

МОЛЬНІ ЧАСТКИ ПСЕВДОКОМПОНЕНТІВ КОНДЕНСАТУ ЗА РІВНЯННЯМ ПЕНГА-РОБІНСОНА І ДАНИМИ ФРАКЦІЙНОГО СКЛАДУ

В.В. Музика

НАК «Нафтогаз України», ДК «Укргазвидобування», філія УкрНДІгаз,
61010, м. Харків, Красношкільна набережна, 20, тел. (057) 7304619, e-mail: rozidrala@ua.fm

Стисло викладено метод знаходження мольних часток псевдокомпонентів конденсату за рівнянням стану Пенга-Робінсона та даними фракційного складу (відгону). Лабораторні аналізи конденсатів зазвичай дають обмежений опис важких компонентів. Вуглеводні, важчі за гексан, зазвичай поєднують у фракцію C_{7+} з виміряною молекулярною вагою і відносною густиною. Рівняння стану Пенга-Робінсона може бути використане для точного розрахунку констант рівноваги сумішей. Шіфт-параметр, що виражений функцією відносної температури для певних компонентів, також використано у цих дослідженнях. Наведено приклади використання програми для розрахунку молекулярної маси і густини багатоконпонентних сумішей. Оскільки кубічні рівняння стану мають власні обмеження, і рівняння Пенга-Робінсона не є винятком, правомірність для нових розрахунків полягає у поєднанні простоти і точності. Вони дають відмінні результати для всіх конденсатів, отримана прийнятна відповідність між розрахованою густиною конденсату та експериментальними значеннями його густини.

Ключові слова: моделювання, фазова рівновага, вуглеводні

Кратко изложен метод нахождения мольных долей псевдокомпонентов конденсата по уравнению состояния Пенга-Робинсона и данным фракционного состава (отгона). Лабораторные анализы конденсатов обычно дают ограниченное описание тяжёлых компонентов. Углеводороды, тяжелее гексана, обычно объединяют во фракцию C_{7+} с измеренной молекулярной массой и относительной плотностью. Уравнение состояния Пенга-Робинсона может быть использовано для точного расчёта констант равновесия смесей. Шифт-параметр, который выражен функцией относительной температуры для определённых компонентов, также был использован в исследованиях. Приведены примеры использования программы для расчёта молекулярной массы и плотности многокомпонентных смесей. Поскольку кубические уравнения состояния имеют существенные ограничения, и уравнение Пенга-Робинсона — не исключение, правомерность для новых расчётов состоит в сочетании простоты и точности. Они дают отличные результаты для всех конденсатов, получено хорошее соответствие между расчётной плотностью конденсата и его экспериментальной плотностью.

Ключевые слова: моделирование, фазовое равновесие, углеводороды

The development of molar particles searching of pseudocomponents gas condensate in which Peng-Robinson equation of state and fraction distillation data has been used is outlined. Laboratory analyses of reservoir fluids usually give a limited description of the heavy components. Hydrocarbons heavier than hexane are normally lumped into a C_{7+} fraction with measured molecular weight and relative density. Peng-Robinson equation of state can be used for accurate calculations of equilibrium ratio of mixtures. Shift parameters expressed as a function of relative temperature for certain components have also been determined in this work. Examples of the program use to calculate molecular weight and liquid density of multicomponent mixtures are given. Since cubic equations of state have their limitations, and PR equation is no exception, the justification for new calculations is the compromise of its simplicity and accuracy. It performs well in all tested cases; good agreement was obtained between the calculated gas condensate density and the experimental values.

Keywords: modeling, phase equilibrium, hydrocarbons

Вступ

Умови і процеси утворення природних покладів вуглеводнів надзвичайно різноманітні: біохімічні і термокаталітичні перетворення органічної речовини, хімічні реакції та процеси, що здійснюються під впливом на гірські породи високих температур і тисків. Розвиток глибокого буріння призвів до відкриття покладів вуглеводнів, рідинна фаза яких за температурою кипіння фракцій і фракційним складом може бути віднесена до нафти, а за розподілом ряду алканів — до конденсатів, тому при проектуванні розробки покладу таку нафту доводиться розглядати як компонентну суміш. Газоконденсатне компонентне моделювання супроводжує розрахунки запасів вуглеводнів і використовується для порівняння методів ви-

лучення для економічної розробки родовищ. Ще з появи рівняння ван-дер-Ваальса (vander-Waals, 1873) багатьма авторами пропонувалися варіації напівемпіричних залежностей розрахунків сумішей компонентів, найбільш часто вживане рівняння Пенга-Робінсона (PR) було представлено у 1976 р. і давало кращі результати, ніж рівняння Соаве-Редліха-Квонга (SRK), у розрахунку об'ємних співвідношень при фазовій рівновазі. Під час отримання фракційного складу конденсату низькі температури початку його кипіння вказують на наявність у ньому легких компонентів. Для їх правильного визначення досліджено метод розрахунку мольних часток псевдокомпонентів конденсату з використанням рівняння Пенга-Робінсона. Отримані результати дозволяють точніше враховувати властивості різноманітних конденсатів.

Рівняння стану суміші компонентів

Закон подібних станів (встановлює пряму пропорційність тиску, об'єму і температури газу від своїх критичних значень) був запропонований ван-дер-Ваальсом у 1881 р. і відкрив широке застосування кубічних рівнянь стану для термодинамічних розрахунків фазової рівноваги, особливо для систем, що вміщують неполярні компоненти, такі як вуглеводні і легкі неуглеводневі компоненти. Основні причини використання інженерами кубічних рівнянь стану — широкий діапазон застосування за тиском і температурою, відносна простота і можливість проводити розрахунки вище і нижче критичної точки суміші. Характерним для розрахунків є різке збільшення машинного часу при збільшенні числа компонентів. Серед кубічних рівнянь стану поширеним для розрахунків фазової рівноваги використаним у даній роботі є рівняння Пенга-Робінсона (PREOS) [1]:

$$P = \frac{RT}{v-b} - \frac{\alpha(T)}{v(v+b)+b(v-b)} \quad (1)$$

або

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

де

$$A = \frac{aP}{R^2T^2}; \quad (3)$$

$$B = \frac{bP}{RT}; \quad (4)$$

$$Z = \frac{Pv}{RT}, \quad (5)$$

де А — константа, визначена рівнянням 3, а — параметр притягання, В — константа, визначена рівнянням 4, b — ван-дер-ваальсівський об'єм, Р — тиск, R — газова константа, Т — абсолютна температура, v — молярний об'єм, Z — коефіцієнт стисливості, α — фактор масштабування, визначений рівнянням 8.

Рівняння 2 дає один або три кореня залежно від кількості фаз у системі. У двофазному регіоні найбільший корінь відповідає коефіцієнту стисливості для газу, а найменший позитивний корінь — для рідини.

Застосовуючи рівняння 1 до критичної точки, отримуємо:

$$a(T_c) = 0,45724 \frac{R^2T_c^2}{P_c}; \quad (6)$$

$$b(T_c) = 0,07780 \frac{RT_c}{P_c}. \quad (7)$$

За температури, відмінної від критичної, приймалося

$$a(T) = a(T_c) \cdot \alpha(T_r, \omega); \quad (8)$$

$$T_r = \frac{T}{T_c}; \quad (9)$$

$$b(T) = b(T_c), \quad (10)$$

де α(T_r, ω) — безрозмірна функція відносної температури T_r та ацентричного фактору ω, дорівнює одиниці за критичної температури. Нижні індекси: с — критична властивість, r — зведена відносно критичної властивість. За Тву (Т_{wu}) згідно з [2]

$$\alpha(T_r, \omega) = \alpha^{(0)}(T_r) + \omega(\alpha^{(1)}(T_r) - \alpha^{(0)}(T_r)); \quad (11)$$

$$\alpha^{(i)}(T_r) = T_r^{N(M-1)} e^{L(1-T_r^{NM})}. \quad (12)$$

Параметри	T _r ≤ 1		T _r > 1	
	α ⁽⁰⁾ (T)	α ⁽¹⁾ (T)	α ⁽⁰⁾ (T)	α ⁽¹⁾ (T)
L	0,125283	0,511614	0,401219	0,024955
M	0,911807	0,784054	4,963075	1,248088
N	1,948153	2,812522	-0,2	-8

Отже, використання рівняння стану флюїду вимагає знання компонентного складу суміші і таких властивостей кожного компоненту: молекулярної маси, ацентричного фактора, критичного тиску і критичної температури. Розрахунки густини рідкої фази ніколи не були точними з двопараметричними кубічними рівняннями, тому для підвищення точності у рівняння 1 вводять с — лінійне переміщення молярного об'єму v, яке не впливає на газорідну рівновагу. У розрахунках використана модифікація, запропонована у [3]:

$$v_{\text{уточнений}} = v - c; \quad (13)$$

$$c = \sum_i x_i c_i. \quad (14)$$

Для кожного компоненту i шіфт-параметр s має власне значення:

$$s = \frac{c_i}{b_i}. \quad (15)$$

За умови T_r < 1 для пропану та важчих компонентів

$$s = |T_r - a_1|^{a_2} + a_3 + a_4 \omega + a_5 e^{a_6(T_r - 1)}. \quad (16)$$

a ₁	a ₂	a ₃
0,74145	1,35489	-0,16410
a ₄	a ₅	a ₆
0,47894	0,42829	25,3301

Розрахунки довели можливість заміни комплексу a₃ + a₄ω одним параметром, індивідуальним для компоненту. Для легких компонентів T_r > 1 та

$$s = a_1 + a_2 T_r. \quad (17)$$

Компонент	a_1	a_2
CO ₂	0,42109	-0,31366
N ₂	-0,09984	-0,02984
CH ₄	-0,09427	-0,03728
C ₂ H ₆	-0,12318	0,00189
C ₃ H ₈	-0,09	0

Це відображає той факт, що шіфт-параметр для компоненту може бути визначений не лише константою, а функцією від відносної температури.

Коефіцієнт летючості f компоненту k у суміші може бути розрахований з такого виразу:

$$\ln \frac{f_k}{x_k P} = \frac{b_k}{b} (Z - 1) - \ln(Z - B) - \frac{A}{2\sqrt{2B}} \times \left(\frac{2 \sum_i x_i a_{ik}}{a} - \frac{b_k}{b} \right) \ln \left(\frac{Z + (1 + \sqrt{2B})}{Z + (1 - \sqrt{2B})} \right), \quad (18)$$

де x — мольна частка, нижні індекси i, j, k — вказують на компоненти.

Параметри суміші, використані у рівняннях 2 та 18, визначаються ван-дер-ваальсівськими правилами змішування:

$$a = \sum_i \sum_j x_i x_j a_{ij}; \quad (19)$$

$$b = \sum_i x_i b_i; \quad (20)$$

$$a_{ij} = (1 - \delta_{ij}) \sqrt{a_i} \sqrt{a_j}. \quad (21)$$

У рівнянні 21 δ_{ij} — емпірично визначений коефіцієнт бінарної взаємодії (VIP), що характеризує бінарну суміш з компоненту i та компоненту j . Значення δ_{ij} отримуються з умови мінімального відхилення у розрахунку тиску точки початку кипіння і згідно з [1] оптимальні δ_{ij} дуже малі для компонентів з середніми відмінностями у розмірі молекул.

Особливості розрахунку фазової рівноваги багатокомпонентної суміші викладені дослідниками у [4] та [5], але зауважимо, що для розв'язання рівняння Рашфорда-Райса (Rachford-Rice) надійніше знайти аналітично абсциси всіх його точок розриву, вибрати необхідний фізично змістовний інтервал між двома розривами, на якому гарантовано методом половинного ділення знаходити корінь — молярну частку газової фази у суміші.

Конденсати

У родовищах від газоконденсатного до нафтового типу флюїди — це комплексні суміші, що включають легкі і проміжні вуглеводні, деяку кількість неуглеводневих і багато гептанів і ще важчих компонентів (C₇₊). Лабораторні аналізи таких флюїдів зазвичай дають обмежений опис важких компонентів. У випадку гли-

бокозалягаючих покладів забезпечення відповідності проби пластового флюїду є складним дослідницьким завданням. Згідно з таблицею технологічної класифікації конденсатів [6] до їх складу, крім н-алканів, входять також ароматичні вуглеводні та простежується залежність їх вмісту від температури кінця кипіння. Ароматичні характеризуються збільшеною густиною від однакових за температурою кипіння н-алканів.

Емпіричний метод, запропонований Робінсоном і Пенгом (1978 р.), полягав у розподілі на парафіни, нафтени і ароматичні (PNA splitting) кожної фракції. Вітсон (Whitson, 1984 р.) не рекомендував такий розподіл, оскільки методи розподілу можуть бути ненадійними [3]. Були винайдені прості і складні схеми для переведення великої кількості груп, що відповідають вуглеводням з окремими порядковими номерами (SCN groups), у меншу кількість груп (близько 6) [7]. Вітсон у 1988 р. узагальнив метод дискретизації неперервного молярного розподілу компонентів C₇₊ використанням квадратур Гауса, суть якого полягає у розподілі на задану кількість псевдокомпонентів фракції C₇₊, що описується неперервною функцією гама-розподілу. Практичним недоліком такої досить точної схеми є те, що для кожного конденсату метод буде видавати різний набір псевдокомпонентів з різними молекулярними масами. Тому Вітсон запропонував на цій основі модифікацію методу з єдиним набором псевдокомпонентів для заданого параметру молярного розподілу α . Цікаво, що при розподілі згідно з цим методом фракції C₇₊ легкого конденсату родовища Тугана 5 псевдокомпонентів молекулярні маси знаходились у діапазоні 99-500 г/моль, у той же час інакше розбиття цього ж конденсату [3], коли молекулярні маси 5 псевдокомпонентів відповідали діапазону 96-199 г/моль, дало на 50 % меншу похибку відносно експерименту при обчисленні тиску початку конденсації, а метод розбиття на п'ять фракцій з однаковими мольними частками кожної показав нижчу точність. Серед даних, необхідних для розрахунків, є точка початку конденсації, коефіцієнт стисливості для газу, об'ємна частка рідини. Хосен і Дейв [8, 9] зазначили, що для розрахунку цих даних за допомоги рівняння стану необхідне врахування фракцій, що відповідають компонентам понад C₂₄ (SCN24). Виділимо важливі закономірності для фракції конденсатів C₇₊:

- припустимо обмежуватися невеликою кількістю псевдокомпонентів;
- молекулярні маси псевдокомпонентів повинні наближатися до геометричної прогресії (можливо, окрім найважчого), для першого псевдокомпоненту ≈ 100 ;
- останній псевдокомпонент має мати молекулярну масу понад 360 г/моль.

Для фізично змістовного моделювання розробки газоконденсатного родовища встановлюють компонентний склад пластового флюїду на момент початку розробки родовища, у першу чергу — за допомоги досліджень ступе-

невого розгазування суміші (CVD tests) на пробах, що відповідають пластовому флюїду. Також використовуються дані хроматографічного аналізу газу і фракційного складу конденсату [10] та результати промислової сепарації газоконденсатної суміші. Низькі температури початку кипіння, що для конденсатів Новотроїцького НГКР складають 27–40 °С, вказують на наявність у ньому легких компонентів. За законами термодинаміки температура початку кипіння суміші завжди є вищою, ніж її найлегшого компоненту — це просте розбиття на фракції не може врахувати. Згідно з графіками [11] для двох бінарних систем пентан-декан та бутан-декан за стандартної температури тиску початку конденсації, від якого залежать константи фазової рівноваги, відрізняється на 25%. До того ж вимірювання густини вузьких фракцій під час відгону проби стандартом не передбачається, що робить використання кореляцій для фракцій, з урахуванням впливу на суміш пентану і легких компонентів, недостатньо обґрунтованими.

На основі рівняння 1 можна розв'язати пряму задачу моделювання процесу [10]. Створено програму для ЕОМ, за якою проба із заданим компонентним складом розміщується у колбі стандартного об'єму; залишок об'єму понад 100 см³ заповнюється сумішшю азоту (93,98 % мол.) і вуглекислого газу, параметри якої відповідають повітрю. Далі здійснюється нагрівання колби за стандартного тиску у температурному діапазоні від 15°С до 400°С, з малим кроком за температурою. На кожному етапі виконуються розрахунки фазової рівноваги у колбі (фізично змістовне припущення, оскільки нагрівання колби за вимогами [10] повинно здійснюватися поволі) і визначається надлишковий об'єм газу, що вийде з колби за етап. Відповідна йому кількість молей цього газу охолоджується за стандартом — розраховується його фазова рівновага. Рідина (якщо з'явилася) доливається у другу колбу, в якій після завершення процесу отримується об'єм відігнутого конденсату, завжди менший 100 см³. Дослідним шляхом був знайдений необхідний крок за температурою для отримання результату відгону з точністю 0,1 см³. Звичайно, схема розрахунків забезпечує баланс кількості речовини, і хоча цілим рядом дрібних важко розраховуваних ефектів знехтувано, отримуються фізично обґрунтовані відмінні результати.

Згідно з п. 5.5.6 [10] об'єм випарювання нормується залежно від відсотку втрат. Результатом вирішення прямої задачі є три однакового розміру вектори: якщо втрати складають до 2% — температура (°С), залишок (%), відгін (%); інакше — температура (°С), залишок (%), відсоток випарювання (%). Час отримання результату має порядок секунд.

Виявилось можливим розв'язання оберненої задачі — знаходження мольної частки псевдокомпонентів конденсату за даними його фракційного складу, тобто п. 5.5 [10]. Швидкодії ЕОМ недостатньо для прямого повного перебору всіх варіантів сумішей, а метод мінімізації

знижує ймовірність знаходження глобального мінімуму при збільшенні кількості змінних аргументів. Тому для автоматичного пошуку розв'язку кількість незалежних змінних скорочено (остаточно 6–8) шляхом обмеження набору псевдокомпонентів рядом н-алканів (від пропану до триаконтану), хоча набір міг бути й іншим. Таким чином, знаходяться мольні частки псевдокомпонентів, що містять вуглеводні з подібними температурами кипіння відповідних н-алканів. Окремо постає теоретичне питання про розподіл за компонентами на основі даних розподілу за псевдокомпонентами. Практична поправка до густини суміші н-алканів φ_L обґрунтовується тим, що виражає присутність алкених і ароматичних з урахуванням табличних даних конденсатів [6] і дає можливість безпосередньо порівнювати розраховану густину з лабораторною густиною конденсату:

$$\rho_{L_{\text{уточнений}}} = \rho_L \varphi_L; \quad (22)$$

$$\varphi_L = \begin{cases} 1, & t_{\text{кк}} < 126; \\ x_P + \sigma_N x_N + \sigma_A x_A & t_{\text{кк}} \geq 126; \end{cases} \quad (23)$$

σ_N	σ_A
1,042	1,24

$$x_P + x_N + x_A = 1; \quad (24)$$

$$x_P = t_{\text{кк}} \cdot 0,001286 - 0,161; \quad (25)$$

$$x_N = 1 - (1 + \xi) x_P; \quad (26)$$

$$x_A = \xi x_P; \quad (27)$$

$$\xi = 0,97 - 0,892 x_{C_7}. \quad (28)$$

У рівнянні 28 x_{C_7} — мольна частка у суміші компоненту C₇ (SCN7). Нижні індекси: А — ароматичні, N — алкени, P — алкани, L — рідинна фаза, кк — властивість умов кінця кипіння. Грецькими літерами позначено: ξ — мольна частка парафінових, φ — множник для густини, визначений рівнянням 23, ρ — густина, σ — коефіцієнт, визначений рівнянням 23. Випадок високої температури кінця кипіння конденсату °С апріорі виключений вихідними даними.

Умова, що накладалася як додаткове обмеження при пошуку розв'язку оберненої задачі — знаходження мольних часток псевдокомпонентів на відріжку [0;1]. Всі мольні частки далі нормувалися, їх сума у суміші завжди одиниця. Загалом задача розв'язувалася методом пошуку мінімуму квадрату відхилень кривої температура-відгін (або температура-відсоток випарювання, залежно від величини втрат) від аналогічної еталонної кривої, проведеної за допомоги акіма-сплайну крізь експериментальні точки.

Псевдокомп.	C3	C4	C5	C6	L0	L1	L2	L3	L4	L5
мол. %	3,18	6,42	17,84	22,00	20,69	10,37	11,35	6,43	1,18	0,54

t, °C	Відгін, %
32	0
55	5
65	10
78	20
89	30
101	40
111	50
124	60
142	70
174	80
229	90
270	95
296	97,5

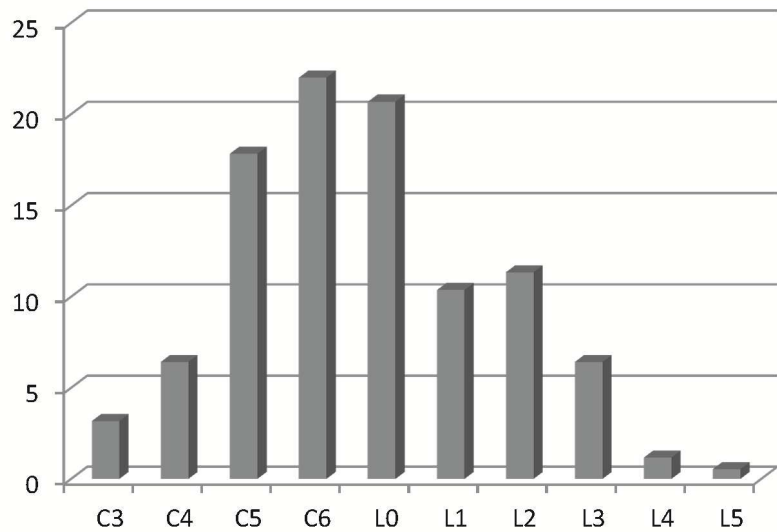


Рисунок 1 – Розподіл мол. % псевдокомпонентів для конденсату А (св. 30 Новотроїцького НГКР, 1999 р.)

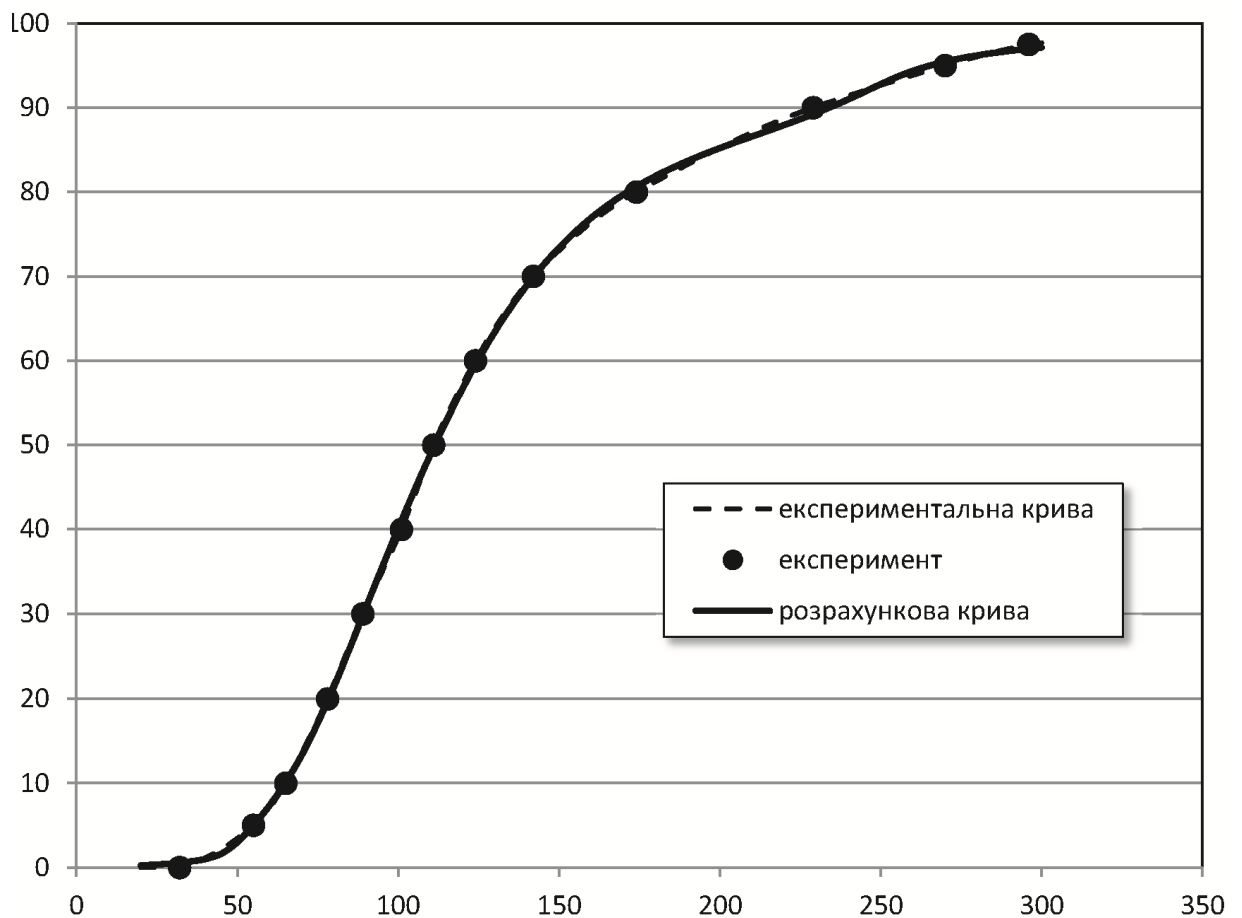


Рисунок 2 – Залежність «температура – відгін» для конденсату А (св. 30 Новотроїцького НГКР, 1999 р.)

Псевдокомп.	C3	C4	C5	C6	L0	L1	L2	L3	L4	L5
мол.%	3,79	6,39	14,06	15,75	13,95	5,92	13,76	11,18	7,50	7,71

t, °C	Відгін, %
34	0
64	5
79	10
106	20
130	30
162	40
210	50
262	60
316	70
370	80

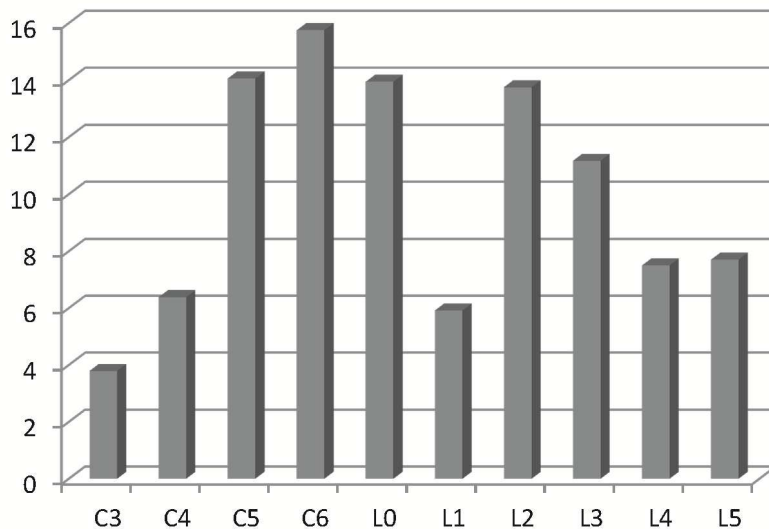


Рисунок 3 – Розподіл мол. % псевдокомпонентів для конденсату В (св. 13 Новотроїцького НГКР, 1999 р.)

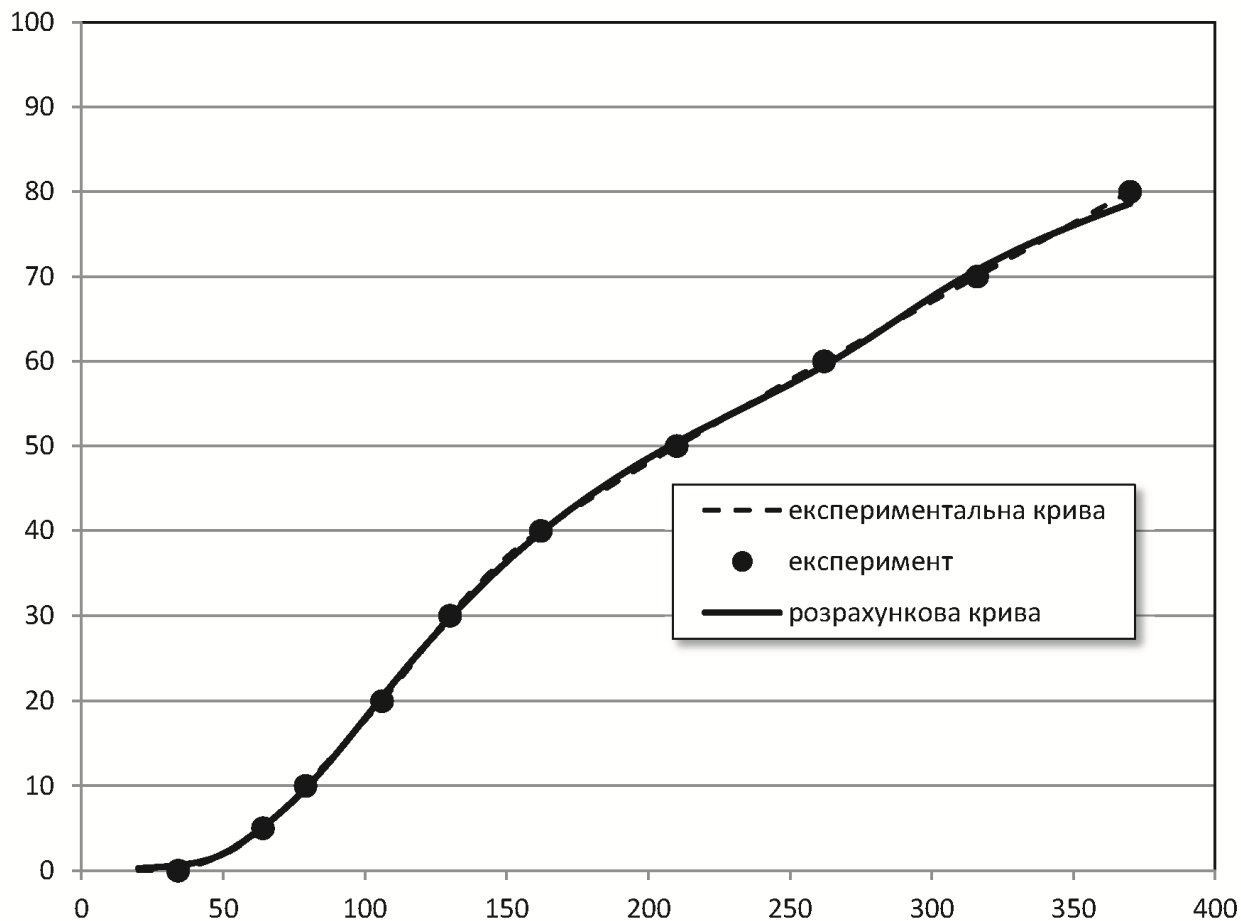


Рисунок 4 – Залежність «температура – відгін» для конденсату В (св. 13 Новотроїцького НГКР, 1999 р.)

Псевдокомп.	C3	C4	C5	C6	L0	L1	L2	L3	L4	L5
мол.%	4,64	7,46	14,56	22,12	28,50	15,80	4,20	0,00	2,11	0,60

t, °C	Відгін, %
32	0
52	5
60	10
74	20
83	30
92	40
100	50
107	60
114	70
123	80
162	90
293	95

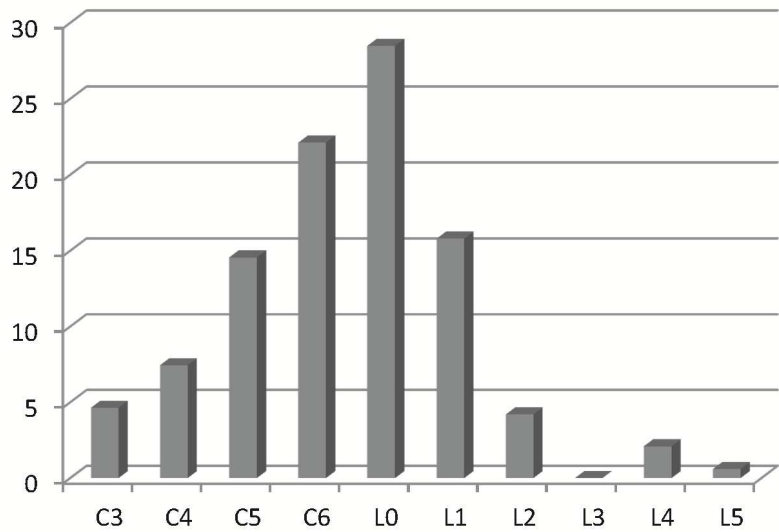


Рисунок 5 – Розподіл мол. % псевдокомпонентів для конденсату С (ТС [12], табл. II)

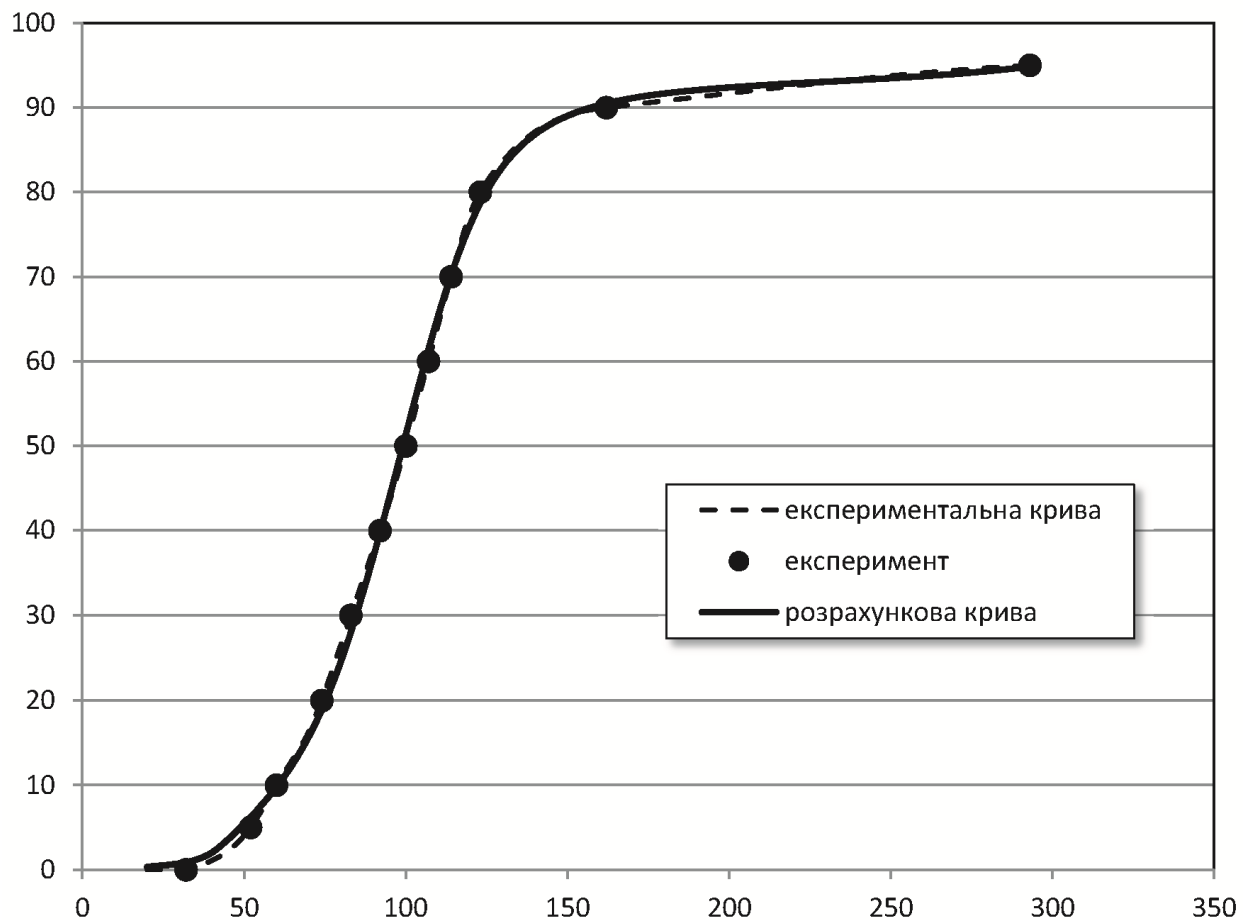


Рисунок 6 – Залежність «температура – відгін» для конденсату С (ТС [12], табл. II)

Псевдокомп.	C3	C4	C5	C6	L0	L1	L2	L3	L4	L5
мол.%					8,65	0,02	0,29	19,64	65,43	5,98

t, °C	Відгін, %
194	0
250	5
270	10
308	50
348	90
358	95
369	100

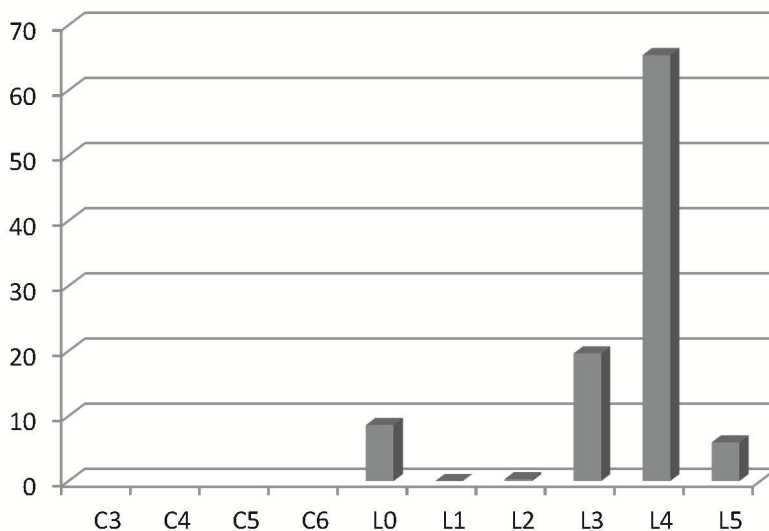


Рисунок 7 – Розподіл мол. % псевдокомпонентів для дизельної фракції (НТ-3 [12], табл. III)

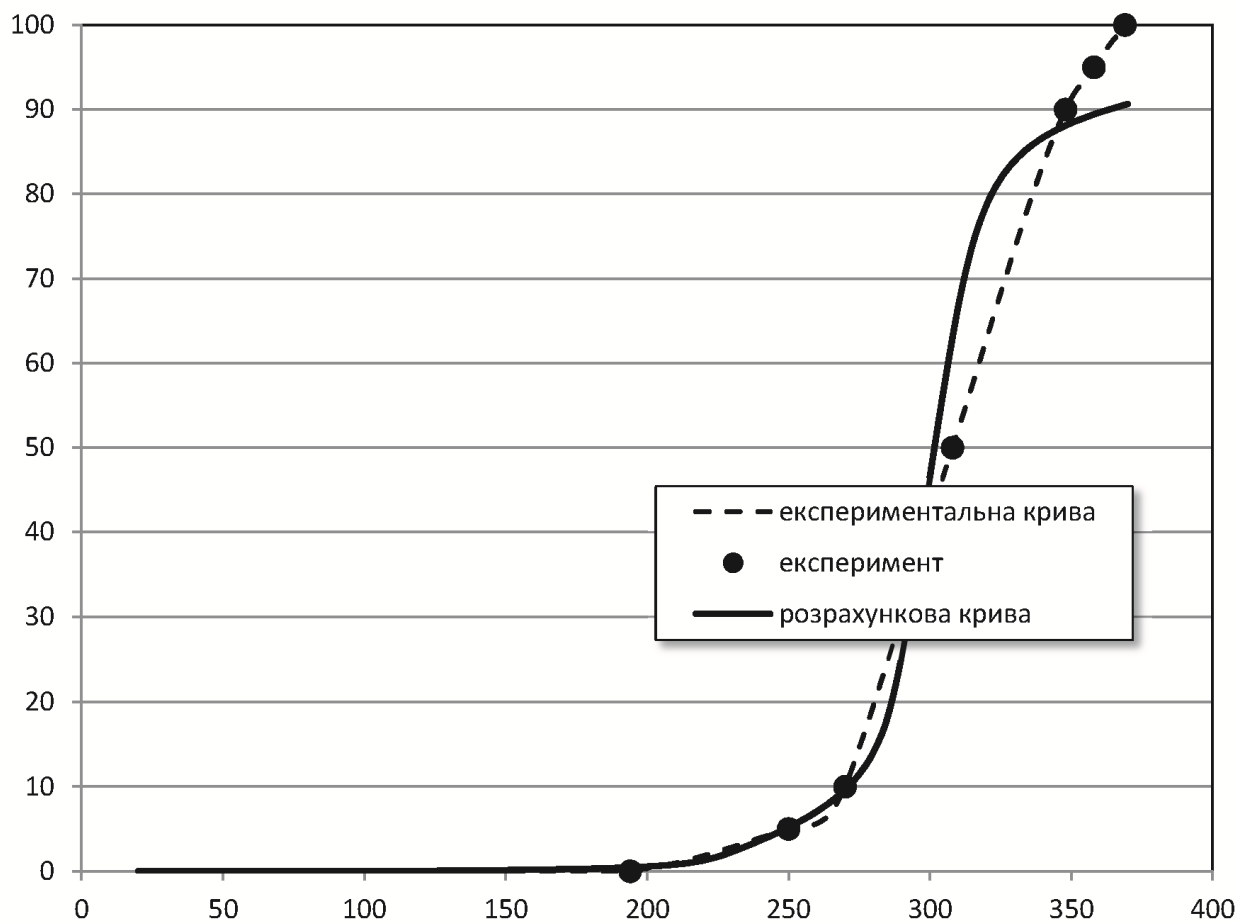


Рисунок 8 – Залежність «температура – відгін» для дизельної фракції (НТ-3 [12], табл. III)

Таблиця 1 – Експериментальні та розрахункові параметри конденсатів

Параметр	Один. виміру	Конденсат А (рис. 1)	Конденсат В (рис. 2)	Конденсат С (рис. 3)	Фракція НТ-3 (рис. 4)
Експериментальна молекулярна маса	г/моль	103	138	-	-
Розрахункова молекулярна маса	г/моль	101	139	96	223,4
Експериментальна густина	кг/м ³	728	785	720	858
Розрахункова густина	кг/м ³	732	788	721	845

Порівняння з експериментом

Розрахунки виявили доцільність фізично змістовного початкового розподілу мольних часток псевдокомпонентів, такий розподіл встановлювався з еталонної кривої фракційного складу для кожного конденсату окремо. Для тестування методу виконані розрахунки для трьох конденсатів (А, В, С) і фракції дизельного палива, а результати порівнянні з відповідними експериментальними кривими наведені на графіках 1-4. Псевдокомпоненти L0, L1, L2, L3, L4, L5 мають подібність до C₇, C₈, C₉, C₁₃, C₁₇, C₃₀ щодо температур кипіння (близько 100, 125, 150, 235, 300, 446 °C). Якщо порівняти експериментальні параметри з розрахованими новим методом (за частками псевдокомпонентів) для конденсатів і дизельної фракції НТ-3 [12] (див. таблицю 1), то для конденсатів похибки цілком прийнятні: густина — до 0,5%, молекулярна маса — до 2%.

Висновки

Шляхом застосування рівняння стану газу Пенга-Робінсона, яке використано для розрахунків фазової рівноваги сумішей, отримано новий варіант розрахунку мольних часток псевдокомпонентів у конденсатах природних газів за стандартних умов. Результати можуть бути використані для точного моделювання газоконденсатних систем.

Для типових конденсатів розрахунки за мольними частками псевдокомпонентів молекулярної маси та густини дають прийнятну точність.

Хоча кубічні рівняння стану мають власні успадковані обмеження, а використане — не виняток, виправдання цього нового варіанту розрахунку мольних часток полягає у компромісі його простоти і точності.

Література

- 1 Peng, D. Y. & Robinson D. B. A New Two-Constant Equation of State / Ind. & Eng. Chem. Fund., 1976 / 15(1) — pp. 59-64.
- 2 Antonin Chapoy. Phase behavior in water/hydrocarbon mixtures involved in gas production systems / These pour obtenir le grade de Docteur de l'Ecole des Mines de Paris Spécialité "Génie des Procédés", 2004.

- 3 Ingolf Søreide. Improved phase behavior predictions of petroleum reservoir fluids from a cubic equation of state. A Dissertation for the Fulfillment of Requirements for the Degree of DoktorIngeniør / The Norwegian Institute of Technology Department of Petroleum Technology and Applied Geophysics, 1989 — second printing, 1994.

- 4 Брусилковский А. И. Фазовые превращения при разработке месторождений нефти и газа [Текст]. — М.: Изд. Дом «Грааль», 2002 — 578 с.

- 5 Акберов Р. Р. Особенности расчёта фазового равновесия пар-жидкость многокомпонентных систем при использовании уравнения Соава-Редлиха-Квонга [Текст] // Теоретические основы химической технологии. — 2011. — Т. 45. — № 3. — С. 329-335.

- 6 Конденсаты газовые. Технологическая классификация [Текст]: ОСТ 51.58-79. — [Срок введения с 1 января 1980 г.].

- 7 Whitson, C. H. Characterizing Hydrocarbon Plus Fractions / Paper EUR 183 presented at the European Offshore Petroleum Conference and Exhibition in London, 1980 / pp. 21-24.

- 8 Hosen, R., & Dawe, R. A. TBP and Chromatographic Data for Gas Condensates Characterization / J. of Petrol. Sci. and Eng., 2011 / 75(3-4) — pp. 283-288.

- 9 Hosen, R., Dawe, R. A., Mahmood A. Peng-Robinson Equation of State Predictions for Gas Condensate Before and After Lumping / Advances in Petroleum Exploration and Development, 2011 / 2(2) — pp. 41-46.

- 10 Нефтепродукты. Методы определения фракционного состава [Текст]: (ISO 3405-88):ГОСТ 2177-99. — [Взамен ГОСТ 2177-82]. — Минск: Межгосударственный совет по стандартизации, метрологии и сертификации, 2003.

- 11 Методы расчёта теплофизических свойств газов и жидкостей [Текст] / ВНИПИ-Нефть, Термодинамический Центр В/О «Нефтехим». — М.: Химия, 1974. — 248 с.

- 12 Stratiev D., Tzingov T., Shishkova I. Evaluation of feasible ways for refinery naphtha streams processing / 44th International Petroleum Conference, Bratislava, 2009.

Стаття надійшла до редакційної колегії
07.09.12

Рекомендована до друку професором
Кондратом Р.М.