέκταση η παροχή, συγκεκριμένης ποσότητας πετρελαίου ή αερίου στην επιφάνεια η οποία πρέπει να επιτευχθεί για την κάλυψη των αναγκών ζήτησης. Έστω ότι η επιθυμητή παροχή πετρελαίου σε συνθήκες επιφάνειας συμβολίζεται με Q_o , ενώ του αερίου με Q_g . Επομένως, σύμφωνα με την Εξ. (3.110) και για το διάστημα που απαιτήθηκε προκειμένου η πίεση P^i να μειωθεί σε P^{i+1} ($P^{i+1} = P^i - \Delta P$), ισχύει:

$$Q_o = \frac{\Delta V_o^i}{\Delta t_o^i} \Rightarrow \Delta t_o^i = \frac{\Delta V_o^i}{Q_o} = \frac{V_o^{\text{tank}(i)} + V_o^{\text{gas}(i)}}{Q_o} \quad (3.111)$$

$$Q_g = \frac{\Delta V_g^i}{\Delta t_g^i} \Rightarrow \Delta t_g^i = \frac{\Delta V_g^i}{Q_g} = \frac{V_g^{\text{tank}(i)} + V_g^{\text{gas}(i)}}{Q_g} \quad (3.112)$$

Η παροχή, Q_o ή Q_g , που θα επιτευχθεί πρώτη αντιστοιχεί προφανώς και στο μικρότερο χρονικό διάστημα, Δt_o^i ή Δt_g^i αντίστοιχα. Οπότε ο ζητούμενος χρόνος, Δt^i , για την επίτευξη μίας από τις δύο επιθυμητές παροχές η οποία καλύπτει τις ανάγκες ζήτησης, προσδιορίζεται από τη σχέση:

$$\Delta t^i = \min(\Delta t_o^i, \Delta t_g^i) \quad (3.113)$$

Με βάση τα παραπάνω, οι τιμές των μεγεθών που προσδιορίστηκαν για κάθε τιμή πίεσης P^i μπορούν να αντικατασταθούν σε χρόνο t^i . Έστω ότι στο διάστημα πίεσης μεταξύ P^i και P^{i+1} παρήχθησαν όγκοι υγρού και αερίου ΔV_o^i και ΔV_g^i αντίστοιχα, και έστω Δt_o^i , Δt_g^i οι αντίστοιχοι χρόνοι λόγω επιβολής συγκεκριμένης παροχής Q_o και Q_g . Το χρονικό διάστημα Δt^i που παρήλθε για το συγκεκριμένο $\Delta P = P^i - P^{i+1}$ δίνεται από την Εξ. (3.113). Επομένως, ισχύει η εξής σχέση:

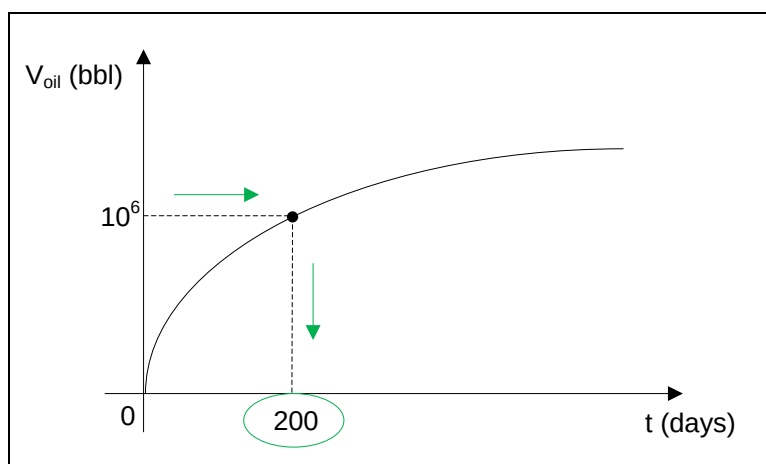
$$t^{i+1} = t^i + \min(\Delta t_o^i, \Delta t_g^i) \quad (3.114)$$

Βάσει των παραπάνω, επιτεύχθηκε προσεγγιστικά η έκφραση της πίεσης του ταμιευτήρα συναρτήσει του χρόνου, $P(t)$, και κατά αυτό τον τρόπο μπορεί να δοθεί μία ιδέα για το μετά από πόσο χρόνο εκμετάλλευσης η πίεση του κοιτάσματος θα υποχωρήσει κάτω από την πίεση του σημείου φυσαλίδας ή επίσης σε πόσο χρόνο, μετά την έναρξη της εκμετάλλευσης, θα επιβάλλεται η εφαρμογή μηχανισμών δευτερογενούς παραγωγής για να διατηρηθεί η πίεση του ταμιευτήρα υψηλή με στόχο την αύξηση της αποληψιμότητας.

Δεδομένου ότι η πίεση εκφράστηκε ως προς χρόνο, $P(t)$, και ότι ο παραχθείς όγκος ρευστού εκφράζεται ως προς πίεση, $V(P)$, μπορεί να δημιουργηθεί το διάγραμμα του όγκου συναρτήσει του χρόνου.

$$V(P), P(t) \rightarrow V(t) \quad (3.115)$$

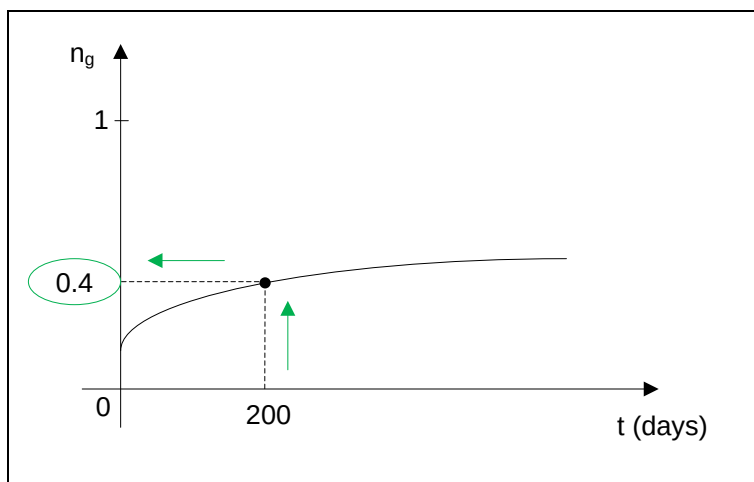
Με την έκφραση του παραγόμενου όγκου ως προς χρόνο, $V(t)$, μπορεί να προσδιοριστεί επίσης το χρονικό διάστημα που απαιτείται για να επιτευχθεί μία συγκεκριμένη συσσωρευτική παραγωγή στην επιφάνεια. Στο Διάγραμμα 3.2 απεικονίζεται η εξέλιξη της παραγωγής ενός κοιτάσματος υδρογονανθράκων. Έστω ότι ορίζεται ως επιθυμητή παροχή πετρελαίου x (bbl/day) ή y (scf/day) αερίου και επιθυμείται να υπολογιστεί μετά από πόσο χρόνο (μέρες) θα παραχθούν στην επιφάνεια π.χ. 10^6 bbl πετρελαίου. Με απλή ανάγνωση του διαγράμματος V - t , μπορεί να προσδιοριστεί ότι χρειάζονται π.χ. 200 days.



Διάγραμμα 3.2: Προσδιορισμός απαιτούμενου χρονικού διαστήματος για την επίτευξη συγκεκριμένης συσσωρευτικής παραγωγής πετρελαίου.

Υπάρχει επίσης η δυνατότητα να παρατηρηθεί έμμεσα η εξέλιξη των υπόλοιπων μεγεθών ως προς το χρόνο. Για παράδειγμα, μπορεί να προσδιοριστεί η τιμή του μοριακού κλάσματος στον ταμιευτήρα μετά από ένα διάστημα παραγωγής 200 ημερών. Από το

Διάγραμμα 3.3, το οποίο απεικονίζει τις τιμές του μοριακού κλάσματος συναρτήσει του χρόνου, $n_g(t)$, μπορεί να προσδιοριστεί ότι η τιμή του θα είναι π.χ. 0.4.



Διάγραμμα 3.3: Προσδιορισμός του μοριακού κλάσματος του ταμειυτήρα μετά από 200 μέρες εκμετάλλευσης του σχηματισμού.

Κατά αυτό τον τρόπο μπορούν να υπολογιστούν έμμεσα οι τιμές όλων των μεγεθών (όγκοι, μάζες, moles, πυκνότητες, μοριακά βάρη, συστάσεις, μοριακά κλάσματα, συντελεστές συμπίεσότητας της υγρής και αέριας φάσης αντίστοιχα) που χαρακτηρίζουν το ρευστό του ταμειυτήρα, του διαχωριστήρα αλλά και του τανκ για το διάστημα παραγωγής των 200 ημερών κ.ο.κ.

ΚΕΦΑΛΑΙΟ 4^ο

ΕΦΑΡΜΟΓΗ ΣΤΟ ΚΟΙΤΑΣΜΑ ΤΟΥ
ΠΡΙΝΟΥ

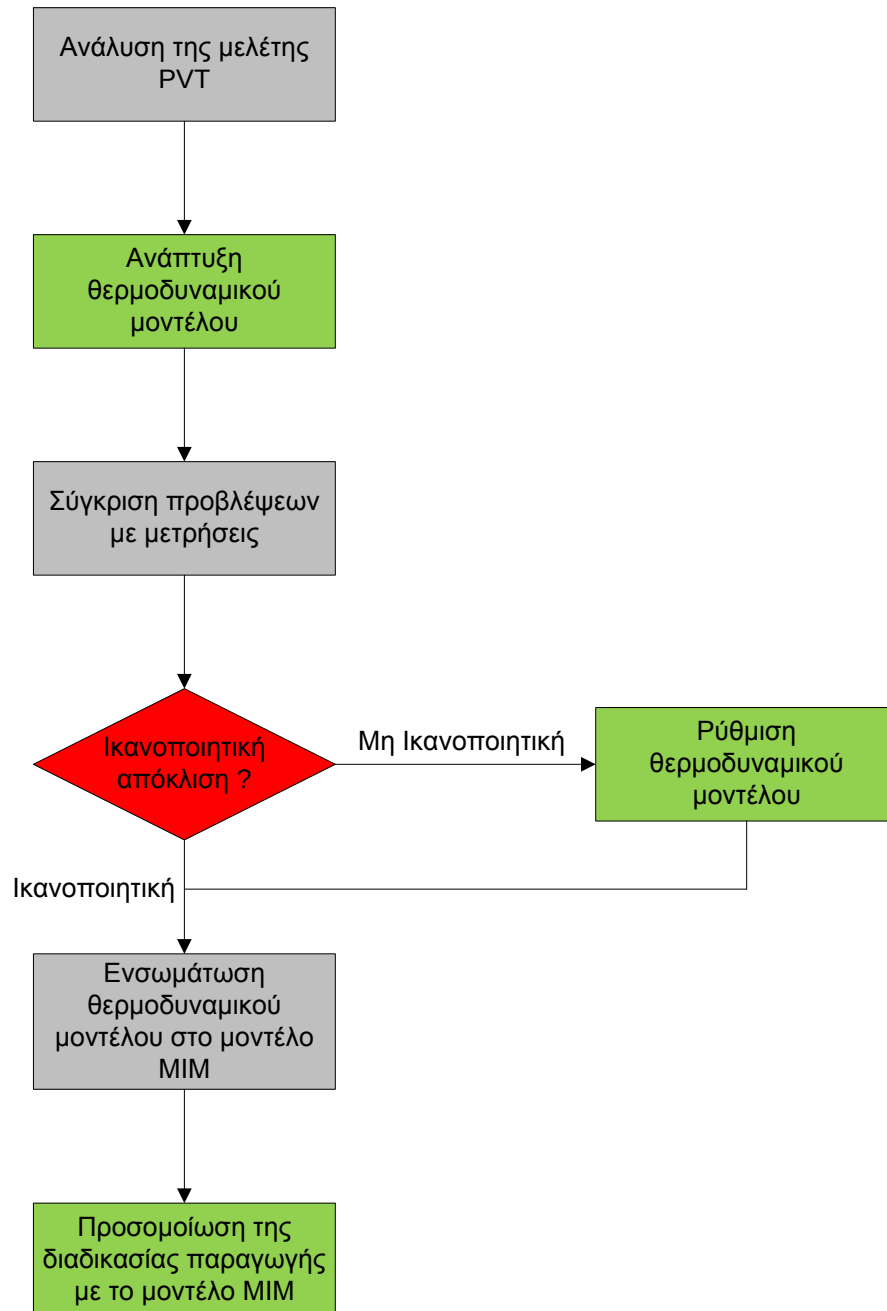
4.1 ΕΙΣΑΓΩΓΗ

Τα μοναδικά γνωστά κοιτάσματα πετρελαίου τα οποία έχουν τεθεί σε εφαρμογή μέχρι σήμερα στον ελληνικό χώρο βρίσκονται στην περιοχή του Πρίνου, την εκμετάλλευση των οποίων έχει η εταιρία ΚΑΒΑΛΑ OIL Α.Ε, εντάσσοντας έτσι την Ελλάδα στον κατάλογο των πετρελαιοπαραγωγών χωρών. Κρίθηκε επομένως σκόπιμο το μοντέλο παραγωγής ισοζυγίου μάζας που δημιουργήθηκε να εφαρμοστεί για την προσομοίωση της παραγωγής του κοιτάσματος του Πρίνου.

Για την εφαρμογή του μοντέλου MIM που αναπτύχθηκε στο κοίτασμα του Πρίνου απαιτείται προηγουμένα η ανάπτυξη του θερμοδυναμικού μοντέλου της καταστατικής εξίσωσης το οποίο διέπει τη συμπεριφορά των ρευστών του συγκεκριμένου ταμιευτήρα. Για την επίτευξη αυτού του στόχου χρησιμοποιήθηκαν τα δεδομένα της θερμοδυναμικής συμπεριφοράς του πετρελαϊκού ρευστού του Πρίνου, από τη γεώτρηση Νο. 6 (well Prinos 6), η οποία μελετήθηκε σε εργαστήρια PVT από την εταιρία FLOPETROL το Σεπτέμβριο του 1977. Βάσει αυτών των στοιχείων αναπτύχθηκε το θερμοδυναμικό μοντέλο κυβικής καταστατικής εξίσωσης και προσομοιώθηκαν οι μελέτες PVT, για τις οποίες τα πειραματικά δεδομένα ήταν γνωστά, και κατόπιν συγκρίθηκαν τα αποτελέσματα με τα αντίστοιχα της αναφοράς PVT. Δεδομένου ότι παρατηρήθηκε, όπως είναι αναμενόμενο, απόκλιση μεταξύ υπολογιστικών και πειραματικών τιμών, το μοντέλο ρυθμίστηκε (tuning) με τα αποτελέσματα των εργαστηριακών μελετών ώστε να υπάρχει η καλύτερη δυνατή συμφωνία μεταξύ πειραματικών δεδομένων της μελέτης και αντίστοιχων προβλέψεων του θερμοδυναμικού μοντέλου (EOS). Γενικά, **ρύθμιση** είναι η διαδικασία εύρεσης βέλτιστων τιμών για τις παραμέτρους του EOS μοντέλου έτσι ώστε να ελαχιστοποιείται η διαφορά μεταξύ υπολογιστικών και πειραματικών αποτελεσμάτων. Η εύρεση των βέλτιστων αυτών τιμών γίνεται με εφαρμογή σύνθετων επαναληπτικών αλγορίθμων ελαχιστοποίησης.

Δεδομένου ότι η μελέτη PVT του ρευστού του κοιτάσματος του Πρίνου περιλάμβανε πληθώρα δεδομένων επιχειρήθηκαν πολλαπλές προσπάθειες ρύθμισης (tuning) του θερμοδυναμικού μοντέλου έτσι ώστε να εξασφαλιστεί το ελάχιστο σφάλμα πρόβλεψης επηρεάζοντας ταυτόχρονα το μικρότερο δυνατό αριθμό παραμέτρων του μοντέλου. Για την ελαχιστοποίηση των αποκλίσεων μεταξύ πειραματικών μετρήσεων και αντιστοίχων προβλέψεων χρησιμοποιήθηκε ο προσομοιωτής WinProp της CMG. Ο προσομοιωτής WinProp της CMG (Computer Modeling Group)^[24] είναι ένα λογισμικό με το οποίο καθίσταται δυνατή η εξαγωγή δεδομένων που σχετίζονται με την ογκομετρική συμπεριφορά πετρελαϊκών μιγμάτων σε διάφορες συνθήκες πίεσης και θερμοκρασίας με χρήση κυβικών καταστατικών εξισώσεων. Ο προσομοιωτής χρησιμοποιεί τις καταστατικές εξισώσεις που συσχετίζουν τις θερμοδυναμικές μεταβλητές πίεση, θερμοκρασία, όγκο καθώς και τη σύσταση σε συνδυασμό με βασικούς νόμους της θερμοδυναμικής, όπως περιγράφηκε στην Ενότητα 2.2, και υπολογιστικούς αλγορίθμους της αριθμητικής ανάλυσης εξάγοντας αποτελέσματα. Τέλος, μετά τη ρύθμιση, το θερμοδυναμικό μοντέλο ενσωματώθηκε στον κώδικα του μοντέλου MIM και χρησιμοποιήθηκε για την προσομοίωση της διαδικασίας παραγωγής του ταμιευτήρα πετρελαίου του Πρίνου.

Στο Διάγραμμα 4.1 αναγράφονται λεπτομερώς οι διαδικασίες που απαιτούνται να πραγματοποιηθούν προκειμένου το μοντέλο MIM να χρησιμοποιηθεί για την προσομοίωση της παραγωγής του κοιτάσματος του Πρίνου.



Διάγραμμα 4.1: Διάγραμμα ροής για την προσομοίωση της παραγωγής του κοιτάσματος υδρογονανθράκων του Πρίνου με το μοντέλο MIM.

4.2 ΠΕΡΙΓΡΑΦΗ ΤΗΣ ΕΡΓΑΣΤΗΡΙΑΚΗΣ ΜΕΛΕΤΗΣ ΡVΤ

Κατά την εκτέλεση της γεώτρησης συλλέχθηκε ένας μεγάλος αριθμός στοιχείων ο οποίος εμπλούτισε τη γνώση όσον αφορά τη γεωλογική δομή του υπεδάφους και την παρουσία ρευστών στους πόρους του πετρώματος. Διαμέσω του φρέατος και στο βάθος του κοιτάσματος τοποθετήθηκαν σύγχρονα όργανα (downhole tools) για τη μέτρηση της

πραγματικής αρχικής πίεσης, P^{res} και θερμοκρασίας, T^{res} , του σχηματισμού. Βασική απαίτηση και προϋπόθεση για τη διεξαγωγή αξιόπιστων μετρήσεων σχετικά με την ποιότητα και τις ιδιότητες του ρευστού του σχηματισμού είναι η ανάκτηση αντιπροσωπευτικού δείγματος έτσι ώστε να προσδιοριστεί η ογκομετρική συμπεριφορά του στις διάφορες συνθήκες πίεσης και θερμοκρασίας στις οποίες θα εκτεθεί καθώς θα κινηθεί από το σχηματισμό προς στις εγκαταστάσεις εκμετάλλευσης στην επιφάνεια. Υπάρχουν δύο διαφορετικά είδη δειγματοληψίας, η υπόγεια, όπου το δείγμα λαμβάνεται στο βάθος της γεώτρησης (subsurface ή bottom-hole sampling), και η επιφανειακή, όπου δείγματα αερίου και υγρού λαμβάνονται σε συνθήκες διαχωριστήρα (surface sampling) στην επιφάνεια. Τα δείγματα ρευστού της γεώτρησης Νο.6 του Πρίνου συλλέχθηκαν κατά τη διάρκεια της ερευνητικής φάσης του ταμιευτήρα διά της δεύτερης μεθόδου.

Από χρωματογραφική ανάλυση που διεξήχθη και είχε σαν στόχο τον ποιοτικό και ποσοτικό προσδιορισμό των συστατικών υπολογίστηκαν εργαστηριακά οι χημικές συστάσεις του αερίου του διαχωριστήρα αλλά και του υγρού και αερίου τανκ. Τα χρωματογραφικά δεδομένα περιλάμβαναν ανάλυση ρευστών βαρέως κλάσματος C_{7+} , δηλαδή το βαρύτερο ψευδο-συστατικό αποτελούνταν από συστατικά με επτά ή περισσότερα άτομα άνθρακα. Ο προσδιορισμός της σύστασης του πετρελαϊκού ρευστού του Πρίνου στις συνθήκες πίεσης και θερμοκρασίας ταμιευτήρα επετεύχθη μέσω μαθηματικής ανάμειξης (recombination) του πετρελαίου και αερίου που παρήχθησαν στην επιφάνεια. Τα επιφανειακά δείγματα αναμείχθηκαν στο εργαστήριο στην αναλογία των λόγων αερίου/πετρελαίου του διαχωριστήρα, GOR^{sep} , και του τανκ, GOR^{tank} , που κατεγράφησαν κατά τη διάρκεια του τεστ, ώστε να προκύψει ένα αντιπροσωπευτικό δείγμα του ρευστού του ταμιευτήρα. Τα συστατικά του ρευστού του Πρίνου και οι συγκεντρώσεις τους αναγράφονται στον Πίνακα 4.1:

Συστατικά	Reservoir fluid (% Mole)
Nitrogen	0.58
Carbon dioxide	2.86
Hydrogen sulphide	27.63
Methane	8.56
Ethane	4.24
Propane	6.74
I-Butane	1.92
N-Butane	4.30
I-Pentane	3.04
N-Pentane	2.71
Hexanes	4.51
Heptanes plus	32.91

Πίνακας 4.1: Πίνακας συστάσεων και συγκεντρώσεων του πετρελαϊκού ρευστού στο Πρίνο (FLOPETROL, 1977).

ενώ η σύσταση της υγρής φάσης σε κανονικές συνθήκες (Stock Tank Oil, STO) δίνεται από τον Πίνακα 4.2:

Συστατικά	Σύσταση STO liquid (% mole)
Nitrogen	0.00
Carbon dioxide	0.16
Hydrogen sulphide	1.39
Methane	0.00
Ethane	0.24
Propane	1.61
I-Butane	1.10
N-Butane	2.97
I-Pentane	3.71
N-Pentane	3.84
Hexanes	8.60
Heptanes plus	76.38

Πίνακας 4.2: Πίνακας σύστασης του υγρού Stock Tank Oil (FLOPETROL, 1977).

Με τη μέθοδο της κρουσκοπίας υπολογίστηκε επίσης το μοριακό βάρος της απομένουσας υγρής φάσης μετά την εκτόνωση του υγρού του ταμιευτήρα διαμέσω συστήματος διαχωρισμού σε κανονικές συνθήκες (Stock Tank Oil Molecular Weight, MW_{STO}) καθώς και η πυκνότητά της (Stock Tank Oil Density, d_{STO}) με χρήση πυκνόμετρου.

Μέγεθος	Τιμή
MW_{STO} (g/mole)	236.5
d_{STO} (kg/m^3)	877

Πίνακας 4.3: Πίνακας των ιδιοτήτων του Stock Tank Oil (FLOPETROL, 1977).

Οι μελέτες PVT οι οποίες πραγματοποιήθηκαν στο εργαστήριο για τα δείγματα αυτά, είναι η εκτόνωση υπό σταθερή σύσταση (Constant Mass Expansion) η οποία πραγματοποιήθηκε σε 19 βήματα από πίεση 6500 psig μέχρι 580 psig, και η διαφορική (κατά βήματα) εξάτμιση (Differential Vaporization) η οποία πραγματοποιήθηκε σε 7 βήματα από την πίεση φυσαλίδας μέχρι την ατμοσφαιρική. Από τη μελέτη εκτόνωσης υπό σταθερή σύσταση προσδιορίστηκε πειραματικά στη θερμοκρασία ταμιευτήρα, $T^{res} = 245^\circ F$, η πίεση σημείου φυσαλίδας του ρευστού του Πρίνου, $P_b = 1142$ psig, η οποία ήταν αισθητά μικρότερη από την αρχική πίεση του ταμιευτήρα, $P^{res} = 6500$ psig, πράγμα το οποίο έδειξε ότι το ρευστό του κοιτάσματος είναι μονοφασικό υγρό. Από τη μελέτη διαφορικής εξάτμισης, προσδιορίστηκαν οι πειραματικές τιμές διαφόρων μεγεθών συναρτήσεως της πίεσης όπως ο ογκομετρικός συντελεστής σχηματισμού υγρής φάσης (Oil Formation Volume Factor, B_o), ο λόγος αερίου εν διαλύσει/πετρελαίου (Solution Gas Oil Ratio, R_s), ο ογκομετρικός συντελεστής σχηματισμού αέριας φάσης (Gas Formation Volume Factor, B_g), η σχετική πυκνότητα (Relative Density, S_g) καθώς και η πυκνότητα του υγρού του ταμιευτήρα (Reservoir Oil Density, d_o). Επίσης, πραγματοποιήθηκε εργαστηριακή μελέτη προσδιορισμού ιξώδους (Viscosity Test) σε σταθερή θερμοκρασία, ίση με αυτή του ταμιευτήρα, και σε 18 διαφορετικές τιμές πιέσεων.

Για την εύρεση των βέλτιστων συνθηκών λειτουργίας του διαχωριστήρα απαιτήθηκε η εκτόνωση δειγμάτων πετρελαϊκού ρευστού μέσω διαχωριστήρα στο τανκ, με ταυτόχρονη μέτρηση των GOR^{sep} και GOR^{tank} . Η διαδικασία αυτή πραγματοποιήθηκε τέσσερις φορές, με το διαχωριστήρα να λειτουργεί σε διαφορετικές συνθήκες πίεσης, αλλά στην ίδια

θερμοκρασία, με στόχο την εύρεση της μικρότερης τιμής του συνολικού λόγου αερίου/πετρελαίου, GOR^{total} ($GOR^{total} = GOR^{sep} + GOR^{tank}$).

4.3 ΑΝΑΠΤΥΞΗ ΘΕΡΜΟΔΥΝΑΜΙΚΟΥ ΜΟΝΤΕΛΟΥ

Όπως αναφέρθηκε στα προηγούμενα Κεφάλαια, τα μοντέλα κυβικών καταστατικών εξισώσεων περιλαμβάνουν πληθώρα παραμέτρων από τις τιμές των οποίων εξαρτάται η προβλεπόμενη θερμοδυναμική συμπεριφορά του ρευστού. Η ελάχιστη απαιτούμενη πληροφορία για τη λειτουργία τους περιλαμβάνει τη σύσταση του υπό μελέτη ρευστού, τις κρίσιμες ιδιότητες πίεσης, p_c , και θερμοκρασίας, T_c , τον ακεντρικό παράγοντα, ω , κάθε συστατικού, τις τιμές των συντελεστών αλληλεπίδρασης, k_{ij} , και τις τιμές των παραμέτρων για την εφαρμογή της τεχνικής volume shift, (VS).

Όσον αφορά τον προσδιορισμό των κρίσιμων ιδιοτήτων και του ακεντρικού παράγοντα, για τα καθαρά συστατικά, μέχρι δηλαδή και το C_5 , οι τιμές των ανωτέρω μεγεθών είναι γνωστές και δίνονται από πίνακες. Για τα ψευδοσυστατικά C_6 έως C_{n-1} , όπου n ο αριθμός ατόμων άνθρακα του βαρέως κλάσματος C_{n+} , χρησιμοποιούνται μέσες αντιπροσωπευτικές τιμές από τον πίνακα του Katz^[12] ενώ για το βαρύ κλάσμα μία αρχική εκτίμηση των κρίσιμων ιδιοτήτων και του ακεντρικού παράγοντα προσδιορίζεται μέσω συσχετίσεων (correlations)^[25].

Επομένως, στην επόμενη ενότητα θα προσδιοριστούν τα μεγέθη που απαιτούνται για την ανάπτυξη του θερμοδυναμικού μοντέλου (EOS) που διέπει τη συμπεριφορά των ρευστών του Πρίνου.

4.3.1 Υπολογισμός Κρίσιμων Ιδιοτήτων και Ακεντρικού Παράγοντα για το Βαρύ Κλάσμα (C_{7+})

Για τη χρήση του θερμοδυναμικού μοντέλου απαιτούνται οι κρίσιμες ιδιότητες και ο ακεντρικός παράγοντας για κάθε συστατικό. Οι τιμές οι οποίες χρησιμοποιήθηκαν δίνονται στον Πίνακα 4.4:

Συστατικά	p_c (MPa)	T_c (K)	ω
Nitrogen	3.39	126.2	0.04
Carbon dioxide	7.38	304.2	0.225
Hydrogen sulphide	8.94	373.2	0.1
Methane	4.6	190.6	0.008
Ethane	4.88	305.4	0.098
Propane	4.25	369.8	0.152
I-Butane	3.65	408.1	0.176
N-Butane	3.80	425.2	0.193
I-Pentane	3.38	460.4	0.227
N-Pentane	3.37	469.6	0.251
Hexanes	3.29	507.5	0.27504

Πίνακας 4.4: Πίνακας κρίσιμων ιδιοτήτων κατά Katz.

Δεδομένου ότι η επιμέρους σύσταση του βαρέως κλάσματος C_{7+} κάθε ρευστού ποικίλει, θα πρέπει να υπολογιστεί κάθε κρίσιμη ιδιότητά του ξεχωριστά από τις επιλεγείσες

συσχετίσεις. Στην παρούσα διπλωματική εργασία χρησιμοποιήθηκαν οι συσχετίσεις του Twu^[25]. Ο υπολογισμός των κρίσιμων ιδιοτήτων και του ακεντρικού παράγοντα ενός κλάσματος πετρελαίου πραγματοποιείται με τη βοήθεια ενός μοντέλου, το οποίο χρησιμοποιεί ως σύστημα αναφοράς τις κανονικές παραφίνες. Συγκεκριμένα, αρχικά προσδιορίζονται οι κρίσιμες ιδιότητες μίας παραφίνης με το ίδιο σημείο ζέσεως με το πετρελαϊκό κλάσμα και στη συνέχεια μέσω συσχετίσεων υπολογίζονται οι τελικές ιδιότητες του κλάσματος.

Το κλάσμα που περιλαμβάνει τα συστατικά με περισσότερα από επτά άτομα άνθρακα είναι ιδιαίτερα βαρύ, με αποτέλεσμα τα συστατικά αυτά να παραμένουν στην υγρή φάση καθώς το ρευστό του ταμειυτήρα εκτονώνεται σε κανονικές συνθήκες. Επομένως, ισχύουν οι παρακάτω ισότητες:

$$MW_{C7+}^{RF} = MW_{C7+}^{STO} \quad (4.1)$$

$$d_{C7+}^{RF} = d_{C7+}^{STO} \quad (4.2)$$

όπου,

RF: το ρευστό του ταμειυτήρα (reservoir fluid)

Σύμφωνα με τον Twu ο προσδιορισμός των ιδιοτήτων T_{C7+} , p_{C7+} και ω_{C7+} μπορεί να γίνει εφόσον είναι γνωστές φυσικές ιδιότητες όπως το Stock Tank Oil MW_{C7+} και η σχετική πυκνότητα S_g του βαρέως κλάσματος C_{7+} η οποία υπολογίζεται από τη σχέση:

$$S_g = \frac{d_{C7+}}{d_{water}} \quad (4.3)$$

όπου,

$d_{water} = 1000 \text{ kg/m}^3$, σε κανονικές συνθήκες (14,7psi και 60°F)

Δεδομένου του μοριακού βάρους και της σύστασης του Stock Tank Oil, και λαμβάνοντας επίσης υπ' όψιν τα μοριακά βάρη και τις πυκνότητες των συστατικών του μίγματος (Πίνακας 4.5) θα προσδιοριστούν οι απαιτούμενες τιμές των κρίσιμων ιδιοτήτων T_{C7+} , p_{C7+} και του ακεντρικού παράγοντα, ω_{C7+} , του βαρέως κλάσματος.

Συστατικά	MW (g/mole)	d (kg/m ³)
Nitrogen	28.013	0
Carbon dioxide	44.01	0
Hydrogen sulphide	34.08	0
Methane	16.043	300
Ethane	30.07	356
Propane	44.097	508
I-Butane	58.124	567
N-Butane	58.124	586
I-Pentane	72.151	625
N-Pentane	72.151	631
Hexanes	84	690

Πίνακας 4.5: Πίνακας μοριακών βαρών και πυκνοτήτων των συστατικών N₂ έως pC₆ κατά Katz.

Το μοριακό βάρος του Stock Tank Oil προσδιορίζεται από το άθροισμα της συγκέντρωσης του κάθε συστατικού επί το αντίστοιχο μοριακό του βάρος, δηλαδή:

$$MW_{STO} = \sum_{i=N_2}^{C_{7+}} (x_i MW_i) = \sum_{i=N_2}^{C_6} (x_i MW_i) + x_{C_{7+}} \cdot MW_{C_{7+}} \quad (4.4)$$

Γνωρίζοντας τα μοριακά βάρη των υπολοίπων συστατικών (Πίνακας 4.5) από την Εξ. (4.4) υπολογίζεται εύκολα το μοριακό βάρος του βαρέως κλάσματος C_{7+} το οποίο ισούται με $MW_{C_{7+}} = 288 \text{ g/mole}$.

Επειδή στο Stock Tank Oil είναι υγρή φάση σε κανονικές συνθήκες θεωρείται ότι ισχύει η προσθετικότητα των όγκων, δηλαδή:

$$V_{STO} = \sum_{i=N_2}^{C_{7+}} V_i = \sum_{i=N_2}^{C_6} V_i + V_{C_{7+}} \quad (4.5)$$

Η Εξ. (4.5) μέσω του ορισμού της πυκνότητας μπορεί να γραφτεί ως:

$$\frac{m_{STO}}{d_{STO}} = \sum_{i=N_2}^{C_6} \frac{m_i}{d_i} + \frac{m_{C_{7+}}}{d_{C_{7+}}} \quad (4.6)$$

Για 1 mole η Εξ. (4.6) γίνεται:

$$\frac{1 \cdot MW_{STO}}{d_{STO}} = \sum_{i=N_2}^{C_6} \frac{x_i \cdot MW_i}{d_i} + \frac{x_{C_{7+}} \cdot MW_{C_{7+}}}{d_{C_{7+}}} \quad (4.7)$$

Η πυκνότητα του βαρέως κλάσματος αποτελεί το μοναδικό άγνωστο της Εξ. (4.7) όποτε εύκολα υπολογίζεται ότι είναι $d_{C_{7+}} = 932 \text{ kg/m}^3$ ($S_g = 0.932$).

Γνωρίζοντας το μοριακό βάρος και τη σχετική πυκνότητα για το βαρύ κλάσμα C_{7+} υπολογίζεται η θερμοκρασία ζέσεως T_b ($^{\circ}\text{R}$) σε 1 atm από την εξίσωση:

$$T_b = \left(\frac{MW_{C_{7+}}}{(4.5673 \cdot 10^{-5}) S_g^{-1.0164}} \right) / 2.1962 \quad (4.8)$$

Στη συνέχεια υπολογίζεται η κρίσιμη θερμοκρασία παραφινικών υδρογονανθράκων T_{cP} ($^{\circ}\text{R}$) ίσου σημείου ζέσεως με το πετρελαϊκό κλάσμα από την εξής σχέση:

$$T_{cP} = T_b \left[\frac{0.533272 + (0.191017 \cdot 10^{-3}) T_b + (0.779681 \cdot 10^{-7}) T_b^2}{- (0.284376 \cdot 10^{-10}) T_b^3 + \frac{0.959468 \cdot 10^2}{(0.01 T_b)^{13}}} \right]^{-1} \quad (4.9)$$

Ο συντελεστής a προσδιορίζεται από την:

$$a = 1 - \frac{T_b}{T_{cP}} \quad (4.10)$$

Η σχετική πυκνότητα παραφινικών υδρογονανθράκων S_{gP} ίσου σημείου ζέσεως με το πετρελαϊκό κλάσμα υπολογίζεται από την παρακάτω εξίσωση:

$$S_{gP} = 0.843593 - 0.128624a - 3.36159a^3 - 13749.5a^{12} \quad (4.11)$$

Κρίσιμη Θερμοκρασία (T_c)

Υπολογίζεται ο συντελεστής f_T από τη σχέση:

$$f_T = \Delta S_{gT} \left[\frac{-0.362456}{T_b^{0.5}} + \left(0.0398285 - \frac{0.948125}{T_b^{0.5}} \right) \Delta S_{gT} \right] \quad (4.12)$$

όπου,

$$\Delta S_{gT} = \exp[5(S_{gp} - S_g)] - 1 \quad (4.13)$$

Τελικά προκύπτει η κρίσιμη θερμοκρασία T_c ($^{\circ}R$) από την εξίσωση:

$$T_c = T_{cP} \left(\frac{1 + 2f_T}{1 - 2f_T} \right)^2 \quad (4.14)$$

Κρίσιμος Όγκος (v_c)

Στη συνέχεια, υπολογίζεται ο κρίσιμος γραμμομοριακός όγκος παραφινικών υδρογονανθράκων v_{cP} ($ft^3/lbm \text{ mol}$) ίσου σημείου ζέσεως με το πετρελαϊκό κλάσμα από τη σχέση:

$$v_{cP} = [1 - (0.419869 - 0.505839a - 1.56436a^3 - 9481.7a^{14})]^{-8} \quad (4.15)$$

Υπολογίζεται ο συντελεστής f_v από την εξίσωση:

$$f_v = \Delta S_{gv} \left[\frac{0.466590}{T_b^{0.5}} + \left(-0.182421 + \frac{3.01721}{T_b^{0.5}} \right) \Delta S_{gv} \right] \quad (4.16)$$

όπου,

$$\Delta S_{gv} = \exp[4(S_{gp}^2 - S_g^2)] - 1 \quad (4.17)$$

Τελικά προκύπτει ο κρίσιμος όγκος v_c ($ft^3 / lbm \cdot mole$) από την:

$$v_c = v_{cP} \left(\frac{1 + 2f_v}{1 - 2f_v} \right)^2 \quad (4.18)$$

Κρίσιμη Πίεση (p_c)

Υπολογίζεται η κρίσιμη πίεση παραφινικών υδρογονανθράκων p_{cP} (psia) ίσου σημείου ζέσεως με το πετρελαϊκό κλάσμα από την εξίσωση:

$$p_{cP} = [3.83354 + 1.19629a^{0.5} + 34.8888a + 36.1952a^2 + 104.193a^4]^2 \quad (4.19)$$

Προσδιορίζεται ο συντελεστής f_p από την εξής σχέση:

$$f_p = \Delta S_{gp} \left[2.53262 - \frac{46.1955}{T_b^{0.5}} - 0.00127885T_b + \left(-11.4277 + \frac{252.14}{T_b^{0.5}} + 0.00230535T_b \right) \Delta S_{gp} \right] \quad (4.20)$$

όπου,

$$\Delta S_{gp} = \exp[0.5(S_{gp} - S_g)] - 1 \quad (4.21)$$

Τελικά προκύπτει η κρίσιμη πίεση p_c (psia) από την εξής εξίσωση:

$$p_c = p_{cP} \left(\frac{T_c}{T_{cP}} \right) \left(\frac{v_{cP}}{v_c} \right) \left(\frac{1 + 2f_p}{1 - 2f_p} \right)^2 \quad (4.22)$$

Ακεντρικός Παράγοντας (ω)

Υπολογίζεται το ανηγμένο σημείο ζέσεως T_{br} από τη σχέση:

$$T_{br} = \frac{T_b}{T_c} \quad (4.23)$$

Ο ακεντρικός παράγοντας ω προκύπτει ως εξής:

- Αν $T_{br} < 0.8$ τότε

$$\omega = \frac{-\ln\left(\frac{p_c}{14.7}\right) + A_1 + A_2 T_{br}^{-1} + A_3 \ln(T_{br}) + A_4 T_{br}^6}{A_5 + A_6 T_{br}^{-1} + A_7 \ln(T_{br}) + A_8 T_{br}^6} \quad (4.24)$$

όπου,

$$A_1 = -5.92714, A_2 = 6.09648, A_3 = 1.28862, A_4 = -0.169347, A_5 = 15.2518, \\ A_6 = -15.6875, A_7 = -13.4721 \text{ και } A_8 = 0.43577$$

- Αν $T_{br} > 0.8$ τότε

$$\omega = -7.904 + 0.1352K_w - 0.007465K_w^2 + 8.359T_{br} + (1.408 - 0.01063K_w)T_{br}^{-1} \quad (4.25)$$

όπου,

$$K_w: \text{ο συντελεστής χαρακτηρισμού Watson (Watson characterization factor), } K_w = \frac{T_b^{1/3}}{S_g}.$$

Από τις Εξ. (4.14), (4.22) και (4.24) ή (4.25), αναλόγως με την τιμή του T_{br} , προσδιορίστηκε η κρίσιμη θερμοκρασία και πίεση καθώς και ο ακεντρικός παράγοντας αντίστοιχα του βαρέως κλάσματος. Οι τιμές των μεγεθών αυτών για το ρευστό του Πρίνου παρουσιάζονται στον Πίνακα 4.6:

Συστατικά	p_c (MPa)	T_c (K)	ω
Heptanes plus	1.53	862.42	0.815

Πίνακας 4.6: Πίνακας κρίσιμων ιδιοτήτων και ακεντρικού παράγοντα του βαρέως κλάσματος C_{7+} .

4.3.2 Προσδιορισμός των Τιμών του Συντελεστή Αλληλεπίδρασης και του Όγκου Διόρθωσης

Οι τιμές του συντελεστή αλληλεπίδρασης, k_{ij} , (binary-interaction parameters, BIP's) συχνά τίθενται με μηδέν και η ρύθμιση περιορίζεται σε αυτή των ιδιοτήτων των συστατικών. Αν οι τιμές του δεν τεθούν με μηδέν, τότε οι τιμές του συντελεστή αλληλεπίδρασης μεταξύ υδρογονανθράκων και των αερίων συστατικών, καθώς και των αερίων μεταξύ τους (CO_2 , H_2S και N_2), δίνονται από πίνακες, ενώ αυτές μεταξύ υδρογονανθράκων προσδιορίζονται μέσω της εξίσωσης του Oellrich^[12]:

$$k_{ij} = A \left[1 - \left(\frac{2 \cdot v_{ci}^{1/6} \cdot v_{cj}^{1/6}}{v_{ci}^{1/3} + v_{cj}^{1/3}} \right)^B \right] \quad (4.26)$$

όπου,

v_c : ο κρίσιμος γραμμομοριακός όγκος

Οι συνήθεις τιμές των A και B της Εξ. (4.26) είναι 1 και 1.2 αντίστοιχα. Η τιμή του κρίσιμου γραμμομοριακού όγκου κάθε συστατικού δεν είναι γνωστή, ωστόσο ο υπολογισμός της είναι ιδιαίτερα απλός. Γνωρίζοντας τις κρίσιμες ιδιότητες πίεσης και θερμοκρασίας κάθε συστατικού, όπου για τα ψευδοσυστατικά χρησιμοποιήθηκε ο πίνακας του Katz ενώ για το βαρύ κλάσμα χρησιμοποιήθηκαν συσχετίσεις, με εφαρμογή της γνωστής καταστατικής εξίσωσης $P_c v_c = NZ_c RT_c$, και δεδομένου ότι για την καταστατική εξίσωση Peng – Robinson (PR EOS) η τιμή του κρίσιμου συντελεστή συμπίεστικότητας είναι σταθερή και ίση με 0.3074, προσδιορίζεται ο κρίσιμος γραμμομοριακός όγκος κάθε συστατικού.

Ο πίνακας των συντελεστών αλληλεπίδρασης, k_{ij} , είναι τετραγωνικός με διαστάσεις όσο και ο αριθμός των συστατικών του μίγματος. Ο πίνακας αυτός είναι συμμετρικός και τα στοιχεία της διαγωνίου του ισούνται με μηδέν. Επομένως ανεξαρτήτως καταστατικής εξίσωσης, σύστασης και ποιότητας των συστατικών ισχύουν οι παρακάτω σχέσεις:

$$k_{ij} = k_{ji} \quad (4.27)$$

$$k_{ii} = 0 \quad (4.28)$$

Στην περίπτωση του κοιτάσματος του Πρίνου ο πίνακας των συντελεστών αλληλεπίδρασης επελέγη να έχει διαστάσεις 12x12 διότι ο αριθμός των συστατικών, όπως προέκυψε από τις χρωματογραφικές αναλύσεις, είναι 12 (Πίνακας 4.1). Ωστόσο, αρχικά για το συντελεστή αλληλεπίδρασης χρησιμοποιήθηκαν μηδενικές τιμές k_{ij} ώστε να προκύψει μία πρώτη προσέγγιση των ιδιοτήτων PVT:

$$k_{ij} = 0 \quad (4.29)$$

Οι τιμές του όγκου διόρθωσης (volume shift, VS) λαμβάνονται από πίνακες. Συχνά, οι τιμές του τίθενται αρχικά ίσες με μηδέν, τακτική η οποία υιοθετήθηκε στην παρούσα διπλωματική, και αν τα υπολογιστικά αποτελέσματα παρουσιάζουν μεγάλες διαφορές από τα πειραματικά τότε κρίνεται αναγκαία η χρησιμοποίηση της τεχνικής volume shift.

4.3.3 Πρώτη Προσέγγιση του Θερμοδυναμικού Μοντέλου για το ρευστό του Πρίνου

Για την επίτευξη του ελέγχου της ακρίβειας του θερμοδυναμικού μοντέλου θα πρέπει να επιλεγούν κάποιες βασικές ιδιότητες από την εργαστηριακή μελέτη PVT, οι τιμές των οποίων θα συγκριθούν με τις αντίστοιχες προβλέψεις του μοντέλου για να προσδιοριστεί το μέγεθος της απόκλισης μεταξύ τους. Το μέγεθος αυτής της απόκλισης αποτελεί κριτήριο για την ανάγκη ή μη ρύθμισης του μοντέλου. Για λόγους σαφήνειας, τα μεγέθη τα οποία επιλέγονται για αυτό το στόχο χαρακτηρίζονται ως **”μεγέθη ελέγχου”**.

Τα **”μεγέθη ελέγχου”** της πειραματικής μελέτης του Πρίνου που επιλέχθηκαν να συγκριθούν με τα υπολογιζόμενα από το θερμοδυναμικό μοντέλο είναι:

- η πίεση του σημείου φυσαλίδας του ρευστού, P_b , σε θερμοκρασία ταμιευτήρα και
- τα αποτελέσματα του τεστ διαχωρισμού, και πιο συγκεκριμένα οι λόγοι αερίου/πετρελαίου του διαχωριστήρα, GOR^{sep} , και του τανκ, GOR^{tank} .

Η επιλογή έγινε διότι η μεταβολή των μεγεθών αυτών σχετίζεται από διάφορους παράγοντες όπως είναι η σύσταση, η θερμοκρασία και ο όγκος της υγρής και της αέριας φάσης. Στον Πίνακα 4.7 αναγράφονται οι πειραματικές και υπολογισθείσες τιμές των μεγεθών αυτών καθώς επίσης και οι αποκλίσεις μεταξύ των δύο.

Μέγεθος	Πειραματικά Αποτελέσματα	Υπολογιστικά Αποτελέσματα	Σφάλμα (%)	Μέσο Σφάλμα (%)
P_b (psi)	1156.7	1169.84	1.14	14.51
GOR^{sep} (m^3/m^3)	65.72	50.33	23.41	
GOR^{tank} (m^3/m^3)	45.95	39.53	13.97	
GOR^{total} (m^3/m^3)	111.67	89.87	19.52	

Πίνακας 4.7: Πίνακας σύγκρισης πειραματικών και υπολογιστικών αποτελεσμάτων με μηδενικές τιμές του συντελεστή αλληλεπίδρασης, k_{ij} .

Όπως παρατηρείται από τον παραπάνω πίνακα, η υπολογιστική τιμή της πίεσης στο σημείο φυσαλίδας διαφέρει ελάχιστα από την πειραματική με σφάλμα της τάξης του 1.14%. Ωστόσο στους λόγους αερίου/πετρελαίου παρουσιάζονται μεγαλύτερες διαφορές με συνέπεια το μέσο σφάλμα των τεσσάρων εξεταζομένων μεγεθών να είναι της τάξεως του 14.51%.

Κρίθηκε επομένως σκόπιμο οι συντελεστές αλληλεπίδρασης, k_{ij} , για τους οποίους χρησιμοποιήθηκαν αρχικά μηδενικές τιμές, να υπολογιστούν για όλα τα ζεύγη των συστατικών από την Εξ. (4.26) ευελπιστώντας ότι τα ανωτέρω σφάλματα θα μειωθούν. Δεδομένου ότι για τα CO_2 , H_2S και N_2 χρησιμοποιούνται τιμές του k_{ij} που δίνονται από πίνακες, εφαρμόζοντας την Εξ. (4.26) για τα ζεύγη υδρογονανθράκων, προκύπτει ο Πίνακας 4.8 ο οποίος περιέχει όλες τις τιμές του συντελεστή αλληλεπίδρασης.

	N_2	CO_2	H_2S	CH_4	C_2H_6	C_3H_8	iC_4H_{10}	nC_4H_{10}	iC_5H_{12}	nC_5H_{12}	C_6H_{14}	C_{7+}
N_2	0.000	-0.020	0.176	0.031	0.042	0.091	0.095	0.095	0.095	0.095	0.120	0.120
CO_2	-0.020	0.000	0.096	0.103	0.130	0.135	0.130	0.130	0.125	0.125	0.150	0.150
H_2S	0.176	0.096	0.000	0.080	0.070	0.070	0.060	0.060	0.060	0.060	0.000	0.000
CH_4	0.031	0.103	0.080	0.000	0.00269	0.00854	0.15715	0.14749	0.20879	0.02064	0.02535	0.08579
C_2H_6	0.042	0.130	0.070	0.00269	0.000	0.00166	0.00549	0.00491	0.00873	0.00858	0.11748	0.06019
C_3H_8	0.091	0.135	0.070	0.00854	0.00166	0.000	0.00117	0.00087	0.00280	0.00271	0.00462	0.04284
iC_4H_{10}	0.095	0.130	0.060	0.15715	0.00549	0.00117	0.000	0.00002	0.00038	0.00035	0.0012	0.03061
nC_4H_{10}	0.095	0.130	0.060	0.14749	0.00491	0.00087	0.00002	0.000	0.00055	0.00052	0.00149	0.03197
iC_5H_{12}	0.095	0.125	0.060	0.20879	0.00873	0.00280	0.00038	0.00055	0.000	0.000001	0.00023	0.02435
nC_5H_{12}	0.095	0.125	0.060	0.02064	0.00858	0.00271	0.00035	0.00052	0.000001	0.000	0.00026	0.02461
C_6H_{14}	0.120	0.150	0.000	0.02535	0.11748	0.00462	0.0012	0.00149	0.00023	0.00026	0.000	0.01997
C_{7+}	0.120	0.150	0.000	0.08579	0.06019	0.04284	0.03061	0.03197	0.02435	0.02461	0.01997	0.000

Πίνακας 4.8: Πίνακας τιμών του συντελεστή αλληλεπίδρασης για το ρευστό του Πρίνου.

Λαμβάνοντας υπ' όψιν τις τιμές του Πίνακα 4.8 και χρησιμοποιώντας τις υπολογισμένες τιμές των ιδιοτήτων T_{C7+} , p_{C7+} και ω_{C7+} του βαρέως κλάσματος (Πίνακας 4.6) προκύπτει ότι τα εξεταζόμενα **“μεγέθη ελέγχου”**, δηλαδή η πίεση στο σημείο φυσαλίδας και οι τρεις λόγοι αερίου/πετρελαίου, παρουσιάζουν μεγαλύτερο μέσο σφάλμα συγκριτικά με όταν οι συντελεστές αλληλεπίδρασης είχαν μηδενικές τιμές. Συγκεκριμένα, το σφάλμα στο σημείο φυσαλίδας είναι της τάξεως του 21.35%, ενώ το μέσο σφάλμα των τεσσάρων **“μεγεθών ελέγχου”** αυξήθηκε στο 18.29%.

Από τη στιγμή που η χρήση της Εξ. (4.26) δεν ελαχιστοποίησε τα σφάλματα, είναι αναγκαία πλέον η ρύθμιση με παλινδρόμηση του υπολογιστικού μοντέλου έτσι ώστε τα νέα σφάλματα των προβλέψεων που θα προκύψουν μετά τη ρύθμιση του μοντέλου να βρίσκονται σε αποδεκτά όρια.

4.4 ΡΥΘΜΙΣΗ ΤΟΥ ΘΕΡΜΟΔΥΝΑΜΙΚΟΥ ΜΟΝΤΕΛΟΥ

Για την επίτευξη αυτού του στόχου, όπως αναφέρθηκε στην αρχή του Κεφαλαίου, χρησιμοποιήθηκε ο προσομοιωτής WinProP της CMG. Η ρύθμιση του υπολογιστικού μοντέλου, χρησιμοποιώντας τον προσομοιωτή WinProP της CMG, πραγματοποιείται ως προς τις τιμές κάποιων μεγεθών (π.χ. P_b) που τις ορίζει ο χρήστης και για τις οποίες επιθυμείται η μέγιστη ελαχιστοποίηση των διαφορών μεταξύ των πειραματικών και υπολογισθέντων αποτελεσμάτων. Τα μεγέθη αυτά ορίστηκαν προηγουμένως ως **“μεγέθη ελέγχου”**. Ο χρήστης θα πρέπει επίσης να ορίσει ποια μεγέθη θα ρυθμιστούν – τροποποιηθούν έτσι ώστε να επιτευχθεί αυτή η ελαχιστοποίηση. Τα μεγέθη αυτά ονομάζονται **“ρυθμιζόμενες παράμετροι”**.

Για τη ρύθμιση του μοντέλου δοκιμάστηκαν τρία σενάρια (Πίνακας 4.9) έτσι ώστε να επιτευχθεί η μέγιστη ελαχιστοποίηση των αποκλίσεων μεταξύ πειραματικών και υπολογισθέντων τιμών. Ως **“μεγέθη ελέγχου”** επιλέχθηκαν οι πειραματικές τιμές του:

- σημείου φουσαλίδας ($P_b @ T$)
- ογκομετρικού συντελεστή σχηματισμού της υγρής φάσης ($B_o @ P_b$)
- λόγου αερίου εν διαλύσει/πετρελαίου ($R_s @ P_b$), και
- της πυκνότητας του υγρού του ταμιευτήρα ($d_o @ P_b$)

Δεδομένου ότι οι ογκομετρικοί συντελεστές εξαρτώνται από τα βήματα της μελέτης διαφορικής εξάτμισης, για τη ρύθμιση του μοντέλου χρησιμοποιήθηκαν οι πειραματικές τιμές των μεγεθών αυτών που προέκυψαν από τα ίδια ακριβώς βήματα πίεσης έτσι ώστε να προσομοιωθεί απόλυτα το πείραμα της μελέτης PVT από το υπολογιστικό μοντέλο.

Οι **“ρυθμιζόμενες παράμετροι”** οι οποίες επιλέχθηκαν να ρυθμιστούν είναι οι κρίσιμες ιδιότητες πίεσης και θερμοκρασίας καθώς και ο ακεντρικός παράγοντας του βαρέως κλάσματος C_{7+} , οι αρχικές τιμές των οποίων προέκυψαν μέσω συσχετίσεων, το volume shift του βαρέως κλάσματος καθώς και ο συντελεστής αλληλεπίδρασης μεταξύ μεθανίου και βαρέως κλάσματος ($CH_4 - C_{7+}$).

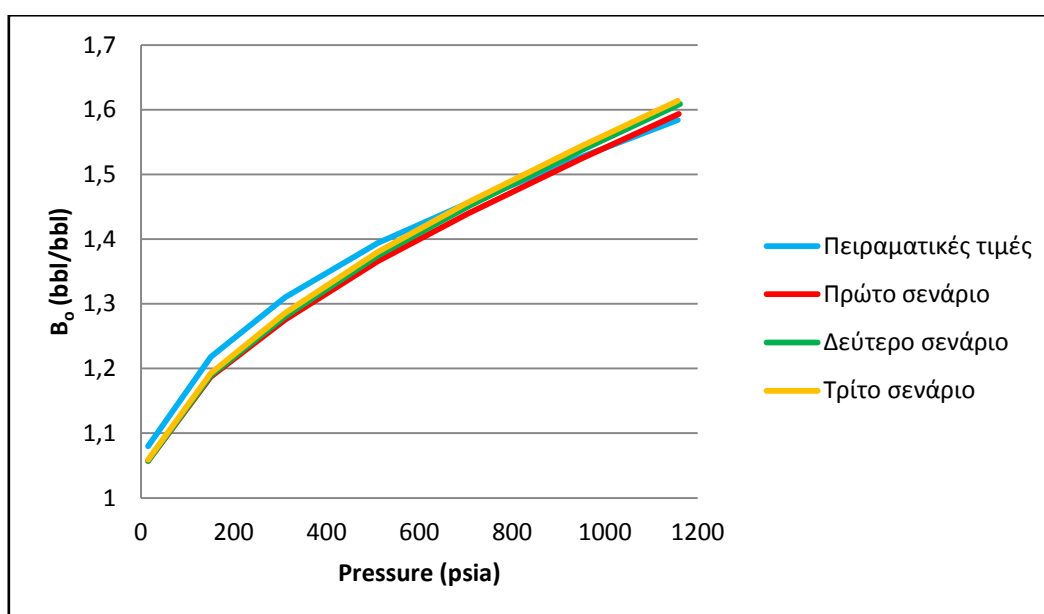
Στον Πίνακα 4.9 αναγράφονται τα **“μεγέθη ελέγχου”** και οι **“ρυθμιζόμενες παράμετροι”** που επιλέχθηκαν σε κάθε μία από τις τρεις προσπάθειες ρύθμισης του μοντέλου:

		1 ^η Ρύθμιση	2 ^η Ρύθμιση	3 ^η Ρύθμιση
"Μεγέθη ελέγχου"	$P_b @ P_b$	✓	✓	✓
	$B_o @ P_b$	✓	✓	✓
	$R_s @ P_b$	✓	✓	✓
	$d_o @ P_b$			✓
"Ρυθμιζόμενες παράμετροι"	p_{c7+}	✓	✓	✓
	T_{c7+}	✓	✓	✓
	ω_{c7+}	✓	✓	✓
	$VS (C_{7+})$		✓	✓
	$k_{ij} (CH_4 - C_{7+})$			✓
Μέσος Όρος Σφαλμάτων (%)		3.37	3.20	2.93

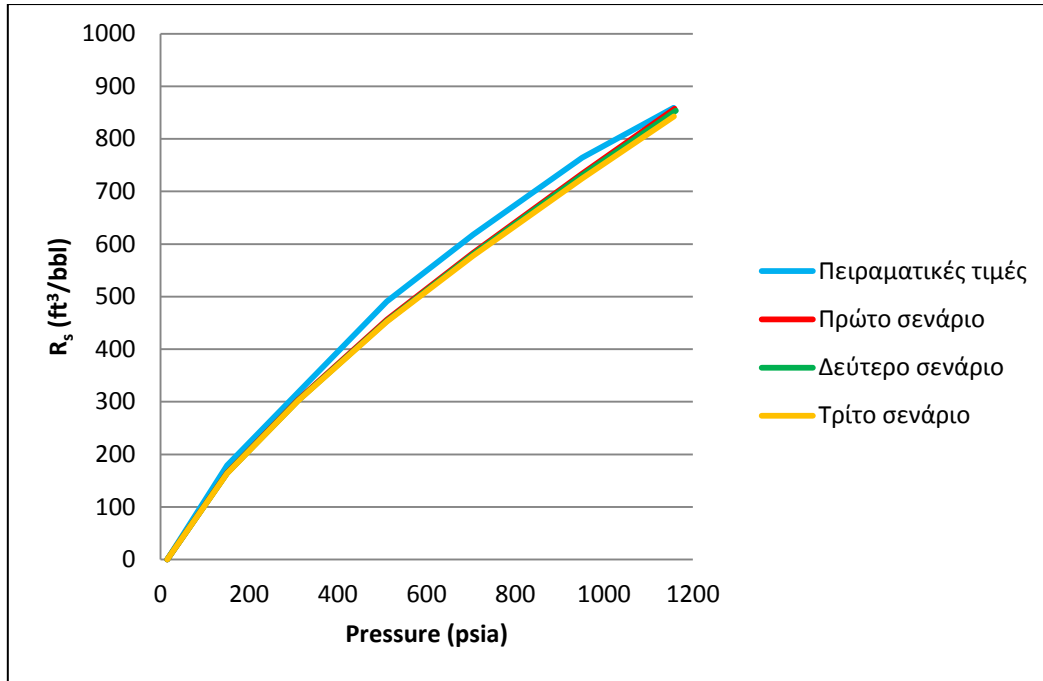
Πίνακας 4.9: Πίνακας περιγραφής των τριών ρυθμίσεων που πραγματοποιήθηκαν και των αντίστοιχων σφαλμάτων που παρατηρούνται μεταξύ πειραματικών και υπολογιστικών αποτελεσμάτων.

Όπως φαίνεται από το Πίνακα 4.9, στην τρίτη ρύθμιση του μοντέλου παρατηρούνται τα μικρότερα σφάλματα στους υπολογισμούς, 2.93%, σε αντίθεση με τη πρώτη και δεύτερη ρύθμιση του μοντέλου που τα σφάλματα είναι της τάξεως των 3.37% και 3.20% αντίστοιχα.

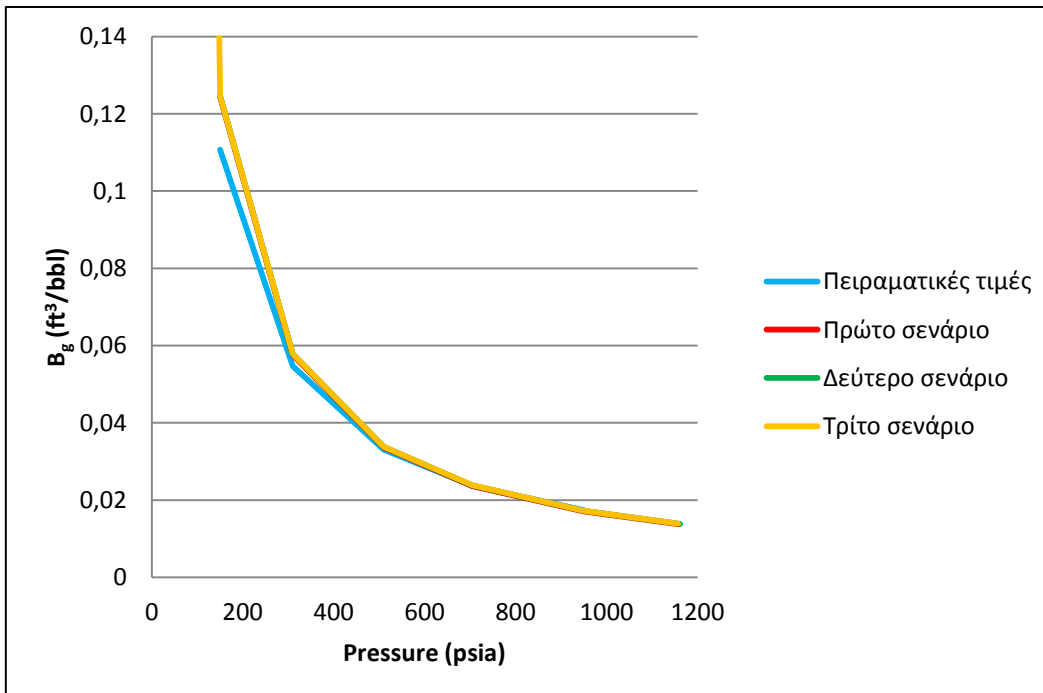
Ιδιαίτερο ενδιαφέρον έχουν τα Διαγράμματα 4.2 - 4.6 όπου παρουσιάζονται οι πειραματικές τιμές, που προσδιορίστηκαν από τη μελέτη διαφορικής εξάτμισης, του ογκομετρικού συντελεστή σχηματισμού υγρής φάσης, B_o , του λόγου αερίου εν διαλύσει/πετρελαίου, R_s , του ογκομετρικού συντελεστή σχηματισμού αέριας φάσης, B_g , της σχετικής πυκνότητας, S_g , καθώς και της πυκνότητας του υγρού του ταμιευτήρα, d_o , σαν συνάρτηση της πίεσης από την πίεση φυσαλίδας έως ατμοσφαιρική πίεση, συγκριτικά με τις υπολογισθείσες τιμές των μεγεθών αυτών μετά την πρώτη, δεύτερη και τρίτη ρύθμιση του μοντέλου.



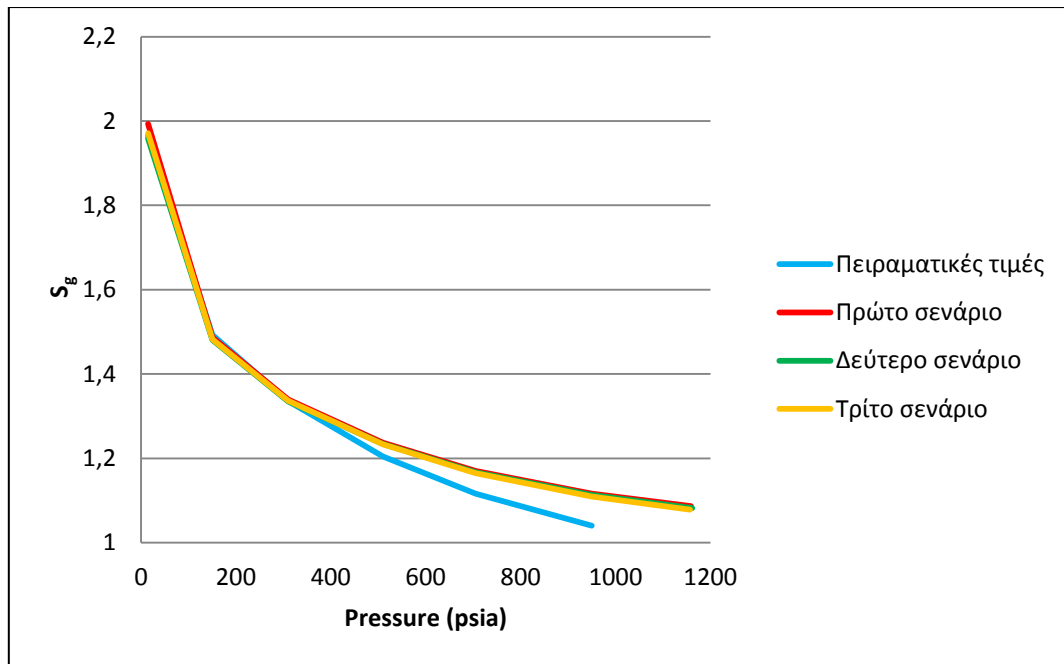
Διάγραμμα 4.2: Πειραματικές και υπολογιστικές τιμές για τον ογκομετρικό συντελεστή σχηματισμού της υγρής φάσης B_o (bbl/bbl).



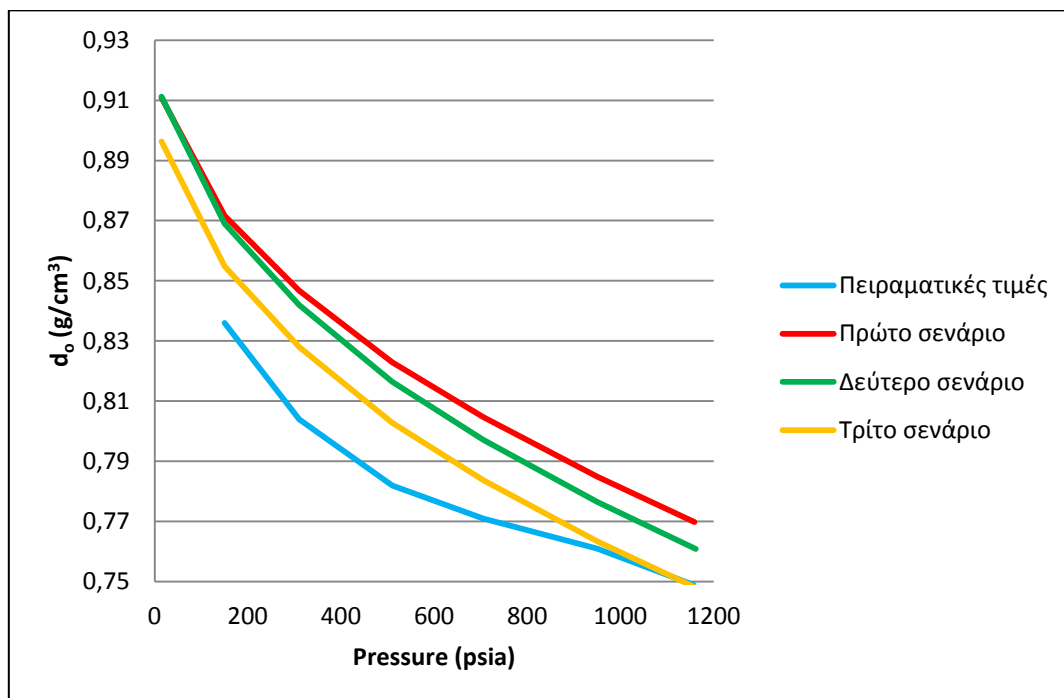
Διάγραμμα 4.3: Πειραματικές και υπολογιστικές τιμές για το λόγο αερίου εν διαλύσει/πετρελαίου R_s (ft^3/bbl).



Διάγραμμα 4.4: Πειραματικές και υπολογιστικές τιμές για τον ογκομετρικό συντελεστή σχηματισμού αέριας φάσης B_g (ft^3/bbl).



Διάγραμμα 4.5: Πειραματικές και υπολογιστικές τιμές για τη σχετική πυκνότητα S_g .



Διάγραμμα 4.6: Πειραματικές και υπολογιστικές τιμές για την πυκνότητα της υγρής φάσης d_o (g/cm^3).

Από τα παραπάνω διαγράμματα παρατηρείται ότι με το τρίτο σενάριο ρύθμισης του μοντέλου (κίτρινη γραμμή) οι υπολογισθείσες τιμές προσεγγίζουν περισσότερο τις πειραματικές τιμές (μπλε γραμμή) συγκριτικά με το πρώτο (κόκκινη γραμμή) και δεύτερο σενάριο (πράσινη γραμμή), σύμφωνα εξάλλου και με τον Πίνακα 4.9.

Επομένως, οι τιμές των κρίσιμων ιδιοτήτων πίεσης και θερμοκρασίας καθώς και του ακεντρικού παράγοντα του βαρέως κλάσματος C_{7+} , του συντελεστή αλληλεπίδραση μεταξύ μεθανίου και βαρέως κλάσματος ($CH_4 - C_{7+}$) αλλά και του volume shift του βαρέως κλάσματος, $VS(C_{7+})$, που τροποποιήθηκαν με την τρίτη ρύθμιση, επιλέγονται σαν οι τιμές για το ρευστό του Πρίνου οι οποίες θα εισαχθούν στο μοντέλο MIM.

Μέγεθος	Προσδιορισθείσα τιμή
$p_{C_{7+}}$ (MPa)	1.55
$T_{C_{7+}}$ (K)	746.78
$\omega_{C_{7+}}$	0.652
$VS(C_{7+})$	0.10206
$k_{ij}(CH_4 - C_{7+})$	0.12029

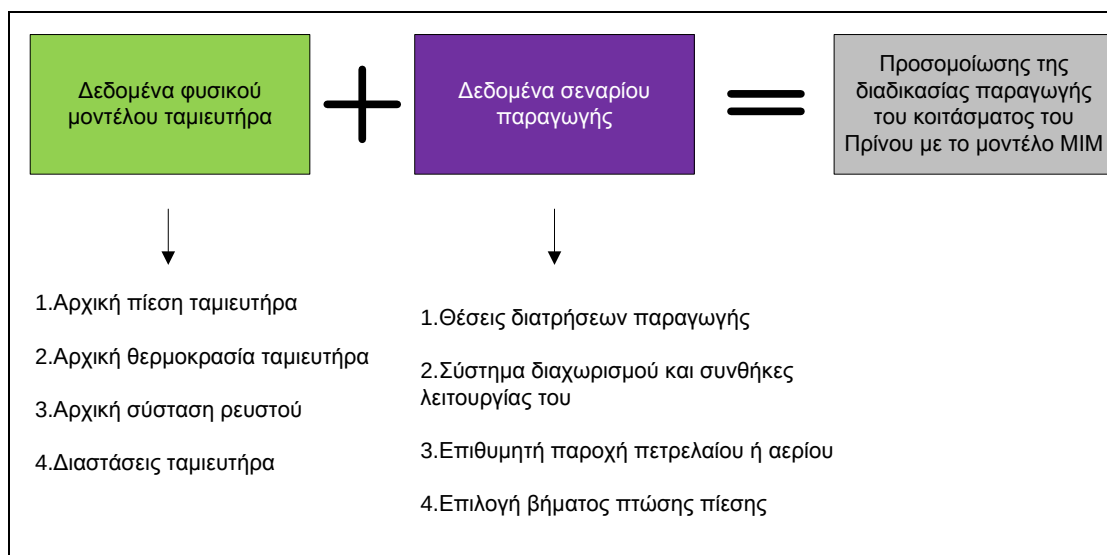
Πίνακας 4.10: Πίνακας "ρυθμιζόμενων παραμέτρων" μετά τη ρύθμιση του υπολογιστικού μοντέλου με χρήση του προσομοιωτή WinProp της CMG (Computer Modeling Group).

4.5 ΠΡΟΣΟΜΟΙΩΣΗ ΤΗΣ ΔΙΑΔΙΚΑΣΙΑΣ ΠΑΡΑΓΩΓΗΣ

Μετά την ολοκλήρωση της διαδικασίας ανάπτυξης και ρύθμισης του θερμοδυναμικού μοντέλου που περιγράφει τη συμπεριφορά του ρευστού του ταμιευτήρα του Πρίνου, το μοντέλο MIM, το οποίο παρουσιάστηκε στο προηγούμενο Κεφάλαιο, μπορεί πλέον να χρησιμοποιηθεί για την προσομοίωση της διαδικασίας παραγωγής του συγκεκριμένου κοιτάσματος υδρογονανθράκων. Για την επίτευξη αυτού του στόχου, θα πρέπει αρχικά να δημιουργηθεί το φυσικό μοντέλο του σχηματισμού. Τα απαιτούμενα δεδομένα για την ανάπτυξη του φυσικού μοντέλου περιλαμβάνουν την αρχική σύσταση του υπάρχοντος ρευστού, την αρχική πίεση και θερμοκρασία του ταμιευτήρα του Πρίνου καθώς και τις διαστάσεις του.

Στη συνέχεια, θα πρέπει να επιλεγεί το σχέδιο παραγωγής το οποίο θα εφαρμοστεί στο συγκεκριμένο κοίτασμα υδρογονανθράκων. Τα χαρακτηριστικά των επιμέρους σεναρίων καθορίζονται με την εισαγωγή από το χρήστη διαφόρων **"παραμέτρων"** οι οποίες καθορίζουν την παραγωγή, και κατά συνέπεια την οικονομική απόδοση της εκμετάλλευσης. Οι **"παραμέτροι"** αυτοί είναι οι θέσεις των διατρήσεων (perforations) οι οποίες μπορούν να μετακινηθούν κατά τη διάρκεια της εκμετάλλευσης, οι συνθήκες λειτουργίας του διαχωριστήρα (separator) στο σύστημα επιφάνειας και οι επιθυμητοί ρυθμοί παραγωγής προϊόντων στην επιφάνεια. Τέλος, ο χρήστης θα πρέπει να εισάγει και το βήμα της πτώσης πίεσης, ΔP , με το οποίο επιθυμεί να πραγματοποιηθεί η προσομοίωση.

Στο Διάγραμμα 4.7 αναγράφονται λεπτομερώς τα δεδομένα που απαιτούνται να εισαχθούν στο μοντέλο MIM έτσι ώστε να προσομοιωθεί η διαδικασία παραγωγής του κοιτάσματος του Πρίνου. Συγκεκριμένα, τα δεδομένα διαχωρίζονται σε αυτά που δεν έχουν τη δυνατότητα να μεταβληθούν από το χρήστη κατά τη διάρκεια της παραγωγής (δεδομένα φυσικού μοντέλου ταμιευτήρα), και σε αυτά που μεταβάλλονται από το χρήστη και διαμορφώνουν το εκάστοτε σενάριο εκμετάλλευσης (δεδομένα σεναρίου παραγωγής).



Διάγραμμα 4.7: Απαιτούμενα δεδομένα εισαγωγής στο μοντέλο MIM για την προσομοίωση της διαδικασίας παραγωγής του ταμειευτήρα του Πρίνου.

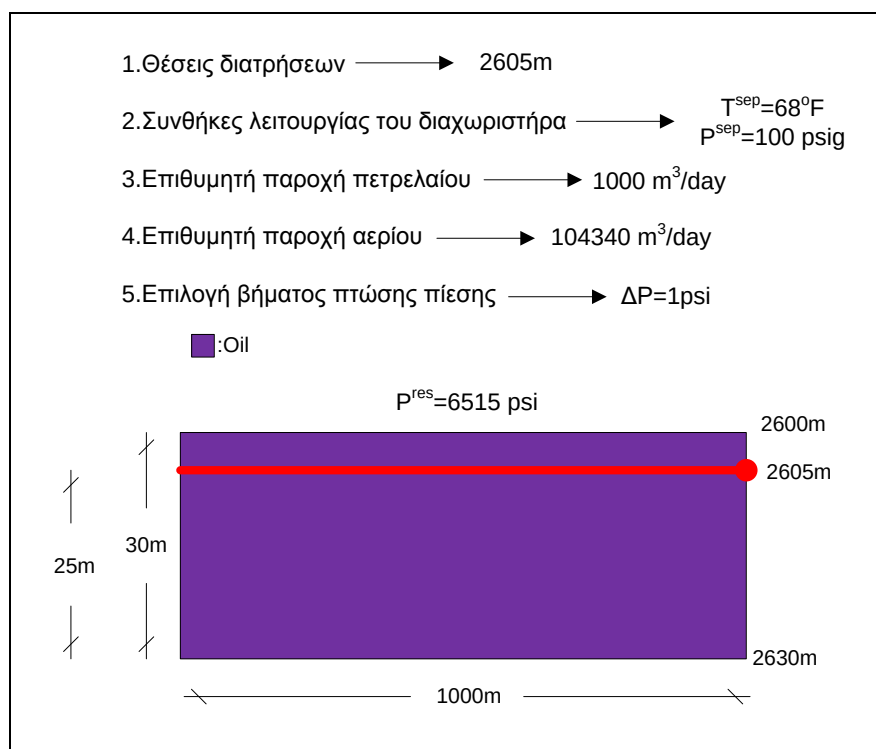
4.5.1 Αξιολόγηση Προγράμματος Παραγωγής

Ο συνολικός λόγος αερίου/πετρελαίου, GOR^{Total} , ο οποίος αποτελεί το λόγο του όγκου του συνολικά παραγόμενου αερίου (στο διαχωριστήρα και στο τανκ) ως προς τον όγκο του παραγόμενου πετρελαίου στο τανκ, επιλέχθηκε να χρησιμοποιηθεί για τη μελέτη της παραγωγής του κοιτάσματος υδρογονανθράκων του Πρίνου ως το μέγεθος το οποίο θα υποδεικνύει αν η παραγωγή πραγματοποιείται υπό αριστοποιημένες συνθήκες. Οι τιμές του GOR^{Total} παρακολουθούνται και καταγράφονται σε κάθε βήμα πίεσης επιτρέποντας κατά αυτό τον τρόπο σε κάθε στάδιο της εκμετάλλευσης την αξιολόγηση του σεναρίου που επιλέχθηκε.

Το GOR^{Total} επιδιώκεται να είναι όσο το δυνατόν μικρότερο, δηλαδή να παράγεται περισσότερο πετρέλαιο και λιγότερο αέριο. Όσο οι τιμές του είναι χαμηλές, η παραγωγή πραγματοποιείται κάτω από καλύτερες δυνατές συνθήκες και αντίστροφα. Όταν παρατηρηθεί αύξηση στις τιμές του GOR^{Total} , δηλαδή παραγωγή μεγάλων ποσοτήτων αερίου στην επιφάνεια, η διεπιφάνεια μεταξύ της υγρής και αέριας φάσης έχει κατέλθει χαμηλότερα ως προς τις διατρήσεις παραγωγής με αποτέλεσμα ο διαχειριστής του κοιτάσματος, επιδιώκοντας τη μεγιστοποίηση του παραγόμενου πετρελαίου στο τανκ, θα μετατοπίσει τις θέσεις τους χαμηλότερα. Κατά αυτό τον τρόπο, οι τιμές του GOR^{Total} θα μειωθούν αισθητά και η εκμετάλλευση θα συνεχιστεί πλέον να πραγματοποιείται κάτω από τις καλύτερες δυνατές συνθήκες.

4.5.2 Πρόγραμμα Παραγωγής Πρίνου

Στο Διάγραμμα 4.8 αναγράφονται τα δεδομένα του φυσικού μοντέλου του ταμειευτήρα του Πρίνου που εισήχθησαν στο μοντέλο MIM. Δεδομένου ότι το κοιτάσμα του Πρίνου βρίσκεται σε βάθος 2630m και καλύπτει μία έκταση 4 περίπου τετραγωνικών χιλιομέτρων, εκτιμήθηκε προσεγγιστικά σαν ένα παραλληλεπίπεδο με ύψος, πλάτος και μήκος 30, 2000 και 2000m αντίστοιχα και με μέσο πορώδες, ϕ , 0.25. Επειδή ο ταμειευτήρας στην παρούσα διπλωματική εργασία αντιμετωπίστηκε ως μία δεξαμενή (tank), η συνολική ποσότητα



Διάγραμμα 4.9: Εισαγωγή δεδομένων για το σενάριο παραγωγής του ταμιευτήρα του Πρίνου.

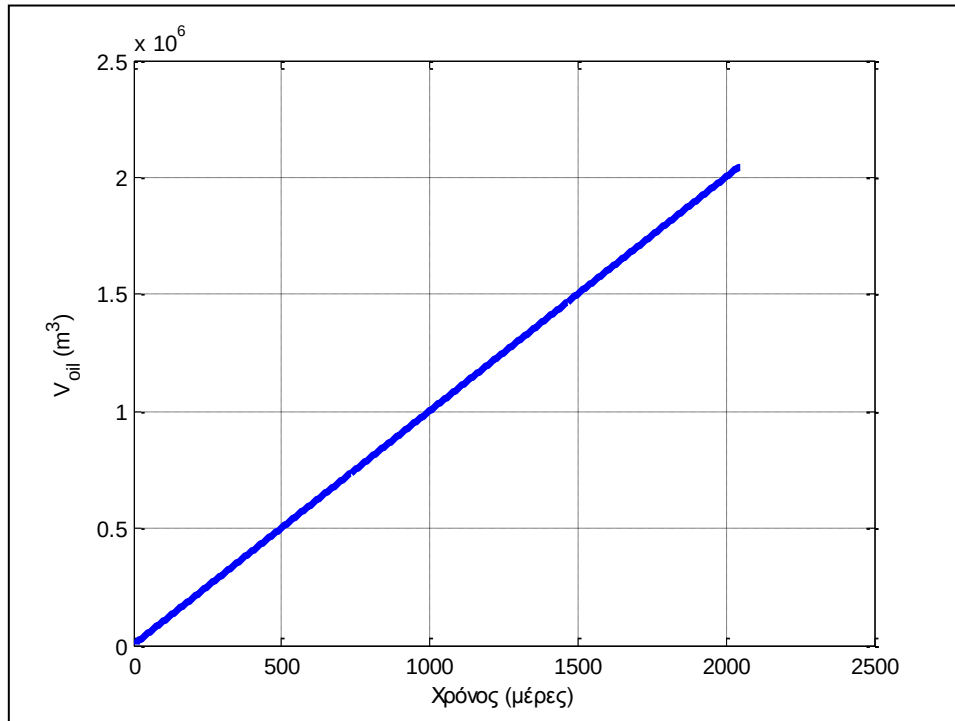
Βάσει του παραπάνω σεναρίου ξεκίνησε η προσομοίωση της παραγωγής του κοιτάσματος του Πρίνου. Η έναρξη της παραγωγής προκαλεί τη σταδιακή μείωση της πίεσης του ταμιευτήρα, λόγω της άντλησης ρευστών διαμέσω της γεώτρησης παραγωγής. Μετά από μία πτώση πίεσης 5358 psi, η πίεση του ταμιευτήρα έφτασε να γίνει χαμηλότερη από την πίεση φυσαλίδας του ρευστού, με αποτέλεσμα να σχηματιστεί δεύτερη (αέρια) φάση δημιουργώντας έτσι διεπιφάνεια μεταξύ των φάσεων αυτών. Η αλλαγή της θερμοδυναμικής κατάστασης του ρευστού προκάλεσε μικρή ωστόσο μεταβολή στην τιμή του GOR^{Total} . Υπενθυμίζεται ότι το GOR^{Total} είναι εντατικό μέγεθος και οι τιμές του εξαρτώνται αποκλειστικά από τη σύσταση του ρευστού με αποτέλεσμα, όσο η πίεση του σχηματισμού ήταν μεγαλύτερη από την πίεση φυσαλίδας του υπάρχοντος ρευστού ($P^{res} > P_b$), η σύσταση του ρευστού που εισέρχονταν στη γεώτρηση και επομένως η τιμή του GOR^{Total} παρέμεινε σταθερή και ίση με $104.34 \text{ (m}^3/\text{m}^3)$. Όταν η πίεση του ταμιευτήρα μειώθηκε κάτω από την πίεση φυσαλίδας του ρευστού, και το ρευστό έγινε διφασικό, η τιμή του συνολικού λόγου αερίου/πετρελαίου μειώθηκε διότι παρόλο που σχηματίστηκε αέρια φάση στο σχηματισμό, πραγματοποιούνταν άντληση μόνο από τη ζώνη πετρελαίου δεδομένου ότι οι θέσεις των διατρήσεων ήταν χαμηλότερα από τη διεπιφάνεια μεταξύ της υγρής και αέριας φάσης.

Όσο ο ταμιευτήρας του Πρίνου ήταν μονοφασικός, η ποσότητα πετρελαίου και φυσικού αερίου που παράχθηκε στην επιφάνεια ήταν $2.04 \cdot 10^6 \text{ m}^3$ ($12.83 \cdot 10^6 \text{ sbbl}$) και $2.13 \cdot 10^8 \text{ m}^3$ ($7.52 \cdot 10^9 \text{ ft}^3$) αντίστοιχα. Επίσης, από τη σχέση:

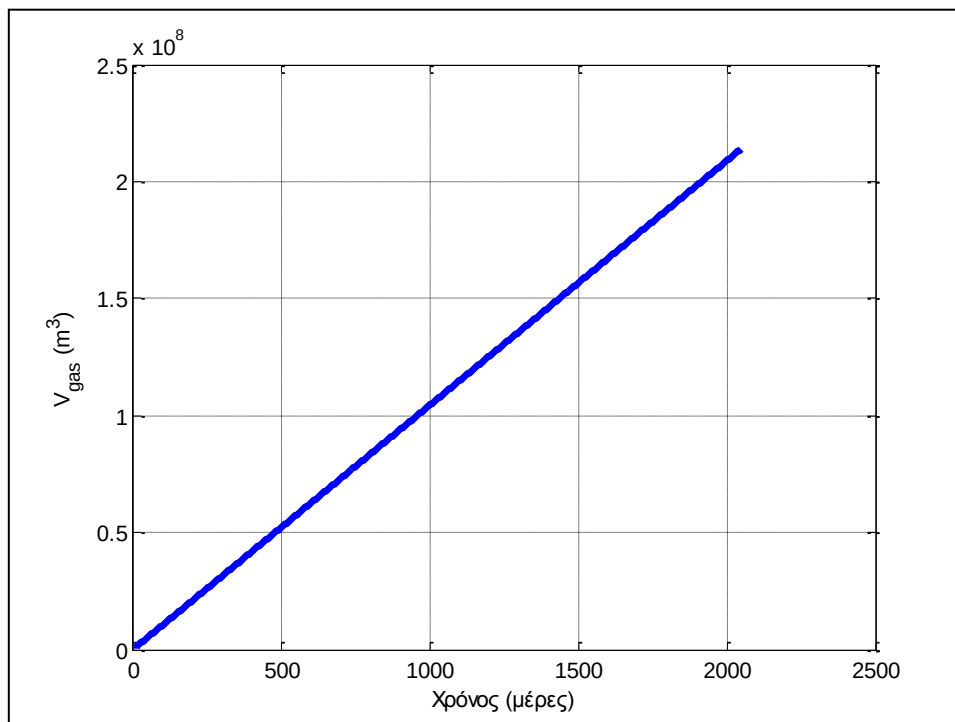
$$\text{Ποσοστό (\%)} = \frac{\text{Παραγόμενος όγκος πετρελαίου (} P^{res} \geq P_b \text{)}}{\text{Αρχικός όγκος πετρελαίου}} = \frac{12.83 \cdot 10^6 \text{ sbbl}}{188.7 \cdot 10^6 \text{ bbl}} = 6.8 \quad (4.31)$$

προσδιορίστηκε ο όγκος του παραγόμενου πετρελαίου στην επιφάνεια σαν ποσοστό επί τις εκατό του αρχικού πετρελαίου που υπήρχε στους πόρους του κοιτάσματος του Πρίνου στις

αρχικές συνθήκες πίεσης και θερμοκρασίας του ταμιευτήρα. Στα Διαγράμματα 4.10 – 4.11 απεικονίζεται ο όγκος του παραγόμενου πετρελαίου και του φυσικού αερίου στην επιφάνεια, έως ότου η πίεση του σχηματισμού έφτασε την πίεση φυσαλίδας του ρευστού του Πρίνου, συναρτήσει του χρόνου.



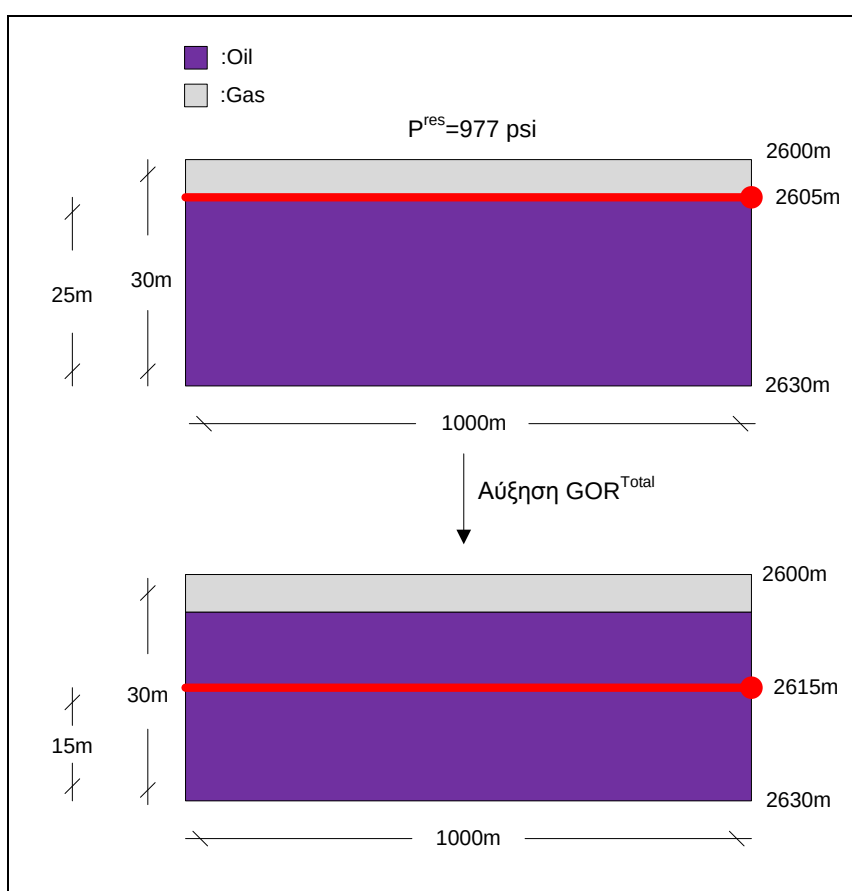
Διάγραμμα 4.10: Όγκος παραγόμενου πετρελαίου σε κανονικές συνθήκες ($P^{res} \geq P_b$).



Διάγραμμα 4.11: Όγκος παραγόμενου φυσικού αερίου σε κανονικές συνθήκες ($P^{res} \geq P_b$).

Όσο η παραγωγή πετρελαίου συνεχίζονταν και η πίεση του ταμιευτήρα μειώνονταν ακόμα περισσότερο κάτω από την πίεση φυσαλίδας, η διεπιφάνεια προσέγγιζε τη θέση στην οποία ορίστηκαν αρχικά οι διατρήσεις (σε βάθος 2605m) με αποτέλεσμα να παρατηρηθεί ξαφνική αύξηση του GOR^{Total} ($GOR^{Total} = 161.55 \text{ m}^3/\text{m}^3$) μόλις η διεπιφάνεια προσέγγισε το επίπεδο των διατρήσεων. Η αύξηση του GOR^{Total} οφείλονταν και στην άντληση ρευστού από την ελεύθερη φάση αερίου του ταμιευτήρα. Επομένως, κρίθηκε αναγκαία η αλλαγή των αρχικών θέσεων των διατρήσεων, διότι σε αντίθετη περίπτωση θα παράγονταν όλο και μεγαλύτερες ποσότητες αερίου στην επιφάνεια και κατ' επέκταση η τιμή του GOR^{Total} όλο και θα αυξάνονταν, σε βαθμό όπου η υπάρχουσα επιφανειακή εγκατάσταση δεν θα ήταν ικανή πλέον να διαχωρίσει επαρκώς τα παραγόμενα ρευστά. Η πίεση του ταμιευτήρα στην οποία παρατηρήθηκε ραγδαία αύξηση του GOR^{Total} ήταν 977 psi. Δεδομένης της μεγάλης αύξησης του συνολικού λόγου αερίου/πετρελαίου, κρίθηκε σκόπιμο πως έπρεπε να μεταβληθούν οι αρχικές θέσεις των διατρήσεων (2605m, Διάγραμμα 4.9).

Οι νέες θέσεις των διατρήσεων τοποθετήθηκαν σε βάθος 2615m, δηλαδή 15m από τον πυθμένα του ταμιευτήρα, έτσι ώστε να μην προκύψει σύντομα παρόμοιο πρόβλημα. Με τη μετατόπιση αυτή, άρχισαν ξανά να αντλούνται μόνο ποσότητες πετρελαίου και οι τιμές του GOR^{Total} μειώθηκαν σε λογικά επίπεδα ($GOR^{Total} = 89.85 \text{ m}^3/\text{m}^3$).

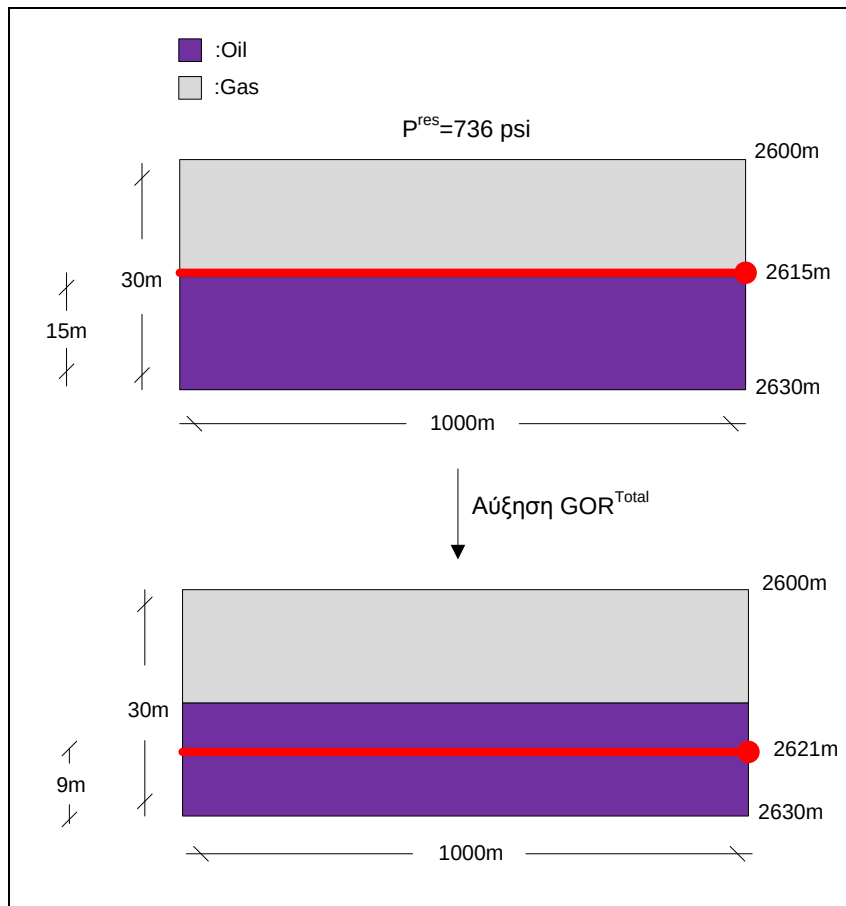


Σχήμα 4.1: Μετατόπιση των θέσεων των διατρήσεων σε βάθος 2615m λόγω αύξησης των τιμών του GOR^{Total} .

Η περαιτέρω εκμετάλλευση του κοιτάσματος υδρογονανθράκων του Πρίνου προκαλούσε συνεχή ταπείνωση της διεπιφάνειας, και δεδομένου ότι η διεπιφάνεια

βρίσκονταν υψηλότερα από τη θέση των διατρήσεων και πραγματοποιούνταν άντληση στην επιφάνεια μόνο πετρελαίου, το GOR^{Total} έδινε τιμές της τάξεως των 67 – 68 (m^3/m^3). Το πετρέλαιο του ταμιευτήρα καθώς ήταν σε θερμοδυναμική ισορροπία με το υπερκείμενο αέριο βρισκόταν στο σημείο φυσαλίδας του άρα κάθε επόμενη μείωση της πίεσης, λόγω παραγωγής, προκαλούσε απελευθέρωση επιπρόσθετων ποσοτήτων αερίου. Το πετρέλαιο του ταμιευτήρα με την πάροδο του χρόνου γίνονταν πιο βαρύ με αποτέλεσμα να μειώνονταν όλο και περισσότερο οι τιμές του GOR^{Total} .

Όταν η πίεση του σχηματισμού έφτασε τα 736 psi, η διεπιφάνεια πλησίαζε ξανά τις νέες θέσεις των διατρήσεων, αντλήθηκαν ποσότητες ελεύθερου αερίου και παρατηρήθηκε αύξηση του GOR^{Total} στην επιφάνεια. Στην πίεση αυτή, η τιμή του GOR^{Total} αυξήθηκε στα 84.97 (m^3/m^3). Κρίθηκε επομένως αναγκαία η μετατόπιση της θέσης των διατρήσεων, σε χαμηλότερο βάθος για να πραγματοποιείται μόνο άντληση πετρελαίου. Οι νέες θέσεις διατρήσεων καθορίστηκαν σε βάθος 2621m έτσι ώστε να βρίσκονται στην επιθυμητή ζώνη άντλησης πετρελαίου. Με τη μετατόπιση των διατρήσεων στο βάθος αυτό, η τιμή του GOR^{Total} μειώθηκε σε 67.38 (m^3/m^3).



Σχήμα 4.2: Μετατόπιση των θέσεων των διατρήσεων σε βάθος 2621m λόγω αύξησης των τιμών του GOR^{Total} .

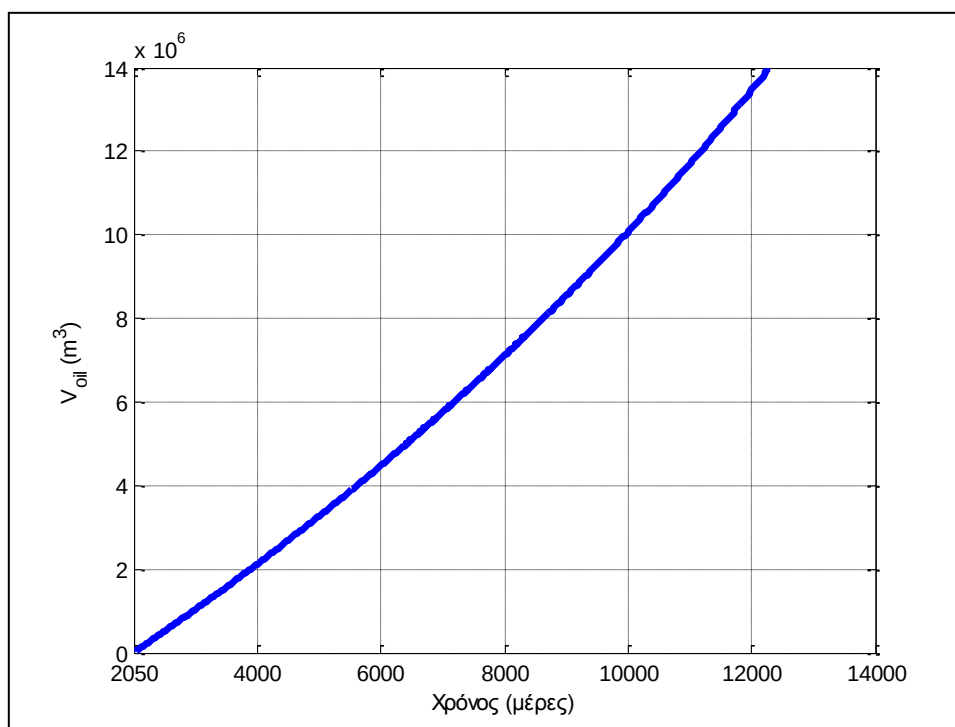
Όταν η πίεση του ταμιευτήρα έφτασε τα 630 psi, η διεπιφάνεια προσέγγισε ξανά τις θέσεις των διατρήσεων. Στο σημείο αυτό, θεωρήθηκε ότι οι διατρήσεις δεν μπορούν για τεχνικούς λόγους να μετατοπιστούν σε χαμηλότερο βάθος του ταμιευτήρα. Επομένως, πραγματοποιήθηκε η ανάκτηση περαιτέρω ποσοτήτων υδρογονανθράκων, με υψηλή τιμή του GOR^{Total} , κάτι το οποίο συνηθίζεται σε ταμιευτήρες πετρελαίου που παράγουν υπό

χαμηλή πίεση. Η πίεση στην οποία η εκμετάλλευση του κοιτάσματος τερματίστηκε ήταν 629 psi και η τιμή του GOR^{Total} , στην πίεση αυτή, είχε φτάσει $234.44 \text{ (m}^3/\text{m}^3\text{)}$.

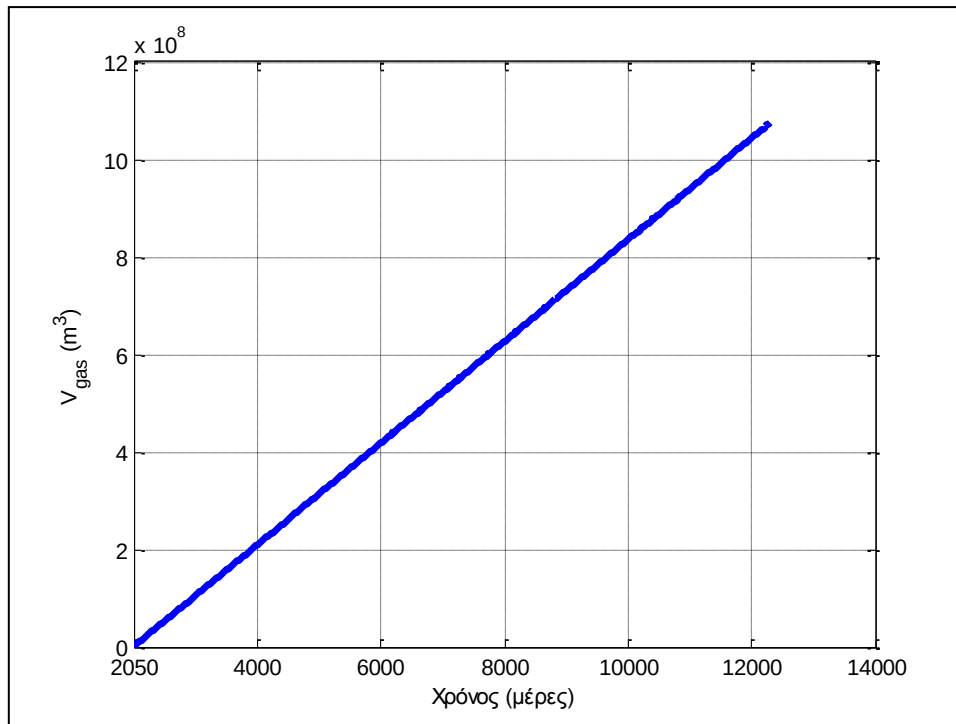
Όσο ο ταμιευτήρας του Πρίνου ήταν διφασικός, η ποσότητα πετρελαίου και φυσικού αερίου που παράχθηκε στην επιφάνεια ήταν $14.26 \cdot 10^6 \text{ m}^3$ ($89.69 \cdot 10^6 \text{ sbbl}$) και $10.75 \cdot 10^8 \text{ m}^3$ ($37.96 \cdot 10^9 \text{ ft}^3$) αντίστοιχα. Επίσης, από τη σχέση:

$$\text{Ποσοστό(\%)} = \frac{\text{Παραγόμενος όγκος πετρελαίου (P}^{res} < P_b)}{\text{Αρχικός όγκος πετρελαίου}} = \frac{89.69 \cdot 10^6 \text{ sbbl}}{188.7 \cdot 10^6 \text{ bbl}} = 47.53 \quad (4.32)$$

προσδιορίστηκε ο όγκος του παραγόμενου πετρελαίου στην επιφάνεια σαν ποσοστό επί τις εκατό του αρχικού πετρελαίου που υπήρχε στους πόρους του κοιτάσματος του Πρίνου στις αρχικές συνθήκες πίεσης και θερμοκρασίας του ταμιευτήρα. Στα Διαγράμματα 4.12 - 4.13 απεικονίζεται ο όγκος του παραγόμενου πετρελαίου και του φυσικού αερίου στην επιφάνεια, αφότου η πίεση του σχηματισμού έπεσε κάτω από την πίεση φυσαλίδας του ρευστού του Πρίνου, συναρτήσει του χρόνου.

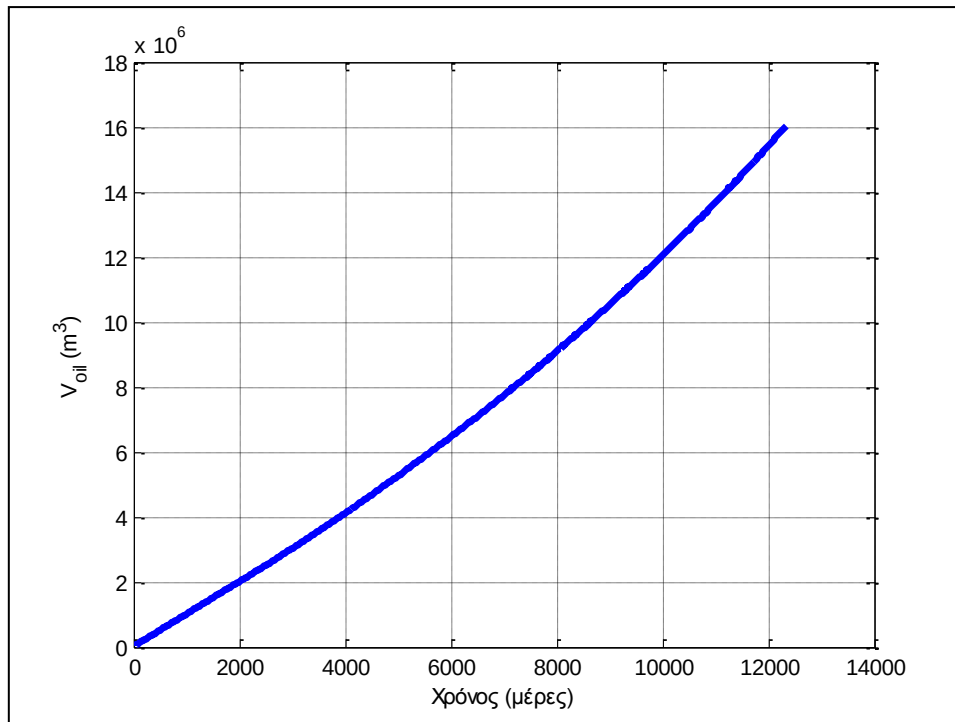


Διάγραμμα 4.12: Όγκος παραγόμενου πετρελαίου σε κανονικές συνθήκες ($P^{res} < P_b$).

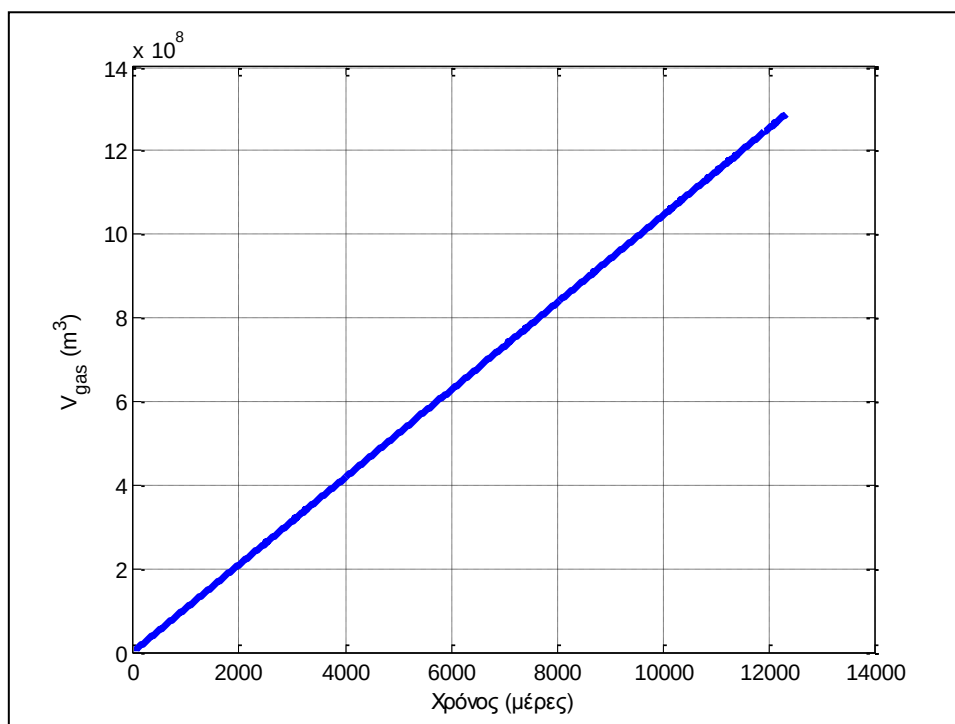


Διάγραμμα 4.13: Όγκος παραγόμενου φυσικού αερίου σε κανονικές συνθήκες ($P^{res} < P_b$).

Επομένως, βάσει του σχεδίου παραγωγής που ακολουθήθηκε οι συνολικές ποσότητες πετρελαίου και φυσικού αερίου που παρήχθησαν στην επιφάνεια ήταν $16.3 \cdot 10^6 m^3$ ($102.52 \cdot 10^6 sbbl$) και $12.88 \cdot 10^8 m^3$ ($45.48 \cdot 10^9 ft^3$) αντίστοιχα, ενώ το συνολικό ποσοστό αποληψιμότητας ήταν 54.33%. Στα Διαγράμματα 4.14 – 4.15 απεικονίζεται ο αθροιστικός όγκος των παραχθέντων φάσεων (πετρέλαιο, φυσικό αέριο) σε κανονικές συνθήκες συναρτήσει του χρόνου. Από τα διαγράμματα αυτά, μπορεί να προσδιοριστεί το χρονικό διάστημα το οποίο απαιτείται για να παραχθεί μία συγκεκριμένη αθροιστική παραγωγή στην επιφάνεια. Για παράδειγμα, προσδιορίστηκε ότι για να παραχθούν στην επιφάνεια $5 \cdot 10^6 m^3$ ($31.45 \cdot 10^6 sbbl$) πετρέλαιο απαιτούνται 4783 μέρες (13.1 έτη), ενώ για να παραχθεί η ίδια ποσότητα φυσικού αερίου στην επιφάνεια απαιτούνται μόλις 42 ημέρες.



Διάγραμμα 4.14: Αθροιστικός όγκος παραγόμενου πετρελαίου σε κανονικές συνθήκες, $V_{oil} (m^3)$.



Διάγραμμα 4.15: Αθροιστικός όγκος παραγόμενου φυσικού αερίου σε κανονικές συνθήκες, $V_{gas} (m^3)$.

Το πρόγραμμα παραγωγής που εφαρμόστηκε για τον ταμιευτήρα του Πρίνου απεικονίζεται στο Διάγραμμα 4.16. Στο διάγραμμα αυτό, αναγράφονται οι θέσεις των διατρήσεων που ορίστηκαν, η θέση της διεπιφάνειας μεταξύ της υγρής και αέριας φάσης καθώς και οι τιμές των πιέσεων του ταμιευτήρα στις οποίες ο συνολικός λόγος αερίου/πετρελαίου, GOR^{Total} , αυξήθηκε ραγδαία γεγονός που προκάλεσε την ανάγκη όρυξης νέων διατρήσεων παραγωγής.

Πίεση ταμιευτήρα (psi)	Βάθος διατρήσεων (m)	Βάθος διεπιφάνειας (m)
6515	2605	-
1157 (P_b)	2605	2600.1
977	2605	2605 Αύξηση GOR^{Total} → 1 ^η μετατόπιση διατρήσεων
977	2615	2605
736	2615	2615 Αύξηση GOR^{Total} → 2 ^η μετατόπιση διατρήσεων
736	2621	2615
630	2621	2621 Αύξηση GOR^{Total}
629	2621	2621.5

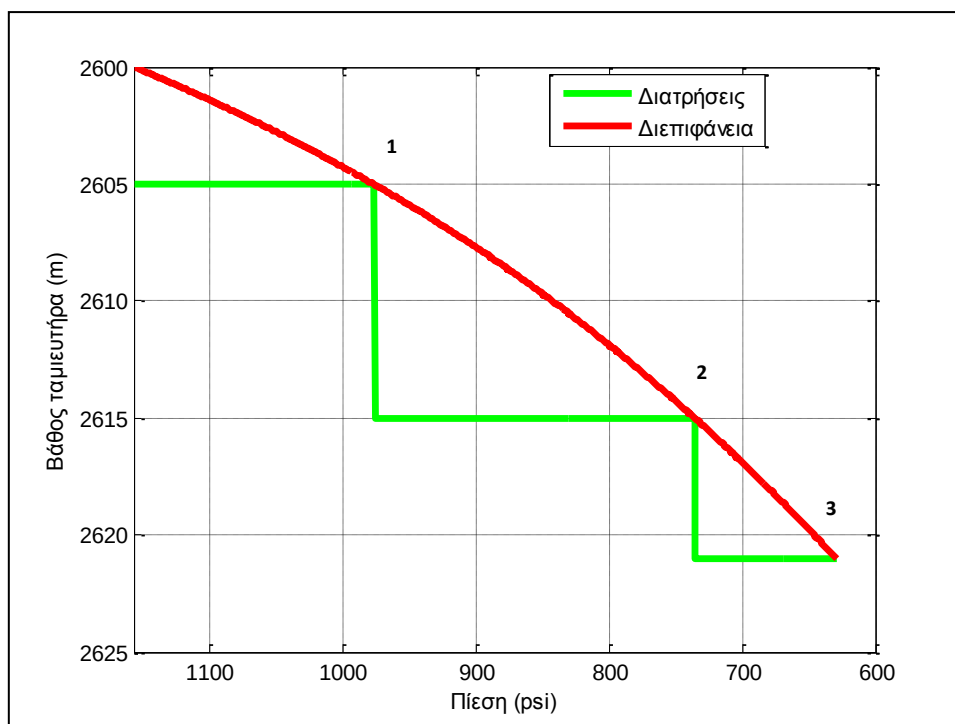
Διάγραμμα 4.16: Πρόγραμμα παραγωγής του κοιτάσματος του Πρίνου.

Βάσει του παραπάνω προγράμματος παραγωγής που επιλέχθηκε να εφαρμοστεί για το κοίτασμα υδρογονανθράκων του Πρίνου, προέκυψαν διάφορα διαγράμματα τα οποία χρησιμοποιήθηκαν για την αξιολόγηση του προγράμματος που υιοθετήθηκε. Συγκεκριμένα, δημιουργήθηκαν τα εξής διαγράμματα:

- Σύγκριση θέσεων διατρήσεων (perforations) – διεπιφάνειας (interface)
- Συνολικός λόγος αερίου/πετρελαίου (Gas-Oil ratio, GOR^{Total})
- Σύγκριση συγκεντρώσεων βαρέως κλάσματος (C_{7+}) και υδροθείου (H_2S) στο διαχωριστήρα (separator)
- Πυκνότητα πετρελαίου στον ταμιευτήρα (d_{oil})
- Πίεση ταμιευτήρα

Τα μεγέθη παρουσιάζονται στα διαγράμματα ως συνάρτηση της επικρατούσας πίεσης, δηλαδή της πίεσης που επικρατούσε κάθε χρονική στιγμή μέσα στον ταμιευτήρα. Ενώ, μέσω της επιθυμητής παροχής που ορίστηκε δημιουργήθηκε ένα προσεγγιστικό διάγραμμα της πίεσης του ταμιευτήρα συναρτήσει του χρόνου.

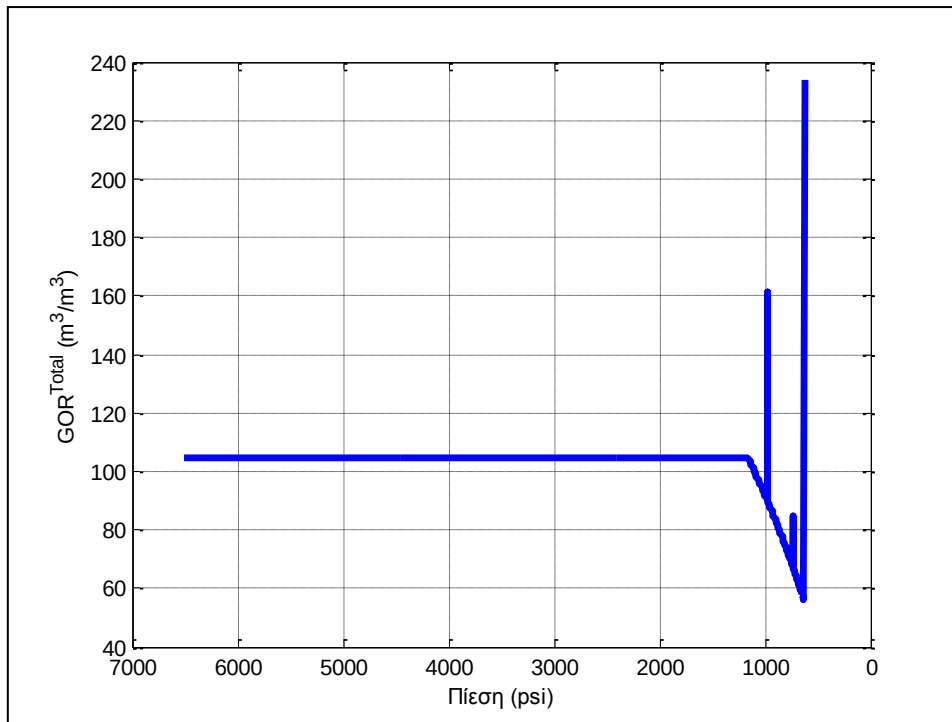
Στο Διάγραμμα 4.17 απεικονίζονται οι μεταβολές της θέσης της διεπιφάνειας μεταξύ της υγρής και αέριας φάσης (κόκκινη γραμμή) και των θέσεων των διατρήσεων που ορίστηκαν (πράσινη γραμμή) συναρτήσει της επικρατούσας πίεσης του σχηματισμού. Το διάγραμμα αυτό, απεικονίζει και τις πιέσεις του ταμιευτήρα στις οποίες απαιτήθηκε η αλλαγή των θέσεων των διατρήσεων, επαληθεύοντας κατά αυτό τον τρόπο το Διάγραμμα 4.16. Η αρχική θέση των διατρήσεων απεικονίζεται στο Διάγραμμα 4.17 με το 1, η πρώτη αλλαγή των θέσεών τους με το 2, ενώ η δεύτερη και τελευταία αλλαγή με το 3. Βάσει του διαγράμματος αυτού ερμηνεύονται οι μεταβολές των τιμών του συνολικού λόγου αερίου/πετρελαίου, GOR^{Total} , στο Διάγραμμα 4.18.



Διάγραμμα 4.17: Σύγκριση θέσεων διατρήσεων (perforations) – διεπιφάνειας (interface) συναρτήσει της πίεσης του ταμιευτήρα.

Όπως παρατηρείται από το Διάγραμμα 4.18 και είναι αναμενόμενο, οι τιμές του συνολικού λόγου αερίου/πετρελαίου παρέμειναν σταθερές όσο η πίεση του σχηματισμού ήταν μεγαλύτερη από την πίεση φυσαλίδας του ρευστού. Όταν η πίεση του ταμιευτήρα υποχώρησε κάτω από την πίεση φυσαλίδας, λόγω άντλησης ρευστών από τον ταμιευτήρα, σχηματίστηκε δεύτερη (αέρια) φάση και η σύσταση του υγρού μεταβλήθηκε.

Παρόλο που σε πιέσεις μικρότερες από 1157 psi το ρευστό του ταμιευτήρα είναι διφασικό (υγρό και αέριο), πραγματοποιείται άντληση μόνο πετρελαίου διότι οι θέσεις των διατρήσεων βρίσκονται σε χαμηλότερο βάθος από αυτό της διεπιφάνειας (Διάγραμμα 4.17) με αποτέλεσμα οι τιμές του GOR^{Total} να μειώνονται (Διάγραμμα 4.18). Ωστόσο, όταν η διεπιφάνεια μεταξύ αερίου/πετρελαίου προσέγγισε τις αρχικές θέσεις των διατρήσεων που ορίστηκαν (σημείο 1), το GOR^{Total} αυξήθηκε ξαφνικά λόγω της άντλησης σημαντικών ποσοτήτων αερίου. Οι τιμές του GOR^{Total} έφτασαν σε υψηλά επίπεδα φανερώνοντας ότι οι θέσεις των διατρήσεων έπρεπε να μετατοπιστούν χαμηλότερα. Το ίδιο φαινόμενο παρατηρήθηκε και τις άλλες δύο φορές που η διεπιφάνεια προσέγγισε τις διατρήσεις.



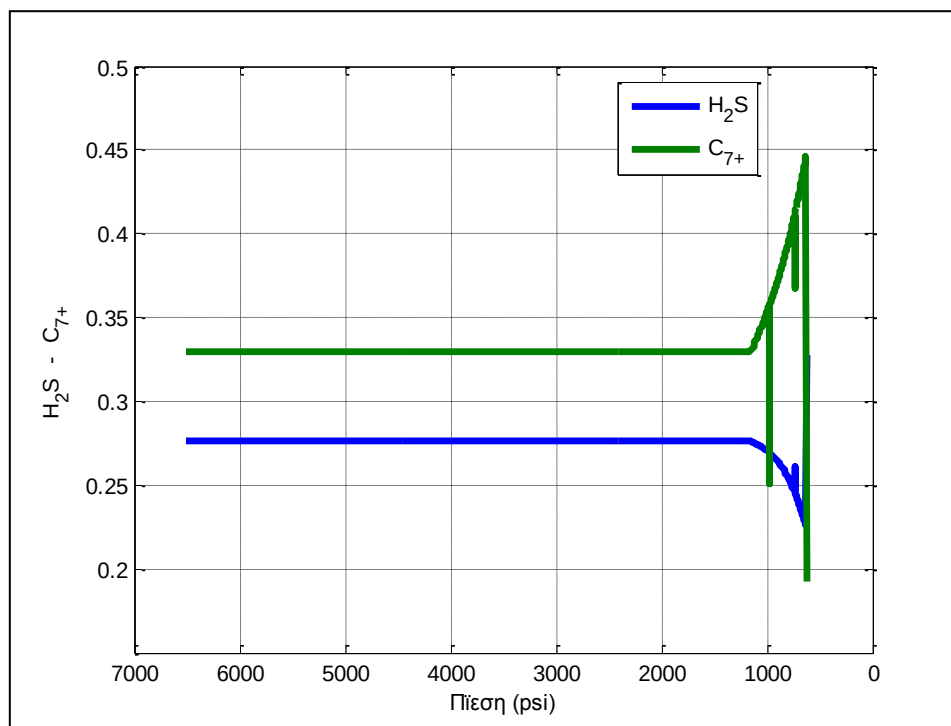
Διάγραμμα 4.18: Μεταβολή του συνολικού λόγου αερίου/πετρελαίου (Gas-Oil ratio, GOR^{Total}) κατά τη διάρκεια της εκμετάλλευσης του κοιτάσματος του Πρίνου.

Οι αυξήσεις των τιμών του GOR^{Total} πραγματοποιούνται σταδιακά και όχι στιγμιαία. Στο Διάγραμμα 4.18 δεν παρατηρείται αυτό διότι η κλίμακα του εύρους της πίεσης είναι μεγάλη. Ωστόσο, αν απομονωθεί η κάθε αύξηση του GOR^{Total} θα παρατηρηθεί ότι οι τιμές του αυξάνονται σταδιακά. Αντίθετα, οι τιμές του δεν μειώνονται ομαλά αλλά απότομα, διότι η μετατόπιση των διατρήσεων σε χαμηλότερο βάθος πραγματοποιείται στιγμιαία (Σχήμα 4.1 – 4.2).

Η μετατόπιση των θέσεων των διατρήσεων κατά αυτό τον τρόπο, έχει σαν συνέπεια τη σημαντική και ταυτοχρόνως απότομη αλλαγή των συστάσεων των ρευστών που εισέρχονται στη γεώτρηση παραγωγής. Δεδομένου ότι η περιεκτικότητα του βαρέως κλάσματος αλλά και του υδροθείου στο ρευστό του Πρίνου είναι μεγάλη, κρίθηκε σκόπιμο να παρατηρηθούν οι μεταβολές των συγκεντρώσεων αυτών στο σύστημα διαχωρισμού, όταν η διεπιφάνεια προσέγγισε για πρώτη, δεύτερη και τρίτη φορά τις θέσεις των διατρήσεων. Όπως παρατηρείται από το Διάγραμμα 4.19 οι συγκεντρώσεις των δύο συστατικών στο διαχωριστήρα παρέμειναν σταθερές, όσο το ρευστό του ταμιευτήρα ήταν μονοφασικό υγρό. Ωστόσο, όταν η πίεση του ταμιευτήρα έπεσε κάτω από την πίεση φυσαλίδας του ρευστού παρατηρήθηκαν στο διαχωριστήρα μεγάλες αλλαγές στις συγκεντρώσεις τους.

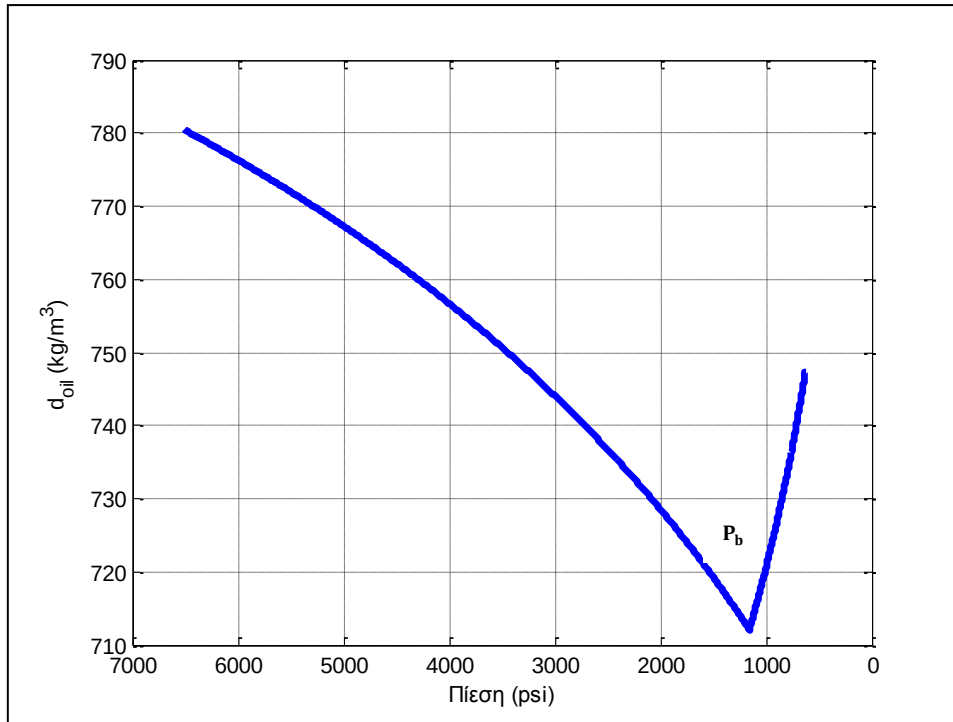
Αρχικά, η συγκέντρωση του υδροθείου (μπλε γραμμή) μειώνονταν ενώ αντίθετα του βαρέως κλάσματος (πράσινη γραμμή) αυξάνονταν διότι στην επιφάνεια αντλούνταν ποσότητες μόνο πετρελαίου, δεδομένου ότι οι διατρήσεις βρίσκονταν χαμηλότερα από τη θέση της διεπιφάνειας. Όταν η διεπιφάνεια προσέγγισε την πρώτη θέση των διατρήσεων αυξήθηκε η συγκέντρωση του υδροθείου και ταυτόχρονα μειώθηκε η συγκέντρωση του βαρέως κλάσματος διότι η διεπιφάνεια μετατοπίστηκε σε χαμηλότερο βάθος από αυτό των

διατρήσεων και αντλήθηκαν σημαντικές ποσότητες αερίου στην επιφάνεια. Το ίδιο φαινόμενο παρατηρείται και τις άλλες δύο φορές που η διεπιφάνεια προσέγγισε και ξεπέρασε τις θέσεις που ορίστηκαν για τις διατρήσεις. Να σημειωθεί, ότι οι μεταβολές των συγκεντρώσεων του βαρέως κλάσματος και του υδροθείου στο διαχωριστήρα διαρκούν ελάχιστα διότι η μετατόπιση των διατρήσεων πραγματοποιείται σε μικρό χρονικό διάστημα αφότου παρατηρηθεί αύξηση στην τιμή του GOR^{Total} .



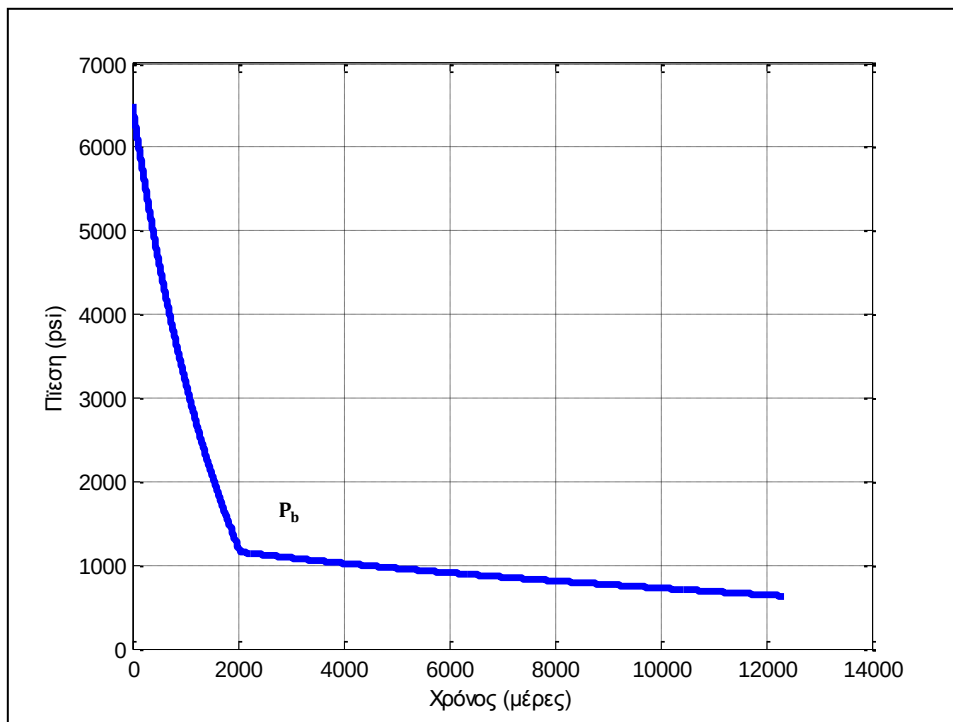
Διάγραμμα 4.19: Συγκέντρωση βαρέως κλάσματος και υδροθείου στην τροφοδοσία του διαχωρισμού (separator) κατά τη διάρκεια της εκμετάλλευσης.

Κατά τη διάρκεια της εκμετάλλευσης του Πρίνου, η πυκνότητα του πετρελαίου του ταμιευτήρα μεταβάλλονταν αισθητά. Αρχικά, η πυκνότητά του μειώνονταν εξαιτίας της μείωσης της επικρατούσας πίεσης του ταμιευτήρα. Ωστόσο, όταν η πίεση του κοιτάσματος υποχώρησε κάτω από την πίεση φυσαλίδας, όπως φαίνεται και από το Διάγραμμα 4.20, η πυκνότητα του υγρού αυξήθηκε όπως αναμενόταν.



Διάγραμμα 4.20: Πυκνότητα πετρελαίου σε συνθήκες ταμιευτήρα, d_{oil} (kg/m^3).

Δημιουργήθηκε επίσης το διάγραμμα της πίεσης συναρτήσει του χρόνου έτσι ώστε να προσδιοριστεί μετά από πόσο χρονικό διάστημα, μετά την έναρξη της παραγωγής του κοιτάσματος του Πρίνου, η πίεση του κοιτάσματος θα μειωθεί κάτω από την πίεση φυσαλίδας του ρευστού και θα δημιουργηθεί δεύτερη φάση επηρεάζοντας έτσι την παραγωγή.



Διάγραμμα 4.21: Μεταβολή της πίεσης του ταμιευτήρα ως συνάρτηση του χρόνου.

Από το διάγραμμα αυτό προσδιορίστηκε ότι θα σχηματιστεί αέριο στον ταμιευτήρα μετά από 2046 μέρες (5.6 έτη) συνεχούς εκμετάλλευσης. Σε περίπτωση που η παροχή αλλάξει, το Διάγραμμα 4.21, και κατά συνέπεια τα αποτελέσματα που θα εξαχθούν από αυτό, θα μεταβληθούν αναλόγως. Για παράδειγμα, αν ο χρήστης ορίσει μεγαλύτερη ημερήσια παροχή πετρελαίου και αερίου, θα χρειαστεί μικρότερο προφανώς χρονικό διάστημα για να μειωθεί η πίεση του κοιτάσματος κάτω από την πίεση φυσαλίδας (π.χ. 1500 μέρες).

Όπως παρατηρείται από το Διάγραμμα 4.21, στην αρχή η πίεση του σχηματισμού μειώνεται με ιδιαίτερα γρήγορο ρυθμό, πράγμα το οποίο δείχνει ότι θα πρέπει να εφαρμοστούν μέθοδοι δευτερογενούς παραγωγής (π.χ. εισπίεση αερίου) έτσι ώστε να διατηρηθεί η πίεση του ταμιευτήρα για μεγαλύτερο διάστημα υψηλότερα από την πίεση φυσαλίδας του ρευστού του Πρίνου. Συγκεκριμένα, η δευτερογενής παραγωγή θα πρέπει να εφαρμοστεί μικρό χρονικό διάστημα μετά την έναρξη της παραγωγής και προτού σχηματιστεί δεύτερη φάση, δεδομένου ότι η πίεση του ταμιευτήρα μειώνεται κατά 1411 psi σε ένα μόλις χρόνο, με την παροχή η οποία ορίστηκε εξαρχής να χαρακτηρίζεται ιδιαίτερα χαμηλή.

ΚΕΦΑΛΑΙΟ 5^ο

ΣΥΜΠΕΡΑΣΜΑΤΑ

Στην παρούσα διπλωματική εργασία αναπτύχθηκε ένα μαθηματικό μοντέλο προσομοίωσης της διαδικασίας ισοζυγίου μάζας για την παραγωγή πετρελαϊκών ρευστών από υπόγειους ταμιευτήρες υδρογονανθράκων. Ο ταμιευτήρας πετρελαίου αντιμετωπίζεται ως μία ενιαία δεξαμενή (tank model) με δεδομένο όγκο καθώς και σύσταση ρευστών, πίεση και θερμοκρασία για κάθε συγκεκριμένη χρονική στιγμή. Ο προσομοιωτής θεωρεί ότι ο διαχωρισμός των φάσεων του ταμιευτήρα επιτυγχάνεται διά της βαρύτητας (gravity segregation) και ότι δεν υπάρχει ελεύθερη ποσότητα νερού σε αυτόν. Το μοντέλο αναπτύχθηκε κατά τέτοιο τρόπο έτσι ώστε να είναι δυνατή η εφαρμογή του σε ταμιευτήρες, τα περιεχόμενα ρευστά των οποίων χαρακτηρίζονται είτε ως μονοφασικά (oil, gas reservoirs) είτε ως διφασικά (gas cap), με οιοδήποτε αριθμό συστατικών. Σε κάθε στάδιο της προσομοίωσης της εκμετάλλευσης του κοιτάσματος μελετάται η θερμοδυναμική συμπεριφορά των ρευστών με χρήση κυβικών καταστατικών εξισώσεων και σε συνδυασμό με τους αλγορίθμους του προβλήματος θερμοδυναμικής ευστάθειας, του διαχωρισμού αέριας και υγρής φάσης και του προσδιορισμού πίεσης σημείου φυσαλίδας. Το μαθηματικό μοντέλο προσομοίωσης υποστηρίζει τη μεταβολή των θέσεων των διατρήσεων παραγωγής κατά τη διάρκεια της εκμετάλλευσης του ταμιευτήρα καθώς επίσης και του αριθμού και των συνθηκών λειτουργίας των διαχωριστήρων στο σύστημα επιφανείας. Ο προσομοιωτής δημιουργεί κατάλληλα διαγράμματα μέσω των οποίων παρακολουθείται η συνολική παραγωγή ρευστών και ο λόγος αερίου/πετρελαίου έτσι ώστε να αποτιμηθεί η απόδοση του σχεδίου παραγωγής. Το μοντέλο προσομοίωσης εφαρμόστηκε στο κοιτάσμα πετρελαίου του Πρίνου. Αρχικά, αναπτύχθηκε και κατόπιν ρυθμίστηκε το θερμοδυναμικό μοντέλο της καταστατικής εξίσωσης που διέπει τη συμπεριφορά του ρευστού του Πρίνου. Στη συνέχεια, αναπτύχθηκε το φυσικό μοντέλο του ταμιευτήρα και μέσω πολλαπλών προσπαθειών εύρεσης των βέλτιστων θέσεων των διατρήσεων υιοθετήθηκε ένα σχέδιο παραγωγής. Τέλος, παρήχθησαν διάφορα διαγράμματα τα οποία χρησιμοποιήθηκαν για την αξιολόγηση του σχεδίου αυτού.

Από τη μελέτη που πραγματοποιήθηκε προέκυψαν τα ακόλουθα συμπεράσματα:

Αλλαγή του σχεδίου παραγωγής όταν η τιμή του συνολικού λόγου αερίου/πετρελαίου αυξάνεται

Από την εφαρμογή του προσομοιωτή στο κοιτάσμα υδρογονανθράκων του Πρίνου, διαπιστώθηκε ότι απαιτείται ιδιαίτερη προσοχή για την πρόληψη φαινομένων κατακόρυφης αύξησης του λόγου αερίου/πετρελαίου (GOR). Όταν το ρευστό του ταμιευτήρα είναι διφασικό και η διεπιφάνεια μεταξύ της υγρής και αέριας φάσης βρίσκεται σε μεγαλύτερο βάθος από αυτό των διατρήσεων πραγματοποιείται άντληση ποσοτήτων φυσικού αερίου σχεδόν αποκλειστικά και επομένως το επιφανειακό σύστημα διαχωρισμού καλείται να λειτουργήσει σε συνθήκες διαφορετικές από αυτές για τις οποίες σχεδιάστηκε. Ο προσομοιωτής υλοποιήθηκε κατά τέτοιο τρόπο προκειμένου να επιτρέπει την πρόβλεψη τέτοιων φαινομένων και την έγκαιρη αντιμετώπισή τους με αλλαγή του πλάνου παραγωγής. Όταν παρατηρηθεί ραγδαία αύξηση στην τιμή του λόγου αερίου/πετρελαίου μετατοπίζονται κατάλληλα οι θέσεις των διατρήσεων με σκοπό τη βελτιστοποίηση της συνολικής παραγωγής του αργού πετρελαίου στο τανκ και την αριστοποίηση της παραγωγής.

Επίδραση της συμπιεστότητας στην παραγωγή ρευστών

Από την προσομοίωση που πραγματοποιήθηκε στο κοίτασμα του Πρίνου, διαπιστώθηκε ότι κατά τη διάρκεια της εκμετάλλευσής του ο ρυθμός μεταβολής της πίεσης ως προς την παραγωγή μεταβάλλεται αισθητά. Συγκεκριμένα, παρατηρήθηκε ότι όσο η πίεση του ταμειυτήρα είναι μεγαλύτερη από την πίεση φυσαλίδας του ρευστού (μονοφασικό υγρό) ο όγκος πετρελαίου και αερίου που παράγεται στην επιφάνεια για μία συγκεκριμένη πτώση πίεσης του ταμειυτήρα (π.χ. $\Delta P=1\text{psi}$) είναι σημαντικά μικρότερος συγκριτικά με όταν το ρευστό του ταμειυτήρα είναι διφασικό. Επομένως, η επικρατούσα πίεση στον ταμειυτήρα φθίνει ταχύτερα όταν αυτός περιέχει μονοφασικό υγρό. Το γεγονός αυτό αποδίδεται στην τελείως διαφορετική συμπιεστότητα του συστήματος πριν και μετά την πίεση φυσαλίδας καθώς η συμπιεστότητα στην αρχή είναι πολύ μικρή ενώ στη συνέχεια μεγαλώνει λόγω της δημιουργίας αερίου. Η παρατήρηση αυτή συνάδει με τη γενικότερη διαπίστωση ότι ο μηχανισμός παραγωγής λόγω διαλυμένου αερίου παράγει με αργότερο ρυθμό (ως προς την πίεση) συγκριτικά με το μηχανισμό παραγωγής υπερκείμενης ζώνης αερίου.

Ρύθμιση θερμοδυναμικών μοντέλων

Από τη μελέτη που πραγματοποιήθηκε, διαπιστώθηκε ότι η εφαρμογή μοντέλων προσομοίωσης που χρησιμοποιούν κυβικές καταστατικές εξισώσεις δεν αποτελεί μία εύκολη διαδικασία δεδομένου ότι απαιτούνται διαθέσιμα πειραματικά δεδομένα καθώς και ρύθμιση του θερμοδυναμικού μοντέλου. Διαπιστώθηκε ότι η ρύθμιση ενός μοντέλου απαιτεί ιδιαίτερη εμπειρία και τροποποιήσεις πολλών παραμέτρων της καταστατικής εξίσωσης ώστε να εξαλειφτούν οι αποκλίσεις μεταξύ πειραματικών και υπολογισθέντων αποτελεσμάτων. Επομένως, η ρύθμιση η οποία έγινε στην παρούσα διπλωματική εργασία ως προς τις τιμές λίγων πειραματικών σημείων, έχει σαν αποτέλεσμα οι υπολογισμοί των ιδιοτήτων των ρευστών του Πρίνου να παρουσιάζουν μία σχετική ακρίβεια.

Να σημειωθεί επίσης, ότι ένα σύνηθες λάθος το οποίο πραγματοποιείται κατά τη διαδικασία ρύθμισης των θερμοδυναμικών μοντέλων είναι ότι ο χρήστης επιτρέπει στον αλγόριθμο ελαχιστοποίησης της απόκλισης να μεταβάλλει τις παραμέτρους της καταστατικής εξίσωσης με πλήρη ελευθερία, προκειμένου να επιτύχει τη μέγιστη ελαχιστοποίηση μεταξύ πειραματικών και υπολογισθέντων τιμών, χωρίς ωστόσο να λαμβάνει υπ' όψιν τα φυσικά χαρακτηριστικά αυτών των παραμέτρων. Πολλές φορές οι παράμετροι τροποποιούνται κατά τέτοιο τρόπο ώστε να παρατηρείται π.χ. ότι η κρίσιμη πίεση του C_{12} είναι μεγαλύτερη από αυτήν του C_{11} . Γίνεται επομένως κατανοητό, ότι απαιτείται μεγάλη προσοχή αλλά και επίγνωση του φυσικού προβλήματος από το χρήστη που επιθυμεί τη ρύθμιση ενός θερμοδυναμικού μοντέλου.

Προτάσεις για περαιτέρω μελέτη:

- Επέκταση της μελέτης παραγωγής πετρελαϊκών ρευστών σε υπόγειους ταμειυτήρες υδρογονανθράκων που περιέχουν νερό ή επικοινωνούν με γειτονικό ταμειυτήρα νερού. Η μελέτη αυτή κρίνεται αναγκαία δεδομένου ότι η παρουσία νερού στους πόρους των ταμειυτήρων υδρογονανθράκων αλλάζει το μηχανισμό παραγωγής του σχηματισμού και επιφέρει σημαντικές αλλαγές στην παραγωγή ρευστών στην επιφάνεια. Επίσης, η παρουσία νερού επιφέρει επιπρόσθετες

δυσκολίες στον προγραμματισμό του πλάνου παραγωγής που θα επιλεγεί να εφαρμοστεί.

- Μελέτη και δημιουργία διαγραμμάτων παραγωγής όταν η εκμετάλλευση του σχηματισμού πραγματοποιείται με υψηλή τιμή του λόγου του παραγόμενου αερίου/πετρελαίου (GOR) για μεγάλο χρονικό διάστημα. Αυτό έχει ιδιαίτερο ενδιαφέρον διότι κατά τη διάρκεια της εκμετάλλευσης ενός κοιτάσματος, όταν παρατηρηθεί αύξηση του λόγου αερίου/πετρελαίου απαιτείται σημαντικός χρόνος ώστε να παρθεί απόφαση για προσαρμογή του πλάνου παραγωγής και να τσιμεντωθούν (cementing) οι παλιές διατρήσεις αλλά και να διανοιγούν νέες σε διαφορετικά βάθη.
- Ιδιαίτερο ενδιαφέρον παρουσιάζει η επέκταση του μοντέλου κατά τρόπο ώστε τα μεγέθη που σχετίζονται με την παραγωγή να προσδιορίζονται και να εκφράζονται άμεσα ως προς το χρόνο και όχι ως προς την επικρατούσα μέση πίεση. Η επέκταση αυτή εισάγει σημαντικές μαθηματικές δυσκολίες δεδομένου ότι ο προσδιορισμός της μεταβολής της κατάστασης του ταμιευτήρα μετά από χρόνο Δt (αντί για πτώση πίεσης Δp) απαιτεί την επίλυση συστημάτων μη γραμμικών εξισώσεων και κατ' επέκταση τη χρήση επαναληπτικών αριθμητικών μεθόδων σε κάθε επιμέρους βήμα των υπολογισμών. Ωστόσο, θα οδηγήσει σε μία ρεαλιστικότερη προσέγγιση της εξέλιξης του ταμιευτήρα ως προς τον πραγματικό χρόνο, ο οποίος αποτελεί σημαντικό παράγοντα προσδιορισμού της οικονομικής εκμεταλλευσιμότητας του ταμιευτήρα. Μία βασική διαφορά μεταξύ της παραπάνω προσέγγισης και αυτής που αναπτύχθηκε στην παρούσα διπλωματική εργασία, είναι ότι ο προσομοιωτής ο οποίος επιλύει το πρόβλημα άμεσα ως προς το χρόνο (και όχι ως προς την πίεση) δεν απαιτεί την εφαρμογή δεδομένης παροχής ρευστών στην επιφάνεια και επομένως τα σενάρια τα οποία υλοποιούνται είναι πιο αληθοφανή.

ΒΙΒΛΙΟΓΡΑΦΙΑ

- [1] Βαρότσης Ν. (2007), "Μηχανική ταμειυτήρων", Πολυτεχνείο Κρήτης, Χανιά.
- [2] Βαρότσης Ν. (2008), "Εκμετάλλευση ταμειυτήρων", Πολυτεχνείο Κρήτης, Χανιά.
- [3] Odeh A.S. (1986), "Reservoir fluid flow and natural drive mechanisms", International Human Resources Development Corporation, Boston.
- [4] Dake L.P. (1978), "Fundamentals of reservoir engineering", Elsevier, Netherlands.
- [5] Tarek A.H. (2000), "Reservoir Engineering Handbook Second Edition", Gulf Professional Publishing, USA.
- [6] Islam M.R., Moussavizadegan S.H., Mustafiz S. and Abou Kassem J.H. (2010), "Advanced petroleum reservoir simulation", J. Wiley & Sons and Scrivener Publishing, Canada.
- [7] Βαφείδης Α. (1994), "Αξιολόγηση σχηματισμών με γεωφυσικές μεθόδους", Πολυτεχνείο Κρήτης, Χανιά.
- [8] Aziz K. and Settari A. (1979), "Petroleum reservoir simulation", Applied Science Publishers Ltd, London.
- [9] Κελεσίδης Β. (2009), "Τεχνική γεωτρήσεων", Πολυτεχνείο Κρήτης, Χανιά.
- [10] Γιαννακουδάκη Δ.Α., Γιαννακουδάκη Π.Δ. (1996), "Επίτομη Φυσικοχημεία", Εκδόσεις ΖΗΤΗ, Θεσσαλονίκη.
- [11] Atkins P.W. (2005), "Φυσικοχημεία Τόμος 1", Πανεπιστημιακές Εκδόσεις Κρήτης, Ηράκλειο.
- [12] Whitson C.H. and Brulé M.R. (2000), "Phase Behaviour", SPE Volume 20, Texas.
- [13] Van der Waals J.D. (1873), "Continuity of the gaseous and liquid state of matter".
- [14] Redlich O. and Kwong J.N.S. (1949), "On the thermodynamics of solutions, V. An equation of state, Fugacities of gaseous solutions", Chem. Rev.
- [15] Soave G. (1972), "Equilibrium Constants from a modified Redlich-Kwong Equation of State", Chem. Eng. Sci. 27, No. 6, 1197.
- [16] Peng D.Y. and Robinson D.B. (1976), "A new-constant Equation of State", Ind. & Eng. Chem. 15, No. 1, 59.
- [17] Baker L.E., Pierce A.C. and Luks K.D. (1982), "Gibbs energy analysis of phase equilibria", SPE 731, Trans., AIME, 273.

- [18] Michelsen M.L. (1982), "The isothermal flash problem. Part I. Stability", Fluid Phase Equilibria, 9,1.
- [19] Wilson G.M. (1969), "A Modified Redlich-Kwong Equation of State, Application to General Physical Data Calculations", paper 15c presented at the AIChE Natl. Meeting, Cleveland, Ohio.
- [20] <http://en.wikipedia.org/wiki/Fugacity>
- [21] Press W.H., Teukolsky S.A., Vetterling W.T. and Flannery B.P. (1988), "Numerical recipes in C: The art of scientific computing, Second Edition", Cambridge University Press, USA.
- [22] Ακριβής Γ.Δ., Δουγαλής Β.Α. (2006), "Εισαγωγή στην αριθμητική ανάλυση", Πανεπιστημιακές Εκδόσεις Κρήτης, Ηράκλειο.
- [23] Danesh A. (1998), "PVT and phase behaviour of petroleum reservoir fluids", Elsevier Science B.V., Amsterdam.
- [24] Βαρότσης Ν., Πασαδάκης Ν., Χαμηλάκη Ε. (2007), "Μελέτη ισορροπίας φάσεων μιγμάτων υδρογονανθράκων με τον προσομοιωτή PVT Lab", Εργαστήριο ανάλυσης ρευστών και πυρήνων υπόγειων ταμιευτήρων, Πολυτεχνείο Κρήτης, Χανιά.
- [25] Twu C.H. (1984), "An Internally Consistent Correlation for Predicting the Critical Properties and Molecular Weights of Petroleum and Coal-Tar Liquids", Fluid Phase Equilibria No. 16, 137.