Міністерство освіти і науки України
Національний університет
«Полтавська політехніка імені Юрія Кондратюка»
Кафедра нафтогазової інженерії та технологій

МАГІСТЕРСЬКА РОБОТА

АНАЛІЗ ВАРІАНТІВ ВПЛИВУ НА ПРОДУКТИВНИЙ ПЛАСТ ДЛЯ ІНТЕНСИФІКАЦІЇ ВИДОБУТКУ ВИСОКОВ'ЯЗКОЇ НАФТИ

Розробив студент групи 601МВ Ламтьов Б.В.
Керівник роботи Педченко Н.М.

2024

Міністерство освіти і науки України
Національний університет
«Полтавська політехніка імені Юрія Кондратюка»

Навчально-науковий інститут нафти і газу
Кафедра нафтогазової інженерії та технологій
Спеціальність 185 Нафтогазова інженерія та технології

До захисту

Гарант освітньої програми

_____

Завідувач кафедри

_____

МАГІСТЕРСЬКА РОБОТА

на тему *Аналіз варіантів впливу на продуктивний пласт для інтенсифікації видобутку високов'язкої нафти*

Пояснювальна записка

Керівник
к.т.н., ст. викладач Педченко Н.М.
посада, наук. ступінь, ПІБ
_____
підпис, дата,

Виконавець роботи
Ламтьов Богдан Володимирович
студент, ПІБ
група 601 МВ
_____
підпис, дата

Консультант за 1 розділом
_____
к.т.н., ст. викладач Педченко Н.М.
посада, наук.ступінь, ПІБ, підпис

Консультант за 2 розділом
_____
к.т.н. с.н.с Михайловська О.В
посада, наук.ступінь, ПІБ, підпис

Консультант за 3 розділом
ст. викладач. Ляшенко А.В.
_____
посада, наук.ступінь, ПІБ, підпис

Консультант за 4 розділом
к.т.н., доц. Педченко М.М.
_____
посада, *наук.ступінь, ПІБ, підпис*

Дата захисту 20.01.2025 р.

Полтава, 2024

Національний університет
«Полтавська політехніка імені Юрія Кондратюка»

Навчально-науковий інститут: *Нафти і газу*
Кафедра: *Нафтогазової інженерії та технологій*
Освітньо-кваліфікаційний рівень: *Магістр*
Спеціальність: *185 Нафтогазова інженерія та технології*

ЗАТВЕРДЖУЮ

Гарант освітньої програми
_____
«____» _____20___року
_____

Завідувач кафедри НГІТ
_____
«____» _____20___року
_____

З А В Д А Н Н Я
НА МАГІСТЕРСЬКУ РОБОТУ

Ламтьов Богдан Володимирович
(прізвище, ім'я, по батькові)

1. Тема проекту (роботи) *Аналіз варіантів впливу на продуктивний пласт для інтенсифікації видобутку високов'язкої нафти*
Керівник проекту (роботи) *к.т.н., ст. викладач. Педченко Н.М.*
(прізвище, ім'я, по батькові, науковий ступінь, вчене звання)
затверджені наказом вищого навч. закладу від "09" _08_ 2024 року №_8118-ф.а_2.
Строк подання студентом проекту (роботи) _15. 01. 2025 р.
3. Вихідні дані до проекту (роботи) *1. Науково-технічна література, періодичні видання, патенти на винаходи, конспекти лекцій. 2. Проекти розробки чи технологічні схеми розробки родовищ (за необхідності). 3. Геологічні звіти та звіти фінансової діяльності підприємств за профілем роботи. 4. Технологічні режими роботи свердловин та експлуатаційні карточки свердловин.*
4. Зміст розрахунково-пояснювальної записки (перелік питань, які потрібно розробити)
Вступ 1 Огляд методів інтенсифікації видобутку високов'язких нафт і природних бітумів.
2. Обгрунтування застосування методів на основі розчинників.
3. Фазова поведінка систем сумішей важкої нафти та розчинника в умовах пласта
4. Прогнозування дебіту свердловини. Висновки
5. Перелік графічного матеріалу
_____
_____
_____

6. Консультанти розділів роботи

Розділ	Прізвище, ініціали та посада консультанта	Підпис, дата	
		завдання видав	завдання прийняв
1	к.т.н, ст. викл Педченко Н.М		
2	к.г.н. с.н.с. Михайловська О.В		
3	ст викладач Лещенко А.В		
4	к.т.н., доц Педченко М.М		

7. Дата видачі завдання _____

КАЛЕНДАРНИЙ ПЛАН

№ з/п	Етапи підготовки	Термін виконання
1	Інформаційно-оглядова частина	24.10.24
2	Експериментальна частина	14.11.24
3	Теоретична частина (Аналітика. Статистика. Моделювання)	5.12.24
4	Впровадження результатів досліджень	01.12.24
5	Оформлення та узгодження роботи	12.12. 24
6	Попередні захисти робіт	16.12.24
7	Захист магістерської роботи	

Студент _____ *Ламтьов Б.В.*
(підпис) (прізвище та ініціали)

Керівник роботи _____ *Педченко Н.М.*
(підпис) (прізвище та ініціали)

ЗМІСТ

Вступ 4

Розділ І. Огляд методів інтенсифікації видобутку високовязких нафт і породних бітумів 9

1.1. Технологія циклічної парової стимуляції 10

1.2. Технологія парового заводнення (паровий привід) 14

1.3. Паровий гравітаційний дренаж 17

1.4. Технологія пластового горіння (ISC) 20

1.5. Гібридний термосольвентний процес 24

1.6. Гібридний термічний процес NCG. 27

1.7. Гібридний термохімічний процес 29

1.8. Модернізація в пласті 32

1.9. Висновки до розілу і постановка задач дослідження 36

Розділ ІІ. Обгрунтування застосування методів на основі розчинників 39

2.1. Розчинники 39

2.2. Аналіз методу застосування розчинника у паровій фазі 48

2.3. Висновки до розділу ІІ 55

Розіл ІІІ. Фазова поведінка систем сумішей важкої нафти та розчинника в умовах пласта 56

3.1. Експериментальне дослідження 57

3.2. Експериментальна установка 61

3.3 Методика експерименту 63

3.4. Теоретичне обгрунтування 65

3.5. Кореляція параметра бінарної взаємодії 66

3.6. Визначення коефіцієнта набухання та щільності 68

3.7. Результати дослідження. 70

3.8. Аналіз результатів дослідження 77

3.9. Висновки до розділу ІІІ 82

Розділ IV. Прогнозування дебіта свердловини 90

Висновки до розділу IV 93

Основні висновки 94

Література 95

ВСТУП

Нафта все ще залишатиметься основним джерелом доступної енергії у світі. Згідно прогнозів, у період з 2016 до 2040 року попит на нафту зросте на 12 відсотків. Через постійне тривале виснаження традиційних ресурсів нафти, дефіцит нових традиційних родовищ та дефіцит нафти для задоволення потреб зростаючого попиту на енергоносії, важка високов'язка нафта та природний бітум стають все більш важливими.

За оцінками, світові запаси нетрадиційні нафти (важкої нафти, надважкої нафти та бітуму) перевищують 6 трильйонів барелів, що еквівалентно приблизно 70% загальних енергетичних ресурсів викопного палива в світі.

Частка важковидобувних запасів у структурі запасів вуглеводнів України постійно збільшується. Їх освоєння в існуючих економічних умовах потребує значних інвестицій. Тому розробка нафтових важковидобувних запасів здійснюється надзвичайно низькими темпами. Як свідчить накопичений досвід, нафтовіддача продуктивних колекторів даних родовищ не вище 30 % початкових балансових запасів. Обсяг цих запасів в останні десятиріччя в Україні виріс майже втричі і становить понад 68 % загальних запасів.

Їхні сумарні запаси тільки в Західній Канаді (Вабаска, Атабаска, Піс-Рівер) і поясі бітуму Оріноко складають понад 500 млрд т. В Україні існують всі гідрогеологічні і геологічні передумови для накопичення значних промислово значущих скупчень мальт, асфальтів і важкої нафти.

Поклади високов'язкої важкої нафти і природних бітумів у Дніпровсько-Донецькій западині, а також Переддобруджі і Керченському півострові було відкрито у період пошуку традиційних газу і нафти. Значні поклади високов'язкої важкої нафти і мальт було відкрито на Бугруватівському нафтовому, Яблунівському родовищі газового конденсату, а також ряді інших родовищ.

Позитивний досвід розвідки мальти і важкої нафти на Бугруватівському і Яблунівському родовищах доводять доцільність одночасної експлуатації цього додаткового нетрадиційного джерела вуглеводнів одночасно з видобутком традиційних нафти, конденсату і газу.

Поклади важкої нафти зазвичай класифікують як пласти, що містять вуглеводні з високою в'язкістю та високою щільністю за фактичної температури покладу. Висока в'язкість і щільність є найбільш несприятливими властивостями важкої нафти при її видобутку.

Для підтримання рентабельності видобутку важкої нафти у практично завжди необхідні заходи щодо зниження її в'язкості. У той же час, зниження в'язкості можна досягти у результаті порушення структур асфальтенів будь-яким способом.

Враховуючи це, для підвищення рівня вилучення важкої нафти, було розроблено ряд технологій які умовно можна розділити на термічні, методи на основі розчинників і хімічні методи. При цьому, найбільш поширеними є термічні методи, які передбачають введення у пласт теплової енергії, такі як циклічне парове стимулювання, заводнення парою, пластове горіння, парогравітаційний дренаж, термохімічне комбіноване заводнення.

Однак, незважаючи на комерційний успіх термальних процесів на місці, таких як SAGD і CSS, вони створюють численні проблеми, включаючи значну вартість постачання, високу енергоємність, високі викиди ПГ і значне споживання води.

Отже, існуючі технології видобутку важких нафт і бітумів все мають ряд недоліків, а отже мають потенціал удосконалення.

Все це викликало необхідність розроблення більш ефективних технологій.

Тому **метою роботи** був аналіз варіантів технологій для підвищення ефективності видобутку важкої високов'язкої нафти і природних бітумів та обґрунтування пропозицій щодо їх удосконалення.

Для досягнення поставленої мети визначені задачі:

– проаналізувати тенденції розвитку і сучасний стан технологій розробки родовищ важкої високов'язкої нафти і бітумів;

– проаналізувати існуючі технології розробки покладів важкої високов'язкої нафти і природних бітумів;

– проаналізувати особливості технології видобутку важкої високов'язкої нафти на основі розчинників і перспективи її застосування залежно від особливостей родовища;

– здійснити моделювання тепломасообмінних процесів, які відбуваються в продуктивному пласті.

Об'єкт дослідження – технологічні процеси розробки покладів важкої високов'язкої нафти і природних бітумів.

Предметом дослідження – параметри тепломасообмінних процесів при контактуванні легкого вуглеводневого розчинника з компонентами важкої високов'язкої нафти і природних бітумів.

Методи дослідження. Теоретичні положення роботи базуються на класичних положеннях теорії тепломасообміну і технічної гідромеханіки (процеси зниження в'язкості природного бітуму у наслідок нагрівання і розчинення в ньому легких вуглеводнів), а також теоретичних основ розділення дисперсних систем (виділення асфальтенів). Для дослідження термодинамічних процесів в продуктивному пласті використано метод математичного моделювання.

Наукова новизна одержаних результатів:

Теоретично і експериментально обґрунтовано удосконалення способу розробки покладів важкої високов'язкої нафти і природних бітумів, який полягає у синергетичній дії для зниження їх в'язкості вуглеводневого розчинника і теплового впливу у формі водяної пари.

Практичне значення роботи полягає у обґрунтуванні принципової можливості видобування високов'язкої нафти і бітуму при поєднанні впливу на них вуглеводневого розчинника і водяної пари в процесах гравітаційного дренажу.

Структура і обсяг роботи. Магістерська робота складається зі вступу, чотирьох розділів, висновків, списку використаних джерел. Загальний обсяг роботи становить 108 сторінок, із них основного тексту 92 сторнки, 17 рисунків за текстом, 6 таблиць за текстом, список використаних джерел із 176 найменувань на 12 сторінках.

Розділ І. ОГЛЯД МЕТОДІВ ІНТЕНСИФІКАЦІЇ ВИДОБУТКУ ВИСОКОВЯЗКИХ НАФТ І ПРОРОДНИХ БІТУМІВ

Для ефективного видобутку важкої високов'язкої нафти головним пріоритетом є зниження їх в'язкості (μ_o) і покращення рухливості (k/μ_o). Враховуючи чутливість до температури в'язкості важкої нафти або бітуму, застосовується процес термічного відновлення. Для процесу термічного відновлення гаряча рідина, така як пара, циклічно або безперервно вводиться в пласт. Тоді як пластова порода, так і рідини навколо свердловин нагріваються, і температура підвищується. Таким чином, знижується в'язкість нафти і поліпшується рухливість важкої нафти і бітуму. Зі збільшенням температури в'язкість масла зменшується на порядки. До цих пір це все ще основний метод розробки ресурсів важкої нафти і бітуму в усьому світі. Зокрема, враховуючи високу теплоносну здатність пари, це найбільш часто використовуваний і ідеальний гарячий флюїд для проекту рекуперації тепла [1]. Це найдосконаліший з усіх методів підвищення нафтовіддач з точки зору польового досвіду і, отже, має найменшу невизначеність в оцінці його ефективності [2].

Зазвичай існує три типи методів термічної рекуперації на основі пари: циклічна стимуляція парою (CSS), закачування парою та гравітаційний дренаж із парою (SAGD) [3].

Для парових процесів відновлення після введення пари навколо нагнітальної свердловини утворюється нагріта зона з високим тиском. Потім, у міру продовження впорскування пари, тиск у цій зоні зростає. Зокрема, враховуючи різнорідність параметрів пласта, закачувана пара переважно проникає у високопроникний шлях у нафтовому пласті. Для CSS, коли цикли CSS збільшуються, у колекторі може сформуватися каналоподібний шлях. Це те саме, що концепція головної зони в заводнених колекторах легкої нафти. Паровий шлях, як правило, представлений високою проникністю або високим зв'язком

між свердловинами. Крім того, існує також багато показників для ідентифікації явищ парового каналу/прориву пари [4], наприклад, температура забійної свердловини, температура гирла свердловини, обводненість і швидкість рідини [5].Після виникнення паропрориву теплова ефективність пари різко знижується.

В даний час більшість покладів важкої нафти і нафтових пісків у всьому світі перейшли на пізнішу стадію процесів видобутку на основі пари [6]. Цикли CSS можуть збільшуватися до 10 або навіть 20 циклів.

В роботі [7] надано комплексний огляд існуючих методів видобутку важкої нафти на місці, які можна розділити на три категорії, включаючи термічне закачування, закачування хімічних речовин і закачування газу. Завдяки широкому огляду літератури методи післяпарового впорскування можна класифікувати на процес спалювання на місці, гібридний процес із термічним розчинником, гібридний процес із термічним NCG (без конденсації газу), гібридний термохімічний процес та інші. нові методи (наприклад, електричний метод, модернізація на місці та нові конфігурації стовбура свердловини).

1.1. Технологія циклічної парової стимуляції (CSS або Huff n' Puff)

CSS, процеси заводнення парою та SAGD є найбільш часто використовуваними методами вилучення важкої нафти та нафтових пісків на основі пари [3]. CSS є найпростішою формою операції нагнітання пари, яка широко використовується для видобутку важкої нафти та нафтових пісків у колекторах у світі. Ця операція зазвичай включає три основні фази: впорскування пари (кілька тижнів), витримка (3–5 днів) і видобуток нафти (десятки/сотні днів) [1]. Усі ці етапи виконуються в одній свердловині. Після фази видобутку нафти пара повторно вводиться для початку нового циклу. Механізми відновлення CSS по суті складаються зі зниження в'язкості нафти, теплового набухання та руху

розчинного газу. Виконується переважно у вертикальних свердловинах [8]. Типові коефіцієнти вилучення нафти становлять 20-35% з SOR (коефіцієнт пар-нафта) 3,0-5,22.

В роботі [9] зроблено критичний огляд поточного стану технології CSS. Зазвичай він застосовується в тих пластах важкої нафти, продуктивність яких перевищує 30 футів, глибина пласта менше 3000 футів, пористість вище 0,3 і нафтонасичення перевищує 40% [10]. Це все ще основний метод видобутку для більшості родовищ важкої нафти у світі. З іншого боку, в останні роки тонкі поклади важкої нафти також стали важливою частиною для збільшення видобутку нафти. Для цього типу покладів важкої нафти звичайна вертикальна технологія CSS на базі свердловини (VW-CSS) більше не є економічною через величезні втрати тепла в розкривній та нижній породах. Техніка CSS горизонтальної свердловини (HW-CSS) була виконана в цьому типі колекторів важкої нафти [11]. Крім того, через зниження витрат на спрямоване буріння та підвищення ефективності розкриття, процес HW-CSS вважається одним із успішних процесів EOR у важких нафтових пластах.

Для звичайного процесу CSS, особливо на пізнішому етапі роботи CSS, теплова ефективність пари різко знижується. Таким чином, необхідний подальший процес відновлення. Враховуючи цю ситуацію, було зроблено багато спроб для вдосконалення процесу CSS, наприклад, комбінований процес CSS з декількома свердловинами, процес заводнення парою [12]. По-перше, для комбінованого процесу CSS з декількома свердловинами одна група свердловин або кілька груп свердловин розглядаються як операційна одиниця, як показано на рис. 1.1. Ці групи свердловин зазвичай мають вищий ступінь прориву пари або вищий коефіцієнт вилучення в межах певних шарів. Вони використовують паровий канал для виконання процесу впорскування пари в режимі роботи групи свердловин замість звичайної роботи з однією свердловиною. Він може ефективно вилучати залишки нафти між свердловинами.

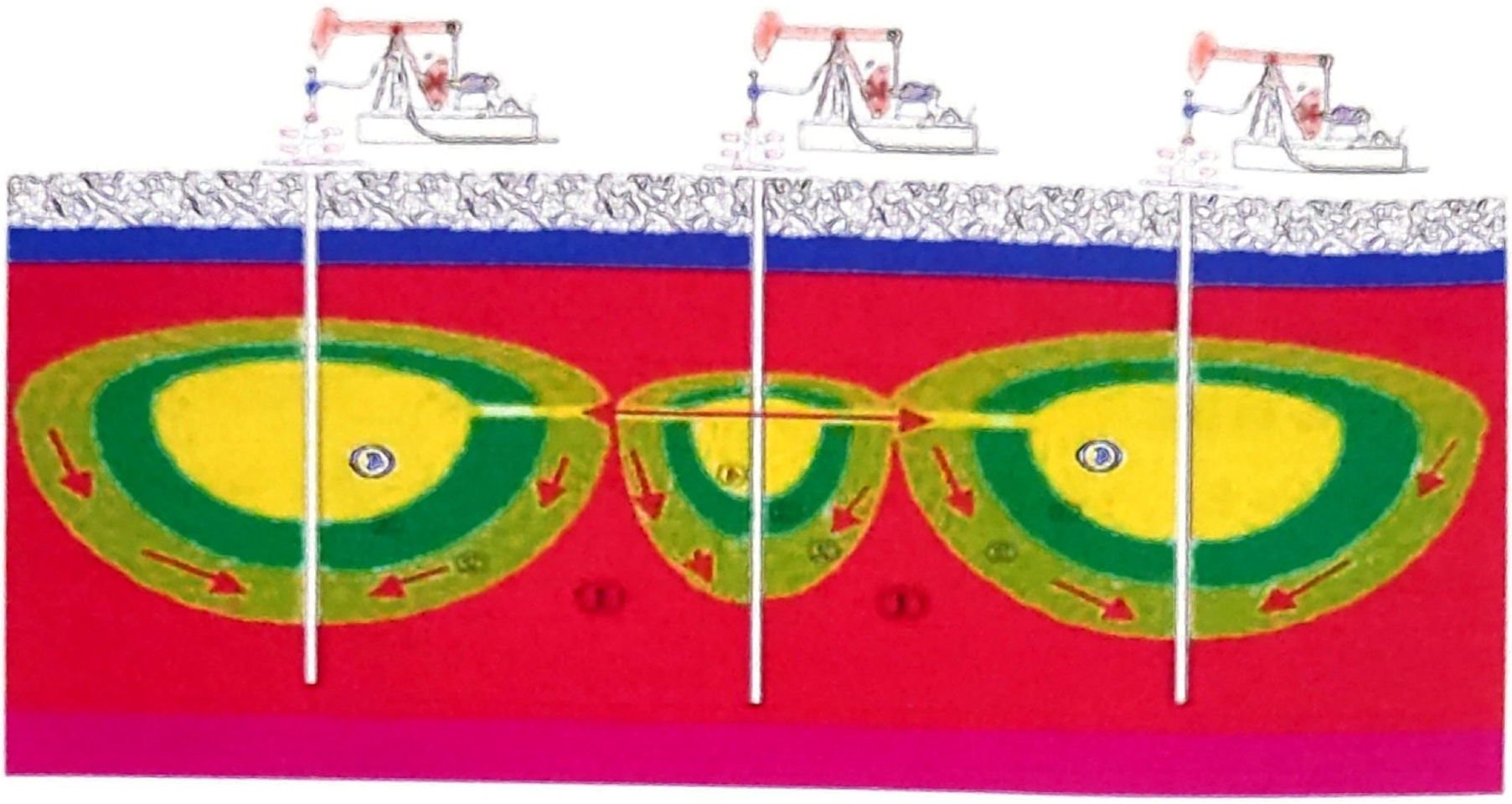


Рисунок 1.1 – Комбінований процес CSS з кількома свердловинами: ① вихідна нафта; ② прогріта зона; ③ зона конденсату; ④ парова зона

Процес CSS також може бути застосований для покращення розширення парової камери в процесі SAGD [14]. Він називається процесом Fast-SAGD або гібридним процесом CSS/SAGD і пропонується на основі процесів CSS і SAGD. У процесі Fast-SAGD зсувна свердловина буриться між сусідніми парами свердловин SAGD і виконується під керуванням CSS для прискорення росту парової камери вбік [15]. У гібридному процесі CSS/SAGD свердловина CSS розміщується між парами лунок SAGD. Ця свердловина працює в режимі CSS, доки парові камери не будуть контактувати одна з одною, а потім перемикається на роботу SAGD. Для порівняння, гібридний процес CSS/SAGD може відновити більшу кількість бітуму з меншим впорскуванням пари, ніж CSS, SAGD і Fast-SAGD [16].

Для роботи на родовищах CSS є одним із найбільш широко використовуваних методів видобутку важкої нафти та бітуму на місці. Більшість важких нафтових резервуарів у світі першими застосовують цю стратегію. Цей метод застосовувався на багатьох нафтових родовищах по всьому світу, таких як долина Сан-Хоакін і басейн Лос-Анджелеса в Сполучених Штатах, холодне озеро

в Канаді, озеро Маракайбо у Венесуелі та Нафтове родовище Ляохе в Китаї [17]. Для ресурсів нафтових пісків в Альберті, Канада, CSS розвивався більше ніж 45 років в Атабасці, Колд-Лейк, Піс-Рівер і Гросмонт [18].

На рис. 1.2 наведено річний видобуток нафти з нафтових пісків за різними технологіями в Канаді. Як показано, річний видобуток нафти в процесі CSS становить близько 250 000 барелів на добу. На рис. 1.3 показано CSOR (кумулятивний SOR) для річного видобутку нафти з нафтових пісків методами CSS.

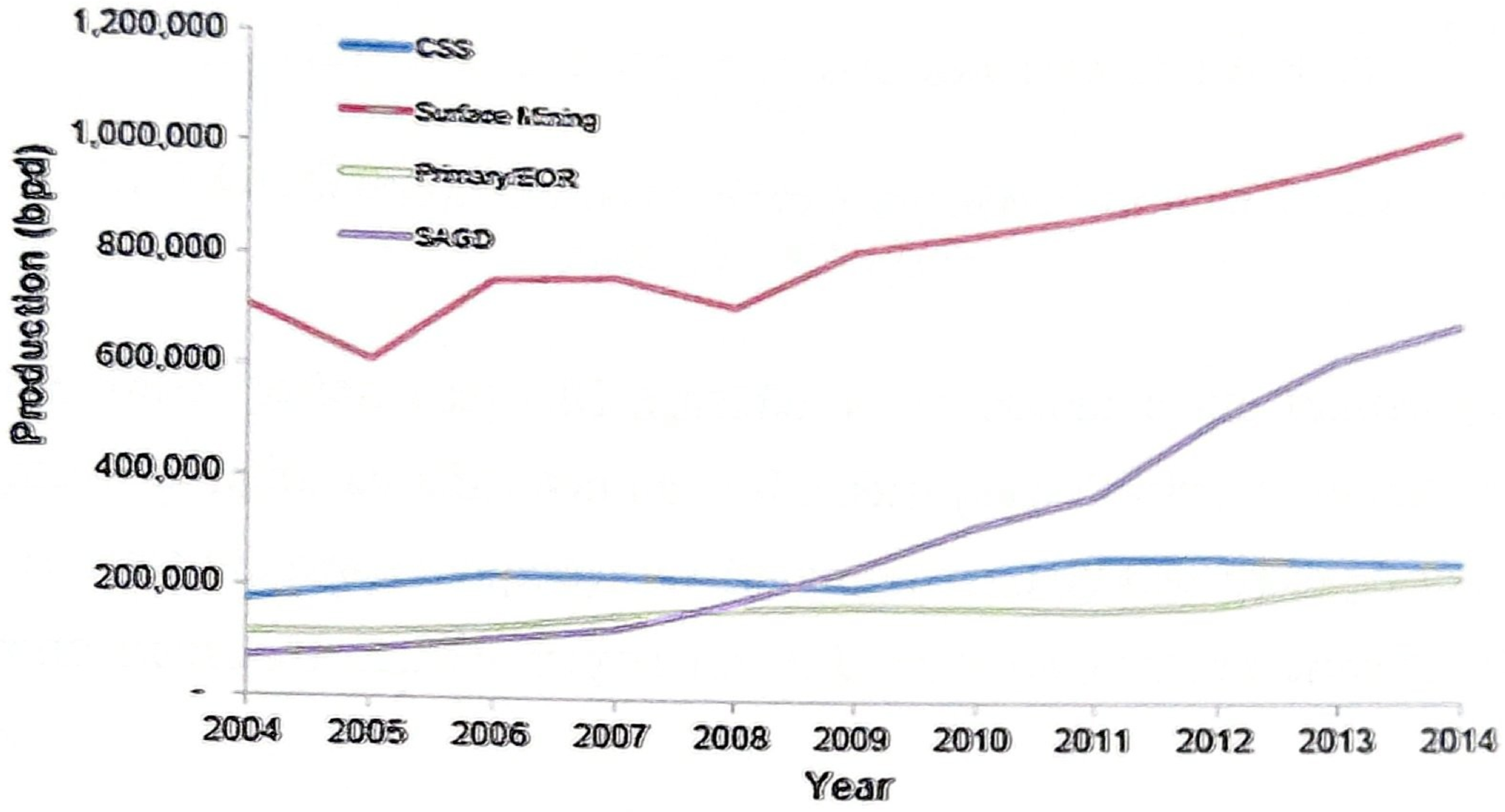


Рисунок 1.2 – Річний видобуток сирої нафти з нафтоносних пісків компанією Technologies в Канаді [13]

З 2004 по 2014 рік CSOR усіх проектів CSS, виконаних в Альберті, демонструє тенденцію до зниження споживання пари на барель бітуму. У 2015 році середній CSOR для виробництва бітуму CSS становить близько 3,8 [13]. Нафтові піски Атабаски містять велике родовище багатого нафтою бітуму, розташованого на півночі Альберти, і майже всі ресурси нафти в Атабасці зосереджені у формації Форт МакМюррей [3].

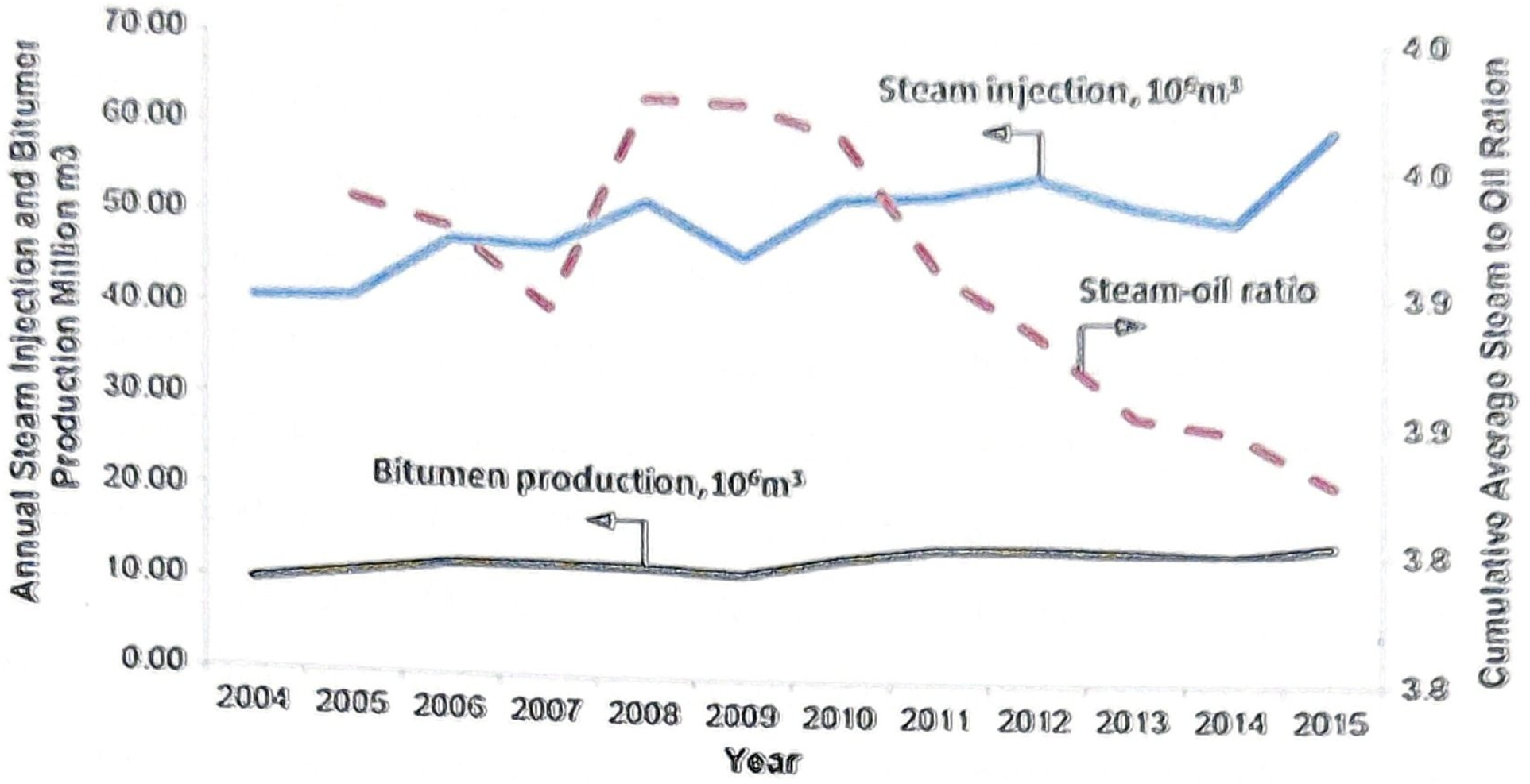


Рисунок 1.3 – CSOR для річного видобутку сирої нафти з нафтоносних пісків методом CSS [13]

Крім того, район озера Маракайбо у Венесуелі є ще одним успішним застосуванням процесу CSS для важкої нафти [21]. Потім, на основі успішної роботи під час пілотних випробувань Karamay, техніку CSS було розширено для вилучення покладів важкої нафти на нафтових родовищах Ляохе, Шенлі та Хенань.

1.2. Технологія парового заводнення (паровий привід)

Заводнення парою є логічним наступним технологічним етапом CSS. У цьому процесі пара безперервно нагнітається в резервуар за допомогою вертикальної або горизонтальної свердловини. Таким чином, для успішної операції заводнення парою, включаючи інжектори та видобувні колони, зазвичай потрібна належна схема свердловини. Парове заводнення подібне до водяного заводнення за концепцією [10]. Пара безперервно впорскується в резервуар через інжектор і рухається через резервуар. Він ефективно нагріває важку нафту в

пласті та навколишні породи. Потім конденсована вода надходить до видобутку, який ефективно витісняє нафту. Механізми відновлення парового заводнення в основному включають покращення співвідношення рухливості нафта/вода, зміни кривих відносної проникності, парову дистиляцію та поведінку емульгування [1.10]. Виходячи з критерію перевірки, техніка парового заводнення зазвичай підходить для пласта, товщина якого перевищує 10 м, пористість більше 20%, проникність більше 200 × 10–3 мкм^2, в'язкість нафти менше 20 000 ср і нафтонасиченість вище 0,5 [10, 23]. Але, з іншого боку, з розвитком науки і техніки та зміною ціни на нафту цей критерій відбору також змінюється.

Що стосується польової експлуатації, проекти річки Керн у США та холодного озера в Альберті є двома успішними випадками парового затоплення в Північній Америці [24]. По-перше, для проекту парового затоплення річки Керн він спочатку був виконаний у зоні десяти шаблонів. У цьому районі середня глибина пласта 213–243 м; вихідний пластовий тиск близько 1,55 МПа; в'язкість нафти становить 2710 ср при 85°F; потужність пласта 29,5 м. Для продуктивності парового заводнення в цій зоні кумулятивне співвідношення видобуток/закачування в цьому випробуванні становило 0,81, а коефіцієнт вилучення нафти при паровому заводненні сягав приблизно 37% (на основі запасів нафти до парового заводнення) [25]. Але, оскільки нагнітання пари продовжилося, виникнення паропрориву в деяких видобувних свердловинах завадило продовженню цього випробування. Тому були проведені деякі коригування, включаючи зниження швидкості нагнітання пари, процес заводнення, ремонт свердловин, буріння заповнення та контроль профілю [26].

В даний час процес закачування водяною парою все ще є важливою технікою продовження резервуарів важкої нафти CSS. Але, оскільки процес парового заводнення триває, прорив пари та низька ефективність охоплення (вертикального та горизонтального), викликані неоднорідністю пласта, стали головною проблемою для багатьох нафтових компаній. Таким чином, як ще

більше підвищити видобуток нафти на наступній стадії процесу закачування водяною парою, є складним завданням, тому були застосовані гібридні процеси термічного розчинника/NCG/хімічні процеси.

1.3. Паровий гравітаційний дренаж

У процесі парового гравітаційного дренажа (SAGD) горизонтальна пара свердловин розміщується паралельно в нижній частині пласта. Верхня горизонтальна свердловина виконує роль парового інжектора, а нижня – добутову. Відстань між ними по вертикалі близько 5-7 м. Звичайний проект SAGD в основному включає дві фази: фазу попереднього нагрівання (запуску) і фазу SAGD. Фаза попереднього нагрівання спрямована на створення теплового зв'язку між виробником і інжектором. CSS, циркуляція пари, гідророзрив пласта, електричне нагрівання та спільне закачування розчинника є загальновживаними підходами до запуску процесу SAGD [28]. Після цього пар безперервно впорскується з верхнього інжектора, і створюється парова камера. Відповідно до різних етапів розширення парової камери, фаза SAGD включає етапи вертикального розширення, горизонтального розширення та виснаження [1, 29]. Коли передня частина парової камери досягає верхньої частини резервуара, вона розширюється горизонтально. Аналогічно, як тільки парова камера досягає межі пласта, парова камера виснажується і дебіт нафти починає знижуватися [29]. Під час роботи SAGD нагріта нафта та вода конденсату течуть вниз уздовж межі парової камери, і, нарешті, виробляються з нижньої видобувної свердловини [2,3].

На відміну від методів CSS і парового заводнення, у SAGD домінуючою рушійною силою для дренажу нафти є сила тяжіння. В роботі [30] навведено критичний огляд поточного стану та майбутніх тенденцій процесу SAGD.. На підставі експериментальних спостережень про те, що форма парової зони є

перевернутим трикутником, в роботі [32] запропоновано математичну модель для процесу SAGD. У цій моделі враховуються як ефекти парової дистиляції, так і осадження асфальту.

Вроботі [33] розглянули вплив нафтонасичення та відносної проникності на профіль рухливості нафти на краю парової камери, щоб запропонувати нову модель ефективності SAGD. З іншого боку, механізм передачі тепла на межі парової камери останнім часом є ще однією актуальною темою для процесу SAGD. Батлер [29] і Рейс [34] вважали, що теплопровідність є основним механізмом теплопередачі розширення парової камери. Але насправді ефект конвекції тепла також є незначною проблемою. В роботах [35] врахувано ефекти теплопровідності та теплоконвекції та запропоновано модифіковані моделі прогнозування для процесу SAGD. Було виявлено, що вплив конвекції тепла на процес дренування масла є функцією температури. Збоку від парової камери вище насиченість водою, температура вище, і ефект конвекції тепла посилюється. Але для сторони холодного нафтового пласта через низьку температуру ефект конвекції тепла значно знижується. По-друге, для явища емульгування в роботі [36] використовували техніку DSC (диференційний скануючий калориметр), мікроскопію та аналіз зображень, щоб охарактеризувати емульсію вода-в-нафті та характеристики зворотної емульсії у видобутих рідинах у процесі SAGD. Використовуючи симулятор CMG, в роботі [37] чисельно обговорили емульгування на межі парової камери в процесі SAGD. Було показано, що присутність емульсії може додатково покращити рухливість нафти, сприяти продуктивності SAGD і збільшити OSR. В роботі [38] проаналізовано емульсійні особливості процесів парового заводнення та SAGD за експериментальними спостереженнями. Завдяки збільшеному часу взаємодії асфальтену з водою в паровій камері SAGD може виробляти більше емульсій вода-в-маслі, ніж парове заводнення. З експериментальної точки зору, завжди існує багато пов'язаних досліджень ефективності відновлення процесу SAGD [39].

Для відповідного типу колектора, SAGD можна застосовувати не тільки до звичайних товстих колекторів важкої нафти, але також до резервуарів з донним водоносним горизонтом [40]. Його можна розглядати як спосіб відновлення з постійним перепадом тиску. Таким чином, застосування процесу SAGD у резервуарах з донним водоносним горизонтом не викликає проблеми конусування води. У порівнянні з продуктивністю в звичайних товстих пластах важкої нафти, кумулятивний коефіцієнт вилучення нафти в резервуарах з донним водоносним горизонтом істотно не знижується.

Метод SAGD широко застосовувався як процес підвищення продуктивності пластів важкої нафти, особливо для пластів нафтових пісків в Альберті [41]. В даний час більше 15 комерційних проектів SAGD експлуатуються або все ще працюють в Канаді, головним чином в Атабасці, Колд-Лейк і Ллойдмінстері [42]. Для того, щоб швидко передбачити ефективність вилучення (коефіцієнт вилучення та CSOR) SAGD у колекторах нафтових пісків, була запропонована емпірична кореляція за допомогою методів чисельного моделювання та кореляційного аналізу Грея [44]. Завдяки використанню цієї кореляції можна швидко отримати ефективність видобутку методом SAGD.

Крім того, важливим параметром проесу SAGD є робочий тиск. Як правило, це близько пластового тиску. Робочий тиск у більшості проектів SAGD становить близько 2–4 МПа [45]. Але для роботи в резервуарах з донним водоносним горизонтом процес зниження тиску, як правило, необхідний перед стадією SAGD [46]. Загальновідомо, що процес SAGD є енергоємною технологією розробки. Таким чином, зниження споживання пари та покращення ефективності відновлення процесу SAGD є найважливішим питанням для польового застосування, особливо в час низьких цін на нафту. Але насправді, під час процесу SAGD, через існування неоднорідності колектора, парових пальців і нерівномірного рівня пара-рідина між інжектором і видобувною свердловиною, розширення парової камери завжди нерівномірне вздовж горизонтального

стовбура свердловини [47]. Це істотно впливає на нормальну роботу проекту SAGD. В даний час методи спостереження свердловин, вимірювання температури та сейсмічного спостереження 4D застосовуються для моніторингу розширення парової камери процесу SAGD у польових умовах [48]. Серед них, сейсморозвідка 4D, як ефективний метод виявлення розширення парової камери, була проведена в багатьох проектах SAGD, таких як застосування [49].

1.4. Технологія пластового горіння (ISC)

Пластове горіння (ISC) є ще одним важливим методом видобутку важкої нафти та нафтових пісків (також відоме як пожежне затоплення) [50]. У цьому процесі нагрівач або запальник спочатку поміщають у нагнітальну свердловину. Потім у свердловину безперервно нагнітають повітря або збагачене киснем повітря. У деяких проектах вода також впорскується одночасно з повітрям для створення пари та зменшення потреб у повітрі. Після цього нагрівач або запальник працюють до запалювання, і таким чином навколишня порода ефективно нагрівається. Потім нагрівач відводиться, а нагнітання повітря продовжує підтримувати просування фронту горіння [51]. Реакція згоряння може забезпечити достатньо тепла для мобілізації важкої нафти. Термічний крекінг (збагачення нафти) і гази згоряння є двома важливими характеристиками ISC. Гази згоряння можуть затримуватися в резервуарах. Таким чином, суміш газів згоряння, легких компонентів нафти, отриманих термічним піролізом, пара та гаряча вода сприяють руху важкої нафти до видобутку з інжектора [10].

Після реакції згоряння утворений кокс залишається (зазвичай осаджується на мінеральній матриці) за переміщеною сирою нафтою, щоб забезпечити достатньо палива для процесу згоряння. Для ISC температура зони горіння може досягати 345–650 °C.

Існує кілька різновидів процесу ISC, включаючи процеси прямого спалювання (сухе переднє згоряння та вологе пряме згоряння), зворотне згоряння та процеси THAI (вдування повітря з ніг до п'яти) [52]. При прямому горінні фронт горіння рухається в тому ж напрямку, що й повітряний потік. Горіння починається з нагнітальної свердловини газу, а фронт горіння рухається від нагнітальної свердловини до видобувної.

Від нагнітальної свердловини до видобувної свердловини в основному розрізняють зону горіння, зону коксування, зону випаровування (піролізу, дистиляції), зону легкої нафти, зону, багату нафтою, зону без впливу та кілька інших зон. Коли в газ додається певна кількість води, це називається мокрим прямим горінням. Як правило, вологе спалювання є більш ефективним, ніж сухе. Це пов'язано з продуктивністю парового потоку при мокрому спалюванні. З іншого боку, при зворотному горінні фронт горіння рухається в напрямку, протилежному потоку повітря [8, 10]. У цьому процесі зона горіння ініціюється навколо видобувної свердловини. Порівняно з прямим горінням, зворотне горіння особливо застосовне до резервуарів із меншою проникністю. У процесі прямого горіння резервуар може бути закупорений мобілізованими рідинами попереду фронту горіння. Але при зворотному горінні мобілізовані рідини рухаються за фронтом горіння. Технологія THAI є ще одним варіантом процесу ISC.

Він поєднує в собі вертикальну нагнітальну свердловину з горизонтальною видобувною свердловиною. Під час роботи повітря нагнітається з вертикальної свердловини. Фронт горіння охоплює резервуар від «носка до п'яти» горизонтальної видобувної свердловини. Ця технологія може отримати близько 80% OOIP, одночасно частково покращуючи сиру нафту на місці. У порівнянні з поточними процесами видобутку на основі водяної пари, процес THAI більш ефективний для роботи в тих пластах з нижчим тиском, нижчою якістю, меншою товщиною або більшою глибиною пласта.

В роботі [53] експериментально та чисельно дослідили ефективність процесу CAGD (Combustion Assisted Gravity Drenage). Цей метод є новою формою процесу ISC із використанням пари горизонтальних свердловин. Горизонтальний нагнітач розташований у верхній частині пласта, а горизонтальний видобуток розташований навколо дна пласта. Після нагнітання повітря процес горіння ініціюється електронагрівачем. Крім того, фронт згоряння розвивається у напрямку до п'яткової частини інжектора та поширюється вбік. Потім нагріта нафта починає текти до горизонтального видобутку за допомогою гравітаційного дренажу. Цей процес може ефективно виробляти бітумні резервуари, створюючи стабільне поширення фронту горіння.

Процес ISC добре підходить як подальший метод для процесів регенерації на основі пари (CSS, парове заповнення та SAGD) [54]. По-перше, для резервуарів після CSS, характеристики пласта зазвичай проявляються нижчим пластовим тиском, вищою водонасиченістю, наявністю залишкового тепла та шляху каналізації пари. Ці канали з низьким рівнем насичення нафтою після парової стимуляції можуть полегшити рух фронту горіння [55]. Для процесу ISC після CSS рідини та фронт згоряння рухаються вздовж шляхів, нагрітих та збіднених під час фази циклічного впорскування пари [56]. В роботі [57] описали поведінку руху рідин і пов'язані з цим зміни властивостей рідини. Для цього процесу слід також звернути увагу на стабільність ISC. Як правило, горіння не підтримується успішно, якщо в резервуарі немає води, і існує оптимальне співвідношення бітум/вода, яке може підвищити ефективність фронту горіння [58].

Крім резервуарів після CSS, процес ISC також може бути застосований для покращення ефективності відновлення пластів після SAGD [59]. Було запропоновано новий гібридний процес, який поєднує в собі переваги процесів SAGD та ISC [60]. У цьому процесі додаткова свердловина для нагнітання повітря розміщується під розкривним шаром пласта, як показано на рис. 1.4. На

першій фазі SAGD процес нагнітання пари в основному проводиться для встановлення зв'язку між свердловинами та прогрівання породи. Потім, коли створюється зріла парова камера, процес впорскування пари припиняється і починається процес горіння шляхом вдування повітря з верхньої свердловини [61].

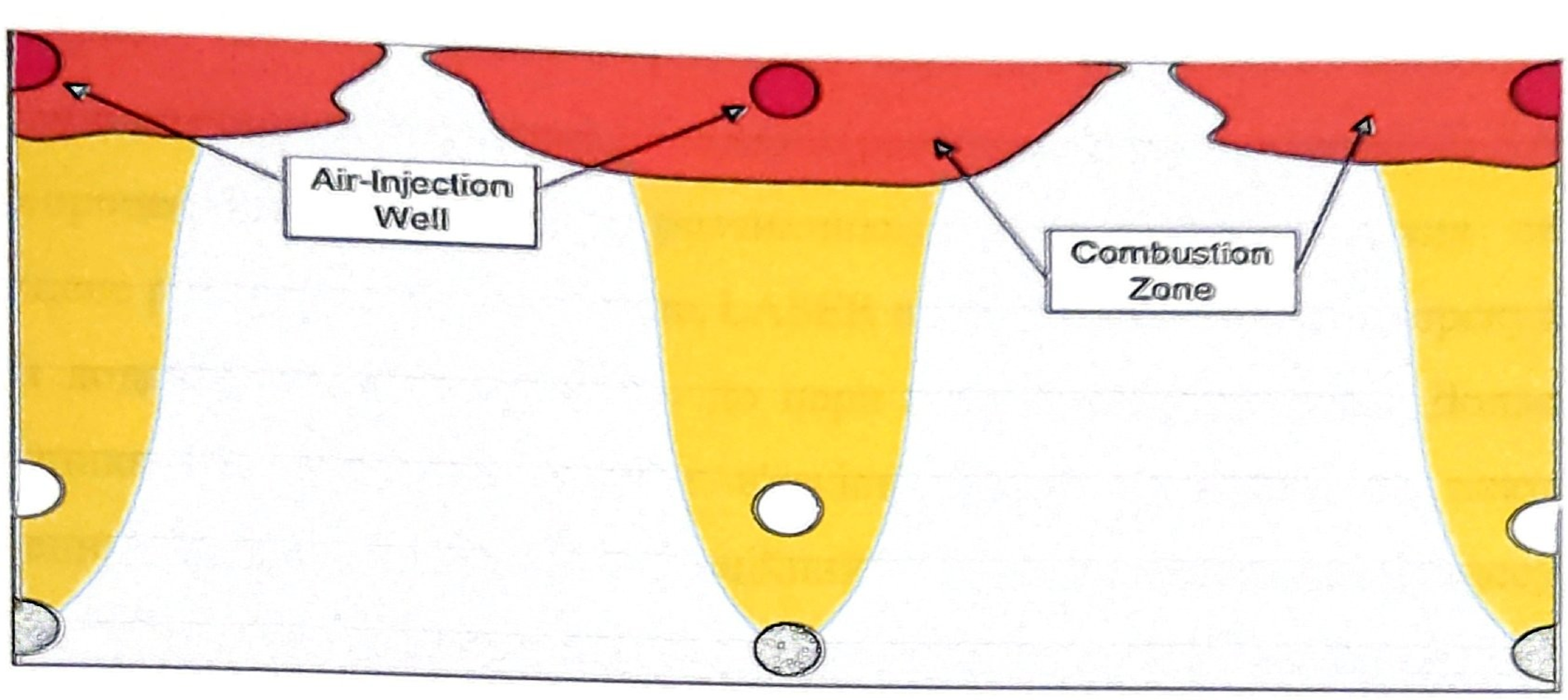


Рисунок 1.4 – Схема гібридного процесу відновлення SAGD/ISC [61]

Крім того, в районі Атабаски також було випробувано процес нагнітання повітря [63]. У цьому процесі використовується одна горизонтальна свердловина та вертикальний повітряний інжектор навколо носка горизонтальної свердловини, а фронт горіння рухається вздовж горизонтального стовбура свердловини від носка до п'яти [10,60].

1.5. Гібридний термосольвентний процес

Розчинник є важливою добавкою для процесу EOR для важких нафтових пластів. В останні роки гібридний термосольвентний процес привернув величезну увагу дослідників [64]. У такому процесі до пари додається невелика кількість випаровуваного, але здатного до конденсації вуглеводневого

розчинника. Розчинник і пара одночасно або періодично закачуються в пласт для покращення продуктивності видобутку ресурсів важкої нафти [65]. Після впорскування розчинник конденсується разом з парою на межі бітум-пар і змішується з бітумом, щоб ще більше знизити в'язкість нафти та підвищити її видобуток. Загалом існує п'ять типів гібридних термічних процесів із розчинником: LASER (додавання рідини до пари для покращення відновлення), SAS (пара-розчинник із зміною), ES-SAGD (розширювальний розчинник-SAGD), SAP (процес із застосуванням розчинника) та SESF (закачування парою, покращене розчинником). По-перше, LASER процес – це циклічне впорскування пари з додаванням конденсату C_{5+} до пари під час впорскування. Додавання розчинника C_{5+} додатково знижує в'язкість нафти на пласті та покращує вилучення більш ніж на 5%. Це потенційний подальший процес для процесу CSS [66]. SAS є ще одним новим перспективним процесом. На відміну від LASER, SAS передбачає поперемінне введення пари та розчинника [67]. В роботі [68] експериментально порівняли різницю між процесом SAGD і процесом SAS, використовуючи 2D модель високої температури і високого тиску. У їх експерименті SAS як розчинник використовувалася суміш пропану та метану.

Було помічено, що процес SAS використовує переваги процесів SAGD і VAPEX (парової екстракції), щоб мінімізувати енерговитрати при видобутку важкої нафти. Третім процесом є процес ES-SAGD або SASAGD (Solvent-Aided SAGD), який є розширеним процесом SAGD [64]. У цьому процесі розчинник (гексан, гептан або октан) і пара спільно вводяться в резервуар для сприяння процесу дренування нафти [69]. У ES-SAGD конденсація та дифузія рідкого розчинника в бітум відіграють важливу роль в успішному виконанні цього процесу. Через продуктивність рідкого розчинника робоча температура в процесі ES-SAGD часто набагато нижча, ніж у SAGD, тому втрати тепла зменшуються. Процес ES-SAGD може значно підвищити швидкість видобутку нафти та зменшити співвідношення пари й нафти (SOR).Четвертий процес – процес SAP

[70]. У SAP бутан використовувався як розчинник для спільного впорскування з парою [70]. Останнім є процес SESF. Він був запропонований на основі розширення процесу CSS з використанням розчинника та процесу SAGD з використанням розчинника. Основними механізмами цього процесу є посилення газового приводу та змішуваного витіснення суміші розчинників [71]. Процес SESF особливо підходить для вилучення тонких покладів важкої нафти [72]. Додавання розчинника додатково покращує теплову ефективність пари та знижує SOR. Також важливим спостереженням є поява зміни змочуваності в процесі SESF [73]. У цьому процесі введення розчинника може контролювати зміну змочуваності через його взаємодію з асфальтенами у важкій нафті [74]. В роботах [75] дали критичний огляд гібридного термосольвентного процесу.

Механізми EOR гібридного термосольвентного процесу включають не тільки механізми звичайного впорскування пари, але й додаткові ефекти добавок розчинників. По-перше, конденсована фракція розчинника може розчинятися в бітумі, щоб покращити плинність рідини в пласті. Це додатково знижує в'язкість масла. Зокрема, у гібридному термосольвентному процесі фазова рівновага або PVT поведінка системи важка нафта/розчинник/пара при різних температурах і тисках є важливим питанням, яке необхідно дослідити. Крім того, вона привернула велику увагу в останні роки [76]. Метод моделювання EOS (рівняння стану) є перспективним методом і застосовувався для характеристики цієї поведінки [77]. По-друге, під час цього процесу також спостерігається механізм руйнування емульсії.

В роботі [78] експериментально охарактеризували емульсії процесів SAGD та ESSAGD. Встановлено, що нафта, отримана в процесі ES-SAGD, має нижчу стабільність емульсії. Щоб зменшити вплив емульгування на ефективність рекуперації за допомогою водяної пари, рекомендується розчинник, розчинний у асфальтені, який можна застосовувати під час роботи.

Цей процес був апробований у пластах важкої нафти після CHOPS (видобуток холодної важкої нафти з пісками), які є занадто тонкими для економічного процесу видобутку на основі пари. Для CSI поведінка масопереносу розчинник-нафта в колекторах є одним із найважливіших механізмів [80]. В роботі [81] провели чотирнадцять експериментів з розчинником (вуглекислий газ, метан, пропан і бутан), щоб дослідити вплив робочого тиску, час замочування та склад розчинника в процесі CSI. Було помічено, що для всіх типів досліджуваних розчинників отримана нафта була набагато легшою, ніж у процесах без розчинників (щодо густини та в'язкості). Визнано, що регулюючими механізмами ПНН є газ розчину, зниження в'язкості, екстракція більш легких компонентів, утворення пінистої нафти та процес дифузії. На основі механізмів достатнього розчинення розчинника та можливого осадження асфальтену була запропонована та випробувана методика VAPEX для процесу EOR для пластів нафтових пісків [29]. У цьому процесі пара горизонтальних свердловин буриться як видобувна свердловина та нагнітальна свердловина так само, як і в процесі SAGD [8]. Фізика процесу VAPEX по суті така ж, як і процесу SAGD. Але порівняно з процесом SAGD, VAPEX може значно знизити витрати на енергію та може застосовуватися до тонких резервуарів, навіть із донним водоносним горизонтом [82]. Це пов'язано з нетепловими характеристиками VAPEX. Крім того, щоб поєднати переваги теплопередачі та дифузії розчинника, застосовуються теплий VAPEX та гібридний VAPEX. [83] порівняли різницю трьох типів VAPEX у важких нафтових пластах. Теплий і гібридний підходи VAPEX поєднують механізми тепло- і масообміну, притаманні розчинним і тепловим процесам. Додавання тепла може допомогти збільшити глибину злитого живого масла.

Для польового застосування деякі з гібридних методів термічного розчинника були успішно випробувані як в лабораторних, так і в польових масштабах [84]. В роботі [85] дали критичний огляд застосування розчинника в

процесі термічного відновлення важких нафтових пластів. Існує багато польових реалізацій цього гібридного процесу в резервуарах нафтових пісків у Канаді [86].

Був запропонований новий підхід до ос, який полягає в спільному введенні ксилолу та пари, щоб прискорити процес попереднього нагріву між інжектором і видобутком [87]. Після роботи було помічено, що час запуску процесу SAGD скоротився приблизно на 60 днів порівняно зі звичайним методом попереднього нагріву з циркуляцією пари.

1.6. Гібридний термічний процес NCG

NCG (неконденсований газ) є ще однією добавкою для процесу термічного відновлення важкої нафти та нафтових пісків. Для гібридного термічного процесу NCG неконденсований газ одночасно або періодично вводять у пласт для сприяння процесу дренування нафти [88]. Його широко застосовують для виробництва важкої нафти [89]. До загальновживаних добавок NCG входять азот, вуглекислий газ, повітря, димовий газ і метан [90]. Подібним чином, гібридний термічний NCG також може працювати в режимі циклічного впорскування, режимі безперервного впорскування і навіть у режимі гравітаційного дренажу [91]. Для механізмів додавання NCG ще більше знижує в'язкість нафти, покращує нагнітання пари, збільшує розмір нагрітих ділянок, відновлює енергію пласта, а також забезпечує додаткову енергію видобутку [92].

По-перше, процеси циклічного впорскування зазвичай включають процеси N_2-CSS, CO_2-CSS, димових газів-CSS, CH_4-CSS і повітря-CSS. Усі вони можуть бути використані для покращення продуктивності пластів після CSS, і найефективнішою операцією серед них є процес CO_2-CSS, який пояснюється високою розчинністю CO_2 у важкій нафті та ефектом закачування змішуваного газу [93]. Порівняно з процесом CSS, теплова енергія, необхідна для гібридного

процесу CO_2-CSS, набагато нижча. З іншого боку, через нижчу температуру насичення додавання CO_2 також знижує температуру впорскування [94].. Крім того, у випадку чистого CO_2 механізм розчинення CO_2 може домінувати в процесі, тоді як у випадках утвореного газу та димових газів, окрім механізму розчинення, важливий також режим вільного газу. Зокрема, серед кількох гібридних процесів, для процесу циклічного пароповітряного нагнітання, після закачування повітря воно може реагувати з важкою нафтою в пласті через реакцію LTO (низькотемпературного окислення). Тоді утворена суміш газів (включаючи CO_2, CO та CH_4) після LTO та N_2, що не прореагував, посилюють процес відновлення.

У порівнянні зі звичайним процесом CSS, цей гібридний процес нагнітання термічного повітря може значно збільшити видобуток нафти [96]. Крім того, для подальшого зниження в'язкості нафти та покращення коефіцієнта рухливості на основі гібридного термічного процесу NCG також використовували поверхнево-активну речовину зменшувача в'язкості нафти (VR), наприклад у процесах HDNS (Горизонтальна свердловина, розчинник, азот і пара), HDCS (горизонтальна свердловина, розчинник, CO_2 і пара) і HDAS (горизонтальна свердловина, розчинник, повітря та пара). Ці методи були застосовані для ефективного відновлення надважких запасів нафти.

По-друге, для безперервного режиму впорскування газові добавки, що використовуються в режимі CSS, також можна застосовувати в процесі закачування парою, наприклад, закачування парою за допомогою CO_2, закачування парою за допомогою N_2 і закачування парою за допомогою димового газу [97]. Одночасно, через високу розчинність, суміш пара-CO_2 є кращою, ніж пара-N_2 або комбінація пара-димовий газ. Процес NCG-SAGD є іншим типом гібридного термічного процесу NCG. Його також називали процесом SAGP (Steam and Gas Push) [100]. Це модифікація традиційного процесу SAGD. Подібно до процесу SAS, згаданого раніше, у цьому процесі невелика кількість NCG,

наприклад N_2, CO_2 або CH_4, додається до пари [101]. Під час роботи введений NCG накопичується у верхній частині парової камери, щоб знизити температуру в камері та швидкість втрати тепла до розкривних порід. Таким чином, потреба в парі зменшується, а співвідношення нафта/пар (OSR) покращується [102].

Таким чином, більшість газів, що вводяться, накопичуються поблизу парової камери та зменшують передачу тепла холодному бітуму на межі парової камери. Але для процесу CO_2-SAGD, через його високу розчинність, CO_2 діє як розчинник. Таким чином, це відповідає процесу ES-SAGD.

Для процесу повітря-SAGD (CAGD) або процесу кисень-SAGD (SAGDOX) модернізація на місці та спалювання на місці є найважливішими механізмами під час роботи [104]. Нещодавно інший новий тип теплоносія (MTFs - кілька термальних флюїдів) був введений у процес видобутку важких нафтових пластів [46]. На відміну від звичайної насиченої пари, MTFs запропоновані на основі згоряння та струминного механізму ракетного двигуна. MTF безпосередньо виробляються в процесі згоряння в генераторі, і це відбувається в умовах високої температури та високого тиску. Фракція NCG у MTFs є сумішшю N_2, CO_2, CH_4 і CO. Тому процес на основі MTF також можна розглядати як процес спільного впорскування водяної пари розчинника та газу. Крім того, під час польових робіт MTF завжди закачують у пласт безпосередньо після генерації. Він відрізняється від методу окремої ін'єкції у звичайному випадку.

1.7. Гібридний термохімічний процес

Хімічні добавки також можуть бути додані в пару для покращення продуктивності термічних процесів, включаючи луги, поверхнево-активні речовини, полімери, NCG (N_2, CO_2) піну та гелі. Для пластів важкої нафти після закачування пари цей тип гібридного процесу можна використовувати для

ефективного керування профілем закачування пари, особливо для пінних і гелевих систем NCG. Гібридний термохімічний процес може отримати більше нафти, ніж звичайні процеси відновлення на основі чистої пари [108]. По-перше, для гібридного паролужного процесу (HASP), на додаток до звичайних механізмів EOR на основі пари, додаткові механізми включають емульгування, зміну змочуваності, зменшення IFT і руйнування жорсткої плівки [109]. Зазвичай використовувані луги включають Na_2CO_3 і NaOH. По-друге, гібридний процес паро-поверхнево-активна речовина (HSSP) використовує невелику кількість поверхнево-активної речовини, яка вводиться разом з парою, щоб підвищити вилучення нафти за допомогою процесу видобутку з парою. Механізми включають зменшення IFT, зміну змочуваності, підвищення відносної проникності нафти та емульгування на місці [110]. В роботі [111] експериментально та чисельно досліджували продуктивність процесів SSP (або HSSP) і SAGD, і було виявлено, що SSP може додатково підвищити швидкість видобутку нафти, зменшити CSOR і підвищити кінцевий коефіцієнт вилучення нафти. Вони також розробили набір критеріїв для вибору та тестування поверхнево-активних речовин у застосуванні SSP. В роботі [112] використовували біодизель (BD) як поверхнево-активну добавку для дослідження ефективності відновлення HSSP. Застосування БД (метилових ефірів жирних кислот) може значно підвищити ефективність відновлення бітуму в процесах SAGD і CSS. В роботі [113] забезпечили успішне польове застосування поверхнево-активних добавок (так звані TFSA, тонкоплівкові розповсюджувальні агенти) для підвищення ефективності відновлення теплових процесів у важких нафтових колекторах. По-третє, полімерна добавка зазвичай використовується для нетермічного процесу вилучення, особливо для заводненого пласта важкої нафти. Цей процес добре підходить для процесу ПВН для морських родовищ важкої нафти, таких як родовище Бресей і Бентлі в Північному морі, Великобританія, і нафтове родовище Бохай у Китаї [114].

Нещодавно в Університеті Техасу та Університеті Калгарі був розроблений ще один новий гібридний термохімічний процес під назвою Alkali-Co-Solvent-Polymer (ACP) [116]. У цьому процесі різні добавки по-різному працюють під час роботи. Луг використовується для зниження міжфазного натягу, полімер використовується для збільшення в'язкості води для контролю рухливості; співрозчинник використовується для оптимізації фазової поведінки та запобігання утворенню високов'язких емульсій [116]. Тоді, завдяки поєднанню попереднього підігріву електричним опором і затоплення гарячою водою, цей процес може добре впоратися з проблемами прийомистості, нагрівання та витіснення нафти та видобутку [117].

Системи піни та гелю NCG є широко використовуваними методами для ефективного закупорювання головної зони пари та контролю профілю впорскування пари. Для порівняння, міцність закупорювання гелевої системи вища, ніж у NCG-піни [118]. По-перше, NCG-піна включає N_2-піну, CO_2-піну та CH_4-піну [118]. Для формування ефективної пінної системи в пласті важливий вибір водорозчинної поверхнево-активної речовини (піноутворювача). У пористих середовищах за рахунок ефективного змішування NCG і піноутворювача може утворюватися піна. Але для польової експлуатації, щоб гарантувати ефективну роботу, необхідна сувора схема оцінки піноутворювача, включаючи статичну продуктивність (стабільність піни, об'єм піни та розмір піни) та динамічну продуктивність (коефіцієнт опору та термін дії). Іноді стабілізатор піни, такий як полімер, додається в систему піни для підвищення міцності піни, і це називається полімерно-посиленою піною (PEF). У роботі [120] використали мікромодель для обговорення ефективності закачування CO_2-піни та CO_2-PEF у процесі видобутку важкої карбонатної нафти. У процесах термічної рекуперації через впорскування пінної системи в'язкість пари збільшується, а рухливість пари зменшується. Піна NCG може ефективно контролювати зміну в'язкості, силу тяжіння та прорив пари [121]. NCG-піна може ефективно

закривати канал паропроводу та покращувати ефективність розгортки в гетерогенних пластах важкої нафти. В роботі [122] чисельно продемонстрували продуктивність SAGD з пінною масою (FA-SAGD). Було виявлено, що завдяки вдосконаленню профілів впорскування пари процес FA-SAGD мав кращу розширену парову камеру та дав кращу ефективність відновлення, ніж звичайний SAGD. Деякі інші хімічні добавки також застосовувалися для підвищення продуктивності піни в процесах термічної рекуперації. Крім того, присутність лугу може зменшити міжфазний натяг нафта/вода, щоб забезпечити утворення емульсії нафта-у-воді. Таким чином, знижується залишкова нафтонасиченість. У роботі [124] чисельно обговорювали ефективність хімічних добавок і процес SAGD із застосуванням піни (CAFA-SAGD) у важких нафтових пластах. Було виявлено, що додавання хімічної добавки додатково сприяє утворенню піни на місці та знижує міжфазний натяг.

Високотемпературний гель (HTG) блокуючий агент є ще однією ефективною хімічною добавкою для контролю профілю нагнітання пари в пласт. Крім того, його можна ефективно використовувати для пом'якшення впливу прориву пари в пластах важкої нафти [125]. На відміну від традиційної гелевої системи для затоплених водойм, HTG має вищу термічну стабільність [126].

В даний час існує ряд доступних систем HTG [127]. Вибір відповідної системи HTG для конкретного резервуара пов'язаний не тільки з температурою, солоністю та рівнем жорсткості води, що використовується, але також і з літологією резервуара [126]. В роботі [127] експериментально оцінили термооборотний гель, утворений з гідроксипропілметилцелюлози (HPMC). Було виявлено, що цей термооборотний гель є хорошим кандидатом для поглибленого контролю охоплення в свердловинах, стимульованих парою. В роботі [128] запропоновано нову HTG для контролю шляху прориву пари в пластах важкої нафти, а також був проведений паралельний експеримент з піщаним шаром для оцінки його ефективності. Виходячи з експериментальних спостережень, ця

гелеутворююча система має сильну стійкість до солі та стійкість до розведення. Він може ефективно закупорити шлях прориву пари та змусити подальшу пару увійти в шлях із низькою проникністю. Незважаючи на те, що системи NCGfoam і gel можуть ефективно закривати канали паропроводу та покращувати профіль впорскування пари, вони також мають деякі відмінності.

По-перше, порівняно з NCG-піною, основною перевагою гелевої системи є те, що вона відносно нечутлива до деяких умов пласта, таких як наявність нафти [129]. Для піни NCG присутність нафти значно впливає на стабільність піни та її міцність. По-друге, гелі більш чутливі до зміни градієнтів тиску. Під час експлуатації критичний градієнт тиску прориву є ще одним важливим параметром для оцінки продуктивності HTG [128].

Для польового застосування гібридні термохімічні процеси широко застосовуються для покращення ефективності термічного відновлення важкої нафти та нафтових пісків. По-перше, для гібридних паро-лужно-поверхнево-активних процесів, деякі польові застосування були зареєстровані в Канаді, включаючи SA-SAGD (поверхнево-активна допомога-SAGD) [130]. Найпоширенішими поверхнево-активними речовинами є прискорювач в'язкості (VR) і витіснювач нафти (ODA) [131].

Спеціально для нафтових родовищ Kern River і Midway-Sunset у Каліфорнії було застосовано NCG-піну для покращення продуктивності відновлення процесу парового заводнення [119]. NCG-піна також була розроблена для покращення продуктивності CSS для нафтових родовищ Tia Junan і Bolivar у Венесуелі [133]. У Китаї було зареєстровано багато польових операцій із застосуванням NCG-піни для процесу після CSS і процесу після парового заводнення на нафтових родовищах Хенань і Шенлі [10].

1.8. Модернізація в пласті

Іонна рідина (IL). Іонна рідина – це вид органічних солей, які складаються з органічних катіонів з органічними (неорганічними) аніонами [147]. Це альтернативна добавка для покращення важкої сирої нафти та покращення якості нафти у пласті. Під час експлуатації полярні компоненти важкої нафти (асфальтен і смоли) можуть дифундувати в ІЛ. Таким чином, знижується в'язкість сирої нафти, а також спостерігається зменшення полярних компонентів [148]. Інші механізми включають відновлення IFT, каталіз, гідрокрекінг і гідрування [149]. Останнім часом повідомлялося про багато позитивних відгуків про IL. Але IL вважається занадто дорогим для промислового застосування. Нещодавно запропоновано ще один вид іонної рідини, глибокі евтектичні розчинники (DESs) [150]. На основі всебічного експериментального дослідження затоплення керна, Mohsenzadeh et al. [147] вивчали продуктивність роботи DES для видобутку важких нафтових і бітумних пластів. Було виявлено, що закачування парою після введення DES може дати вищий коефіцієнт відновлення, ніж безперервний процес закачування парою. Крім того, спостерігалося очевидне явище покращення на місці, таке як збільшення щільності API, зменшення вмісту сірки (16%) і збільшення вмісту насичених вуглеводнів у продуктах.

Додавання каталізатора. Щоб підвищити стабільність процесу ISC, у процес було додано багато підтримуваних каталізаторів для каталітичного оновлення. Додавання каталізатора може значно підвищити стабільність ISC, посилити реакцію окислення та сприяти крекінгу вуглеводнів. Металева (сольова) добавка є одним із найважливіших типів каталізаторів, що використовуються в процесі ISC [151]. Це може додатково посилити реакцію окислення та крекінг вуглеводнів [152]. В роботі [153] експериментально обговорили вплив типу каталізатора та робочих умов на ефективність відновлення процесу THAI; досліджувані каталізатори включали CoMo, NiMo та

ZnO/CuO на носіях оксид алюмінію. Абу та ін. [154] і Харт та ін. [155] також експериментально досліджували поведінку каталітичного оновлення каталізатора Ni-Mo/Al2O3 у процесах ISC та THAI. Аманам і Ковщек 156.

Нанотехнології (наночастинки). Наночастинки стали важливою добавкою для збільшення видобутку важкої нафти [157]. Зазвичай використовуються наночастинки типу алюмінію, оксиду алюмінію, міді, оксиду міді, оксиду кобальту та нікелю [157]. У пласті наночастинки можуть виступати в якості адсорбенту або каталізатора для подальшого підвищення продуктивності збагачення та вилучення важкої нафти [157]. Основні механізми підвищення вилучення включають каталітичний гідрокрекінг і зміну змочуваності [152]. Крім того, змочуваність пласта змінюється від стану, зволоженого нафтою, до стану, зволоженого водою. Ґрунтуючись на експерименті з двовимірною мікромоделлю витравленого скла, в роботі [158] порівняльно дослідили механізми звичайних сульфонатних поверхнево-активних речовин і нанофлюїдів для видобутку важкої нафти. Було виявлено, що поведінка нанофлюїдів відрізняється від поведінки звичайних поверхнево-активних речовин. Було виявлено межу між зернами породи та нанофлюїдами. Це може спричинити виникнення капілярної імбібіції та таким чином покращити вилучення важкої нафти.

В роботі [159] вивчали характеристики акватермолізу важкої сирої нафти з використанням нанорозмірних частинок оксидів металів. Вони виявили, що присутність наночастинок додатково знижує в'язкість нафти та підвищує вміст насичених вуглеводнів у видобутій нафті. Крім того, наночастинки також можна використовувати для каталізації процесу згоряння на місці важкої сирої нафти.

1.9. Висновки до розілу і постановка задач дослідження

Незважаючи на те, що SAGD широко застосовувався в проектах видобутку важкої нафти на місці в Канаді, виникають проблеми.

Введення пари має обмежений вплив на зниження в'язкості та покращення компонентного складу нафти. Крім того, через реакції конденсації та полімеризації, закачування пари призводить до збільшення в'язкості нафти після її вилучення на поверхню.

Однією з критичних проблем роботи SAGD є вартість виробництва пари. Як правило, пара виробляється газовими котлами. Оскільки вироблений бітум є майже чистою нафтою, паливний газ слід закуповувати із зовнішніх джерел. Було докладено зусиль, щоб скоротити споживання пари або збільшити співвідношення пари до масла (SOR).. У процесі VAPEX розчинники, які складаються з вуглеводнів, вводяться в свердловини SAGD замість пари. Вибір розчинника залежить від умов експлуатації, але зазвичай використовується пропан або бутан. Зниження в'язкості досягається не термічним ефектом, а розчиненням розчинника в бітумі. Отже, теплопровідність у SAGD відповідає дисперсійному масообміну в процесі VAPEX. Іншими словами, VAPEX є аналогом розчинника SAGD. Однак зазначив, що VAPEX зіткнувся з труднощами, коли промисловість намагалася провести пілотні випробування та польове застосування. Через повільність дисперсійного масоперенесення порівняно з теплопровідністю відновлення не може бути достатньо покращено.

У контексті розчинних процесів на основі SAGD, таких як VAPEX і SA-SAGD, дифузійний масоперенос рідких розчинників у насичених бітумом нафтових пісках є ключовим для кількісної характеристики процесу. Швидкість змішування розчинників і бітуму в цих процесах визначається масопередачею, спричиненою гідродинамічною поперечною дисперсією.

Найдорожчим видом діяльності в SAGD є виробництво пари, і його часто вимірюють за допомогою співвідношення пари до нафти (SOR). SOR вимірює кількість пари, необхідної в еквівалентах холодної води (CWE) для виробництва кожної одиниці виробленого бітуму. У польових умовах кумулятивний SOR (cSOR) зазвичай становить від 2 до 10 $м^3/м^3$. Чим вищий cSOR, тим більше споживання пари або більше природного газу спалюється на одиницю об'єму виробленого бітуму та отже, менш економічним є процес.

Одним із варіантів зменшення використання пари є заміна його або деякої його частини розчинниками.

Протягом останніх двох десятиліть оператори експериментували з інноваційними технологіями для зменшення високої енергоємності та споживання води під час термічних процесів на місці. Два процеси, які нещодавно привернули підвищений промисловий інтерес, це процес із застосуванням розчинника solvent-assisted process (SA-SAGD) і процес введення чистих розчинників pure solvents injection process (Nsolv). SAGD із сумісною ін'єкцією розчинника був розроблений Nasr та Isaacs у 2002 році. Фундаментальний механізм процесу полягає в тому, що розчинник конденсується з парою навколо межі холодного утворення парової камери, викликаючи розрідження масла та зниження в'язкості.

Комбінований ефект розчинника з теплом має потенціал для забезпечення вищих показників виробництва бітуму, які є еквівалентними або навіть вищими, ніж у процесах впорскування лише парою.

Поточні розробки та пілотні розробки процесів на основі розчинників обмежені, і це можна пояснити відсутністю експериментальних даних і теплофізичного моделювання систем розчинник/бітум. Таким чином, фундаментальне розуміння фазової поведінки та впливу розчинника на теплофізичні властивості бітуму не повністю зрозуміле, і таке знання є важливим

для належного моделювання, проектування та реалізації процесів відновлення на основі розчинників.

SAGD, розширений розчинником (ES-SAGD), використовує розчинник для подальшого зниження в'язкості масла та підвищення швидкості дренування масла на основі зниження в'язкості масла високою температурою пари. Ця технологія досягла хорошого ефекту для покращення виробництва проектів SAGD у Канаді.

Оскільки більша частина введеного розчинника виробляється та може бути перероблена, результати означають, що можуть бути значні економічні переваги, які можуть бути реалізовані за допомогою ES-SAGD порівняно з SAGD.

Через низьку робочу температуру можна використовувати менше пари, внаслідок чого процес ES-SAGD може призвести до зниження викидів димових газів, які утворюються під час виробництва пари. Крім того, дія розчинника прискорює видобуток нафти з пласта і діє на краях камери виснаження.

Оскільки тип розчинника має великий вплив на продуктивність виробництва ES-SAGD, за кордоном були проведені численні лабораторні дослідження, які підтвердили, що різні типи нафти при різних умовах температури та тиску мають різні оптимальні системи розчинників. Тому необхідно вибрати найбільш підходящу систему розчинників відповідно до різних умов пласта.

Розділ ІІ. ОБГРУНТУВАННЯ ЗАСТОСУВАННЯ МЕТОДІВ НА ОСНОВІ РОЗЧИННИКІВ

2.1. Розчинники

Асфальтени, що входять в склад бітумів і важких нафт розчинні в ароматичних вуглеводнях (наприклад толуолі), однак нерозчинні в легких парафінових розчинниках (наприклад пентан, бутан, гептан, які є найбільш використовуваними). У процесі видобутку розчинник вводять у пласт через нагнітальну свердловину. Оскільки, розчинники можуть розчинятися в нафті, а отже підвищити її рухливість поблизу межі парової камери.

Важливе значення у зниженні в'язкості важкої нафти/бітуму та підвищенні ефективності процесу теплопередачі відіграє фазовий стан вуглеводневих розчинників. Фактично тільки *н*-гексан і *н*-гептан при термобаричних параметрах технологічного процесу, мають параметри фазової рівноваги, близькі до параметрів води, а отже можуть використовуватися у якості розчинників [160].

Термічні процеси введення вуглеводневого розчинника використовують перегріті компоненти (як правило, пропан або бутан). В процесі ES-SAGD суміш парів води і розчинника подається у парову камеру та рухається до її межі. На межі камери пари конденсуються і приховане тепло конденсації передається важкій нафті/бітуму. При цьому, розчинник дифундує в бітум та знижує його в'язкість значно нижче в'язкості, яку можна отримати тільки за допомогою водяної пари. В паровій камері утворюється емульсія з розчинника, бітуму та пластової води. Під дією гравітацію емульсія рухається до видобувної свердловини і далі видобувається на поверхню.

Лабораторні дослідження, наведені в роботі [161] підтвердили, що при різних термобаричних умовах різні типи нафти мають свої оптимальні компонентні склади розчинників. У 2002 році компанія PanCanadian запустила

пілотний проект з використанням розчинників (SAP) [162]. Невдовзі після початку закачування бутану дебіт нафти виріс більш ніж на 50%. Після припинення закачування розчинника він знизився до прогнозованого рівня для методу SAGD. При цьому вихід розчинника перевищив 70%.

Однак, у нафтовмісній породі час дифузії органічного розчинника значно довший за час термічної дифузії водяної пари. Тому для парів води та розчинника складно сформувати синергічну дію на зниження в'язкості нафти. Тому методи на основі розчинників мають нижчу ефективність порівняно з традиційними методами на основі пари [163].

Широке застосування на родовищах високов'язкої нафти вуглеводневих розчинників також обмежується їх відносно високою вартістю. Крім того, при введенні вуглеводневих розчинників може порушуватись компонентна стабільність асфальтену. При зміні гідродинамічних і термодинамічних умов він може виділитись у вигляді осаду на поверхні частинок гірських порід. У результаті осад асфальтену може закупорювати порові канали продуктивного пласта [164]. Через значні коливання в процесі видобутку тиску, температури, та складу важких нафт/бітуму, нестабільність асфальтену є суттєвою проблемою для технологій на основі розчинників.

Технологія парового заводнення з використанням розчинників також стикається з проблемами низької економічної ефективності та значних втрат розчинника в продуктивних породах [165]. Таким чином, технології з використанням розчинників є одними з найбільш перспективних. Однак їх більш широке застосування ускладнюють досить складні механізми тепло- та масообміну в поєднанні зі складною фазовою поведінкою розчинників.

Традиційно розчинність виражається як функція температури та тиску для кожного розчинника незалежно від характеристик зразка бітуму. Це може бути недійсним припущенням, особливо у випадку важких вуглеводневих

розчинників, таких як рідкий пропан, бутан і пентан, і невуглеводневих розчинників, таких як диметиловий ефір (DME).

Тому необхідно включити інші параметри, які пов'язують характеристики розчинників і бітуму, в розроблену кореляцію. Додатковими параметрами, вибраними для характеристики типу розчинника, є ацентричний фактор ω і критична температура Tc

Незважаючи на наявність багатьох інших параметрів, які можна використовувати для характеристики використовуваного розчинника та типу бітуму, ці конкретні параметри були обрані, оскільки вони широко використовуються та легко доступні в літературі.

Однією з проблем, що виникають під час моделювання густини суміші, є робота з легкими/газоподібними розчинниками. У чистому стані густина газу (розчинника) чітко визначена, але при змішуванні з більш важкими компонентами вони більше схожі на рідину. [166]

Зазвичай це призводить до недопрогнозування густини суміші. Таким чином, дослідники запропонували кілька підходів, таких як врахування надлишкового об'єму при прогнозуванні густини [166] та/або використання концепції «ефективної» густини рідини [167] для прогнозування густини легких/газоподібних розчинників (ρs) при змішуванні з більш важкою рідиною. компоненти.

«Ефективна» щільність рідини – це гіпотетична щільність рідини для газоподібного розчинника, коли він є частиною рідкої суміші.

Кореляція була розроблена для отриманих рідинних густин легких вуглеводневих компонентів за допомогою генетичного програмування. Розроблену кореляцію можна використовувати для прогнозування псевдорідких густин легких вуглеводневих компонентів за межами температури та тиску, при яких компонент перебуває в рідкому стані. Наприклад, пропан під тиском 1 МПа знаходиться в рідкому стані при температурах від 90,5 до 300 К. Розроблена

кореляція передбачає щільність рідкого пропану в цьому діапазоні тиску та температури з AARD 2%. Така ж кореляція застосовується до температур понад 300 К, коли газоподібний розчинник розчиняється в рідкій суміші, щоб передбачити щільність псевдорідини. Рисунок 2.1 ілюструє фактичну щільність пропану, отриману за NIST при тиску 1 МПа. Розроблена в роботі кореляція використовується для прогнозування фактичної рідкої щільності пропану, як показано на суцільній чорній кривій.

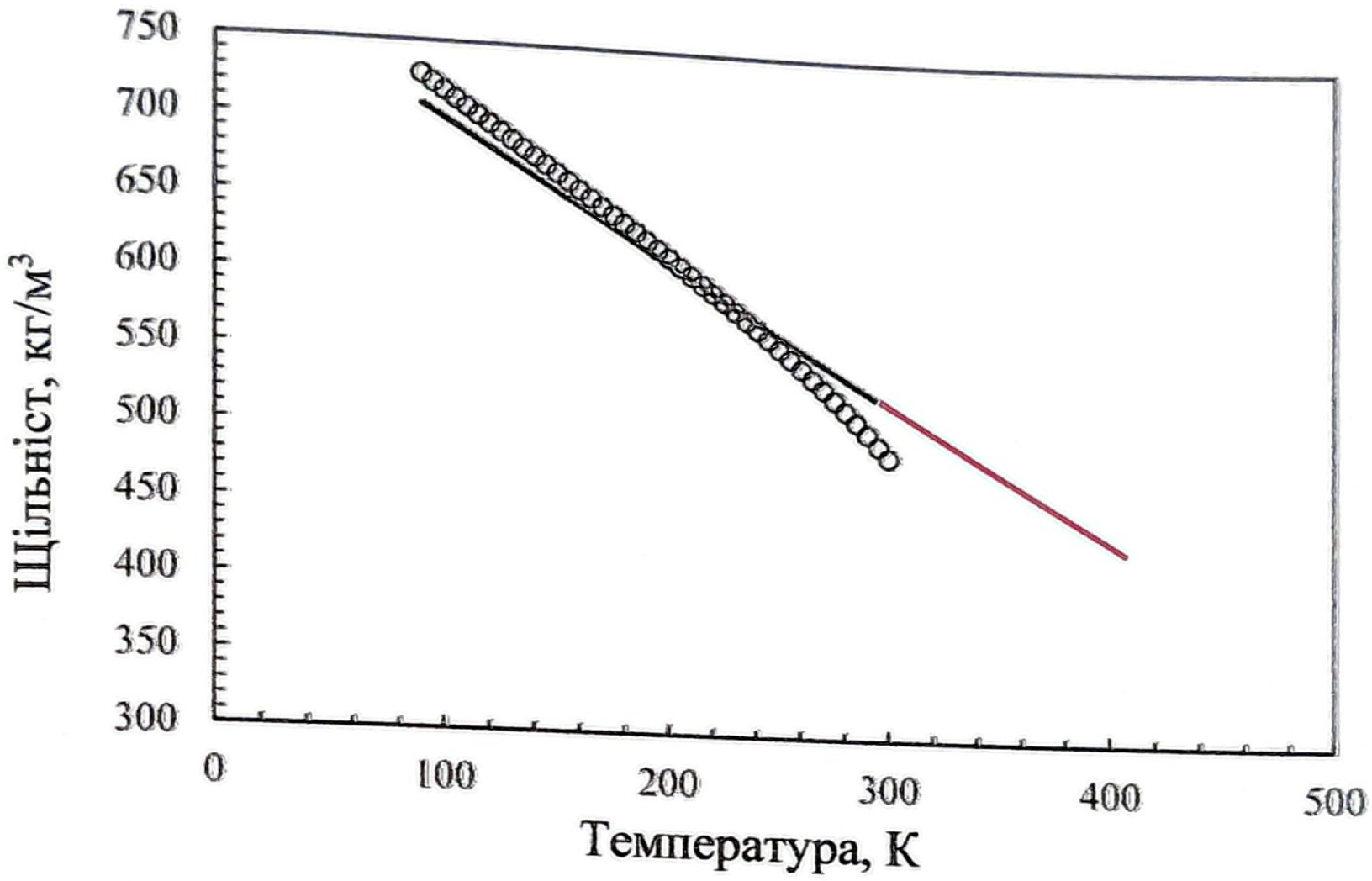


Рисунок 2.1 – Густина рідини пропану при 1 МПа фактична порівняно з модельованою

Червона крива показує густину псевдорідкої рідини пропану для температур понад 300 К з використанням тієї ж розробленої кореляції. Узагальнена кореляція, розроблена для моделювання рідких щільностей легких вуглеводневих компонентів (C_1 до n-C_5), які будуть використовуватися для прогнозування щільності суміші, задається формулою

$$\frac{1}{\rho_s} = \frac{-0.13363}{0.00036554TT_c - 18.6278 - 0.01649T - 0.234897T_c} \tag{2.1}$$

де T і Tc – температура системи і критична температура розчинника відповідно, K; ρ_s – густина чистого розчинника, кг/м^3.

Ця кореляція дійсна для прогнозування густини рідини від чистого C_1 до n-C_5 з AARD 3,29% і відповідністю R^2=0,944.

За даними [167], деякі канадські розвідувальні та видобувні компанії провели польові пілотні випробування в Encana на озері Крістіна (SAP), Imperial Oil на озері Колд (LASER) і Nexen на озері Лонг (ES-SAGD). Серед минулих випадків польових випробувань SAP Christina Lake, де бутан разом із парою вводили в свердловини SAGD, покращив видобуток бітуму на 30%, а SOR, який вважається одним з економічних показників ефективності SAGD, на 25% ; Cold Lake LASER, де суміш пари та пентану плюс (C_{5+}) вводиться та виробляється в режимі «затягування» у вертикальній свердловині, відзначено 35% покращення виробництва бітуму разом із приблизно 70% відновленням розчинника . ESSAGD у Лонг-Лейк також підвищив швидкість виробництва бітуму на 6% і SOR на 7%. У деяких випадках, таких як Suncor у Firebag та Nexen у Long Lake (обидва в ES-SAGD), не спостерігалося чітких ознак покращення виробництва бітуму та SOR. Очевидно, що продуктивність методів із застосуванням розчинника різна. Це залежить від різних факторів, включаючи характеристики дифузії/дисперсії, вибір розчинника, фракцію розчинника в парі, умови температури та/або тиску та неоднорідність пласта.

Відповідно до [167], гідродинамічна дисперсія є макроскопічним результатом комбінованих ефектів молекулярної дифузії та механічної дисперсії, а коефіцієнт поперечної дисперсії (D_T) можна загалом виразити лінійною комбінацією члена молекулярної дифузії та механічної дисперсії:

$$D_T = D_e + \alpha_T |v| \tag{2.2}$$

де D_e – ефективний коефіцієнт дифузії, м^2/с; α_T – поперечна дисперсія, м; v – міжвузлова швидкість, м/с. D_e і v визначаються такими рівняннями:

$$D_e = \frac{D}{\tau} \tag{2.3}$$

$$v = \frac{u}{\phi} \tag{2.4}$$

де D – коефіцієнт молекулярної дифузії, м^2/с; τ – дифузійна звивистість, м^2/м^2; u – швидкість Дарсі, м/с; ϕ – пористість.

Вимірювання ефективних коефіцієнтів дифузії та дисперсності є надзвичайно важливим, оскільки неможливо правильно кількісно визначити ефект розчинника без точного вимірювання цих значень. Варто зазначити, що дифузія та дисперсія представляють схожі концепції масопереносу, але перша є фізичною властивістю, що описує взаємодію між розчиненою речовиною та розчинником, а остання пов'язана з геологічною (локальною) неоднорідністю. У цьому дослідженні ми провели серію експериментів з використанням контейнера для рідини під тиском для вимірювання коефіцієнтів дифузії. Зверніть увагу, що звивистість нафтових пісків повинна бути кількісно визначена окремо для визначення ефективних коефіцієнтів дифузії. Вимірювання звивистості та дисперсності виходить за рамки цієї статті, але воно буде заплановано на наступному кроці.

Коефіцієнти дифузії між розчинниками та бітумом обговорювали кілька дослідників. Відповідно до [167], який проаналізував існуючі дослідження, існує два основних підходи до визначення коефіцієнтів дифузії. Одним є незалежні від концентрації коефіцієнти дифузії, які були виміряні обертовим диском, модифікованою транспірацією, дисперсією Тейлора та ядерним магнітним резонансом (ЯМР). Інший – це залежні від концентрації коефіцієнти дифузії, які були виміряні за допомогою методу зниження тиску, лазерного або видимого світлового зображення та рентгенівської комп'ютерної томографії (КТ). Залежні від концентрації коефіцієнти дифузії підходять для представлення процесу SA-SAGD, оскільки залежність від концентрації стає значною при змішуванні

рідина-рідина, яке фактично відбувається вздовж країв парової камери в процесах SA-SAGD і VAPEX. Порядок коефіцієнтів дифузії між бітумом Athabasca і типовими рідкими розчинниками, включаючи пентан і гексан, в атмосферних умовах коливається від 10-11 до 10-10 м^2/с. Однак, наскільки нам відомо, немає жодної публікації про експеримент, який міг би успішно визначити залежні від концентрації коефіцієнти дифузії між рідкими розчинниками та бітумом за високотемпературних умов на краю пари.

У наших дослідженнях були розроблені та реалізовані експерименти з високим тиском і високою температурою для вимірювання залежних від концентрації коефіцієнтів дифузії, порядок яких становив 10−9 м2/с. На даний момент було проведено три експерименти з дифузії. Перший і третій експерименти – це високотемпературний (134∘C) і низькотемпературний (76°C) випадки гексан-бітум, а другий експеримент – високотемпературний (135°C) розчинник-бітум. У цьому контексті розчинник - це суміш різних вуглеводнів, які розбавляють вироблений бітум на поверхні. Експерименти проводилися з використанням двоенергетичного рентгенівського КТ-сканера.

Дія розчинника на в'язкість бітуму залежить від вмісту розчинника у фазі бітуму, який залежить від поведінки тиск–об'єм–температура (PVT) сумішей розчинника та бітуму. Для деяких розчинників, наприклад пропану, в'язкість бітумної фази додатково знижується за рахунок випадання асфальтенів з бітуму. В'язкість суміші розчинника та бітуму нижче 10 сР може бути досягнута при температурах нижче 100 °C за умови додавання достатньої кількості розчинника. Наприклад, щоб отримати в'язкість суміші 10 сР при 100 °C, суміш повинна складатися з приблизно 0,5 мольної частки гексану.

Суміш пари та розчинника надходить у парову камеру та тече до краю камери. На краю, конденсуються і пара, і розчинник. Пара передає своє приховане тепло бітуму, а розчинник розчиняється та дифундує в бітум, розбавляє його та знижує його в'язкість нижче в'язкості, яку можна отримати

лише за допомогою пари. Оцінюючи поведінку фаз припускають, що друга вуглеводнева рідка фаза може існувати на краю парової камери. Однак ця збагачена розчинником рідка фаза виникне лише при високих концентраціях розчинника, що перевищують ті, що передбачені в процесі ES-SAGD [168].

Однією з головних цілей процесу є відновлення якомога більшої кількості введеного розчинника для його переробки та повторного введення. Мінімальні втрати розчинника в нафтових пісках і навколишніх пластах є критично важливими, оскільки закачуваний розчинник часто дорожчий, ніж вироблений бітум за однакового обсягу.

Існують польові докази того, що парові процеси із спільно введеним розчинником дають вищі показники видобутку нафти, ніж лише пара. У 2002 році EnCana запустила пілотний процес з використанням розчинників (SAP) у Сенлаку, Саскачеван, в одній із пар свердловин Фази С [169].

У цьому пілотному проекті пара свердловин працювала зі звичайним SAGD протягом перших півроку. У цей момент часу бутан одночасно вводили з парою протягом кількох місяців. Невдовзі після початку закачування бутану дебіт нафти підскочив більш ніж на 50%. Після припинення закачування бутану дебіт нафти знизився до прогнозованого дебіту нафти SAGD, отриманого в результаті екстраполяції дебіту SAGD, зареєстрованого протягом першої половини року пілотного проекту. Повідомляється, що вихід розчинника становить понад 70% [170]. EnCana застосовує технологію SAP у своєму проекті Christina Lake [170]. Поки що результати свідчать про зростання цін на нафту більш ніж на 50%.

На іншому полі термічного розчинника в Колд-Лейк, Альберта, розчинник додавали до вибраних свердловин у пізньому циклі циклічної парової стимуляції (CSS) пілотного процесу Imperial Oil Liquid Addition to Steam for Enhanced Recovery (LASER) [171].

Дані про видобуток протягом першої частини циклу, коли LASER був реалізований з кузова LASER, показали, що швидкість видобутку бітуму зросла

на 100% порівняно з продуктивністю сусідньої куски CSS зі свердловинами без закачування розчинника. Процес CSS відрізняється від SAGD, особливо на ранніх циклах, де основними механізмами вилучення нафти є повторне ущільнення пласта та подача розчинного газу. Однак у пізніх циклах, подібно до SAGD, основний механізм потоку нафти в пласті відбувається завдяки гравітаційному дренажу. Таким чином, дія введеного розчинника в процесі LASER наступних циклах подібна до такої в ES-SAGD. У LASER виявлено, що вихід розчинника перевищує 80% [171].

ES-SAGD, SAP і LASER є прикладами нових гібридних технологій видобутку термічного розчинника, які спрямовані на резервуари нафтового піску. Бітум стає більш рухливим завдяки термічному механізму та механізму розчинення. Однак залишається незрозумілим, якою повинна бути оптимальна концентрація розчинника в потоці, що вводиться. Для процесів термічного розчинення трьома основними фізичними явищами, які контролюють виробництво бітуму, є баланс між гравітаційним і в'язким потоком, теплопровідністю та дифузією/дисперсією маси. Це означає, що критичним кроком для виробництва бітуму є спочатку транспортування та додавання достатньої кількості тепла та розчинника до природного бітуму, щоб він був достатньо рухливим, щоб сила тяжіння могла рухати його до видобувної свердловини. У цьому дослідженні процес терморозчинника ES-SAGD буде досліджено шляхом візуалізації процесу на карті тиск–температура–в'язкість. Відображення траєкторій тиску і температури в певних місцях пласта можна використовувати для розробки та вдосконалення робочої стратегії процесу. Це буде зроблено шляхом моделювання процесів SAGD і ES-SAGD за допомогою детальної тривимірної моделі колектора Athabasca.

2.2. Аналіз методу застосування розчинника у паровій фазі

HVapex – це гравітаційний дренажний процес, у якому замість пари для мобілізації важкої нафти чи бітуму використовується нагрітий випарений розчинник [172]. Оскільки процес працює при нижчих температурах, ніж SAGD, він має значний потенціал для зменшення необхідної енергії та пов'язаних викидів парникових газів у порівнянні з SAGD. Оптимізацією процесу HVapex, який має значні практичні переваги, є азеотропний Vapex (AzeoVapex), де пара та розчинник вводяться на рівні або близько до молярних часток пари та розчинника в азеотропі [173]. Оскільки AzeoVapex є оптимізацією HVapex, термін HVapex використовується тут для спільного позначення як HVapex, так і AzeoVapex.

CSolOR для HVapex набагато більший, ніж CSOR для SAGD, що працює в тому самому резервуарі за того самого тиску, але при різних температурах. Це важливе обмеження, оскільки це означає, що HVapex потребує великих об'ємів розчинника для проходження через обладнання та резервуар.

Відносно простим, але ефективним методом вирішення проблеми великих об'ємів розчинника є використання SAGD протягом значної частини терміну експлуатації пари свердловин, а потім перехід на HVapex [174]. Цей процес буде називатися SAGD-HVapex або SAGD-AzeoVapex. Коли розчинник вибрано належним чином і час для початку впорскування розчинника оптимізовано, приблизно 80% переваг теплозбереження HVapex можна отримати при зменшенні загального об'єму впорскування розчинника приблизно на 80%. Це практична оптимізація, яка також має ряд інших операційних переваг. Фундаментальна відмінність між процесом, описаним тут, і іншими, такими як SAVEX [175], полягає в тому, що SAVEX починає впорскування розчинника до того, як парова камера підніметься до верхньої частини резервуара, тоді як у

SAGD-HVapex, закачування розчинника починається набагато пізніше протягом терміну експлуатації пари свердловин.

З практичної точки зору, AzeoVapex вважається кращим, оскільки він більш ефективно використовує суміш пара-розчинник, а не просто розчинник для доставки тепла в резервуар. Розрахунки показують, що і бутан, і пентан можна ефективно використовувати як розчинник. Однак бутан пропонує потенціал для більшої економії енергії.

На рис. 2.1 наведено молярні частки та температури для вибраних розчинників і пари в їхній точці роси для постійного тиску 2,5 МПа. Коли SAGD працює при 2,5 МПа, утворюється парова камера, і скрізь у цій камері температура дорівнює або наближається до температури насиченої пари, Ts, яка позначена «А» на рис. 2.1. Після початку впорскування розчинника, оскільки молярна частка розчинника збільшується, температура знижується відповідно до кривої точки роси (рис.2.1.) Для випадку азеотропної пари-бутану ін'єкції, середня температура в камері з часом наблизиться до азеотропної температури, яка позначена «В». Перехід до AzeoVapex завершується, коли температура всюди в камері дорівнює азеотропній температурі.

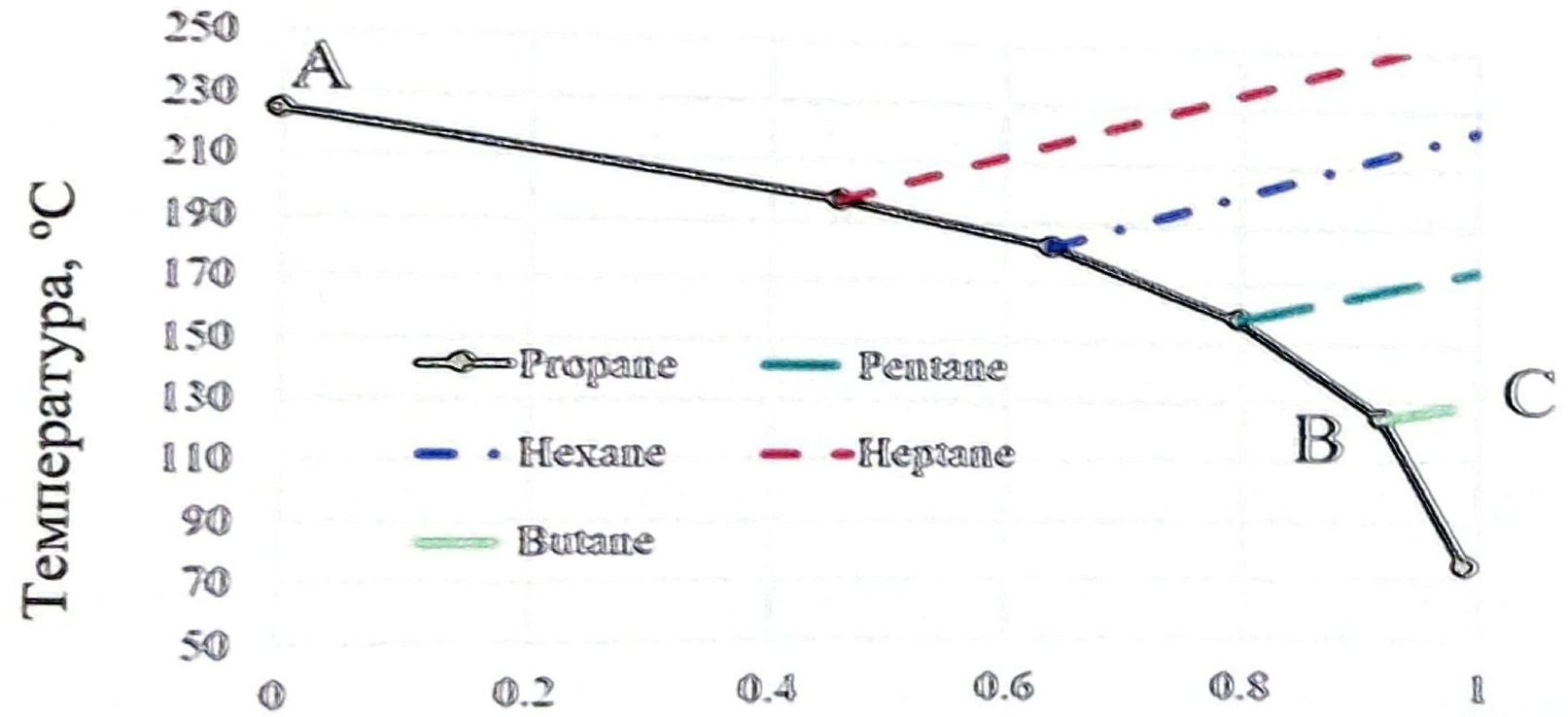
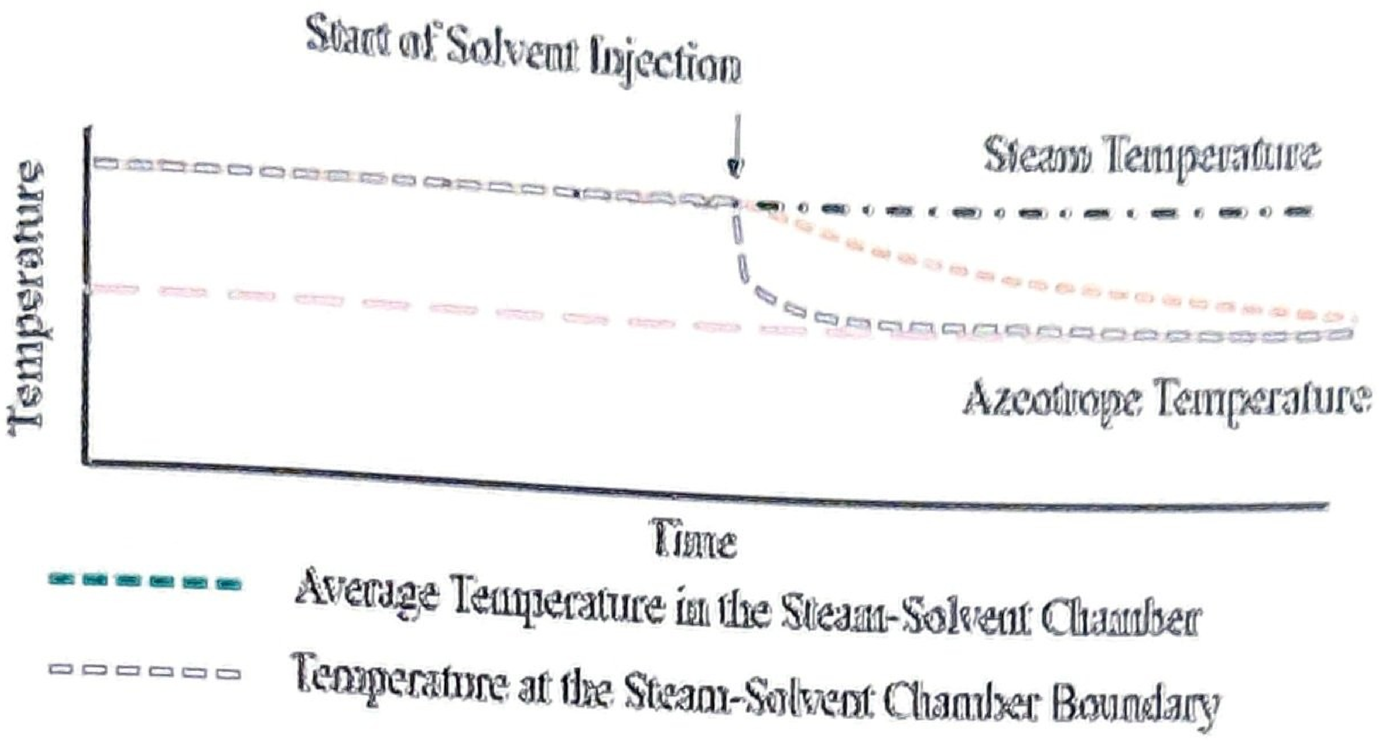
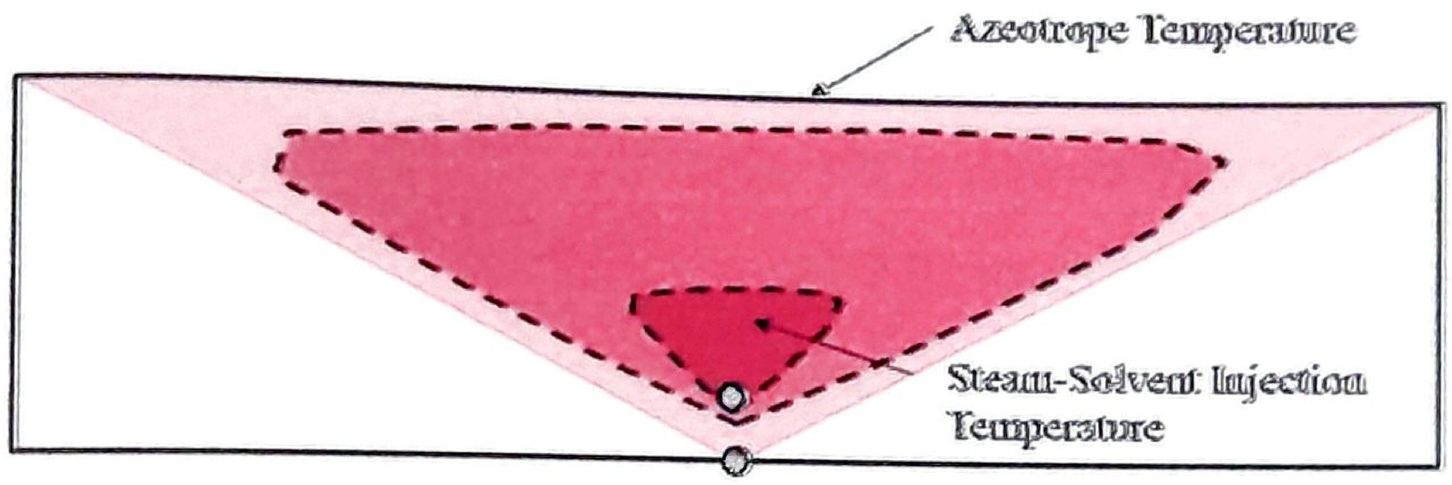


Рисунок 2.1 – Графік точок роси пара-розчинник для вибраних алканів як функція температури та молярної частки розчинника при 2,5 МПа. А – точка роси пари, С – точка роси чистого бутану, а В – азеотроп пар-бутан

Процес також схематично проілюстровано на рисунку 2.2, а, який показує перехід середньої температури в камері пара-розчинник і на температурі на межі до і після початку впорскування розчинника.



а



б

Рисунок 2.2 – Схема процесу SAGD-HVapex, що показує (а) температуру в залежності від часу та (б) температуру в резервуарі

Рисунок 2.2,б показує схематичний ідеалізований розподіл температури після початку впорскування розчинника. Процес у резервуарі переходить від SAGD до HVapex протягом певного періоду часу, коли температура в камері пароросчинника знижується. Швидкість впорскування розчинника з часом збільшується, оскільки це необхідно для підтримки тиску в камері пароросчинника. Усередині камери зниження температури продиктовано збільшенням молярної частки розчинника та фазовою поведінкою системи пара-

розчинник. Коли температура знижується, тепло виділяється з матеріалів резервуара в камері, що призводить до випаровування води в резервуарі. Фактична вода, яка випаровується, складається як з початкової водонасиченості резервуара, так і з дренажної води з пари, яка конденсувалася на межі. Цей механізм дозволяє використати раніше введене тепло, яке зберігається в матеріалах резервуару, щоб продовжувати рухати процес гравітаційного дренажу після початку введення розчинника. У міру просування процесу мольна частка розчинника в камері пароросчинника збільшується, температура знижується, і процес фактично переходить від SAGD до HVapex.

Під час процесу SAGD значна кількість тепла втрачається в розкривній та нижній породі. Там, де парова камера стикається з верхньою частиною резервуара, край розкривної породи має температуру пари, і тепло передається вгору в розкривну породу. Після початку введення розчинника температура на межі відносно швидко переходить до нижчої азеотропної температури. Протягом короткого проміжку часу тепло може відводитися від розкривного шару назад у резервуар. Однак, здебільшого, температура в розкривному шарі просто перерозподіляється в самому розкривному шарі та розвиватиметься до стану, подібного тому, який був би результатом лише HVapex. Кінцевий результат полягає в тому, що додаткова втрата тепла в розкривну та підошовну породу після початку закачування розчинника буде мінімальною, коли закачування розчинника вибрано оптимально.

Оптимізація процесу SAGD-HVapex передбачає вибір оптимального розчинника та оптимальний час для початку впорскування розчинника. Звичайно, слід також враховувати практичні питання, такі як доступність і вартість розчинників, а також існуючі обмеження об'єкта.

Вибір розчинника. Ключовою умовою вибору розчинника є мінімізація загальної потреби в енергії для повного вилучення бітуму з пласта, що дренується парою свердловин. Цього можна досягти шляхом вибору розчинника з

найнижчою азеотропною температурою, а потім роботи таким чином, щоб наприкінці виробництва температура парової камери з розчинником була знижена до азеотропної. У багатьох випадках, через наявність зон поглинання (наприклад, верхнього газу або нижньої води) або інших обмежень, необхідно працювати в камері пароросчинника SAGD при майже постійному тиску. Однак у деяких випадках може бути практичним і корисним зменшити тиск у камері та пов'язану з ним азеотропну температуру з часом.

У якості азеотропа доцільно вибрати бутан і пентан у якості розчинниках під час роботи під тиском 2,5 МПа. Обидва алкани мають азеотропні температури, які значно нижчі, ніж температура пари при тому самому тиску, що забезпечує значну економію енергії. Вони також можуть бути практично доставлені до операцій SAGD через існуючі трубопроводи розріджувачів або іншими методами. Важчі алкани, такі як гексан або гептан, є менш вигідними через їхню вищу азеотропну температуру, як можна побачити на малюнку 1. Більш легкий алкан, такий як пропан, має потенціал для ще нижчої азеотропної температури. Однак при нижчій азеотропній температурі пропану (~75°C при 2,5 МПа) може бути складно надійно запустити процес гравітаційного дренажу, а пропан може бути складніше транспортувати та зберігати в полі, ніж важкі алкани. Можна також розглянути суміші алканів, такі як розчинник або фракціонований розчинник [173].

Вибір часу для початку впорскування розчинника. З практичної точки зору, бажано вводити більшу частину енергії, необхідної для досягнення максимального видобутку за допомогою пари. Припускаючи постійний тиск у камері пара-розчинника, температура в камері пари, що розширюється, протягом усього періоду роботи SAGD буде постійною. Після початку впорскування розчинника температура в паровій камері знизиться протягом значного періоду до азеотропної температури для вибраного розчинника. Можна стверджувати, що оптимальним часом для початку впорскування розчинника є час, який

призводить до температури камери пароросчинника, близької до азеотропної, одночасно з досягненням повного відновлення. Або інакше кажучи, оптимально відкласти початок впорскування розчинника якомога довше, залишаючи при цьому час, щоб температура камери з пароросчинником знизилася до азеотропної після початку впорскування розчинника.

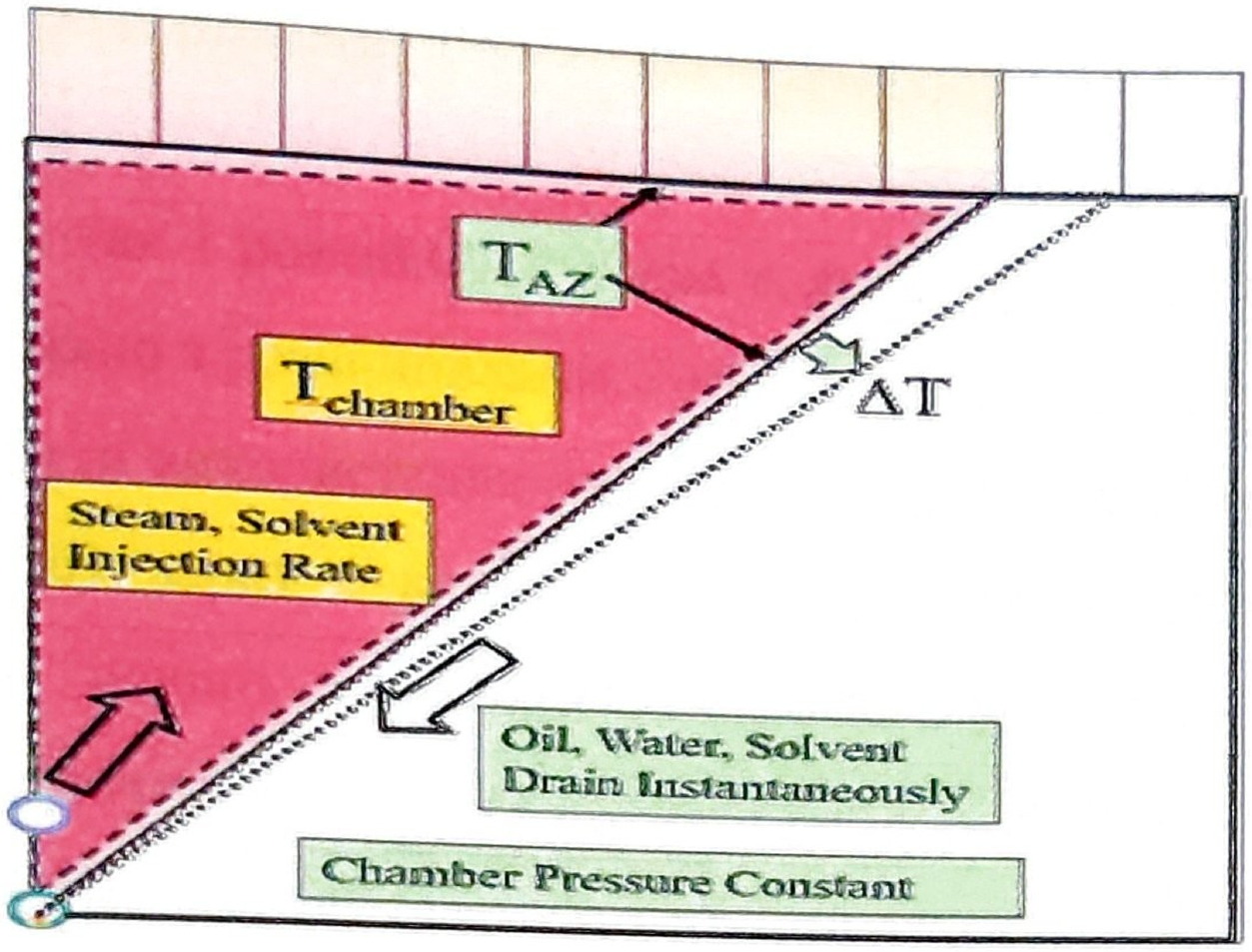


Рисунок 2.3 – Ілюстрація методів розрахунку та припущень, використаних для моделювання процесу SAGD-HVapex. Вхідні дані або припущення забарвлені зеленим кольором, а розрахунки = жовтим

В резервуарах, де може бути або експлуатується SAGD, дуже значна економія енергії може бути отримана шляхом перетворення операцій SAGD на процес HVapex, як правило, у другій половині терміну експлуатації пари свердловин. Економія енергії може становити близько 80% від оціненої економії енергії при застосуванні впорскування розчинника з початку роботи з використанням лише HVapex. Найважливіше те, що при оптимальному виборі часу початку введення розчинника в гібридному процесі SAGD-HVapex необхідний об'єм введення розчинника зменшується на порядок відносно лише HVapex.

Практичні переваги процесів SAGD-HVapex. Невід'ємною вимогою для SAGD-HVapex є початковий тривалий період роботи SAGD. Однак SAGD зазвичай не використовується при робочому тиску менше 1 МПа, оскільки температура пари в цьому нижчому діапазоні тиску недостатньо знижує в'язкість бітуму для економічного виробництва. За такого нижчого тиску лише HVapex може бути єдиним життєздатним процесом.

Основна мета процесу SAGD-AzeoVapex полягає в тому, щоб використати потужність як пари, так і розчинника. Пара є дуже ефективною рідиною для теплопередачі порівняно з розчинниками, і ефективне використання розчинника може значно зменшити використання енергії та викиди парникових газів. Крім того, оскільки SAGD зараз є комерційно зрілим і перевіреним процесом, комерційний ризик значно зменшується завдяки використанню гібридного процесу, де SAGD спочатку використовується для захоплення значної частини запасів нафти. Є й інші практичні переваги.

Експлуатаційні витрати для всіх процесів HVapex включають енергію для нагрівання розчинника, вартість зберігання розчинника в резервуарі до моменту його відновлення та «втрачений розчинник» у резервуарі (тобто розчинник, який вводять, але не відновлюють).

З практичної точки зору також дуже важливо врахувати, що розчинник також може бути втрачено через зони злодіїв, такі як газові шапки або зони донної води, де надзвичайно важко відновити розчинник.

Ключовою витратою, пов'язаною з виробництвом HVapex, є втрата розчинника в резервуарі, і важливо відзначити, що на об'ємній основі розчинник має набагато вищу вартість або цінність порівняно з парою. У той час як у багатьох операціях SAGD, втрати пари в зони злодіїв, такі як нижня вода і верхній газ, відбуваються і можуть бути допустимими, подібні втрати рідини, ймовірно, не можуть бути допустимими при впорскуванні більш дорогого розчинника. Як правило, найбільші втрати рідини в зони крадіжки відбуваються на початку

роботи пари свердловин. З часом і досвідом, робочі параметри та процедури розвиваються, щоб мінімізувати втрати. Ризиком надмірних втрат розчинника в зони крадіжки можна ефективно керувати, відклавши закачування розчинника до більш пізнього терміну експлуатації пари свердловин. Це дуже вигідна особливість процесу SAGD-HVapex порівняно з HVapex.

Тим не менш, змішування розчинника з бітумом є складним процесом [176], тому навіть моделювання резервуару не можна очікувати, щоб надійно передбачити швидкість виробництва бітуму без калібрування за польовими даними. Крім того, надійні імітаційні моделі можна побудувати лише тоді, коли добре зрозумілі критичні базові основи процесу.

2.3. Висновки до розділу II

Згідно з вищезазначеним, доступна велика кількість даних про фазову поведінку для різних розчинників і ВН/бітуму. Однак у багатьох пластах важкої нафти пластовий тиск вищий ніж той, що наведений у відомих дослідженнях канадських бітумів і високов'язких нафт (ВН) (вище1800–2400 кПа). Розчинники або суміші розчинників для бітуму, досліджені в літературі, не підходять для пластів важкої нафти з високим тиском. Тому надзвичайно важливо знайти ефективну суміш розчинників для ін'єкцій для процесів на основі розчинників, яка застосовна до важких нафт з високим тиском.

Розіл III. ФАЗОВА ПОВЕДІНКА СИСТЕМ СУМІШЕЙ ВАЖКОЇ НАФТИ ТА РОЗЧИННИКА В УМОВАХ ПЛАСТА

Порівняно зі зазвичай використовуваними CO_2 і CH_4, C_3H_8 має вищу розчинність у важкій нафті. Таким чином, додавання C_3H_8 збільшує внесок суміші розчинників (СР) у збільшення набухання масла та зниження в'язкості масла та IFT [25]. Однак через відносно низький тиск точки роси, C_3H_8 легко зріджується в умовах високого пласового тиску, що призводить до більшого споживання розчинника (рис. 1). Таким чином, додавання видобутого газу (як правило, основними компонентами є CO_2 і CH_4) як газу-носія дозволяє СР бути газовою фазою в пластових умовах, таким чином уникаючи зрідження C_3H_8 і зменшуючи споживання C_3H_8. Крім того, видобутий газ можна отримати з первинного видобутку важких нафтових пластів, і його використання покращує доступність та економічну ефективність процесів на основі розчинників. Таким чином, суміш розчинників СР (CH_4, CO_2 і C_3H_8) може повністю використовувати переваги C_3H_8 і видобутого газу, які мають значний потенціал у покладах важкої нафти після первинного видобутку.

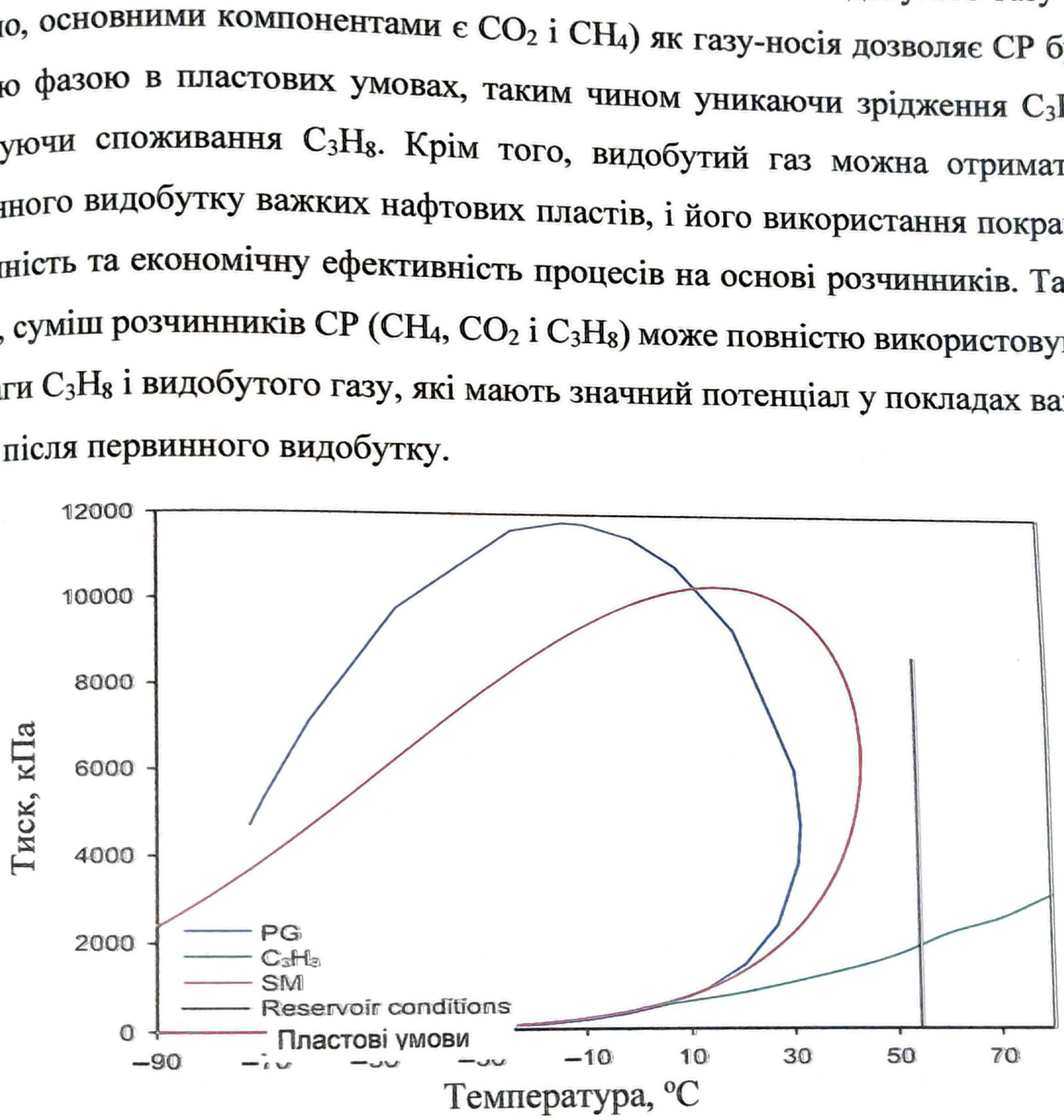


Рисунок 3.1 – Діаграми P–T і умови пласта для різних типів розчинників

у той же час, фазова поведінка систем ВН–СР (CH_4, CO_2 та C_3H_8) ще досліджена недостатньо, хоча це має вирішальне значення для виявлення механізмів СР та розробки ефективних розчинників на основі явища пінистої нафти (яке зникає після первинного видобутку, що призводить до низьких кінцевих коефіцієнтів вилучення нафти (5%–15%) у пластах важкої нафти [26].

Було проведено ряд досліджень, щоб дослідити потенціал процесів на основі розчинників для вилучення важкої нафти після первинного видобутку. Процеси на основі розчинників включають парову екстракцію [27, 28, 29], циклічне впорскування розчинника (CSI) [30, 31, 32] і заводнення розчинником [33, 34]. Як правило, розчинники (наприклад, CO_2, CH_4 і C_3H_8) використовуються в чистому або змішаному вигляді під час вищезгаданих процесів. Сприятливі механізми процесів на основі розчинників в основному включають посилене набухання нафти та покращення її рухливості, а також зниження міжфазного натягу (IFT), в'язкості та щільності олії [11. 17, 35]. Усі ці механізми можна визначити за даними фазової поведінки [36 -38]. Таким чином, отримання точних даних про поведінку фаз є життєво важливим для аналізу процесів на основі розчинників.

Фазова поведінка різних розчинників з важкою нафтою була систематично досліджена в попередніх процесах. Однак, практично відсутні основні експериментальні дані щодо фазової поведінки систем ВН та СР (CH_4, CO_2 та C_3H_8). Крім того, недостатньо опрацьована методологія теоретичної оцінки фазової поведінки систем ВН–СР.

3.1. Експериментальне дослідження

Матеріали. У цьому дослідженні використовувався зразок важкої нафти (ВН), фізичні властивості якого представлені в таблицях 3.2 і 3.3, а результати аналізу складу – в таблиці3.1.

Таблиця 3.1 – Склад досліджуваного зразка високов'язкої нафти (в мол.%)

Компонент	Загальний вміст	Вміст в нафті	Вміст в газовій фазі
N2	0,13	0,0	0,52
CO_2	2,8	0,0	10,82
C_1	22,43	0,0	86,72
C_2	0,08	0,0	0,31
C_3	0,04	0,0	0,17
C_4	0,04	0,0	0,15
C_5	0,012	0,12	0,13
C_6	0,49	0,29	1,05
C_7	0,25	0,30	0,09
C_8	0,32	0,42	0,03
C_9	0,50	0,67	0,01
C_{10}	0,90	1.21	0,00
C_{11}	1,53	2,06	0,00
C_{12}	1,84	2,48	0,00
C_{13}	1,96	2,65	0,0
C_{14}	2,13	2,87	0,0
C_{15}	2,24	3,02	0,0
C_{16}	2,38	3,21	0,0
C_{17}	2,39	3,22	0,0
C_{18}	2,50	3,37	0,0
C_{19}	2,50	3,45	0,0
C_{20}	2,51	3,38	0.0
C_{21}	2,31	3,31	0,0
C_{22}	2,18	2,94	0,0
C_{23}	2,18	2,81	0,0
C_{24}	1,91	2,58	0,0
C_{25}	1,85	2,49	0,0
C_{26}	1,65	2,23	0,0
C_{27}	1,50	2,03	0,0
C_{28}	1,38	1,86	0,0
C_{29}	1,25	1,69	0,0
C_{30+}	33,76	45,54	0,0
Молекулярна маса	418,76	557,81	20,19
Молекулярна маса C_{30+}	916,89	916,89	0,0

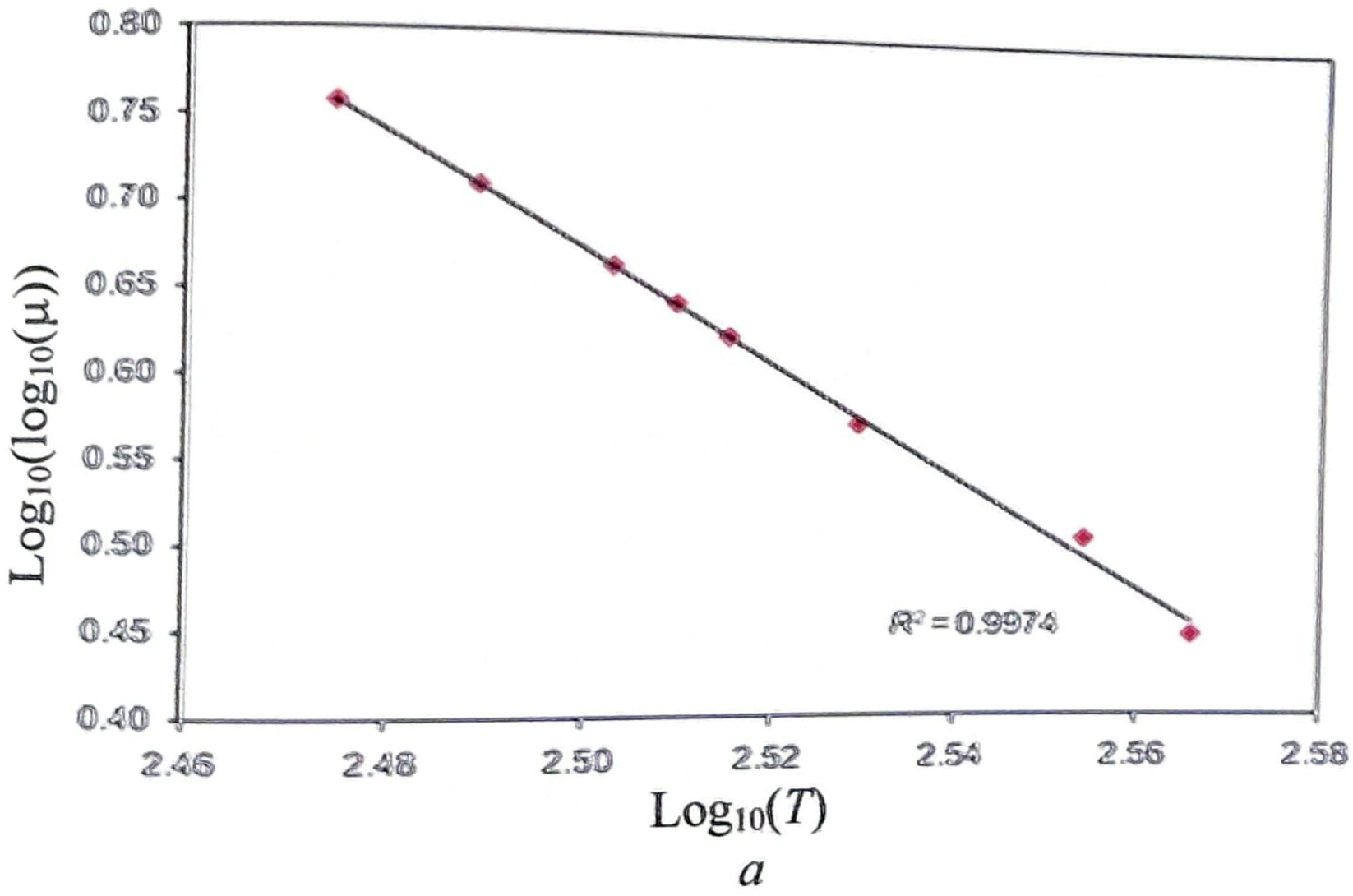
Таблиця 3.2 – Компонентний склад досліджуваного зразка ВН

Saturates, wt%	Aromatics, wt%	Resins, wt%	Asphaltenes, wt%
19.8	51.2	18.9	8.8

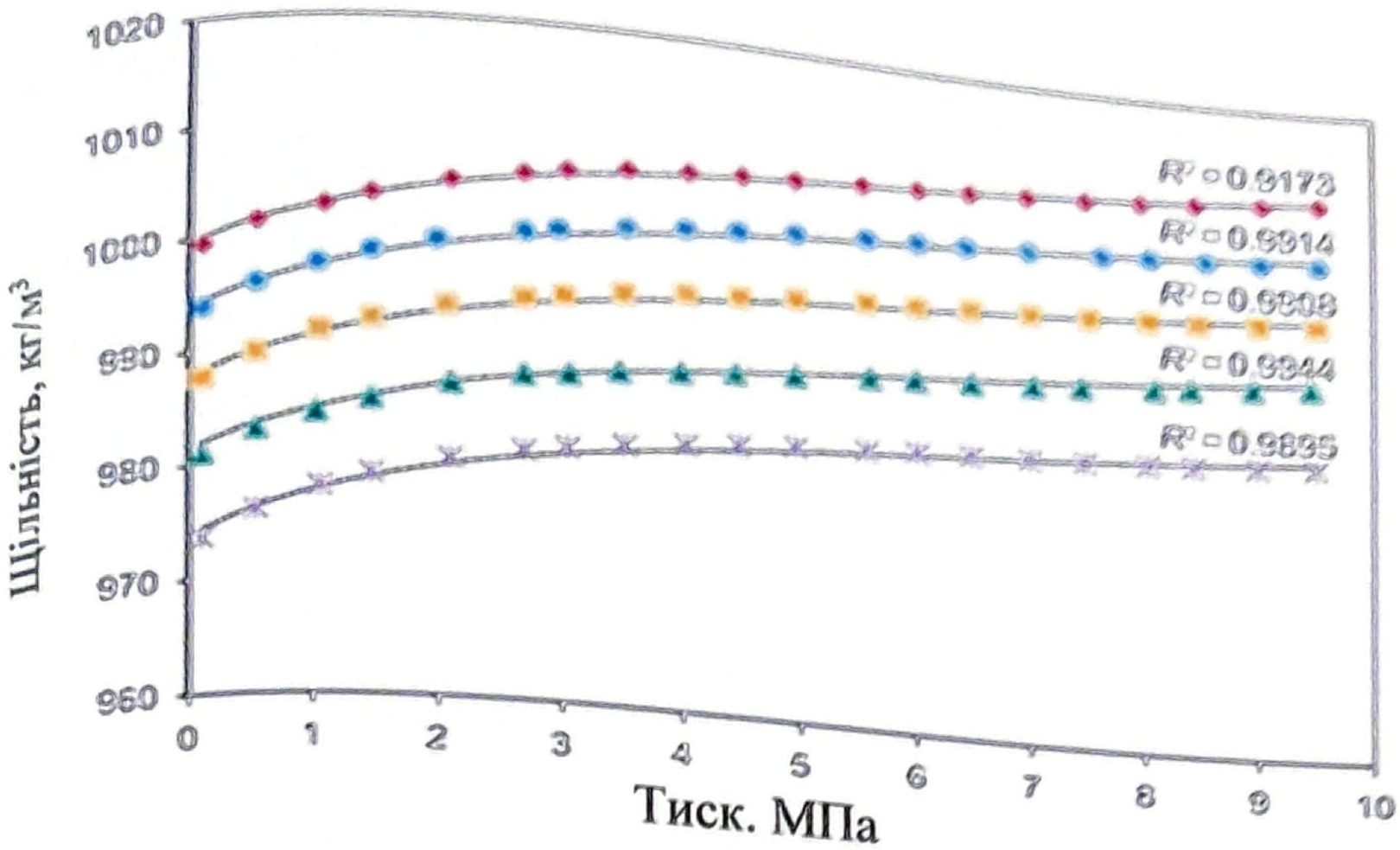
Таблиця 3.3 – Властивості зразка ВН

Фізичні властивості	Значення
Початковий газонафтовий коефіцієнт, $м^3/м^3$	15,0
Коефіцієнт об'єму пласта при тиску насичення, $м^3/м^3$	1,174
Тиск точки кипіння, МПа	4,96
Кислотне число, мг/г	4,85
Основне число, мг/г	13,67

Щільність зразка ВН була отримана за експериментальних тисків від 100 до 10000 кПа та експериментальних температур від 298,15 до 338,15 К за допомогою густиноміра, а в'язкість зразка ВН при температурах від 298,15 до 368,15 К та атмосферного тиску вимірювалася за допомогою приладу віскозиметра з рухомою кулькою. Виміряні значення в'язкості та густини зразка ВН показані на рис. 3.2.



а



б

Рисунок 3.2 – Виміряна та прогнозована в'язкість і густина зразка ВН: а – в'язкість; b – густина:

● *- T=308,1K;* ▲ *- T=327,4K;* ◆ *- T=298,2K;* ■ *- T=318,2K;* ж *- T=338,15K*

Рисунок 3.2 також показує, що в'язкість і густина, розраховані за рівняннями. (1)–(5) добре узгоджуються з результатами вимірювань [39].

$$\log_{10}\left[\log_{10}(\mu)\right] = -3.2943\log_{10}(T) + 8.9092 \tag{2.1}$$

$$\rho(T,P) = \frac{\rho_0}{1-\beta\ln\left(\frac{B+0.001P}{B+0.1}\right)} \tag{2.2}$$

де Т – експериментальна температура, К; ρ – густина ВН, кг/м^3; P - експериментальний тиск, кПа; μ – в'язкість ВН, мПа с.

Параметри ρ_0, β і В пов'язані з температурою на основі наступних рівнянь [39]:

$$\rho_0 = a_1 + a_2T + a_3T^2 \tag{2.3}$$

$$B = b_1 + b_2T^{-1} + b_3T^{-2} \tag{2.4}$$

$$\beta = c_1 + c_2T \tag{2.5}$$

Значення параметрів a_1, a_2, a_3, $b1$, b_2, b_3, c_1 *і* c_2, показані в рівняннях (3)–(5) дорівнюють: $9{,}414 \cdot 10^2$, $9{,}393 \cdot 10^{-1}$, $-2{,}500 \cdot 10^{-3}$, 4,101, $-1{,}752 \cdot 10^3$, $2{,}636 \cdot 10^5$,

$-3{,}271 \cdot 10^{-3}$ і $3{,}545 \cdot 10^{-5}$, відповідно, які були визначені на основі регресійного аналізу даних щільності.

Гази CO_2, CH_4 і C_3H_8, використані в цьому дослідженні, мали чистоту 99,99%, а суміш розчинників (СР) була створена шляхом змішування CH_4, CO_2 і C_3H_8 з молярним співвідношенням фракцій 64:8:28.

3.2. Експериментальна установка

Принципова схема експериментальної установки наведена на рис. 3.3.

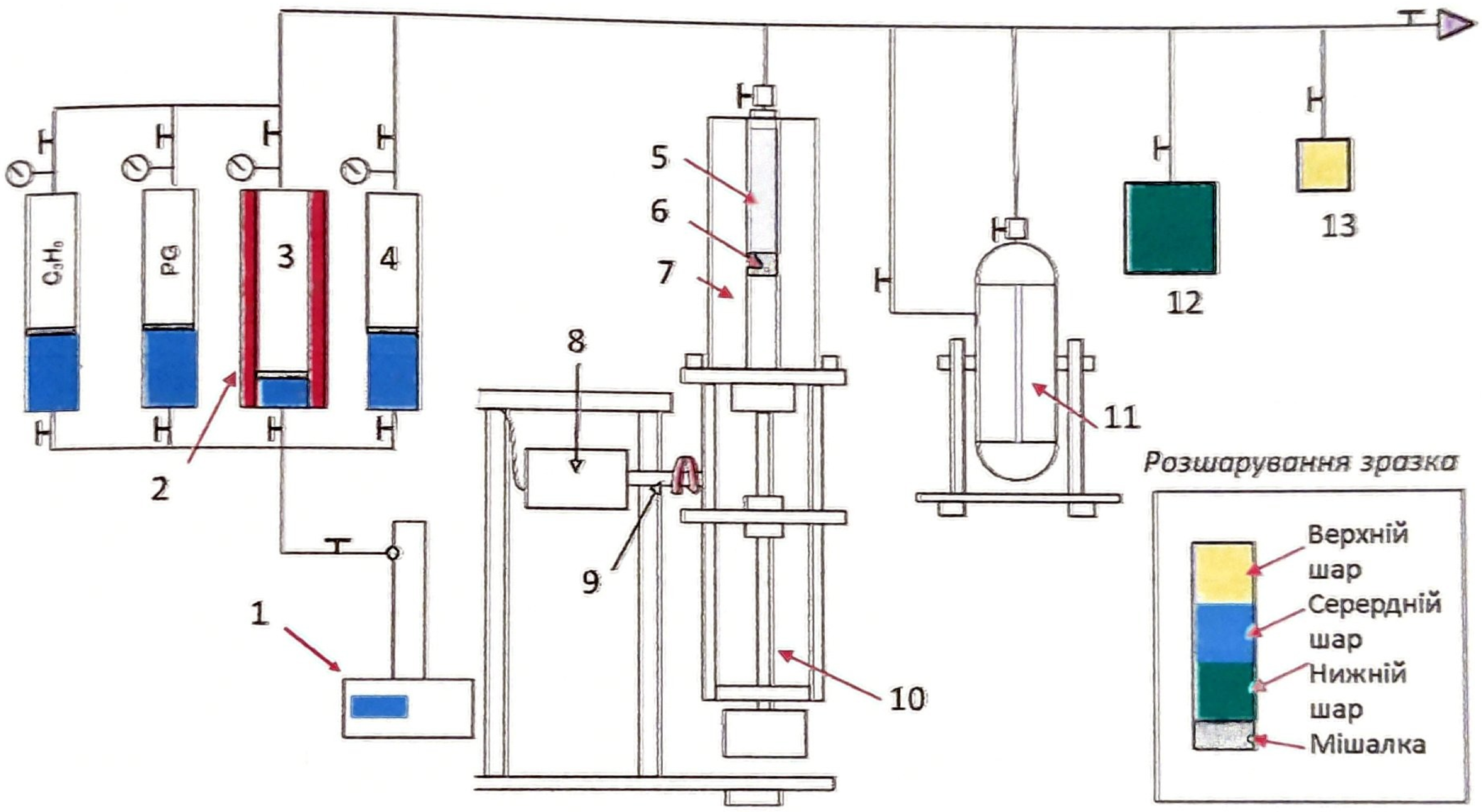


Рисунок 3.3 – Принципова схема експериментальної установки: 1- високоточний насос; 2, 7 – термокамера; 3 – суміш розчинників; 4 – важка нафта; 5 – PVT комірка; 6 – мішалка; 8 – електропривід; 9 – центральна вісь; 10 – насос високого тиску; 11 – віскозиметр з рухомою кулькою; 12 – ареометр; 13 – відбір зразків

Основним компонентом експериментальної установки є PVT система. Комірка PVT в термокожуху має довжину 35,00 см і внутрішній діаметр 3,57 см.

Комірка PVT виготовлена з нержавіючої сталі (1Cr18Ni9Ti) і може витримувати тиск до 70 МПа та температуру до 450 К. Об'єм і тиск камери PVT регулюються за допомогою насоса високого тиску, яким керує панель керування, прикріплена до опорної рами. Для вимірювання тиску в комірці PVT використовується манометр з точністю ± 1 кПа. Також, для контролю температури в комірці PVT використовується терморегулятор з точністю ± 0,1. К.

Порівняно з легкими або середніми нафтами, випробування PVT важкої нафти займають більше часу, оскільки потрібен більший час для виділення газу або розчинення у важкій нафті. Спеціальна роторна система змішування розроблена для прискорення PVT тестів для систем ВН–СР. Ротаційна змішувальна система в основному складається з мішалки, повністю зануреної в рідину, і електромотора, розташованого в нижній частині опорної рами (рис.3.3).

Електродвигун повертає центральну вісь, а потім комірка PVT обертається вгору та вниз навколо центральної осі у вертикальній площині. Завдяки руху камери PVT, мішалка рухається вгору та вниз у камері PVT під час цього процесу, що ефективно змішує важку нафту та СР за вибраних тисків і температур. Швидкість і кут обертання можна встановити на панелі управління. Максимальна швидкість обертання комірки PVT становить 4 оберти в хвилину, а максимальний кут обертання - 180°. Налаштування PVT надає значення тиску, загального об'єму, температури, швидкості обертання та часу на панелі керування.

Важку нафту та окремі розчинники спочатку зберігали в циліндрах для зразків, а потім використовували для формування СР у передавальному циліндрі з термосорочкою. Для перенесення СР із циліндра в комірку PVT використовувався високоточний насос.

Віскозиметр з рухомою кулькою використовувався для вимірювання в'язкості систем ВН–СР. Температуру віскозиметра підтримували за допомогою термокожуха з точністю ±0,1 К.

Межі вимірювання віскозиметра становили 70000 кПа і 473 К відповідно. Віскозиметр калібрували за допомогою стандартних рідин зі стандартною в'язкістю у діапазоні від 2368,2 до 9308 мПа с з точністю ±5 мПа с. Для визначення густини систем ВН–СР використовувався густиномір. Він був відкалібрований за допомогою води під тиском від 690 до 6900 кПа та температурою від 283,15 до 323,15 К, точність становила ±0,001 г/см^3.

3.3 Методика експерименту

Перед кожним випробуванням комірку PVT очищали гасом і відкачували за допомогою вакуумного насоса. Згодом необхідний обєм зразка ВН переносили в комірку PVT. Маса ВН була визначена за рівнянням (2). Відповідно до молярної частки СР (10,29 моль%) у досліджуваній системі та складу СР (64 моль% CH_4, 8 моль% CO_2, 28 моль% C_3H_8), кількість CH_4, CO_2 та C_3H_8 становила розраховано на основі рівняння стану реальних газів [40]. Потім необхідні кількості CH_4, CO_2 і C_3H_8 були введені в циліндр передачі для генерації СР. Температуру передавального циліндра підтримували на рівні резервуара (327,35 К) протягом 24 годин за допомогою термосорочки, щоб підтвердити, що комірка PVT і передавальний циліндр досягли однакової температури. Нарешті, СР вводили в комірку PVT для створення системи ВН–СР з бажаною мольною часткою СР за допомогою насоса.

Щоб прискорити досягнення рівноваги між ВН та СР, тиск у камері PVT було збільшено до 15 МПа. Оскільки, як повідомляється, метод безперервного скидання тиску є менш точним, ніж метод дискретного скидання тиску [8, 38], у цьому дослідженні для визначення тиску насичення системи ВН–СР було застосовано метод дискретного скидання тиску, навіть якщо знадобилося більше часу для підтримки системи в рівновазі. У цьому процесі тиск в PVT комірці поступово скидали шляхом збільшення об'єму PVT комірки. Наприкінці кожного

етапу скидання тиску роторну систему змішування встановлювали для достатнього перемішування ВН та СР, доки тиск у комірці PVT не залишався постійним протягом певного періоду часу. Рівновага між ВН і СР вважалася досягнутою. Отже, тиск насичення та відповідний об'єм системи визначалися з точки переходу на кривій тиск–об'єм (P–V). Нарешті, коефіцієнт набухання системи ВН–СР із бажаною мольною часткою СР розраховували як об'єм системи ВН–СР при тиску насичення, поділений на об'єм ВН при атмосферному тиску. Встановлено, що повторюваність вимірювань тиску насичення та об'єму становить ±2% та ±1% відповідно.

Після вимірювання тиску насичення та коефіцієнта набухання систему в комірці PVT стискали та знову врівноважували за тиску насичення. Потім певну кількість суміші у верхній частині комірки PVT пропускали в густиномір і віскозиметр, і визначали в'язкість і густину системи при тиску насичення.

Крім того, щоб перевірити зміну в'язкості та густини суміші на різних глибинах після процесу покращення важкої нафти in situ, суміш, що залишилася (150 $см^3$) у камері PVT витримували при тиску насичення без перемішування протягом 45 днів. Потім суміш була штучно розділена на три шари (приблизно 50 $м^3$), показані на рис.3.3, відповідно до вимог до об'єму віскозиметра з падаючою кулькою та густоміра. Загалом між будь-якими двома шарами немає чіткої межі, і такий поділ є суб'єктивним. У цьому процесі нафта верхнього шару була розділена на три проби нафти (об'єм кожної проби становив близько 15 $см^3$), і вони були введені у віскозиметр з падаючою кулькою та густиномір для вимірювання їх в'язкості та густини при тиску насичення. по черзі. Середні значення трьох вимірювань представляють в'язкість і щільність верхнього шару. Після вищезазначеного процесу в'язкість і щільність середнього шару та нижнього шару в більш глибоких місцях комірки PVT вимірювалися один за одним. Встановлено, що повторюваність (відхилення) вимірювань щільності та в'язкості становить ±2% та ±3% відповідно.

Далі, у даному дослідженні системи ВН–СР із різними молярними частками розчинника (10,29–33,54 моль%) були підготовлені та випробувані при 327,35 К відповідно до вищезгаданої процедури. Після вимірювання тиску насичення, коефіцієнтів набухання, в'язкості та густини при найнижчій мольній частці СР було отримано мольну частку СР, яку збільшували, і вимірювання повторювали при вищій мольній частці СР. Таким чином, було систематично досліджено вплив молярної частки СР на фазову поведінку систем ВН–СР.

3.4. Теоретичне обгрунтування

Рівняння стану. Використана модель PR-EOS (Пенга-Робінсона), яка представлена рівняннями. (6)–(8) наведена в роботі [41]:

$$P = \frac{TR}{V-b} - \frac{a}{b(V-b)+V(V+b)} \tag{2.6}$$

$$a = 0.457235\alpha\frac{R^2T_c^2}{P_c} \tag{2.7}$$

$$b = \frac{0.0777969RT_c}{P_c} \tag{2.8}$$

де R – універсальна газова стала, кПа м^3/(К кмоль); a – параметр притягання; V – молярний об’єм системи ВН–СР, м^3/кмоль; b – константа, пов'язана з критичними властивостями, м^3/кмоль; Рс – критичний тиск кожного компонента в системі ВН–СР, кПа; α – безрозмірна функція; Tc – критична температура кожного компонента в системі ВН–СР, К.

Зазвичай використовувана функція α є функцією типу Соаве [41]:

$$\alpha = \left[1 + \left(0.37464 + 1.54226\omega - 0.26992\omega^2\right)\left(1 - T_r^{0.5}\right)\right]^2 \tag{2.9}$$

де ω і T_r – ацентричний фактор і приведена температура кожного компонента в системі ВН-СР відповідно.

Однак, згідно з попередніми дослідженнями, функція α (рівняння 10) може забезпечити більш точну оцінку тиску насичення порівняно з функцією типу Соаве [36]:

$$\alpha = \exp\left\{ \begin{array}{l} (0.13280 - 0.05052\omega + 0.25948\omega^2)(1 - T_r) + \\ 0.81769 \ln\left[1 + (0.31355 + 1.86745\omega - 0.52604\omega^2)\left(1 - \sqrt{T_r}\right)\right]^2 \end{array} \right\} \quad (2.10)$$

Досліджувана система ВН–СР є сумішшю. Тому a і b, використані в рівнянні (6) слід розраховували за правилами змішування:

$$a = \sum_{i=1}^{n} \sum_{j=1}^{n} x_i x_j (1 - \delta_{ij}) \sqrt{a_i a_j} \quad (i, j = 1, 2, 3, 4) \quad (2.11)$$

$$b = \sum_{i=1}^{n} x_i b_i \quad (2.12)$$

де n – номер компонента в системі ВН–СР; δ_{ij} – емпірично визначений параметр бінарної взаємодії між компонентами $_i$ та j; x – молярні частки кожного компонента в системі ВН–СР. У цьому дослідженні важка нафта характеризується як один псевдокомпонент, оскільки її використання в моделі PR-EOS може точно передбачити фазову поведінку систем розчинник–важка нафта, як доведено попередніми дослідженнями [20, 36, 41] Таким чином, для характеристики системи ВН–СР в цьому дослідженні використовуються всього чотири компоненти (C_3H_8, CO_2, CH_4 та ВН).

.

3.5. Кореляція параметра бінарної взаємодії (BIP)

Параметр бінарної взаємодії між будь-якими двома компонентами має бути розраховано на основі рівняння (11). Оскільки C_3H_8, CO_2 і CH_4 є чистими компонентами, BIP для пари C_3H_8-CO_2 (δ_{12}), пари C_3H_8-CH_4 (δ_{13}) і пари CO_2-CH_4 (δ_{23}) можна визначити за наступним рівнянням [43. 44]

$$\delta_{ij} = 1 - \left[\frac{2\sqrt{V_{ci}^{1/3} V_{cj}^{1/3}}}{V_{ci}^{1/3} + V_{cj}^{1/3}}\right]^{1.2} \quad (i, j = 1, 2, 3, 4) \tag{2.13}$$

де *Vc* – критичний молярний об'єм кожного компонента в системі ВН-СР.

BIP для пари C_3H_8-ВН (δ_{14}), пари CO_2-ВН (δ_{24}) і пари CH_4-ВН (δ_{34}) визначаються за допомогою наступних кореляцій (14)-(16), які були розроблені шляхом підгонки експериментальних даних розчинності, як рекомендовано в роботі [36].

$$C_3H_8\text{-HO pair} \quad \delta_{14} = -0.4560\frac{T}{T_c} + 0.1817 \tag{2.14}$$

$$CO_2\text{-HO pair} \quad \delta_{24} = -0.5462\frac{T}{T_c} - 0.4596\gamma - 0.0238\omega + 0.7523 \tag{2.15}$$

$$CH_4\text{-HO pair} \quad \delta_{34} = -0.8060\frac{T}{T_c} - 0.8550\gamma - 0.0809\omega + 1.1880 \tag{2.16}$$

де γ, ω і Tc – питома вага, ацентричний фактор і критична температура ВН відповідно.

Критичні властивості (T_c, ω та P_c) CO_2, CH_4 та C_3H_8 наведено роботі [20, 21], Розрахунок критичних властивостей ВН здійснювали за наступними залежностями:

Критична температура (Tc) [21, 22, 50]

$$T_c = T_{cR}/1.8 \tag{2.17}$$

$$T_b = T_{bR}/1.8 \tag{2.18}$$

$$T_{cR} = 341.7 + 811\gamma + (0.4244 + 0.1174\gamma)T_{bR} + (0.4669 - 3.2623\gamma) \times 10^5 T_{bR}^{-1} \tag{2.19}$$

$$T_{bR} = 1928.3 - (1.695 \times 10^5)M^{-0.03522}\gamma^{3.266} \times \exp\left[-(4.922 \times 10^{-3})M - 4.7685\gamma + (3.462 \times 10^{-3})M\gamma\right] \tag{2.20}$$

де T b і Tc – нормальна температура кипіння при 101,32 кПа та критична температура ВН в К.

Критичний тиск (Pc) [21, 22, 50] :

$$P_{cR} = \exp\left\{\begin{array}{l} 8.3634 - 0.0566\gamma^{-1} - \left[\left(0.24244 + 2.2898\gamma^{-1} + 0.11857\gamma^{-2}\right) \times 10^{-3}\right] T_{bR} \\ \quad + \left[\left(1.4685 + 3.648\gamma^{-1} + 0.47227\gamma^{-2}\right) \times 10^{-7}\right] T_{bR}^{2} \\ \quad - \left[\left(0.42019 + 1.6977\gamma^{-2}\right) \times 10^{-10}\right] T_{bR}^{3} \end{array}\right\} \quad (2.21)$$

$$P_c = 6.895 P_{cR} \quad (2.22)$$

де P_{cR} – критичний тиск, psia.

Ацентричний фактор (ω) [21, 22, 50]

$$\text{If } T_{br} = T_{bR}/T_{cR} < 0.8$$

$$\omega = \frac{-\ln\left(P_{cR}/14.7\right) - 5.92714 + 6.09648T_{br}^{-1} + 1.28862\ln T_{br} - 0.169347T_{br}^{6}}{15.2518 - 15.6875T_{br}^{-1} - 13.4721\ln T_{br} + 0.43577T_{br}^{6}} \quad (2.23)$$

$$\text{If } T_{br} = T_{bR}/T_{cR} > 0.8$$

$$\omega = -7.904 + 0.1352\frac{T_b^{1/3}}{\gamma} - 0.007465\left(\frac{T_b^{1/3}}{\gamma}\right)^2 + 8.359T_{br} + \left(1.408 - 0.01063\frac{T_b^{1/3}}{\gamma}\right)T_{br}^{-1} \quad (2.24)$$

$$T_b = T_{bR}/1.8 \quad (2.25)$$

де T_b – температура кипіння ВН при 101,32 кПа К; T_{br} – приведена температура кипіння ВН.

3.6. Визначення коефіцієнта набухання та щільності

Коефіцієнт набухання має велике значення для оцінки придатності розчинника під час процесів на основі розчинників. Як правило, набухання нафти, викликане розчиненням розчинника, може збільшити насиченість важкої нафти та рухливість у пористому середовищі [22]. Отже, більший коефіцієнт

набухання є корисним для виконання процесу на основі розчинника. Коефіцієнт набухання f системи ВН–СР визначається наступним чином [38]:

$$f = \frac{V_2}{V_1(1 - S)} \tag{2.26}$$

де S – молярна частка СР; V_1 – молярний об'єм ВН при 101,32 кПа в $м^3$/кмоль; V_2 – молярний об'єм системи ВН–СР при тиску насичення та температурі пласта в $м^3$/кмоль.

Для покращення прогнозування коефіцієнта набухання використовували три методи перерахунку обєму. Ці методи не впливають на прогнозування тиску насичення [45]. Виправлене значення V_2 розраховується таким чином:

$$V_2 = V - \sum_{i=1}^{n} x_i C_i \tag{2.27}$$

$$C = s \times b \tag{2.28}$$

де C – параметр корекції; s – параметр зсуву. Цей параметр зсуву можна передбачити за допомогою рівняння, наведеного в роботі [46]:

$$s = 1 - \frac{d}{M^e} \tag{2.29}$$

де M – молекулярна маса; e і d – константи, що дорівнюють 0,1823 і 2,258 відповідно.

Крім того, в роботі [45, 47] запропоновано дві кореляції для оцінки C, як показано в рівняннях (30) і (31):

$$C = 0.40768\left(\frac{RT_c}{P_c}\right)(0.29441 - Z_{RA}) \tag{2.30}$$

$$C = 0.406501\left(\frac{RT_c}{P_c}\right)(0.260484 - Z_{RA}) \tag{2.31}$$

де Z_{RA} – коефіцієнт стисливості зразка ВН за Рекеттом, який можна виразити наступним чином:

$$Z_{RA} = \left(\frac{MP_c}{RT_{cY}}\right)^{1/\left[1+(1-T/T_c)^{2/7}\right]} \tag{2.32}$$

Вищезазначені методи перетворення об'єму були оцінені на основі їх точності для прогнозування факторів набухання систем ВН–СР з різними молярними частками СР.

Щільність системи ВН–СР можна розрахувати наступним чином:

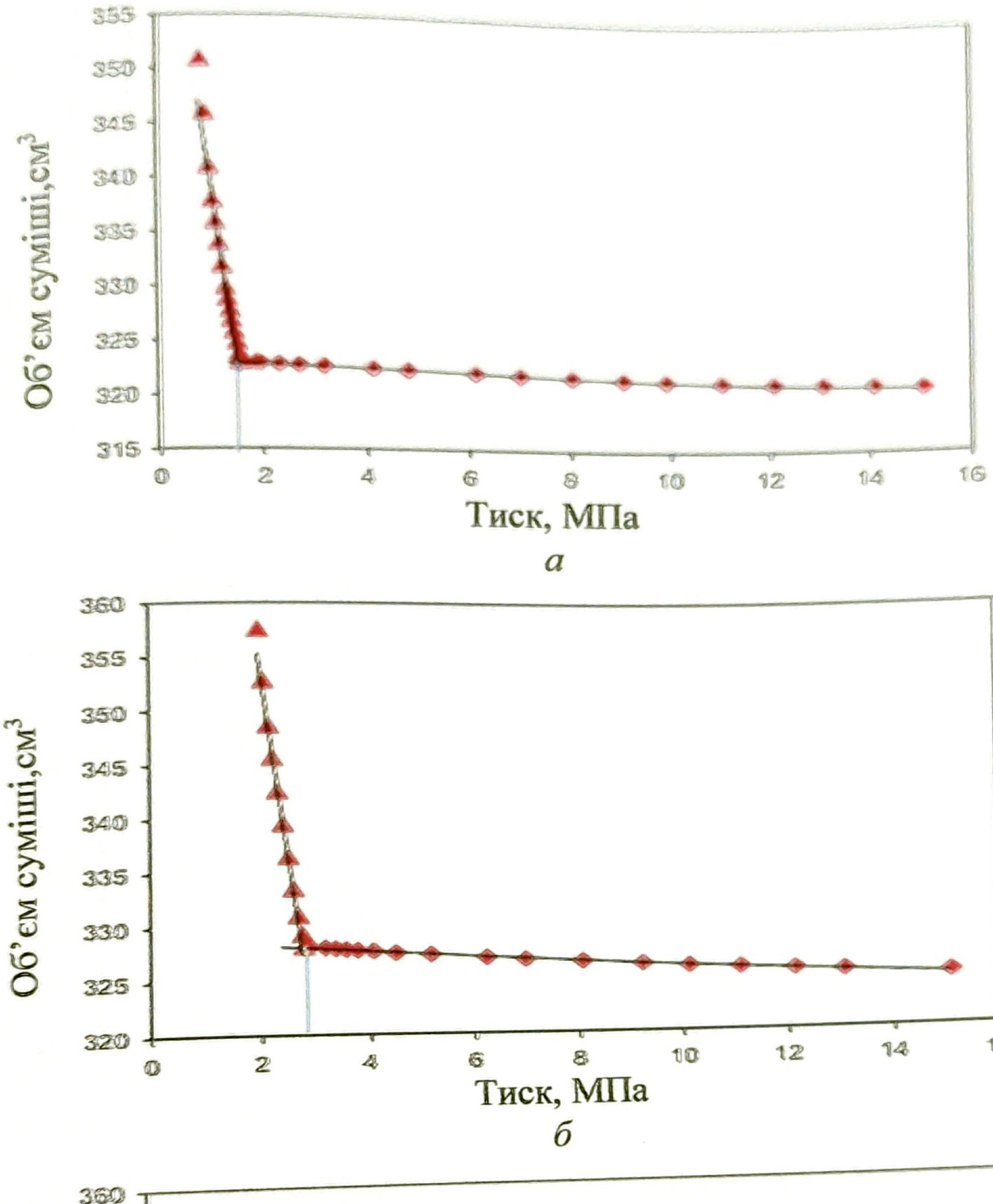
$$\rho_{mix} = \frac{n_o M_o + n_g M_g}{V_o} \tag{2.33}$$

де ρ_{mix} – густина системи ВН–СР, кг/м^3; n_o і n_g – кількість речовини ВН і СР, кмоль; M_o та M_g – молекулярна маса ВН та СР, кг/кмоль; V_o – об'єм ВН, м^3.

3.7. Результати дослідження

На рисунку 3.4 наведено криві P–V для систем ВН–СР з різними молярними частками СР. Тиск насичення та відповідні об'єми були отримані на основі точок переходу кривих, показаних на рис. 3.4. Виміряні тиски насичення та розраховані коефіцієнти набухання при різних мольних частках СР нанесені на рис. 3.5.

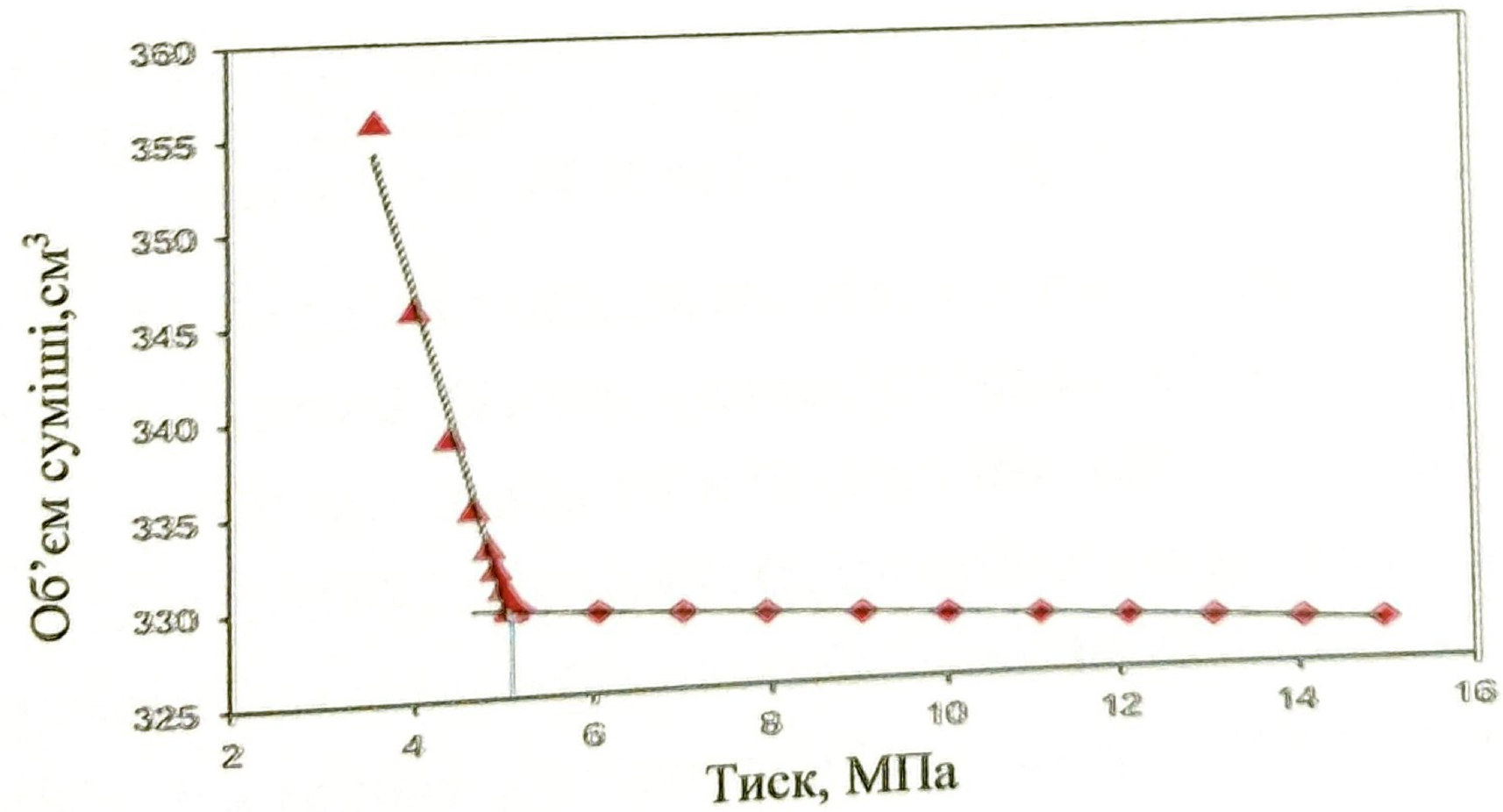
Як показано на рис. 3.5, тиск насичення значно зростає зі збільшенням молярної частки СР, що означає, що високий тиск необхідний, якщо велика кількість введеного СР розчиняється в ВН під час процесів на основі розчинника. Крім того, високі значення виміряного тиску насичення вказують на те, що розчинений СР вивільняється з масляної фази протягом періоду видобутку на основі процесу CSI, забезпечуючи достатню енергію для руху розчинного газу. Крім того, оскільки висока молярна частка СР існує навіть при низьких тисках (рис. 3.5), в'язкість і щільність системи залишаються низькими протягом пізньої стадії періоду виробництва в процесах CSI.


Об'єм суміші,см³
355
350
345
340
335
330
325
320
315
0
2
4
6
8
10
12
14
16
Тиск, МПа

а

Об'єм суміші,см³
360
355
350
345
340
335
330
325
320
0
2
4
6
8
10
12
14
16
Тиск, МПа

б


Об'єм суміші,см³
360
355
350
345
340
335
330
325
2
4
6
8
10
12
14
16
Тиск, МПа

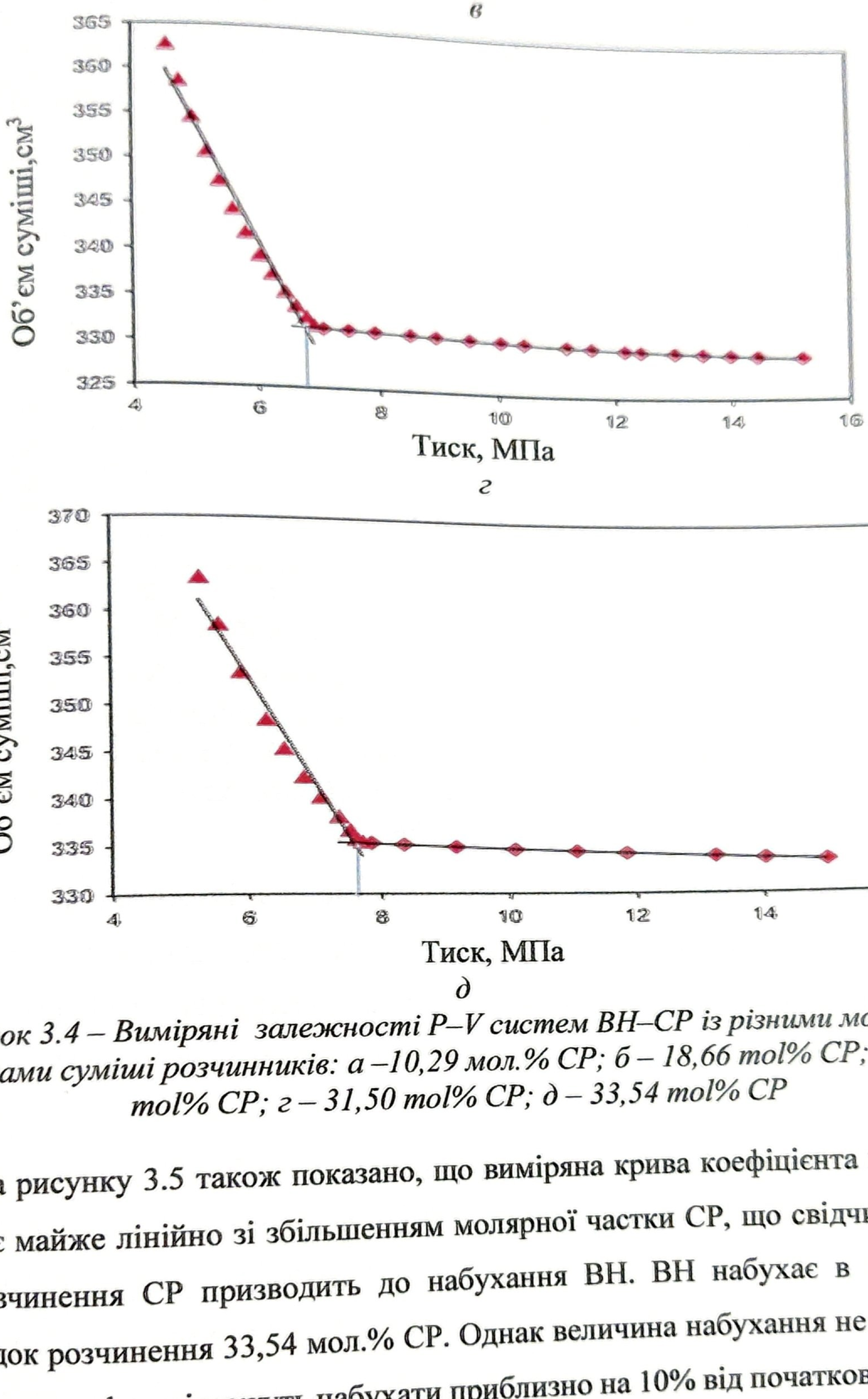


Рисунок 3.4 – Виміряні залежності P–V систем ВН–СР із різними молярними частками суміші розчинників: а –10,29 мол.% СР; б – 18,66 mol% СР; в – 26,59 mol% СР; г – 31,50 mol% СР; д – 33,54 mol% СР

На рисунку 3.5 також показано, що виміряна крива коефіцієнта набухання зростає майже лінійно зі збільшенням молярної частки СР, що свідчить про те, що розчинення СР призводить до набухання ВН. ВН набухає в 1,034 рази внаслідок розчинення 33,54 мол.% СР. Однак величина набухання не така різка, як у легких нафт, які можуть набухати приблизно на 10% від початкового об'єму через значне розчинення розчинника [7]. Великий коефіцієнт набухання

сприятливий для виконання процесів на основі розчинників, оскільки посилений ефект набухання нафти може призвести до збільшення відносної проникності в нафтовій фазі та підвищеної рухомої нафтонасичення у важких колекторах.

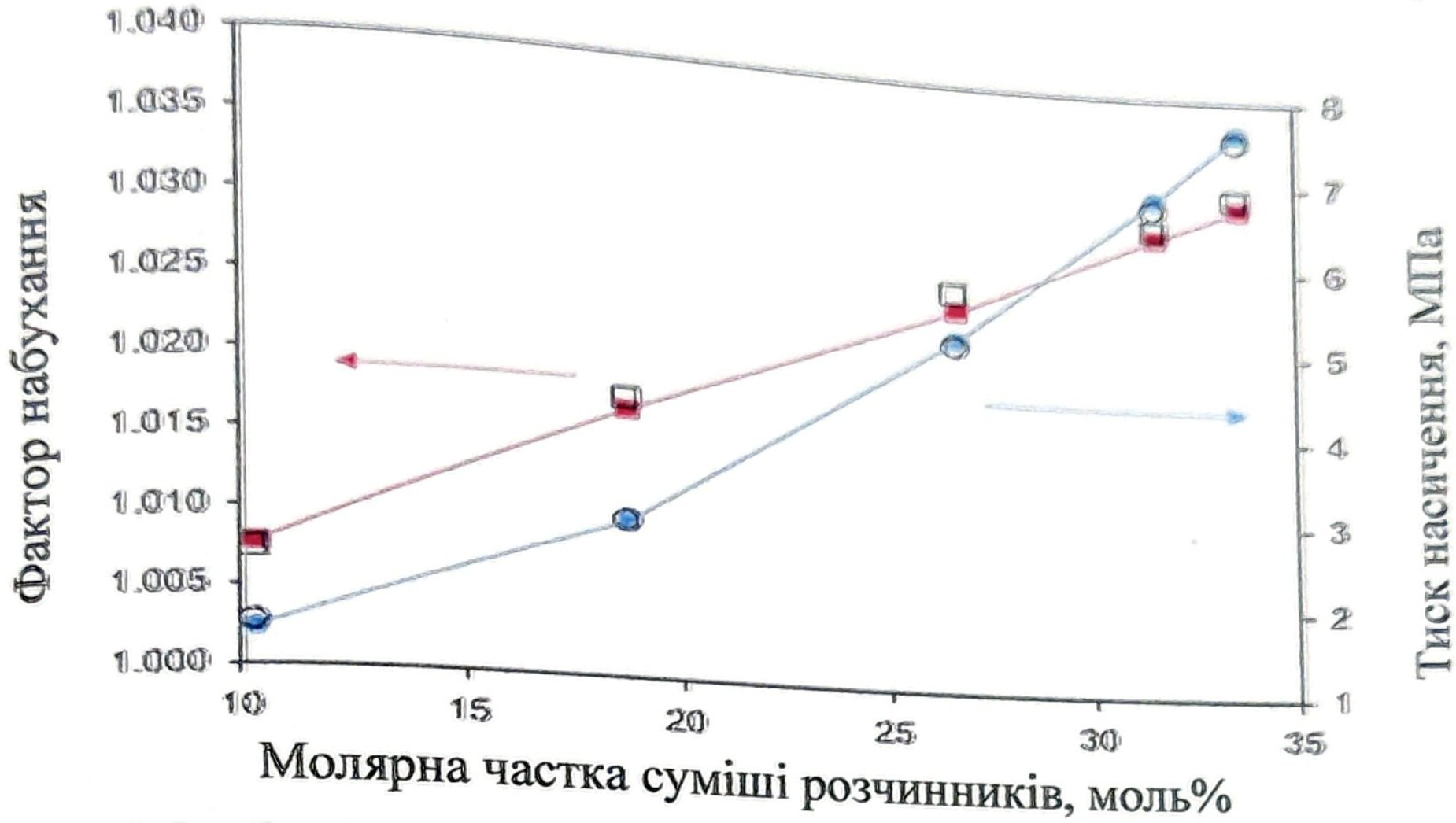


Рисунок 3.5 – Виміряні та прогнозовані тиски насичення та коефіцієнти набухання систем ВН–СР для різних мольних часток СР: □ – виміряний коефіцієнт набухання; —■— – прогнозований коефіцієнт набухання; ○ – виміряний тиск насичення; —●— – прогнозований тиск насичення

Зниження в'язкості та щільності є важливим механізмом процесів на основі розчинників для підвищення вилучення важкої нафти. Розчинник може значно знизити в'язкість і щільність масла навіть при відносно низькому тиску [48]. Виміряні в'язкості та густини систем ВН–СР при тисках насичення показані на рис. 3.6.

На рисунку 3.6 чітко показано, що в'язкість і густина систем зазвичай зменшуються, як і очікувалося, із збільшенням молярної частки СР у кожній системі. Наприклад, в'язкість і щільність системи ВН–СР були знижені з 16106,40 мПа·с і 0,9822 г/см^3 до 5586,8 мПа·с і 0,9707 г/см^3 при розчиненні 33,55% СР. Таким чином, можна зробити висновок, що збільшення розчинення

СР при високому тиску або значному об'ємі впорскування газу є корисним для продуктивності процесів на основі розчинників.

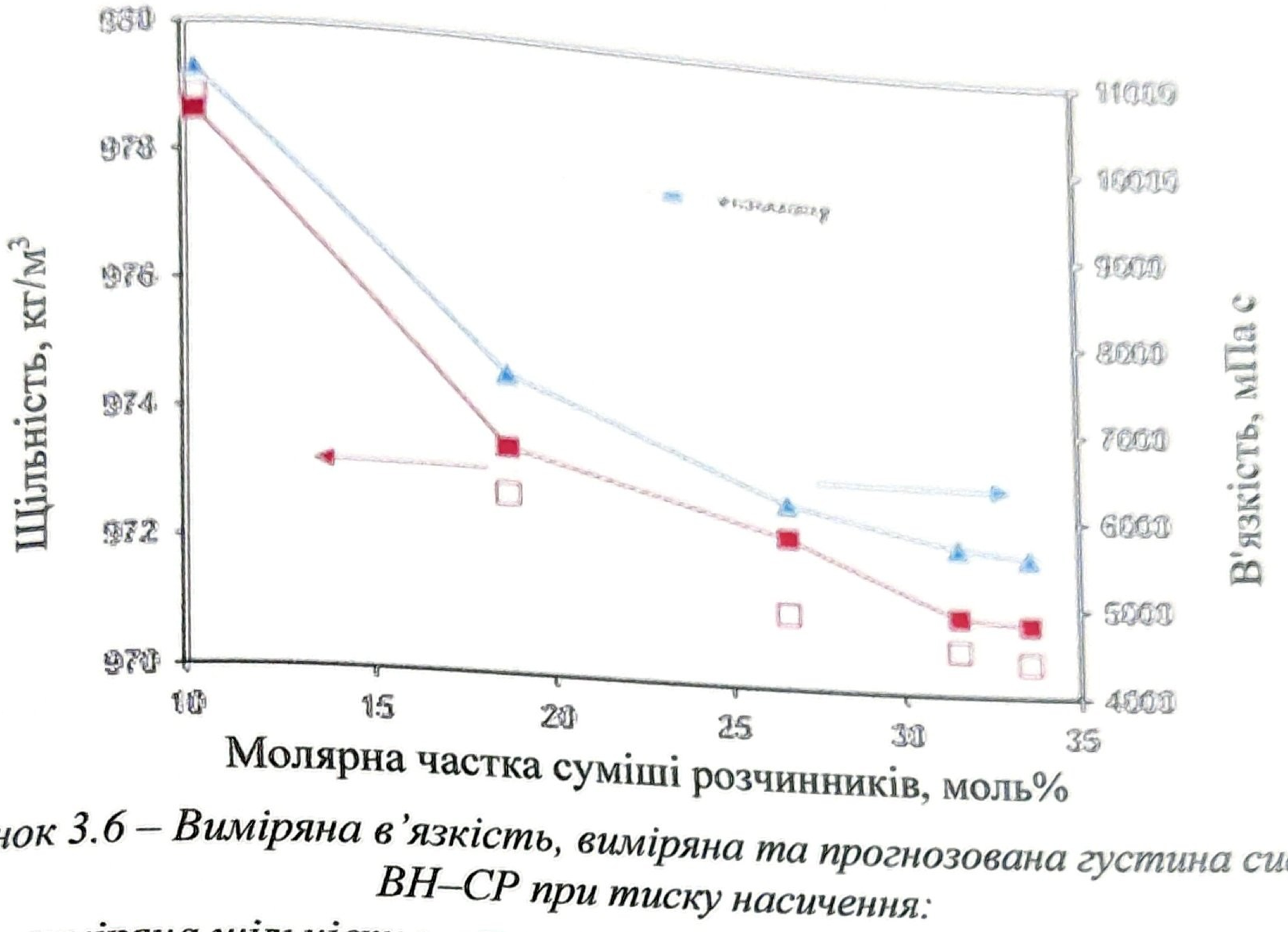
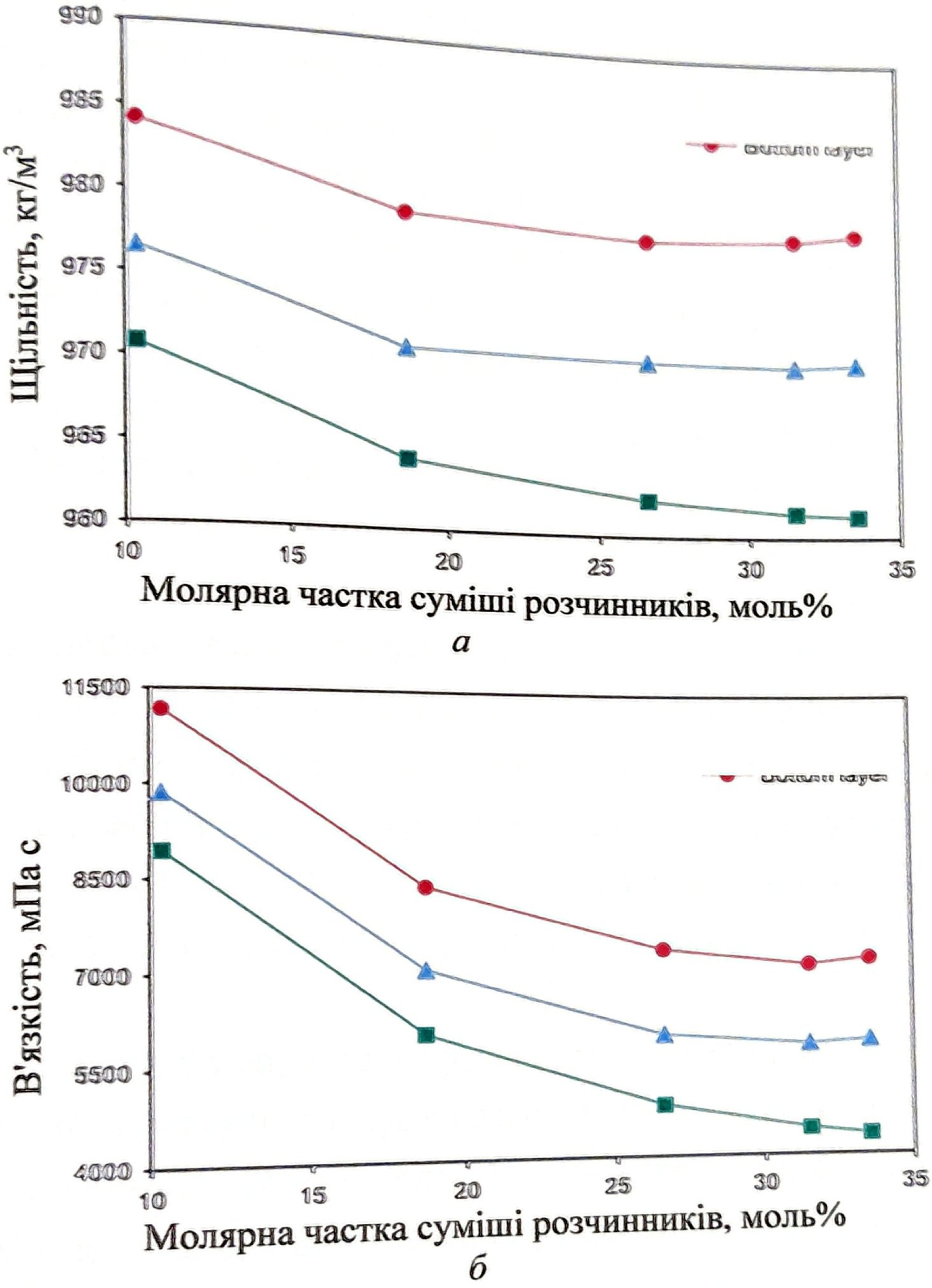


Рисунок 3.6 – Виміряна в'язкість, виміряна та прогнозована густина систем ВН–СР при тиску насичення:
□ – виміряна щільність; ■ – прогнозована щільність; ▲ – в'язкість

На рисунку 3.7 представлено в'язкість і густину систем ВН–СР у трьох різних шарах при тиску насичення після 45 днів рівноваги.

Як показано на рис. 3.7, незалежно від молярної частки СР, в'язкість і густина систем ВН–СР зростають зі збільшенням глибини в комірці PVT. Наприклад, коли молярна частка СР становить 10,28%, в'язкість і щільність нижнього шару становлять 11176,7 мПа·с і 0,9843 г/см^3 відповідно, що приблизно в 1,26 і 1,02 рази перевищує значення 8952,07 мПа·с і 0,9711 г /см^3 верхнього шару. Таким чином, системи ВН–СР стають гетерогенними та демонструють різні фізико-хімічні властивості всередині клітини PVT після 45 днів рівноваги. Ці дані можуть сприяти модернізації важкої нафти in situ в умовах експерименту. Після того, як системи ВН–СР перебували в статичному стані протягом 45 днів, деякі легкі компоненти безперервно екстрагувалися з ВН у верхній частині

комірки PVT. Крім того, концентрація ВН і СР призвела до випадання асфальтену, і асфальтен осідав на дні комірки PVT. Тому верхній шар стає нафтовою фазою, збагаченою розчинником.



а

б

Рисунок 3.7 – Виміряні в'язкості та густини систем ВН–СР у трьох різних шарах при тиску насичення після 45 днів рівноваги: а – густина; б – в'язкість; – верхній шар; – середній шар – нижній шар

Крім того, середній шар – це ВН з розчиненим СР, а нижній шар стає ВН з важкими компонентами. На рисунку 3.7 показано, що в'язкість і щільність верхнього шару поступово зменшуються зі збільшенням молярної частки СР. Однак в'язкість і щільність середнього і нижнього шарів спочатку зменшуються, а потім спостерігається невелике підвищення. Такий результат виникає тому, що верхній шар складається переважно з легких компонентів. Коли молярна частка СР збільшується, більше розчинення СР у нафтовій фазі, збагаченій розчинником, призводить до зниження в'язкості та щільності верхнього шару. Однак для сумішей у середньому та нижньому шарах випадання асфальтену значно збільшується, коли молярна частка СР перевищує 31,50 мол.%, що сприяє незначному збільшенню в'язкості та щільності ВН у нижньому шарі, як показано на рис. 3.7. Ці спостереження узгоджуються з результатами, отриманими в попередніх дослідженнях, що включають випробування асфальтенових осадів [49]. У польовому застосуванні, якщо велика кількість СР закачується в пласт ВН, утворені асфальтенові осади можуть призвести до підвищення якості важкої нафти на місці. Коли додатковий СР вводиться та розчиняється у відновленій ВН, в'язкість і щільність оновленої in situ ВН може бути додатково зменшена. Таким чином, ВН у верхньому шарі можна легко отримати за допомогою процесів на основі розчинників. Однак ВН в придонному шарі, який в основному містить важкі компоненти, включаючи асфальтенові відкладення, залишається в резервуарі ВН.

Загалом дані про фазову поведінку для систем ВН–СР, що СР демонструють багатообіцяючий потенціал застосування для вилучення важкої нафти в процесах на основі розчинників. Домінуючими механізмами є комбіноване зниження в'язкості та щільності, рух розчинного газу, набухання нафти та покращення важкої нафти в пласті.

3.8. Аналіз результатів дослідження

Розраховані критичні властивості для всіх компонентів і параметри бінарної взаємодії БВ для всіх пар компонентів наведені в таблицях 4 і 5.

Таблиця 3.4 – Розраховані критичні властивості компонентів системи ВН–СР

Component	Tc	Pc	ZRA	ω	Vc	References
C_3H_8	369.80	0.2763	0.2763	0.2030	Li et al.	(2011)
CO_2	304.14	0.2736	0.2736	0.0940	Li et al.	(2011)
CH_4	190.55	0.2876	0.2876	0.0990	Yang et al.	(2014)
ВН	951.53	1010	0.2301	1.1556		

Таблиця 3.5 – Параметри бінарної взаємодії для всіх пар компонентів системи ВН–СР

компонент	C_3H_8	CO_2	CH_4	ВН
C_3H_8	0	0,135	0,0086	0,0247
CO_2	0,135	0	$4,6 \times 10^{-5}$	0,086
CH_4	0,0086	$4,6 \times 10^{-5}$	0	0,0218
ВН	0,0247	0,086	0,0218	0

Тиск насичення, коефіцієнти набухання та густини для систем ВН–СР з різними молярними частками СР були передбачені згідно розрахунку згідно формул (6), (17), (24) (рис.3.5, 3.6). Як показано на рис. 3.5 і 3.6, виміряні та прогнозовані тиски насичення, коефіцієнти набухання та щільності демонструють незначну розбіжність. Для кількісної оцінки точності прогнозованих тисків насичення, коефіцієнтів набухання та щільності було зроблено статистичну обробку результатів досліджень. Використано три статистичні методи: аналіз лінійної регресії, середній відсоток помилки і аналіз відхилень (різниця між виміряними та прогнозованими значеннями).

Як показано на рис. 3.8 і в таблиці 3.6, нахил (А) лінійної кореляції (y = Ax + B) між прогнозованим і виміряним тиском насичення близький до 1, а коефіцієнт кореляції становить 1,00. Крім того, значеннявідхилення між виміряними та прогнозованими результатами становить 1,77%. Усі результати

чітко вказують на те, що існує хороша узгодженість між виміряними та прогнозованими результатами.

Таблиця 3.6 – Регресія для виміряних і прогнозованих тисків насичення

Коефіцієнт	Значення	Верхній 95%	Нижній 95%	Стандартна помилка	Коефіцієнт кореляції	AEP, %
A	1,03	1,04	1.01	0	1,0	1,77
B	-0,1	-0,03	-0.16	0,02		

Розрахований аналіз таблиці дисперсій для тисків насичення наведено в таблиці 3.7, де DF – це ступені свободи, SS – сума квадратів, MC – середні квадрати, F – статистичний параметр, пов'язаний з дисперсією. Як показано в таблиці 7, розраховане значення F становить 64 620,3, що набагато вище критичного значення F_c (7,71) і є переконливим доказом проти нульової гіпотези. Таким чином, усі статистичні аналізи підтвердили придатність методу прогнозування, використаного в цьому дослідженні.

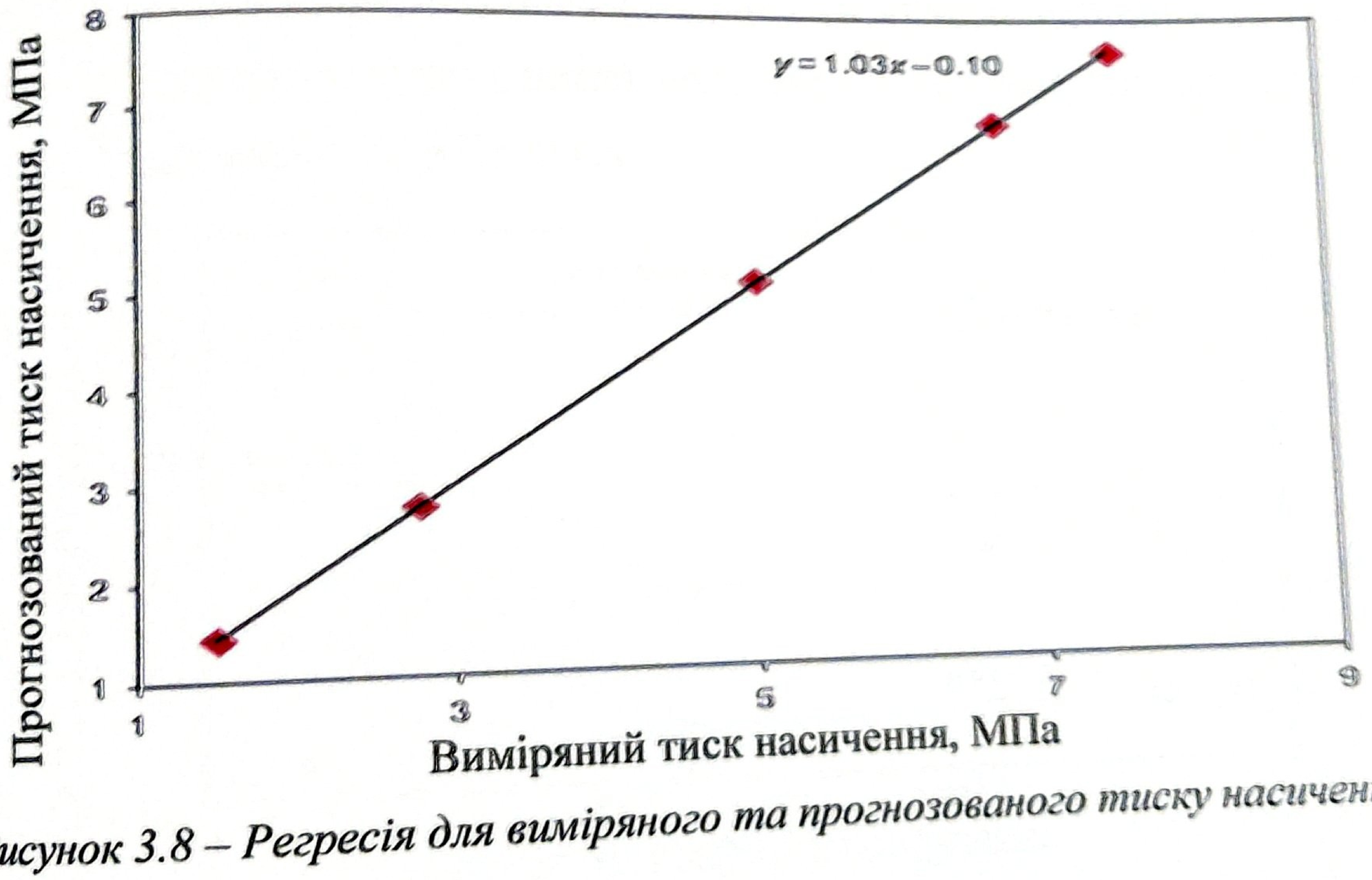


Рисунок 3.8 – Регресія для виміряного та прогнозованого тиску насичення

Таблиця 3.7 – Аналіз таблиці відхилень для регресійного аналізу виміряного та прогнозованого тиску насичення

Показник	DF	SS	MS	F
Регресія	1	27,79	5,57	64620.3
Залишок	3	0	0	
Разом	4	27,79		

Щоб оцінити вплив методів перетворення об'єму на прогнозування факторів набухання, коефіцієнти набухання розраховували за допомогою методу Jhaveri (рівняння 19), методу Peneloux (рівняння 21), методу Twu (рівняння 22) і методу Twu-Jhaveri метод відповідно. Метод Twu-Jhaveri — це комбінований метод розрахунку, у якому поправочні коефіцієнти для компонентів розчинника (CH_4, CO_2 і C_3H_8) і компонента ВН розраховуються за методом Jhaveri та Twu відповідно.

Прогнозовані коефіцієнти набухання показані на рис. 3.9. Слід зазначити, що метод Twu-Jhaveri є найнадійнішим методом прогнозування коефіцієнтів набухання систем ВН–СР порівняно з іншими трьома методами. Значення, передбачені іншими методами, нижчі, ніж виміряні значення, особливо отримані методом Jhaveri та методом Peneloux.

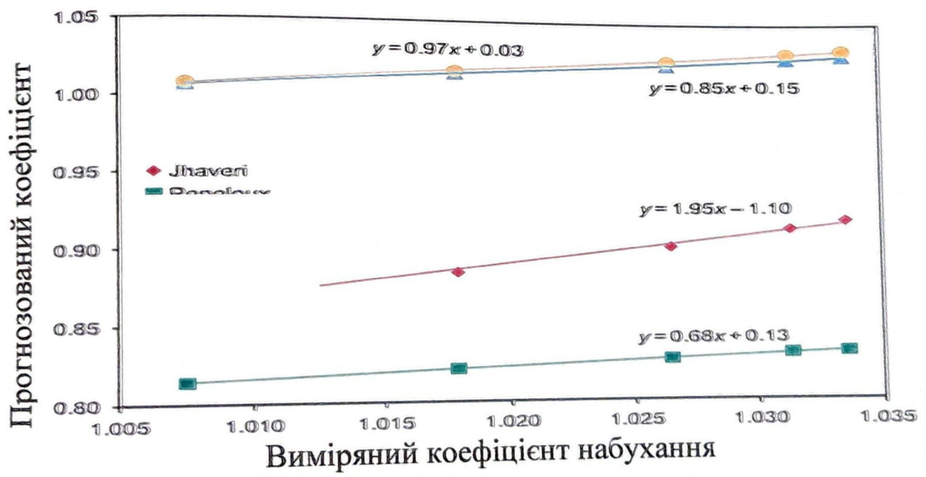


Рисунок 9 – Результати регресії для виміряних і прогнозованих факторів набухання: ◆– Jhaveri; ■ – Peneloux; ▲ – Twu; ● – Twu-Jhaveri

Таблиця 8 – Регресія для виміряних і прогнозованих факторів набухання різними методами

Метод	Коефіцієнт	Значення	Верхній 95%	Нижній 95%	Стандартна помилка	Коефіцієнт кореляції	AEP, %
Jhaveri	A	1,95	2,27	1,63	0,1	0,99	12,33
	B	-1.1	-0, 77	-1,43	0,1		
Peneloux	A	0,68	0,7	0,65	0,01	1,0	19,36
	B	0,13	-0,16	0,1	0,01		
Twu	A	0.85	0,89	0,8	0,01	1,0	0,32
	B	0.15	0,2	0,1	0,02		
Twu-Jhaveri	A	0,97	1,04	0,89	0,02	1,0	0,07
	B	0.03	0.11	-0,04	0,02		

Результати статистичного аналізу показують, що нахил (A) лінійної кореляції, отриманої методом Twu-Jhaveri, становить 0,97 (табл. 3.8 і рис. 3.9). Нахили лінійних кореляцій, отримані методом Jhaveri, методом Peneloux та методом Twu, становлять 1,95, 0,68 і 0,85 відповідно. Порівняння значень нахилу показує, що значення, отримане методом Twu-Jhaveri, становить 1,00, що означає, що метод Twu-Jhaveri адекватно відображає експериментальні дані. Крім того, всі лінійні кореляції між прогнозованими та виміряними даними, отриманими чотирма методами, мають високі значення коефіцієнта кореляції, а значення F значно перевищують відповідне значення Fc (7,71), що підкреслює надійність результатів регресії (табл. 3.9).

Крім того, таблиця 3.8 показує, що коефіцієнти набухання можна відтворити методом Twu-Jhaveri зі значенням AEP 0,07%, а значення AEP 12,33%, 19,36% і 0,32% для коефіцієнтів набухання були отримані методом Jhaveri, метод Peneloux та метод Twu відповідно.

Як показано на рис. 3.10 і в таблиці 3.10, результати статистичного аналізу показують, що нахил (A) лінійної кореляції між прогнозованою та виміряною густинами становить 0,91, коефіцієнт кореляції становить 0,99, а значення AEP між виміряними та прогнозованими результатами становить 0,07%.

Таблиця 3.9 – Аналіз таблиці дисперсії для регресійного аналізу виміряних і прогнозованих факторів набухання

Метод	Показник	DF	SS	MS	F
Jhaveri	Регресія	1	1,75E-03	3,49E-04	378
	Залишок	3	1,38E-05	4,61E-06	
	Разом	4	1,76E-03		
Peneloux	Регресія	1	2,12E-04	4,24E-05	7560
	Залишок	3	8,41E-08	2,80E-08	
	Разом	4	2,12E-04		
Twu	Регресія	1	3.29E-04	6,57E-05	3120
	Залишок	3	3,16E-04	1,05E-07	
	Разом	4	3,29E-04		
Twu-Jhaveri	Регресія	1	4,29E-04	8,58E-05	1780
	Залишок	3	7,24E-07	2,41E-07	
	Разом	4	4,30E-04		

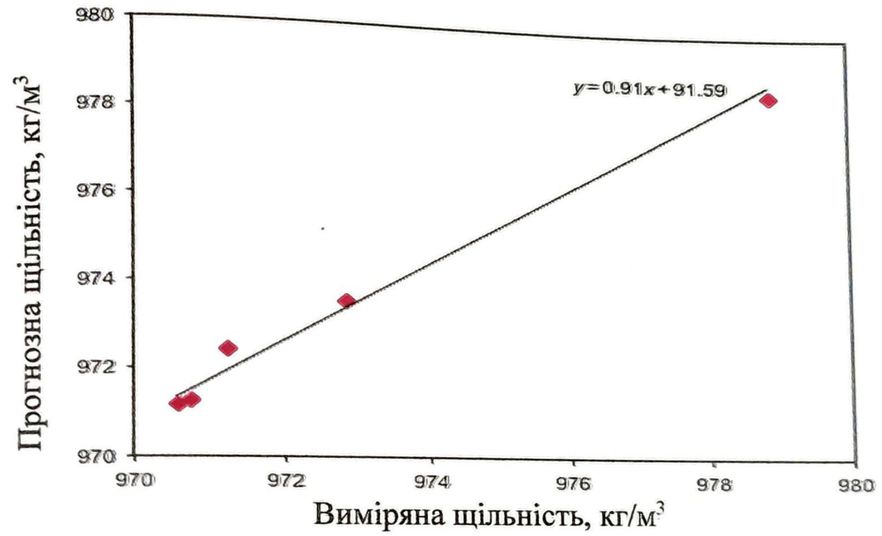


Рисунок 3.10 – Регресія для виміряної та прогнозованої густини

Таблиця 3.10 – Регресія для виміряної та прогнозованої густини

Коефіцієнт	Значення	Верхній 95%	Нижній 95%	Стандартна помилка	Коефіцієнт кореляції	AEP, %
A	0,91	1,03	0,72	0,05	0,99	0,07
B	91,59	275,86	-32,68	48,47		

Як показано в таблиці 3.11, розраховане значення *F* становить 308,79, що набагато вище критичного значення Fc (7,71), що підкреслює надійність результатів регресії. Загалом, теоретична методологія, заснована на моделі PREOS, функції α, вибраних кореляціях параметрів бінарної взаємодів і методі Twu-Jhaveri, може точно передбачити тиск насичення, коефіцієнти набухання та густину для систем ВН–СР із різними молярними частками СР.

Таблиця 3.11 – Таблиця дисперсійного аналізу для регресійного аналізу виміряної та прогнозованої густини

Показник	DF	SS	MS	F
Регресія	1	37,39	7,48	308,79
Залишок	3	0,36	0,12	
Разом	4	37,75		

3.9. Висновки до розділу III

1. Метод Twu-Jhaveri був найбільш точним методом прогнозування факторів набухання для систем ВН–СР порівняно з методом Jhaveri, методом Peneloux та методом Twu. Коефіцієнти набухання, передбачені методом Jhaveri, методом Peneloux та методом Twu, нижчі за експериментальні значення, особливо отримані за методом Jhaveri та методом Peneloux.

2. Із збільшенням молярної частки СР значно зростають тиски насичення та коефіцієнти набухання, а в'язкість і густина систем ВН–СР зменшуються. Таким чином, збільшення розчинення СР при високому тиску впорскування або великих обсягах впорскування газу є корисним для процесів на основі розчинників.

3. Системи ВН–СР стають гетерогенними та виявляють різні фізико-хімічні властивості після 45 днів рівноваги. В'язкість і щільність систем зростають із збільшенням глибини клітини. Верхній шар – це масляна фаза, збагачена

розчинником, який можна легко відновити. Однак нижній шар в основному містить важкі компоненти, включаючи асфальтенові відкладення, і залишається в резервуарах ВН.

4. У міру збільшення молярної частки СР в'язкість і щільність верхнього шару поступово зменшуються. Однак в'язкість і щільність середнього і нижнього шарів спочатку зменшуються, а потім спостерігається невелике підвищення. Таким чином, покращення важкої нафти in situ значно посилює розчинення СР у ВН та зменшує в'язкість і щільність ВН.

5. Фундаментальні механізми, пов'язані з використанням СР як агента для видобутку важкої нафти, включають рух розчинного газу, зменшення в'язкості та щільності, створення ефекту набухання та покращення важкої нафти на місці. СР демонструє багатообіцяючий потенціал застосування для покращення відновлення ВН в процесах на основі розчинників.

6. Порівняно зі зазвичай використовуваними CO_2 і CH_4, C_3H_8 має вищу розчинність у важкій нафті. Таким чином, додавання C_3H_8 збільшує внесок суміші розчинників (СР) у збільшення набухання та зниження в'язкості нафти та поверхневого натягу. Суміш розчинників СР (CH_4, CO_2 і C_3H_8) може повністю використовувати переваги C_3H_8 і видобутого газу, які мають значний потенціал у покладах важкої нафти після первинного видобутку.

Розділ IV. ПРОГНОЗУВАННЯ ДЕБІТА СВЕРДЛОВИНИ

Технологія закачки пара в пласт передбачає 3 стадії:

– інжекція пари з розчинником;

– зупинка закачки і пропитки горизонтальної ділянки призабійної зони пласта паром;

– підвищення нафтовіддачі.

Оскільки тривалість стадії закачки пара є незначною (10-30 діб), можливо знехтувати втратами тепла і вважати, що весь введений теплопотік концентрується в нафтовому пласті [97]. Тоді радіус охоплення пласта тепловим потоком вираховується з рівняння теплового балансу за формулою 4.1.

$$c_r\, q_n\, t = h\, c_n\, \pi\, R^2 \tag{4.1}$$

звідси радіус прогріву (Rп) знаходим за формулою 4.2:

$$Rn = \sqrt{\frac{c_r q_n t}{h \pi c_n}} \tag{4.2}$$

де h – товщина пласта, м; $q_п$ – масова витрата пара, кг/год; cr – прихована теплота пароутворення; Дж/кг; c_n – об'ємний тепловміст пласта в паровій зоні, Дж/кг; t – час нагнітання, год.

Розрахунок початкового дебіту свердловини після закачки пар з розрозчинником в пласт здійснюється за формулою 4.3:

$$q_н = \frac{kh2\pi(P_k - P_c)}{\mu(T_o) ln\frac{R_к}{R_п} + ln\frac{R_п}{R_c}\mu(T_п)} \tag{4.3}$$

де Pc – забійний тиск в свердловині в період відбору продукції, Па; $P_к$ – пластовий тиск на контурі живлення, Па; $\mu(Tn)$ – середня в'язкість нафти в прогрітій зоні, Па·с; Rc – радіус свердловини, м; $Rк$ – радіус контуру живлення, м; $\mu(To)$ – в'язкість нафти при початковій пластовій температурі, Па·с; k_o – проникність пласта, м^2.

Збільшення дебіту свердловини після закачки пара в пласт визначається за формулою 4.4:

$$K = q_н / q_{баз} \tag{4.4}$$

де $q_{баз}$ – базовий дебіт до закачки пара в пласт, м^3/доб; $q_н$ – початковий дебіт після закачки пара в пласт, м^3/доб.

Базовий дебіт до закачки пара в пласт визначається за формулою 4.5:

$$q_н = \frac{kh2\pi(P_k - P_c)}{\mu(T_o)ln\frac{R_к}{R_c}} \quad (4.5)$$

Дебіту свердловини при SAGD визначається за формулою 4.6:

$$q = 2L\sqrt{\frac{1{,}5gk_н\alpha\phi\Delta Soh}{mv_s}} \quad (4.6)$$

де q – дебіт свердловини (м^3/доб);

$k_н$- коефіцієнт абсолютної проникності пласта по нафті, ($k_н$ =1500 mD);

g – прискорення вільного падіння (g = 9,8 м/c^2);

α – коефіцієнт температуропровідності пластової системи (α =7,2·10^{-6}м/с^2);

ϕ – пористість (Ø = 29%);

ΔSo – нафтонасиченість $\Delta So = 1 - S_{зал}$ ($S_{зал}$=25%, ΔSo = 75%);

h – товщина пласта (h = 30 м);

m – константа моделі в'язкості;

ρ – щільність нафти (ρ = 915 кг/м^3);

v_s – кінематична в'язкість нафти при температурі закачуваного пара (м^2/c);

v_R – кінематична в'язкість нафти при температурі резервуара (м^2/c) ;

Відношення кінематичної в'язкості нафти при температурі закачуваного пара до температури резервуара визначається за формулою 4.7:

$$\frac{v_s}{v_R} = \left(\frac{T - T_{пл}}{T_s - T_{пл}}\right)^m \quad (4.7)$$

З цієї формули виводимо константу моделі зв'язності за допомогою логарифмування за формулою 4.8:

$$m = log_{\frac{T-пл}{T_s - T_{пл}}}\frac{v_s}{v_R} \quad (4.8)$$

де Ts – температура пара, °F; T – середня температура прогрітого резервуара, °F; $T_{пл}$ – температура пласта, °F.

Кінематична в'язкість залежить від співвідношення динамічної в'язкості та щільності нафти. Динамічну в'язкості знаходимо з графіка співвідношення температури до в'язкості, що відповідає температурі пласта в певному проміжку часу за формулою 4.9. У таблиці 4.1 представлені дані залежності в'язкості від температури.

$$\nu_R = \mu / \rho \tag{4.9}$$

де μ – динамічна в'язкість нафти (сП).

Таблиця 4.1 – Графік залежності в'язкості від температури

температура		Динамічна в'язкість нафти
°F	°C	сП
86,173	30,096	6718
86,378	30,21	6710
96,355	35,74	4950
125,35	51,86	3940
172,02	77,79	800
233	106,11	400
253	122,78	100
272	133,33	93
285	140,55	40

На рисунку 4.1 представлений графік залежності в'язкості від температури.

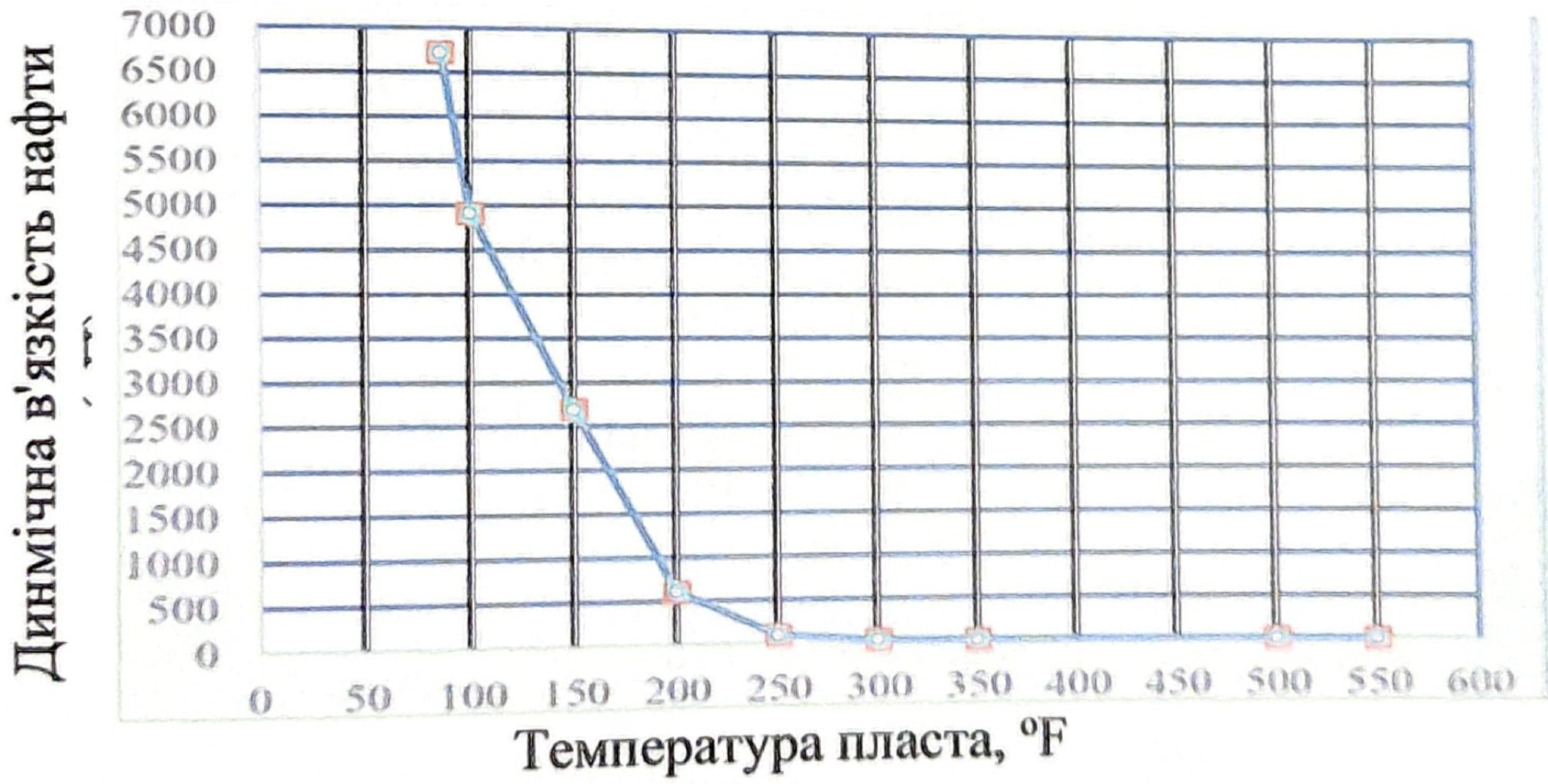


Рисунок 4.1 – Залежність в'язкості від температури

$$v_{R(1)} = \frac{6{,}718}{915} = 0{,}0073 \ \text{м}^2/\text{с}$$

$$v_{R(2)} = \frac{6{,}710}{915} = 0{,}007 \ \text{м}^2/\text{с}$$

$$v_{R(3)} = \frac{4{,}95}{915} = 0{,}005 \ \text{м}^2/\text{с}$$

$$v_{R(4)} = \frac{3{,}94}{915} = 0{,}004 \ \text{м}^2/\text{с}$$

$$v_{R(5)} = \frac{0{,}8}{915} = 0{,}0008 \ \text{м}^2/\text{с}$$

$$v_{R(6)} = \frac{0{,}4}{915} = 0{,}00043 \ \text{м}^2/\text{с}$$

$$v_{R(7)} = \frac{0{,}1}{915} = 0{,}0001 \ \text{м}^2/\text{с}$$

$$v_{R(8)} = \frac{0{,}09}{915} = 0{,}00098 \ \text{м}^2/\text{с}$$

$$v_{R(9)} = \frac{0{,}04}{915} = 0{,}0043 \ \text{м}^2/\text{с}$$

$$v_{R(10)} = \frac{0{,}02}{915} = 0{,}0002 \ \text{м}^2/\text{с}$$

В'язкість нафти при температурі пара (T_s = 464 °F = 240 °C)

$$v_s = \frac{0{,}0001}{915} = 0{,}00001 \ \text{м}^2/\text{с}$$

$$m_1 = log_{\frac{86{,}173-86}{464-86}} \frac{0{,}00001}{0{,}0073} = 0{,}862$$

$$m_2 = log_{\frac{86{,}378-86}{378}} \frac{0{,}00001}{0{,}007} = 0{,}851$$

$$m_3 = log_{\frac{96{,}355-86}{378}} \frac{0{,}00001}{0{,}005} = 1{,}721$$

$$m_4 = log_{\frac{125{,}35-86}{378}} \frac{0{,}00001}{0{,}004} = 2{,}602$$

$$m_5 = log_{\frac{172{,}02-86}{378}} \frac{0{,}00001}{0{,}0008} = 4{,}415$$

$$m_6 = log_{\frac{223{,}14-86}{378}} \frac{0{,}00001}{0{,}00043} = 3{,}692$$

$$m_7 = log_{\frac{253,34-86}{378}} \frac{0,00001}{0,001} = 2,805$$

$$m_8 = log_{\frac{272,03-86}{378}} \frac{0,00001}{0,00098} = 6,456$$

$$m_9 = log_{\frac{284,84-86}{378}} \frac{0,00001}{0,0043} = 9,29$$

$$m_{10} = log_{\frac{296-86}{378}} \frac{0,00001}{0,0002} = 5,011$$

Дебіт при h = 30 м

$$q_1 = 2 \cdot 1237 \sqrt{\frac{1,5 \cdot 15 \cdot 9,8 \cdot 0,72 \cdot 0,29 \cdot 0,75 \cdot 30}{0,862 \cdot 10^{12}}} 86400 = 234,155 \quad м^3/доб$$

$$q_2 = 2 \cdot 1237 \sqrt{\frac{1,5 \cdot 15 \cdot 9,8 \cdot 0,72 \cdot 0,29 \cdot 0,75 \cdot 30}{0,851 \cdot 10^{12}}} 86400 = 235,83 \quad м^3/доб$$

$$q_3 = 2 \cdot 1237 \sqrt{\frac{1,5 \cdot 15 \cdot 9,8 \cdot 0,72 \cdot 0,29 \cdot 0,75 \cdot 30}{1,721 \cdot 10^{12}}} 86400 = 166,36 \quad м^3/доб$$

$$q_4 = 2 \cdot 1237 \sqrt{\frac{1,5 \cdot 15 \cdot 9,8 \cdot 0,72 \cdot 0,29 \cdot 0,75 \cdot 30}{2,602 \cdot 10^{12}}} 86400 = 134,87 \quad м^3/доб$$

$$q_5 = 2 \cdot 1237 \sqrt{\frac{1,5 \cdot 15 \cdot 9,8 \cdot 0,72 \cdot 0,29 \cdot 0,75 \cdot 30}{4,415 \cdot 10^{12}}} 86400 = 103,23 \quad м^3/доб$$

$$q_6 = 2 \cdot 1237 \sqrt{\frac{1,5 \cdot 15 \cdot 9,8 \cdot 0,72 \cdot 0,29 \cdot 0,75 \cdot 30}{3,692 \cdot 10^{12}}} 86400 = 113,22 \quad м^3/доб$$

$$q_7 = 2 \cdot 1237 \sqrt{\frac{1,5 \cdot 15 \cdot 9,8 \cdot 0,72 \cdot 0,29 \cdot 0,75 \cdot 30}{2,805 \cdot 10^{12}}} 86400 = 129,89 \quad м^3/доб$$

$$q_8 = 2 \cdot 1237 \sqrt{\frac{1,5 \cdot 15 \cdot 9,8 \cdot 0,72 \cdot 0,29 \cdot 0,75 \cdot 30}{6,456 \cdot 10^{12}}} 86400 = 85,62 \quad м^3/доб$$

$$q_9 = 2 \cdot 1237 \sqrt{\frac{1,5 \cdot 15 \cdot 9,8 \cdot 0,72 \cdot 0,29 \cdot 0,75 \cdot 30}{9,29 \cdot 10^{12}}} 86400 = 71,37 \quad м^3/доб$$

$$q_{10} = 2 \cdot 1237 \sqrt{\frac{1,5 \cdot 15 \cdot 9,8 \cdot 0,72 \cdot 0,29 \cdot 0,75 \cdot 30}{5,011 \cdot 10^{12}}} 86400 = 97,18 \quad м^3/доб$$

Дебіт при h = 25 м

$$q_1 = 2 \cdot 1237 \sqrt{\frac{1{,}5 \cdot 15 \cdot 9{,}8 \cdot 0{,}72 \cdot 0{,}29 \cdot 0{,}75 \cdot 25}{0{,}862 \cdot 10^{12}}} 86400 = 213{,}9 \quad \text{м}^3/\text{доб}$$

$$q_2 = 2 \cdot 1237 \sqrt{\frac{1{,}5 \cdot 15 \cdot 9{,}8 \cdot 0{,}72 \cdot 0{,}29 \cdot 0{,}75 \cdot 25}{0{,}851 \cdot 10^{12}}} 86400 = 215{,}28 \quad \text{м}^3/\text{доб}$$

$$q_3 = 2 \cdot 1237 \sqrt{\frac{1{,}5 \cdot 15 \cdot 9{,}8 \cdot 0{,}72 \cdot 0{,}29 \cdot 0{,}75 \cdot 25}{1{,}721 \cdot 10^{12}}} 86400 = 151{,}38 \quad \text{м}^3/\text{доб}$$

$$q_4 = 2 \cdot 1237 \sqrt{\frac{1{,}5 \cdot 15 \cdot 9{,}8 \cdot 0{,}72 \cdot 0{,}29 \cdot 0{,}75 \cdot 25}{2{,}602 \cdot 10^{12}}} 86400 = 123{,}12 \quad \text{м}^3/\text{доб}$$

$$q_5 = 2 \cdot 1237 \sqrt{\frac{1{,}5 \cdot 15 \cdot 9{,}8 \cdot 0{,}72 \cdot 0{,}29 \cdot 0{,}75 \cdot 25}{4{,}415 \cdot 10^{12}}} 86400 = 94{,}51 \quad \text{м}^3/\text{доб}$$

$$q_6 = 2 \cdot 1237 \sqrt{\frac{1{,}5 \cdot 15 \cdot 9{,}8 \cdot 0{,}72 \cdot 0{,}29 \cdot 0{,}75 \cdot 25}{3{,}692 \cdot 10^{12}}} 86400 = 103{,}36 \quad \text{м}^3/\text{доб}$$

$$q_7 = 2 \cdot 1237 \sqrt{\frac{1{,}5 \cdot 15 \cdot 9{,}8 \cdot 0{,}72 \cdot 0{,}29 \cdot 0{,}75 \cdot 25}{2{,}805 \cdot 10^{12}}} 86400 = 118{,}58 \quad \text{м}^3/\text{доб}$$

$$q_8 = 2 \cdot 1237 \sqrt{\frac{1{,}5 \cdot 15 \cdot 9{,}8 \cdot 0{,}72 \cdot 0{,}29 \cdot 0{,}75 \cdot 25}{6{,}456 \cdot 10^{12}}} 86400 = 78{,}163 \quad \text{м}^3/\text{доб}$$

$$q_9 = 2 \cdot 1237 \sqrt{\frac{1{,}5 \cdot 15 \cdot 9{,}8 \cdot 0{,}72 \cdot 0{,}29 \cdot 0{,}75 \cdot 25}{9{,}29 \cdot 10^{12}}} 86400 = 65{,}15 \quad \text{м}^3/\text{доб}$$

$$q_{10} = 2 \cdot 1237 \sqrt{\frac{1{,}5 \cdot 15 \cdot 9{,}8 \cdot 0{,}72 \cdot 0{,}29 \cdot 0{,}75 \cdot 25}{5{,}011 \cdot 10^{12}}} 86400 = 88{,}71 \quad \text{м}^3/\text{доб}$$

Дебіт при h = 20 м

$$q_1 = 2 \cdot 1237 \sqrt{\frac{1{,}5 \cdot 15 \cdot 9{,}8 \cdot 0{,}72 \cdot 0{,}29 \cdot 0{,}75 \cdot 20}{0{,}862 \cdot 10^{12}}} 86400 = 191{,}32 \quad \text{м}^3/\text{доб}$$

$$q_2 = 2 \cdot 1237 \sqrt{\frac{1{,}5 \cdot 15 \cdot 9{,}8 \cdot 0{,}72 \cdot 0{,}29 \cdot 0{,}75 \cdot 20}{0{,}851 \cdot 10^{12}}} 86400 = 192{,}55 \quad \text{м}^3/\text{доб}$$

$$q_3 = 2 \cdot 1237 \sqrt{\frac{1{,}5 \cdot 15 \cdot 9{,}8 \cdot 0{,}72 \cdot 0{,}29 \cdot 0{,}75 \cdot 20}{1{,}721 \cdot 10^{12}}} 86400 = 135{,}84 \quad \text{м}^3/\text{доб}$$

$$q_4 = 2 \cdot 1237 \sqrt{\frac{1{,}5 \cdot 15 \cdot 9{,}8 \cdot 0{,}72 \cdot 0{,}29 \cdot 0{,}75 \cdot 20}{2{,}602 \cdot 10^{12}}} 86400 = 110{,}12 \quad \text{м}^3/\text{доб}$$

$$q_5 = 2 \cdot 1237 \sqrt{\frac{1{,}5 \cdot 15 \cdot 9{,}8 \cdot 0{,}72 \cdot 0{,}29 \cdot 0{,}75 \cdot 20}{4{,}415 \cdot 10^{12}}} 86400 = 84{,}53 \quad \text{м}^3/\text{доб}$$

$$q_6 = 2 \cdot 1237 \sqrt{\frac{1{,}5 \cdot 15 \cdot 9{,}8 \cdot 0{,}72 \cdot 0{,}29 \cdot 0{,}75 \cdot 20}{3{,}692 \cdot 10^{12}}} 86400 = 92{,}44 \quad \text{м}^3/\text{доб}$$

$$q_7 = 2 \cdot 1237 \sqrt{\frac{1{,}5 \cdot 15 \cdot 9{,}8 \cdot 0{,}72 \cdot 0{,}29 \cdot 0{,}75 \cdot 20}{2{,}805 \cdot 10^{12}}} 86400 = 106{,}062 \quad \text{м}^3/\text{доб}$$

$$q_8 = 2 \cdot 1237 \sqrt{\frac{1{,}5 \cdot 15 \cdot 9{,}8 \cdot 0{,}72 \cdot 0{,}29 \cdot 0{,}75 \cdot 20}{6{,}456 \cdot 10^{12}}} 86400 = 69{,}91 \quad \text{м}^3/\text{доб}$$

$$q_9 = 2 \cdot 1237 \sqrt{\frac{1{,}5 \cdot 15 \cdot 9{,}8 \cdot 0{,}72 \cdot 0{,}29 \cdot 0{,}75 \cdot 20}{9{,}29 \cdot 10^{12}}} 86400 = 58{,}27 \quad \text{м}^3/\text{доб}$$

$$q_{10} = 2 \cdot 1237 \sqrt{\frac{1{,}5 \cdot 15 \cdot 9{,}8 \cdot 0{,}72 \cdot 0{,}29 \cdot 0{,}75 \cdot 20}{5{,}011 \cdot 10^{12}}} 86400 = 79{,}35 \quad \text{м}^3/\text{доб}$$

Дебіт при h = 15 м

$$q_1 = 2 \cdot 1237 \sqrt{\frac{1{,}5 \cdot 15 \cdot 9{,}8 \cdot 0{,}72 \cdot 0{,}29 \cdot 0{,}75 \cdot 15}{0{,}862 \cdot 10^{12}}} 86400 = 165{,}68 \quad \text{м}^3/\text{доб}$$

$$q_2 = 2 \cdot 1237 \sqrt{\frac{1{,}5 \cdot 15 \cdot 9{,}8 \cdot 0{,}72 \cdot 0{,}29 \cdot 0{,}75 \cdot 15}{0{,}851 \cdot 10^{12}}} 86400 = 166{,}76 \quad \text{м}^3/\text{доб}$$

$$q_3 = 2 \cdot 1237 \sqrt{\frac{1{,}5 \cdot 15 \cdot 9{,}8 \cdot 0{,}72 \cdot 0{,}29 \cdot 0{,}75 \cdot 15}{1{,}721 \cdot 10^{12}}} 86400 = 117{,}26 \quad \text{м}^3/\text{доб}$$

$$q_4 = 2 \cdot 1237 \sqrt{\frac{1{,}5 \cdot 15 \cdot 9{,}8 \cdot 0{,}72 \cdot 0{,}29 \cdot 0{,}75 \cdot 15}{2{,}602 \cdot 10^{12}}} 86400 = 95{,}36 \quad \text{м}^3/\text{доб}$$

$$q_5 = 2 \cdot 1237 \sqrt{\frac{1{,}5 \cdot 15 \cdot 9{,}8 \cdot 0{,}72 \cdot 0{,}29 \cdot 0{,}75 \cdot 15}{4{,}415 \cdot 10^{12}}} 86400 = 73{,}21 \quad \text{м}^3/\text{доб}$$

$$q_6 = 2 \cdot 1237 \sqrt{\frac{1{,}5 \cdot 15 \cdot 9{,}8 \cdot 0{,}72 \cdot 0{,}29 \cdot 0{,}75 \cdot 15}{3{,}692 \cdot 10^{12}}} 86400 = 80{,}06 \quad \text{м}^3/\text{доб}$$

$$q_7 = 2 \cdot 1237 \sqrt{\frac{1{,}5 \cdot 15 \cdot 9{,}8 \cdot 0{,}72 \cdot 0{,}29 \cdot 0{,}75 \cdot 15}{2{,}805 \cdot 10^{12}}} 86400 = 91{,}85 \quad \text{м}^3/\text{доб}$$

$$q_8 = 2 \cdot 1237 \sqrt{\frac{1{,}5 \cdot 15 \cdot 9{,}8 \cdot 0{,}72 \cdot 0{,}29 \cdot 0{,}75 \cdot 15}{6{,}456 \cdot 10^{12}}} 86400 = 60{,}54 \quad \text{м}^3/\text{доб}$$

$$q_9 = 2 \cdot 1237 \sqrt{\frac{1{,}5 \cdot 15 \cdot 9{,}8 \cdot 0{,}72 \cdot 0{,}29 \cdot 0{,}75 \cdot 15}{9{,}29 \cdot 10^{12}}} 86400 = 50{,}47 \quad \text{м}^3/\text{доб}$$

$$q_{10} = 2 \cdot 1237 \sqrt{\frac{1{,}5 \cdot 15 \cdot 9{,}8 \cdot 0{,}72 \cdot 0{,}29 \cdot 0{,}75 \cdot 15}{5{,}011 \cdot 10^{12}}} 86400 = 68{,}72 \quad \text{м}^3/\text{доб}$$

В таблиці 4.2 наведено динаміку зміни дебіту залежно від потужності продуктивного пласта.

Таблиця 4.2 – Динаміка зміни дебіту залежно від потужності продуктивного пласта

Роки	Дебіт свердловин при різній потужності продуктивного пласта, h, м			
	30	25	20	15
1	234,155	213,9	191,32	165,68
2	235,83	215,28	192,55	166,76
3	166,36	151,38	135,84	117,26
4	134,87	123,12	110,12	95,36
5	103,23	94,51	84,53	73,21
6	113,22	103,36	92,44	80,06
7	129,89	118,58	106,062	91,85
8	85,62	78,163	69,91	60,54
9	71,37	65,15	58,27	50,47
10	97,18	88,71	79,35	68,72

Результати розрахункового дебіту при h=30м наведено на рисунку 4.2, де наведено динаміку його зміни за роками.

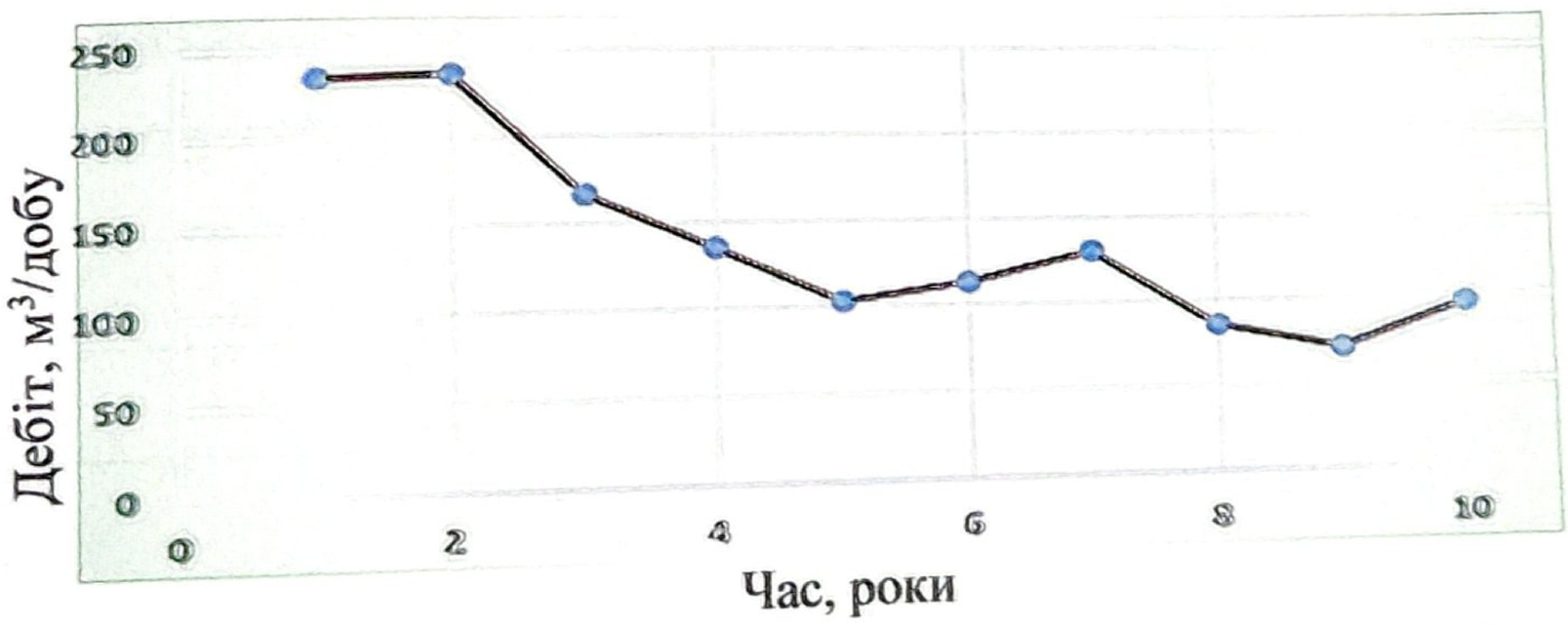


Рисунок 4.2 – Розрахунок дебіту свердловини по рокам при h = 30 м

Результати розрахункового дебіту при h=25м наведено на рисунку 4.3, де наведено динаміку його зміни за роками.

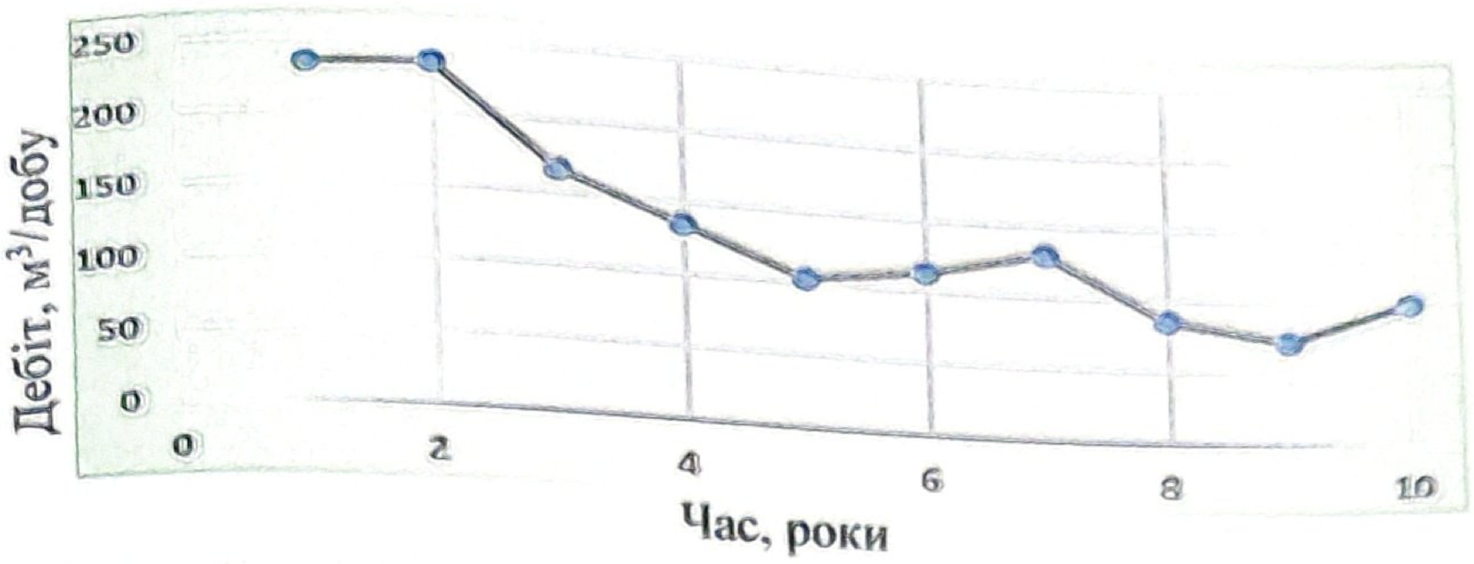


Рисунок 4.3 – Розрахунок дебіту свердловини по роках при h = 25 м

Результати розрахункового дебіту при h=20м наведено на рисунку 4.4, де наведено динаміку його зміни за роками.

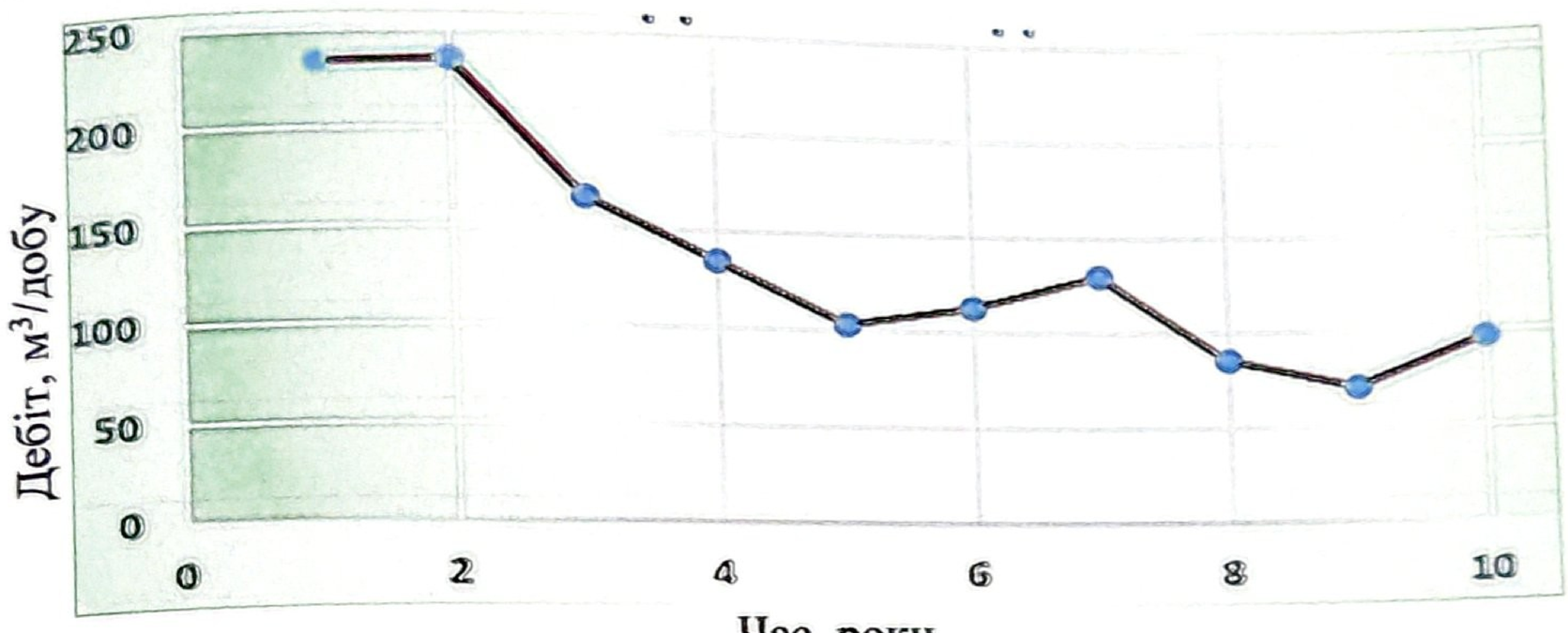


Рисунок 4.4 – Розрахунок дебіту свердловини по рокам при h = 20 м

Результати розрахункового дебіту при h=15м наведено на рисунку 4.5, де наведено динаміку його зміни за роками.

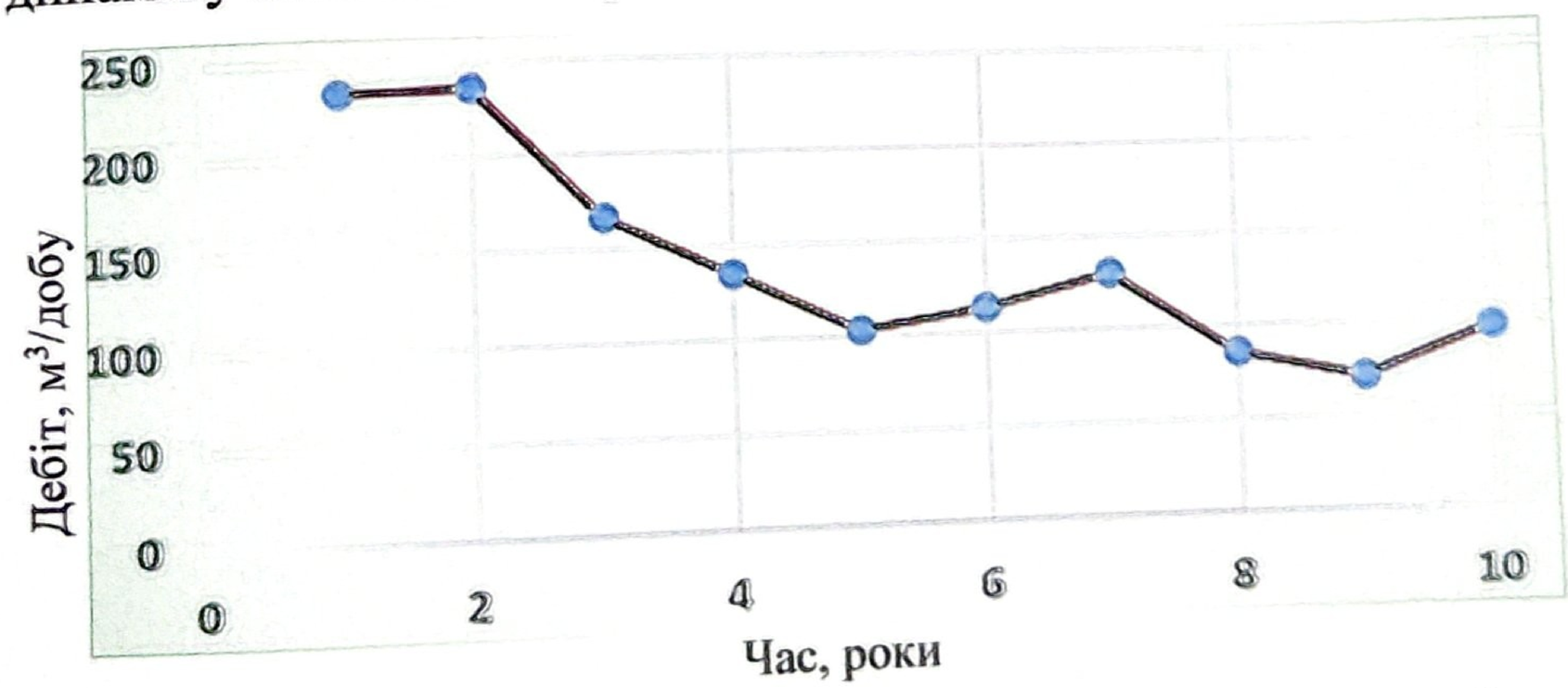


Рисунок 4.5 – Розрахунковий дебіт свердловини за роками при h = 15 м

Висновки до розділу IV

1. Проведені розрахунки очікуваного дебіту свердловин, із застосуванням методу ES-SAGD показують його ефективність.

2. В'язкість нафти після комбінованого впливу (розчинника і температурою 140°C) знижується з *6718 до 40 сП і*, як наслідок, зростає плинність і зростає дебіт.

3. Проведені розрахунки очікуваного дебіту за різних потужностей продуктивного пласта (30м, 25м, 20м, 15 м) зростають.

ОСНОВНІ ВИСНОВКИ

1. Існуючі технології видобутку важких нафт і бітумів все мають ряд недоліків, а отже мають потенціал удосконалення. Для підтримання рентабельності видобутку важкої нафти практично завжди необхідні заходи щодо зниження її в'язкості.

2. Введення пари має обмежений вплив на зниження в'язкості та покращення компонентного складу нафти. Одним із варіантів зменшення використання пари є заміна його або деякої його частини розчинниками.

6. Різні типи нафти при різних умовах температури та тиску мають різні оптимальні системи розчинників. Комбінований ефект розчинника з теплом має потенціал для забезпечення вищих показників виробництва високов'язкої нафти, які є еквівалентними або навіть вищими, ніж у процесах ведення пари.

3. Із збільшенням молярної частки СР значно зростають тиски насичення та коефіцієнти набухання, а в'язкість і густина систем ВН–СР зменшуються. Таким чином, збільшення розчинення СР при високому тиску впорскування або великих обсягах впорскування газу є корисним для процесів на основі розчинників.

6. Фундаментальні механізми, пов'язані з використанням СР як агента для видобутку важкої нафти, включають рух розчинного газу, зменшення в'язкості та щільності, створення ефекту набухання та покращення важкої нафти на місці.

6. Порівняно зі зазвичай використовуваними CO_2 і CH_4, C_3H_8 має вищу розчинність у важкій нафті. Таким чином, додавання C_3H_8 збільшує внесок суміші розчинників (СР) у збільшення набухання та зниження в'язкості нафти та поверхневого натягу. Суміш розчинників СР (CH_4, CO_2 і C_3H_8) може повністю використовувати переваги C_3H_8 і видобутого газу, які мають значний потенціал у покладах важкої нафти після первинного видобутку.

7. Оскільки більша частина введеного розчинника видобувається з нафтою і може використовуватись повторно, можуть бути значні економічні переваги, які можуть бути реалізовані за допомогою технології ES-SAGD.

Література

1. Farouq Ali SM. Practical heavy oil recovery, lecture notes. University of Calgary; 2007.
2. Speight James G. Enhanced recovery methods for heavy oil and tar sands. Gulf: Publishing Company; 2009.
3. Butler RM. Thermal recovery of oil and bitumen. GravDrain's Blackbook; 1997.
4. Dong X, Liu H, Pang Z. Investigation of the features about steam breakthrough in heavy oil reservoirs during steam injection. Open Petrol Eng J 2012;5:1–6.
5. Masse PJ, Geosney TC, Long DL. Use of pulsed-neutron capture logs to identify steam breakthrough-case Study: South Belridge Middle Expansion Steam flood Project. SPE Form Eval 1991;6(3):319–26.
6. Johnson DO, Sugianto R, Mock PH, Jones CH. Identification of steam-breakthrough intervals with DTS technology. SPE Prod Facil 2004;19(1):41–8.
7. Guo K, Li H, Yu Z. In-situ heavy and extra-heavy oil recovery: a review. Fuel 2016;185:886–902.
8. Speight James G. Heavy oil production processes. Gulf: Publishing Company; 2013.
9. Alvarez JM, Han S. Current overview of cyclic steam injection process. J Petrol Sci Res. 2013;2(3):116–27.
10. Liu HQ. Principle and design of thermal oil recovery processes. Petroleum Industry Press; 2013..
11. Zhang FL, Zhao HY. Steam based recovery technologies of heavy oil reservoirs in Liaohe oilfield. Petroleum Industry Press; 2007. [in Chinese].
12. Jha RK, Kumar M, Benson I, Hanzlik E. New insights into steam/solvent-coinjection process mechanism. SPE J 2013;18(5):867–77.
13. Holly C., Mader M., Soni S., Toor J. Alberta energy oil sands production profile. Energy technical services - resource development policy division, January 31, 2016.
14. Kamran RJ, Brendan OH. A new SAGD well pair placement: a field case review. J Can Petrol Technol 2013;52(1):12–9.
15. Polikar M, Cyr TJ, Coates RM. Fast-SAGD: half the wells and 30% Less Steam. SPE 65509 presented at the SPE/petroleum society international conference on horizontal well technology, Calgary, Alberta, Canada. November 6–8; 2000.

16. Coskuner G. A new process combining cyclic steam stimulation and steam-assisted gravity drainage: hybrid SAGD. J Can Pet Technol 2009;48(1):8–13.
18. Batycky J. An assessment of in situ oil sands recovery processes. J Can Pet Technol 1997;36(9):15–9.
19. Novak J, Edmunds N, Cimolai M. A history match of CSS Recovery in the Grosmont. Paper presented at the Canadian international petroleum conference, Calgary, Alberta, June 12–14, 2007.
20. Edmunds N, Barrett K, Solanki S, Cimolai M. Prospects for commercial bitumen recovery from the Grosmont carbonate, Alberta. J Can Petrol Technol 2009;48(9):26–32.
21. Mendoza H, Padron A, Portillo F. Steam stimulation in horizontal wells pilot test in Venezuela. Paper presented at the annual technical meeting, Calgary, Alberta, June 8–11; 1997.
22. Escobar MA, Valera CA, Perez RE. A large heavy oil reservoir in lake Maracaibo basin: cyclic steam injection experiences. SPE 37551 presented at the SPE international thermal operations & heavy oil symposium, Bakersield, California, February 10–12; 1997.
23. Liu WZ. The development modes of heavy oil reservoirs by thermal recovery. Beijing: Petroleum Industry Press; 1998. [in Chinese].
24. Williams LL, Fong WS, Mridul K. Effects of discontinuous shales on multizone steamflood performance in the Kern River Field. SPE Reservoir Eval Eng 2001;4(5):350–7.
25. Oglesby KD, Blevins TR, Rogers EE, Johnson WM. Status of the 10-Pattern Steamflood, Kern River Field, California. J Petrol Technol 34(10):2251–7.
26. Jones J, McWilliams M, Sturm D. Kern River Revisited: Life After Steam Flood. SPE 29664 presented at the SPE Western Reginal Meeting, Bakersfield, California, March 8–10; 1995.
27. An JQ, Li J, Jiang H. Steam-flood trial and research on mid-deep heavy oil reservoir QI40 Block in Liaohe Oilfield. SPE 104403 presented at the International Oil & Gas Conference and Exhibition in China, Beijing, China, December 5–7; 2006.
28. Xi C, Qi Z, Jiang Y, Han W, Shi L, Li X, et al. Dual-horizontal wells SAGD start-up technology: from conventional steam circulation to rapid and uniform electric

heating technology. SPE 189241 presented at the SPE symposium: production enhancement and cost optimisation, Kuala Lumpur, Malaysia, November 7–8; 2017.
29. Butler RM. Thermal recovery of oil and bitumen. Englewood Cliffs, New Jersey: Prentice Hall; 1991.
30. Al Bahlani AM, Babadagli T. SAGD laboratory experimental and numerical simulation studies: a review of current status and future issues. J Petrol Sci Eng 2009;68:135–50.
31. Gotawala DR, Gates ID. Stability of the edge of a SAGD steam chamber in a bitumen reservoir. Chem Eng Sci 2011;66:1802–9.
32. Akin S. Mathematical modeling of steam assisted gravity drainage. SPE Reservoir Eval Eng 2005;8(5):372–6.
33. Sharma J, Gates I. Multiphase flow at the edge of a steam chamber. Can J Chem Eng 2010;88(3):312–21.
34. Reis JC. A steam-assisted gravity drainage model for tar sand: radial geometry. J Can Pet Technol 1993;32(8):43–8.
35. Irani M, Ghannadi S. Understanding the heat-transfer mechanism in the steam assisted gravity-drainage (SAGD) process and comparing the conduction and convection flux in bitumen reservoirs. SPE J 2013;18(1):134–45.
36. Noik C, Delmazzone C, Goulay C, Glenat P. Characterisation and emulsion behaviour of athabasca extra heavy oil produced by SAGD. SPE 97748 presented at the international thermal operations and heavy oil symposium, Calgary, Alberta, Canada, November 1–3; 2005.
37. Ezeuko CC, Wang J, Gates ID. Investigation of emulsion flow in steam-assisted gravity drainage. SPE J 2013;18(3):440–7.
38. Hascakir B. How to select the right solvent for solvent-aided steam injection processes. J Petrol Sci Eng 2016;146:746–51.
39. Wang X. Experimental and numerical studies on multiple well pairs SAGD performance. Master thesis, University of Alberta; 2010.
40. Tian J, Liu H, Pang Z. A study of scaling 3D experiment and analysis on feasibility of SAGD process in high pressure environment. J Petrol Sci Eng 2017;150:238–49.

41. Good WK, Scott JD, Luhning RW. Review and assessment of steam assisted gravity drainage (SAGD) applications in Canada. WPC 26170 presented at the 14th World Petroleum Congress, Stavanger, Norway, 29 May–1 June; 1994.
42. Gates ID, Chakrabarty N. Optimization of steam assisted gravity drainage in McMurray reservoir. J Can Pet Technol 2006;45(9):54–62.
43. Yang L. Field test of SAGD as follow-up process to CSS in Liaohe oil field of China. J Can Pet Technol 2007;46(4):12–5.
44. Dong X, Liu H, Hou J, Zhang T, Chen Z. An empirical correlation to predict the SAGD recovery performance. SPE 176410 presented at the SPE/IATMI Asia Pacific Oil & Gas Conference and Exhibition, Nusa Dua, Bali, Indonesia, 20–22 October;2015.
45. Mendoza HA, Finol JJ, Bulter RM. SAGD, pilot test in Venezuela. SPE 53687 presented at the SPE Latin American and Caribbean petroleum engineering conference, Caracas, Venezuela, 21–23 April; 1999.
46. Dong X, Liu H, Zhang Z, Lu C, Fang X, Zhang G. Feasibility of the steam-assisted gravity-drainage process in offshore heavy oil reservoirs with bottom water. OTC 24763 presented at the Offshore Technology Conference Asia held in Kuala Lumpur, Malaysia, March 25–28; 2014a.
47. Gotawala DR, Gates ID. On the impact of permeability heterogeneity on SAGD steam chamber growth. Nat Resour Res 2010;19(2):151–64.
48. Lerat O, Adjemian F, Baroni A, Etienne G, Renard G, Bathellier E, et al. Modelling of 4D seismic data for the monitoring of steam chamber growth during the SAGD process. J Can Pet Technol 2010;49(6):21–30.
49. Zhang W, Youn S, Doan D. Understanding reservoir architectures and steamchamber growth at Christina Lake, Alberta, by using 4D seismic and crosswell seismic imaging. SPE Reservoir Eval Eng 2007;10(5):446–52.
50. Guan W, Xi C, Chen Y, Zhang X, Muhetar H, Liang J, et al. Fire-flooding technologies in post-steam-injected heavy oil reservoirs. Pet Explor Dev 2011;38(4):452–63.
51. Moore RG, Belgrave JDM, Ursenbach MG, Laureshen CJ, Mehta SA, Gomez PA,ret al. In situ combustion performance in steam flooded heavy oil cores. J Can Pet Technol 1999;38(13):1–9.

52. Ursenbach MG, Moore RG, Mehta SA. Air injection in heavy oil reservoirs: a process whose time has come (Again). J Can Pet Technol 2010;49(1):48–54.
53. Rahnema H, Barrufet M, Mamora DD. Combustion assisted gravity drainage – experimental and simulation results of a promising in-situ combustion technology to recover extra-heavy oil. J Petrol Sci Eng 2017;154:513–20.
54. Yuan S, Jiang H, Wang L, Ji Y, Zhu H. Research on adaptability to in-situ combustion in heavy oil reservoir after steam huff and puff. Xinjiang Petrol Geol 2013;34(3):303–6.
55. Wang Y, Ren S, Zhang L, Peng X, Pei S, Cui G, et al. Numerical study of air assisted cyclic steam stimulation process for heavy oil reservoirs: recovery performance and energy efficiency analysis. Fuel 2018;211:471–83.
56. Hallam RJ, Donnelly JK. Pressure-up blowdown combustion: a channeled reservoir recovery process. SPE Adv Technol Ser 1993;1(1):153–8.
57. Galas CMF, Ejogu GC, Donnelly JK. Fluid and heat movements during in-situ combustion in a channelled reservoir. J Can Pet Technol 1991;30(3):41–8.
58. Kudryavtsev P, Hascakir B. Towards dynamic control of in-situ combustion: effect of initial oil and water saturations. SPE 169542 presented at the SPE Western North American and Rocky Mountain Joint Meeting, Denver, Colorado, 17–18 April; 2014.
59. Javad S, Oskouei P, Moore RG, Maini B, Mehta SA. Post SAGD in-situ combustion potentials and challenges. SPE 157959 presented at the SPE Heavy Oil Conference Canada, June 12–14; 2012.
60. Yang X, Gates ID. Design of hybrid steam-in situ combustion bitumen recovery processes. Nat Resour Res 2009;18(3):213–33.
61. Oskouei SJP, Maini BB, Moore RG, Mehta SA. Experimental evaluation of SAGD/ISC hybrid recovery method. J Can Pet Technol 2013;52(3):204–18.
62. Turta AT, Chattopadhyay SK, Bhattacharya RN, Condrachi A, Hanson S. Current status of commercial in situ combustion projects worldwide. J Can Pet Technol 2007;46(11):8–14.
63. M. Greaves, A.T. Turta. Oil Field In Situ Combustion Process. U.S. Patent. US5626191; 1997.

64. Nasr TN, Beaulieu G, Golbeck H, Heck G. Novel expanding solvent-SAGD process "ES-SAGD". J Can Pet Technol 2003;42(1):13–6.
65. Pathak V, Babadagli T, Edmunds NR. Heavy oil and bitumen recovery by hot solvent injection. J Petrol Sci Eng 2011;78:637–45.
66. Leaute RP, Corry KE, Pustanyk K. Liquid addition to steam for enhancing recovery of cyclic steam stimulation or LASER-CSS. US Patent. US 6708759B2, March 23; 2004.
68. Zhao L, Nasr TN, Huang H, Beaulieu G, Heck G, Golbeck H. Steam alternating solvent process lab test and simulation. J Can Pet Technol 2005;44(9):37–43.
69. Liu H, Cheng L, Wu K, Huang S, Maini BB. Assessment of energy efficiency and solvent retention inside steam chamber of steam- and solvent-assisted gravity drainage process. Appl Energy 2018;226:287–99.
71. Hedden R, Verlaan M, Lastovka V. Solvent enhanced steam drive. SPE 169070 presented at the SPE Improved Oil Recovery Symposium, Tulsa, Oklahoma, USA, 12–16 April, 2014.
72. Zhao DW, Wang J, Gates ID. Solvent-aided Steam-flooding strategy optimization in thin heavy oil reservoirs. IPTC 16793 presented at the international petroleum technology conference, Beijing, China, 26–28 March; 2013.
73.[163] Huang S, Liu H, Xue Y, Xiao P, Xiong H. Performance prediction of solvent enhanced steam flooding for recovery of thin heavy oil reservoirs. SPE 184962 presented at the SPE Canada Heavy Oil Technical Conference, Calgary, Alberta, Canada, 15–16 February; 2017.
74. Stape P, Hascakir B. Wettability alteration during solvent assisted-steam flooding with asphaltenes-insoluble solvents. SPE 181148 presented at the SPE Latin America and Caribbean heavy and extra heavy oil conference, Lima, Peru, 19–20 October, 2016.
75. Lin L, Ma H, Zeng F, Gu Y. A critical review of the solvent-based heavy oil recovery methods. SPE 170098 presented at the SPE heavy oil conference-Canada, Calgary, Alberta, Canada, June 10–12; 2014.
76. Dong L. Effect of vapor–liquid phase behavior of steam-light hydrocarbon systems on steam assisted gravity drainage process for bitumen recovery. Fuel 2012;95:159–68.

77. [170] Jia N, Memon A, Gao J, Zuo JY, Zhao H, Ng H-J, et al. Three-phase equilibrium study for heavy-oil/solvent/steam system at high temperatures. J Can Pet Technol 2011;50(6):68–79.

78. Kar T, Williamson M, Hascakir B. The role of asphaltenes in emulsion formation for steam assisted gravity drainage (SAGD) and expanding solvent - SAGD (ESSAGD). SPE 171076 presented at the SPE Heavy and Extra Heavy Oil Conference: Latin America, Medellín, Colombia, 24–26 September; 2014.

79. Coelho R, Ovalles C, Hascakir B. Clay-asphaltene interaction during hybrid solvent-steam injection into bitumen reservoirs. SPE 180723 presented at the SPE Canada Heavy Oil Technical Conference, Calgary, Alberta, Canada, 7–9 June; 2016.

80. Ivory J, Chang J, Coates R, Forshner K. Investigation of cyclic solvent injection process for heavy oil recovery. J Can Pet Technol 2010;49(9):22–33.

81. Firouz AQ, Torabi F. Feasibility study of solvent-based huff-n-puff method (cyclic solvent injection) to enhance heavy oil recovery. SPE 157853 presented at the SPE Heavy Oil Conference Canada, Calgary, Alberta, Canada, 12–14 June; 2012.

80. Zhou X, Yuan Q, Rui Z, Wang H, Feng J, Zhang L, et al. Feasibility study of CO_2 huff 'n' puff process to enhance heavy oil recovery via long core experiments. Appl Energy 2019;236:526–39.

82. Butler RM, Mokrys IJ, Das SK. The solvent requirements for vapex recovery. SPE 30293 presented at the SPE International Heavy Oil Symposium, Calgary, Alberta, Canada, 19–21 June; 1995.

83. James LA, Rezaei N, Chatzis I. Warm VAPEX and Hybrid VAPEX - The State of Enhanced Oil Recovery for In Situ Heavy Oils in Canada. J Can Petrol Technol 2008;47(4):1–7.

84. Leaute RP, Carey BS. Liquid addition to steam for enhancing recovery (LASER) of bitumen with CSS: results from the first pilot cycle. J Can Pet Technol 2007;46(9):22–30.

85. Bayestehparvin B, Farouq Ali SM, Abedi J. Use of solvents with steam - state-ofthe-art and limitations. SPE 179829 presented at the SPE EOR Conference at Oil and Gas West Asia, Muscat, Oman, March 21–23; 2016.

86. Orr B. ES-SAGD; Past, present and future. SPE-129518-STU presented at the SPE annual technical conference and exhibition, New Orleans, Lousiana, USA. October 4–7; 2009.

87. Xu Z, Liu P, Zhang S, Yuan Z, Li X, Hao M, et al. Physical experiment and numerical simulation study for start-up of ES-SAGD in heavy oil reservoir. Petrol Geol Recov Efficien 2017;24(3):110–5. [in Chinese].

88. Metwally M. Effect of gaseous additives on steam processes for Lindbergh field, Alberta. J Can Petrol Technol 1990;29(6):26–30.

89. Sun Y, Zhao L, Lin T, Zhong L, Yu D, Lin H. Enhance offshore heavy oil recovery by cyclic steam–gas-chemical co-stimulation. Paper SPE 149831 Presented at the SPE heavy oil conference and exhibition, Kuwait City, Kuwait, December 12–14; 2011.

90. Bagci S, Gumrah F. An investigation of noncondesible gas-steam injection for heavy oil recovery. Presented at the 8th European IOR – symposium, Vienna, Austria, May 15–17; 1995.

91. Zhao L, Law D, Yuan J-Y. Numerical investigation of steam and gas mixing in heavy oil production. Paper presented at the CSPG and petroleum society joint convention, Calgary, Alberta, Canada, June 14–18; 1999.

92. Behzad R, Peyman P, Alireza F, Mahmood RY, Kamran H, Maryam K, et al. A new approach to characterize the performance of heavy oil recovery due to various gas injections. Int J Multiph Flow 2018;99:273–83.

93. Stone T, Malcolm JD. Simulation of a large steam–CO2 co-injection experiment. J Can Pet Technol 1985;24(6):51–9.

94. Li Z, Lu T, Tao L, Lin B, Zhang J, Li J. CO2 and viscosity breaker assisted steam huff and puff technology for horizontal wells in a super-heavy oil reservoir. Pet Explor Dev 2011;38(5):600–5.

95. Srivastava RK, Huang S, Dong M. Comparative effectiveness of CO2 produced gas, and flue gas for enhanced heavy-oil recovery. SPE Reservoir Eval Eng 1999;2(3):238–47.

96. [203] Yu T. Experimental study on air assisted CSS for medium deep ultra heavy oil reservoir. Special Oil Gas Reserv 2013;20(5):77–80.

97. Wang J, Brandt AR, O'Donnell J. Potential for solar energy use in the global petroleum sector. SPE 187578 presented at the SPE Kuwait oil & gas show and conference, Kuwait City, Kuwait, 15–18 October; 2017.
98. Alnoaimi KR. Addition of Condensable or Non-condensable Gas to Steam flood Processes for Improved Heavy Oil Recovery by Gravity Drainage. Master thesis, Stanford University; 2010.
100. Butler RM. Steam and gas push (SAGP). Paper 97-137 presented at the 48th Annual Technical Meeting of the Petroleum Society, Calgary, Alberta, Canada, June 8–11; 1997b.
101. Pang Z, Wu Z, Zhao M. A novel method to calculate consumption of non-condensate gas during steam assistant gravity drainage in heavy oil reservoirs. Energy 2017;130:76–85.
102. Butler RM, Jiang Q, Yee C. Steam and Gas Push (SAGP)-3; recent theoretical developments and laboratory results. J Can Pet Technol 2000;39(8):51–60.
103. Canbolat S, Akin S, Kovscek AR. Noncondensable gas steam-assisted gravity drainage. J Petrol Sci Eng 2004;45:83–96.
104. Jonasson HP, Kerr RK. SAGDOX-steam assisted gravity drainage with the addition of oxygen injection. SPE 165509 presented at the SPE heavy oil conference Canada, Calgary, Alberta, Canada, June 11–13; 2013.
105. Xin K. Study and field experiment of flue gas assisted SAGD. Sino-Glob Energy 2017;22(7):52–6.
106. Xu W, Zhang F, Wang D, Wu T, Dong X, Xu J, et al. CNOOC studies steam recovery in offshore Bohai field. Oil Gas J 2018;116(4):22–5.
107. [230] Wang Y, Liu H, Chen Z, Wu Z, Pang Z, Dong X, et al. A visualized investigation on the mechanisms of anti-water coning process using nitrogen injection in horizontal wells. J Petrol Sci Eng 2018;166:636–49.
108. Richardson WC, Kibodeaux KR. Chemically assisted thermal flood process. US Patent. US6305472B2, October 23; 2001.
109. Okoye CU, Tiab D. Enhanced recovery of oil by alkaline steam flooding. SPE 11076 presented at the SPE annual technical conference and exhibition, New Orleans,тLouisiana, September 26–29; 1982.

110. Wu Z, Liu H, Wang X, Zhang Z. Emulsification and improved oil recovery with viscosity reducer during steam injection process for heavy oil. J Ind Eng Chem 2018;61:348–55.
111. Gupta SC, Zeidani K. Surfactant-steam process: an innovative enhanced heavy oil recovery method for thermal applications. SPE 165545 presented at the SPE Heavy Oil Conference-Canada, Calgary, Alberta, Canada, 11–13 June; 2013.
112. Babadagli T, Er V, Naderi K, Burkus Z, Ozum B. Use of biodiesel as an additive in thermal recovery of heavy oil and bitumen. J Can Pet Technol 2010;49(11):43–8.
113. Srivastava P, Castro L. Successful field application of surfactant additives to enhance thermal recovery of heavy oil. SPE 140180 presented at the SPE middle east oil and gas show and conference, Manama, Bahrain, September 25–28; 2011.
114. Delamaide E, Moreno WP. Enhanced oil recovery of heavy oil in reservoirs with bottom aquifer. SPE 174050 presented at the SPE Western Regional Meeting, Garden Grove, California, USA, 27–30 April; 2015.
115. Zhou X, Zeng F. Feasibility study of using polymer to improve SAGD performance in oil sands with top water. SPE 170164 presented at the SPE heavy oil conferenceCanada, Calgary, Alberta, Canada, 10–12 June; 2014.
116. Experimental Fortenberry R. Demonstration and improvement of chemical eor techniques in heavy oils. University of Texas at Austin; 2013.
117. Taghavifar M, Fortenberry R, Rouffignac ED, Sepehrnoori K, Pope GA. Feasibility study of using polymer to improve SAGD performance in oil sands with top water. SPE 170164 presented at the Canada heavy oil technical conference, Calgary, Alberta, Canada, June 10–12; 2014.
118. Pang Z, Liu H, Zhu L. A laboratory study of enhancing heavy oil recovery with steam flooding by adding nitrogen foams. J Petrol Sci Eng 2015;128:184–93.
119. Suhag A, Ranjith R, Balaji K, Peksaglam Z, Malik V, Zhang M, et al. Optimization of steamflooding heavy oil reservoirs. SPE 185653 presented at the SPE Western regional meeting, Bakersfield, California, 23–27 April; 2017.
120. Telmadarreie A, Trivedi JJ. New insight on carbonate-heavy-oil recovery: porescale mechanisms of post-solvent carbon dioxide foam/polymer-enhanced-foam flooding. SPE J 2016;21(5):1655–68.121. [255] Wu Z, Liu H, Pang Z, Wu Y, Wang

X. Liu D, et al. A visual investigation of enhanced heavy oil recovery by foam flooding after hot water injection. J Petrol Sci Eng 2016;147:361–70.
122. Chen Q, Geertrui M, Kovscek AR. Improving steam-assisted gravity drainage using mobility control foams: foam assisted-SAGD (FA-SAGD). SPE 129847 presented at the SPE improved oil recovery symposium, Tulsa, Oklahoma, USA, April 24–28;2010.
123. Lau HC. Alkaline steam foam: concepts and experimental results. SPE 144968 presented at the SPE Enhanced Oil Recovery Conference, Kuala Lumpur, Malaysia, July 19–21; 2011.
124. Li R, Etinan SR, Chen Z. Chemical additives and foam to enhance SAGD performance. SPE 174489 presented at the SPE Canada heavy oil technical conference, Calgary, Alberta, Canada, June 9–11; 2015.
135. Hunter BL, Buell RS, Abate TA. Application of a polymer gel system to control steam breakthrough and channeling. SPE 24031 presented at the SPE Western Regional Meeting, Bakersfield, California, 30 March–1 April; 1992.
125. Eson RL, Cooke RW. A successful high-temperature gel system to reduce steam channeling. SPE 24665 presented at the SPE annual technical conference and exhibition, Washington, D.C., 4–7 October; 1992.
126. Moradi-Araghi A. A review of thermally stable gels for fluid diversion in petroleum production. J Petrol Sci Eng 2000;26(1–4):1–10.
127. He H, Wang Y, Zhao M, Cheng L, Liu P. Laboratory evaluation of thermoreversible gel for in-depth conformance control in steam-stimulated wells. SPE 157871 presented at the SPE Heavy Oil Conference Canada, Calgary, Alberta, Canada, 12–14 June; 2012.
128. Wang C, Liu H, Zheng Q, Liu Y, Dong X, Hong C. A new high-temperature gel for profile control in heavy oil reservoirs. ASME J Energy Resources Technol 2016;138(2):022901.
129. Isaacs EE, Green MK, Jossy WE, Maunder JD. Conformance Improvement by Using High Temperature Foams and Gels. SPE 23754 presented at the Second Latin American Petroleum Engineering Conference, II LAPEC, Caracas, Venezuela, 8–11 March; 1992.

130. Cenovus Energy Inc. Surfactant-Steam Process (SSP) pilot project application for experimental scheme approval, Energy Resources Conservation Board application No. 172474, Alberta, Canada, April 11; 2012.
131. Sun J, Liu D, Li L, Zhang Y, Xiao S. Study on interaction of displacement agent assisted steam flooding for Gudao viscous crude oil. Petrol Geol Recov Efficien 2014;21(3):55–7. [in Chinese].
132. Bai J, Wassmuth FR, Jost R, Zhao L. Hydrophobically-modified cellulosic polymers for heavy oil displacement in saline conditions. SPE 157917 presented at the SPE Heavy Oil Conference Canada, Calgary, Alberta, Canada, June 12–14, 2012.
133. Mendez Z, Alvarez JM, Escobar E, Colonomos P, Campos E. Cyclic steam injection with additives: laboratory and field test results of steam/foam and steam/solvent processes. SPE 24632 presented at the SPE annual technical conference and exhibition, Washington, D.C., 4–7 October; 1992.
134. Bi C, Wang B, Bai C, Tian Y, He Z. Application of nitrogen foam assisted steamflooding for the heavy oil reservoirs in Henan oilfield. Petrol Geol Eng 2014;28(6):115–7.
136. Pan G, Chen J, Zhang C, Liu D, Wu J, Li H, et al. Combined technology of weak gel flooding assisting thermal huff and puff enhances oil recovery for offshore heavyoil field. SPE 181626 presented at the SPE annual technical conference and exhibition, Dubai, UAE, 26–28 September; 2016.
137. Sahni A, Kumar M, Knapp RB. Electromagnetic Heating Methods for Heavy Oil Reservoirs. SPE 62550 presented at the SPE/AAPG Western reginal meeting, LongBeach, California, June 19–23; 2000.
138. Maggard JB, Wattenbarger RA. Factors affecting the efficiency of electrical resistance heating patterns. In: UNITAR/UNDP 5th international conference on heavy oil and tar sands, Caracas, 4–9 August; 1991. p. 519–30.
139. Sierra R, Tripathy B, Bridges JE, Farouq Ali SM. Promising progress in field application of reservoir electrical heating methods. SPE 69709 presented at the SPE international operations and heavy oil symposium, Margarita, Venezuela, March 12–14; 2001.
140. Hascakir B, Babadagli T, Akin S. Field-scale analysis of heavy-oil recovery by electrical heating. SPE Reservoir Eval Eng 2010;13(1):131–42.

141. Koolman M, Hubert N, Diehl D, Wacker B. Electromagnetic heating method to improve steam assisted gravity drainage. SPE 117481 presented at the International Thermal Operations and Heavy Oil Symposium, Calgary, Alberta, Canada, 20–23 October; 2008.

142. Guindon L. Heating strategies for steam-assisted-gravity-drainage startup phase. J Can Pet Technol 2015;54(2):81–4.

143. Greff J, Babadagli T. Use of nano-metal particles as catalyst under electromagnetic heating for in-situ heavy oil recovery. J Petrol Sci Eng 2013;112:258–65.

144. Liu M, Zhao G. A performance comparison study of electromagnetic heating and SAGD process. SPE 165547 presented at the SPE Heavy Oil Conference-Canada, Calgary, Alberta, Canada, 11–13 June; 2013.

145. McGee BCW, Mcdonald CW, Little L. Comparative proof of concept results for electrothermal dynamic stripping process: integrating environmentalism with bitumen production. SPE Projects, Facilities & Construction, vol. 4(4); 2009. p.141–5.

146. McGee BCW. Electro-thermal pilot in the athabasca oil sands: theory versus performance. Paper presented at the Canadian International Petroleum Conference, Calgary, Alberta, 17–19 June; 2008.

147. Mohsenzadeh A, Al-Wahaibi Y, Jibril A, Al-Hajri R, Shuwa S. The novel use of deep eutectic solvents for enhancing heavy oil recovery. J Petrol Sci Eng 2015;130:6–15.

148. Nares HR, Schacht-Hernandez P, Ramirez-Garnica MA, Cabrera-Reyes MC. Upgrading heavy and extraheavy crude oil with ionic liquid. SPE 108676 presented at the international oil conference and exhibition, Veracruz, Mexico, June 27–30; 2007.

149. Sakthivel S, Velusamy S, Gardas RL, Jitendra S. Nature friendly application of ionic liquids for dissolution enhancement of heavy crude oil. SPE 178418 presented at the SPE annual technical conference and exhibition, Houston, Texas, USA, September 28–30; 2015.

150. Abbott AP, Barron JC, Ryder KS, Wilson D. Eutectic-based ionic liquids with metalcontaining anions and cations. Chem – Eur J 2007;13(22):6495–501.

151. Castanier LM, Baena CJ, Holt RJ, Brigham WE, Tavares C. In situ combustion with metallic additives. SPE 23708 presented at the SPE Latin America Petroleum Engineering Conference, Caracas, Venezuela, March 8–11; 1992.

152. Ajumobi OO, Muraza O, Kondoh H, Hasegawa N, Nakasaka Y, Yoshikawa T, et al. Upgrading oil sand bitumen under superheated steam over ceria-based nanocomposite catalysts. Appl Energy 2018;218:1–9.153. [310] Shah AA, Fishwick RP, Leeke GA, Wood J, Rigby SP, Greaves M. Experimental optimization of catalytic process in-situ for heavy oil and bitumen upgrading. SPE 136870 presented at the Canadian unconventional resources and international petroleum conference, Calgary, Alberta, Canada, 19–21 October, 2010.

154. Abu II, Moore RG, Mehta SA, Ursenbach MG, Mallory DG, Almao PP, et al. Upgrading of Athabasca bitumen using supported catalyst in conjunction with insitu combustion. J Can Pet Technol 2015;54(4):220–32.

155. Hart A, Wood J, Greaves M. In situ catalytic upgrading of heavy oil using a pelletized Ni-Mo Al2O3 catalyst in the THAI process. J Petrol Sci Eng 2017;156:958–65.

156. Amanam UU, Kovscek AR. Analysis of the effects of copper nanoparticles on in-situ combustion of extra heavy-crude oil. J Petrol Sci Eng 2017;152:406–15.

157. Hashemi R, Nassar NN, Almao PP. Nanoparticle technology for heavy oil in-situ upgrading and recovery enhancement: opportunities and challenges. Appl Energy2014;133:374–87.

158. Cui J, Babadagli T. Use of new generation chemicals and nano materials in heavyoil recovery: visual analysis through micro fluidics experiments. Colloids Surf A 2017;529:346–55.

159. Lakhova A, Petrov S, Ibragimova D, Kayukova G, Safiulina A, Shinkarev A, et al.Aquathermolysis of heavy oil using nano oxides of metals. J Petrol Sci Eng 2017;153:385–90.

160 Gupta S C and Gittins S D 2005 Christina lake solvent aided process pilot *Paper Number 2005-190 presented at the 56th Canadian International Petroleum Conf.* Calgary, Alberta, June 7–9 https://doi.org/10.2118/2005-190

161 Yazdani A and Maini B B Modeling of the VAPEX process in a very large physical model *Energy Fuels* 22(1) 535-544 https://doi.org/10.1021/ef700429h

Chai M, Yang M, Qi R, Chen Z and Li J 2022 Vapor-liquid equilibrium (VLE) prediction for dimethyl ether (DME) and water system in DME injection process with PengRobinson equation of state and composition dependent binary interactioncoefficient *J. Petrol. Sci. Eng.* 211 110172 https://doi.org/10.1016/j.petrol.2022.110172

Chang J, Ivory J J, Forshner K and Feng Y 2013 Impact of solvent loss during solvent injection processes *Paper presented at the SPE Heavy Oil Conference-Canada, Calgary, Alberta, Canada* https://doi.org/10.2118/165476-MS

Ancheyta J, Sánchez S and Rodríguez M 2005 Kinetic modeling of hydrocracking of heavy oil fractions: A review *Catal Today* 109(1-4) 76-92 http://dx.doi.org/10.1016/j.cattod.2005.08.015

Muraza O and Galadima A 2015 Aquathermolysis of heavy oil: A review and perspective on catalyst development *Fuel* 157 219-231

Saryazdi, F. Density prediction for mixtures of heavy oil and solvents. M.Sc Thesis, University of Calgary, Alberta, Canada, 2012.

Tharanivasan, A. K.; Yarranton, H. W.; Taylor, S. D. Application of a regular solution-based model to asphaltene precipitation from live oils. Energy Fuels 2011, 25, 528−538.

Nasr, T., Isaacs, E. 2001. Process For Enhancing Hydrocarbon Mobility Using a Steam Additive, U.S. Patent 6230814.

Gupta, S., Gittins, S., Picherack, P., 2002. Field Implementation of Solvent Aided Process. Paper Number 2002-299 presented at the 53rd Canadian International Petroleum Conference. Calgary, Alberta, June 11–13.

Gupta, S., Gittins, S., 2005. Christina lake solvent aided process pilot. Paper Number 2005-190 presented at the 56th Canadian International Petroleum Conference. Calgary, Alberta, June 7–9

Leaute, R.P., 2002. Liquid addition to steam for enhancing recovery of bitumen with CSS: evolution of technology from research concept to a field pilot at Cold lake. SPE/Petroleum Society of CIM/CHOA Paper Number 79011. Calgary, Alberta, Canada, November 4–7

Butler, R.M., Mokrys, I.J.: A new process (VAPEX) for recovering heavy oils using hot water and hydrocarbon vapor. JCPT, 30(1), 97-106 (1991).

173. Khaledi, Rahman , Motahhari, Hamed Reza, Boone, Thomas J., Fang, Chen , and Adam S. Coutee. "Azeotropic Heated Vapour Extraction- A New Thermal-Solvent Assisted Gravity Drainage Recovery Process." Paper presented at the SPE Canada Heavy Oil Technical Conference, Calgary, Alberta, Canada, March 2018. doi: https://doi.org/10.2118/189755-MS

174. Boone, Thomas. Gravity Drainage of Hydrocarbons by Steam And Solvent Injections with Reduced Energy Usage. Canadian Patent CA 3156254, Filed April 19, 2022.

175. Gutek, Harold, Harschnitz, Brian, Myers, Ron D , and Okazawa, Tadahiro Combined Steam and Vapor Extraction Process (SAVEX) for In Situ Bitumen and Heavy Oil Production Canadian Patent CA 2325777, Filed November 10, 2000.

176. Motahhari, Hamed Reza, and Rahman Khaledi "General Analytical Model for Thermal-Solvent Assisted Gravity Drainage Recovery Processes." Paper presented at the SPE Canada Heavy Oil Technical Conference, Calgary, Alberta, Canada, March 2018. doi: https://doi org/10 2118/189754-MS