Паливо та енергетика

УДК 622.27

DOI: 10.33070/etars.3.2021.01

**Калашніков О.В.¹, канд. техн. наук, Будняк С.В.²,
Іванов Ю.В.², Белянський Ю.М.³, Аптуліна Н.О.³, Зобнін А.О.³**

¹ Науково-технічна фірма «ТЕРМОГАЗ», Київ

вул. Дегтярівська, 39, 03113 Київ, Україна, e-mail: o.kalashnikov@mail.ru

² Інститут газу Національної академії наук України, Київ

вул. Дегтярівська, 39, 03113 Київ, Україна, e-mail: budnyak@gmail.com

³ Тюменська філія ТОВ «Газпромпроектівання», Тюмень

вул. Воровського, 2, 625019 Тюмень, Тюменська обл., РФ, e-mail: belyansky@tngg.ru

Порівняння програмних систем ГазКондНафта та HYSYS у галузі комп'ютерного моделювання нафтогазопромислових технологій

Порівняно експериментальні та розраховані по програмним системам ГазКондНафта та Aspen-HYSYS склади фаз газ — рідина (вуглеводневі та водні розчини) та їх термодинамічні властивості, а також точність технологічних розрахунків промислових трубопроводів та процесів підготовки природного газу та нафти. Показано, що деякі промислові технологічні процеси, розраховані по програмній системі ГазКондНафта, не моделюються на Aspen-HYSYS. *Бібл. 16, рис. 9, табл. 15.*

Ключові слова: газ, нафта, вуглеводні, термодинаміка, комп'ютерне моделювання, ГазКондНафта, HYSYS.

Програмна система (ПС) ГазКондНафта (ГКН) є науково-практичним інтелектуальним продуктом, створеним на базі термодинамічного моделювання з використанням банку експериментальних даних та програмування фазових перетворень, властивостей та технологічних процесів при видобутку, промисловій підготовці та переробці природного газу й нафти. Вона призначена для цілей проектування та модернізації облаштувань газових, газоконденсатних та нафтових родовищ, підземних сховищ газу, установок з переробки

газу, конденсату та нафти, дає можливість знаходити найбільш ефективні технологічні рішення [1]. Повна назва ПС ГКН «Спеціалізована високоточна програмна система для комп'ютерного моделювання технологій промислового збору та підготовки природного газу і нафти, газоподілу і фракціонування нафти і конденсату».

Мета статті — показати переваги ПС ГКН перед відомим закордонним аналогом HYSYS авторами статті — розробниками ПС ГКН та користувачами обох програм.

Специфіка моделювання нафтогазопромислових технологій полягає у необхідності достовірного визначення фазового стану та теплофізичних властивостей трифазних систем «газ — конденсат (нафта) — мінералізовані водні розчини метанолу» та на цій базі достовірного розрахунку гідравлічного опору промислових трубопроводних збірних мереж та таких технологічних процесів, як сепарація, стабілізація конденсату (нафти), гліколеве осушення газу, регенерація метанолу та гліколей, деетанізація конденсату та ін. Для цих цілей у проектних організаціях використовуються ПС ГКН, HYSYS, PRO-2 та інші програми. У літературі та у мережі Інтернет обговорюються різні аспекти застосування даних програм. Представлена робота надає додаткові відомості з даної проблематики.

Фазові рівноваги та теплофізичні властивості фаз

У статтях серії «Питання адекватності теплофізичної бази програмних систем HYSYS, PRO-2 та ГазКондНафта» [2–7] порівнювалися експериментальні та розраховані за ПС ГКН, Aspen-HYSYS (далі по тексту HYSYS) та PRO-2 склади фаз «газ — рідина (вуглеводневі та водні розчини)» та їх термодинамічні властивості. Зроблені були такі висновки.

1. У вуглеводневих системах «газ — рідина» ПС ГКН, HYSYS та PRO-2 дають близьку точність, по системах «вуглеводні — водні розчини метанолу та гліколей» кращі результати дає ГКН. ГКН — єдина програма, що враховує мінералізацію пластових вод аж до випадання солей (NaCl , CaCl_2) у тверду фазу. Це дає можливість наскрізного достовірного розрахунку матеріальних та енергетичних балансів облаштувань родовищ — від моделювання складів та властивостей пластових флюїдів до підготовки природного газу й нафти до транспорту та отримання продуктів їх переробки.

2. Хоча у програмах HYSYS та PRO-2 є можливість вибору термодинамічних моделей технологічних середовищ, проте це не гарантує достовірності всього комплексу технологічних розрахунків нафтогазовидобувних виробництв.

3. Оскільки на даний час єдино прийнятною інженерної моделлю нафтогазоконденсатних сумішей у широкому діапазоні тисків та температур є кубічне рівняння стану вандерваальсових типів, невизначеність, яка існує при виборі розрахункової моделі, усувається всебічною адаптацією однієї базової моделі (у ГКН — рівняння

Пенга-Робінсона) до експериментальних даних, що досягнуто у ГКН за допомогою створеного банку даних СіБДМ, що враховує аналітичну підсистему перевірки точності існуючих та пропонує рівняння стану (<http://GasCondOil.com>). Багаторічна практика використання ПС ГКН у проєктних організаціях підтверджує прийнятий підхід.

У даній статті порівнюється точність технологічних розрахунків промислових трубопроводів та процесів підготовки природного газу й нафти по ПС ГКН та HYSYS.

Трубопроводи

Точність гідравлічного опору трубопроводів з газо-рідинними потоками аналізувалася у статті «Розрахункові і дійсні перепади тиску при двофазному транспорті нафти і газу» (<http://GasCondOil.com>) [8]. За допомогою фактичних даних, опублікованих у монографії [9], обрані методики уточнені та включені до ПС ГКН.

У табл. 1 наведені похибки розрахунку перепадів тиску в нафтогазових трубопроводах на нафтових родовищах (НМ).

Установка комплексної підготовки газу Ханчейського газоконденсатного родовища

У статті [10] порівнювалися фактичні (виміряні співробітниками ТюменНДІпрогаза, керівник Новопашін Н.Ф.) та розрахункові технологічні показники установки комплексної підготовки газу (УКПГ) Ханчейського газоконденсатного родовища (ГКР) (рис. 1). Продукція УКПГ — сухий газ та нестабільний конденсат.

За результатами моделювання УКПГ Ханчейського ГКР зроблені такі висновки: 1) програмні системи HYSYS, PRO-2 та ГазКондНафта дають близькі результати моделювання багатоступеневої сепарації газоконденсатної суміші щодо термобаричного режиму роботи установки, а також щодо кількості та складів відсепарованого газу та конденсату; 2) відносно концентрації та, отже, розподілу метанолу в технологічних потоках УКПГ найбільш близькі до фактичних даних результати дає програма ГКН. Це є запорукою вірного прогнозування витрати метанолу як інгібітора антигідрату та об'ємів його регенерації.

Наведемо дані з прогнозування витрати метанолу як антигідратного інгібітора.

Фактична середньогодинна витрата 95 %-го метанолу в УКПГ Ханчейського ГКР становить на 27.05.2004 р. 732 кг/год, теоретична (мінімальна) за програмами HYSYS та ГКН — 1250

Таблиця 1. Похибки розрахунку перепадів тиску
Table 1. Errors in the calculation of pressure drops

Показник	Розмірність	НМ Котур-Тепе	НМ Прорва	НМ Барса-Гельмес	НМ Хаян-Корт
Внутрішній діаметр	м	0,3	0,3	0,3	0,25
Довжина трубопроводу, в тому числі:	м	1370	19100	16022	4653
висхідних ділянок	м	900	—	9046	2270
з підйомом	м	45,3	—	46,1	176,1
низхідних ділянок	м	470	—	6976	2383
зі спуском	м	28,8	—	44,0	184,7
Витрата нафти	м ³ /добу	4100	1000	1350	1280
Газовий фактор	м ³ /м ³	85	88,8	140	453
Обводненість	%	0	0	0	0
Температура	°C	27	15	20	55
Початковий тиск	МПа	0,63	1,02	1,21	2,91
Кінцевий тиск	МПа	0,23	0,67	0,50	2,43
Фактичний перепад тиску	МПа	0,40	0,35	0,71	0,48
Розрахунковий перепад тиску:					
ГазКондНафта	МПа	0,41	0,34	0,67	0,50
HYSYS, варіант:					
Gregory Aziz Mandhane	МПа	0,39	0,25	0,56	1,06
Beggs and Brill	МПа	—*	0,14	0,44	0,58
Baxendell and Thomas	МПа	0,33	0,21	0,40	0,43
HTFS, Liquid Slip	МПа	0,36	0,15	0,41	0,44
Tulsa99	МПа	—*	0,28	0,66	0,51
Відхилення розрахункового перепаду тиску від фактичного:					
ГазКондНафта	%	+2,5	-2,9	-5,6	+4,1
HYSYS, варіант:					
Gregory Aziz Mandhane	%	-2,5	-28,6	-21,1	+120,8
Beggs and Brill	%	—*	-60,0	-38,0	+20,8
Baxendell and Thomas	%	-17,5	-40,0	-43,7	-10,4
HTFS, Liquid Slip	%	-10,0	-57,1	-42,3	-8,3
Властивості нафти та газу:					
щільність нафти	кг/м ³	775	785	781	756
в'язкість нафти	мПа·с	3,87	5,10	4,53	2,21
щільність газу	кг/м ³	1,07	1,07	1,07	1,07

* HYSYS результат не видає.

та 600 кг/год відповідно. У HYSYS його витрату можна оцінити тільки вручну за допомогою функції визначення температури гідратуутворення: вона склала 1250 кг/год, що майже у 2 рази перевищує фактичні витрати. У PRO-2 немає функцій визначення температури гідратуутворення та витрати інгібіторів. За ПС ГКН мінімально необхідна витрата метанолу визначена автоматично при розрахунку схеми УКПГ та дорівнює 600 кг/год, що добре узгоджується з дійсною витратою 732 кг/год, яка завжди робиться з деяким запасом.

Розрахункова схема УПН + УКПГ

У ТюменНДІпрогаз при розрахунку матеріальних потоків схеми зведеної установки

підготовки нафти та комплексної підготовки газу (УПН + УКПГ) за програмами ПС ГКН та HYSYS знайдені істотні розбіжності щодо виходу газів сепарації та дегазації у сепараторах С1, С2 та дегазаторах С3, О2 та КСУ. Продукція установки — деетанізований конденсат та сухий газ. Особливість установки — повна утилізація газів дегазації нафти та конденсату за допомогою турбокомпресорної станції. Фрагмент схеми наведений на рис. 2.

Склади сировинних потоків, представлені замовником проекту, розраховані ПС ГазКондНафта (табл. 2). У вихідних складах сировини немає солі. Це пов'язано з тим, що технологічні розрахунки з урахуванням мінералізації води HYSYS не виконує.

При порівнянні результатів моделювання тех-

Установка подготовки газа на Ханчейском ГКМ

Рис. 1. Установка підготовки газу на Ханчейському газоконденсатному родовищі.

Fig. 1. Gas treatment unit at the Khanchey gas condensate field.

Рис. 2. Фрагмент схеми установок підготовки нафти та комплексної підготовки природного газу.

Fig. 2. Fragment of the scheme of oil treatment plants and complex natural gas treatment.

Таблиця 2. Склади сировинних потоків

Table 2. Compositions of feed streams

Показник	Потік 1	Потік 2	Потік 31
Тиск, МПа	10,903	0,835	11,239
Температура, °C	22,49	27,63	45,74
Доля фази (мольн.) : газ (пара)	0,796423	0,710074	0,955413
Вуглеводнева рідина	0,163705	0,111438	0,041487
Водний розчин	0,039872	0,178487	0,003100
Склад, мас. доля:			
азот	0,0009250	0,0005752	0,0012988
метан	0,4327074	0,2727485	0,6024580
діоксид вуглецю	0,0027026	0,0019647	0,0034644
етан	0,0872698	0,0588850	0,1164497
пропан	0,0562622	0,0400845	0,0720406
ізо-бутан	0,0188987	0,0139361	0,0234386
н-бутан	0,0239662	0,0180248	0,0291621
ізо-пентан	0,0125838	0,0104266	0,0140477
н-пентан	0,0112842	0,0093302	0,0125200
Вода, фракції:	0,0259735	0,0939649	0,0036673
45–60 °C	0,0042200	0,0048755	0,0032222
60–70 °C	0,0157047	0,0135343	0,0163416
70–80 °C	0,0040916	0,0030337	0,0046683
80–90 °C	0,0110444	0,0108711	0,0098299
90–100 °C	0,0113585	0,0105233	0,0105548
100–110 °C	0,0173291	0,0181186	0,0139115
620–630 °C	0,0000550	0,0001039	0,0000000
630–640 °C	0,0000135	0,0000253	0,0000000
Питомий зміст C ₅₊ , г/ст.м ³	407,5	–	134,5
Витрата потоку, кг/год	100681,0	244084,0	641856,9

Таблиця 3. Властивості фракцій сировини

Table 3. Properties of raw material fractions

Пластовий газ	t _{кп} , °C	Щільність, кг/м ³	T _{кр} , K	T _{кр} , °C	P _{кр} , атм. фіз.	W (фактор ацентрічності)	Мол. маса
N ₂	–195,8	570	126,2	–	33,5	0,0373	28,014
CO ₂	–78,5	480	304,2	–	72,9	0,231	44,01
C1	–161,5	270	190,7	–	45,8	0,0104	16,043
C2	–88,6	364	305,4	–	48,2	0,0986	30,07
C3	–42,1	505	369,9	–	42	0,1524	44,097
i-C4	–11,7	557	408,1	–	36	0,1846	58,124
n-C4	–0,5	579	425,2	–	37,5	0,201	58,124
i-C5	27,8	620	460,4	–	32,9	0,2222	72,151
n-C5	36,1	627	469,8	–	33,3	0,2538	72,151
Фракції, °C:							
45–60	52,5	654,5	492,9	219,75	31,16704	0,2466	86,3
60–70	65	675,6	511,6	238,45	30,69331	0,2422	91,1
70–80	75	700,1	530,1	256,95	31,04861	0,2235	94,2
80–90	85	726,7	548	274,85	31,60128	0,2125	96,7
90–100	95	735,6	559,9	286,75	30,75253	0,2245	101,1
100–110	105	744,8	571,6	298,45	30,00247	0,2373	105,7
620–630	525	908,3	930,2	657,05	8,448063	1,4334	476,5
630–640	535	911,2	938,1	664,95	6,780163	1,2146	490,7

нологічних потоків за різними програмами необхідно дотримуватися таких правил: 1) витрати та складі вхідних потоків у різних програмах мають бути задані рівними у розмірностях кг/год, мас. долі; 2) порівнюються розраховані витрати потоків у кг/год; 3) порівняння потоків за різними програмами проводиться при завданні нульових уносов рідини в апаратах.

Залучені інші порівняння розрахункових та експериментальних даних, зокрема за фазовою рівновагою окремих систем, можуть бути як в масових, так і в молярних одиницях виміру, у зв'язку з тим, що внутрішньопрограмний обчислювальний апарат використовує проміжні значення коефіцієнтів фазового розподілу як відношення мольних долей у фазах, що співіснують.

Замовник проекту УПН + УКПГ представив дані про властивості фракцій сировини, які були введені користувачем у HYSYS (табл. 3).

Оскільки основний вплив на розрахункову розчинність легких вуглеводнів у конденсаті та нафті у використовуваній у ГКН та HYSYS моделі фазового розподілу вуглеводнів — рівнянні стану Пенга-Робінсона — надають критичні тиски фракцій, перевіримо достовірність прийнятих (критичні тиски, температури та фактори ацентрічності фракцій не вимірюються) та представлених замовником даних по критичним тискам зі значеннями для основних гомологічних рядів вуглеводнів (парафінові, нафтеніві, ароматичні), а також зі значеннями, прийнятими у ГКН та HYSYS (табл. 4).

На рис. 3 видно, що представлені критичні тиски фракцій на значному інтервалі температур вищі за критичні тиски вуглеводнів ароматичного ряду, що вказує на їх недостовірність. Також для важких фракцій прийняті критичні тиски нафтових фракцій стають нижче за такі для фракцій конденсату (що сумнівно) та істотно нижче прогнозованих у ГКН та HYSYS. Тому у

наведених далі результатах розрахунків сепарації газоконденсатної та нафтогазової суміші набуті значення властивостей фракцій ($P_{кр}$, $T_{кр}$, W), пропонованих «за умовчанням» у HYSYS (при розрахунках по HYSYS). Вони близькі до аналогічних значень у ГКН, розрахунок яких ведеться по формулах Кеслера-Ли (табл. 5). Продукція УПН + УКПГ розрахована у табл. 6.

Таблиця 4. Критичні тиски для основних гомологічних рядів

Table 4. Critical pressures for basic homologous series

Ряд 1 – HYSYS												
$t_{кр}, ^\circ C$	52	65	75	85	95	105	115	125	135	145	155	165
$P_{атм.}$	32,2	31,9	31,6	31,4	30,6	29,8	29,0	28,2	27,4	26,7	25,9	25,2
Ряд 2 – ГКН												
$t_{кр}, ^\circ C$	52	65	75	85	95	105	115	125	135	145	155	165
$P_{атм.}$	32,4	31,76	31,29	30,85	30,43	30,04	29,69	28,56	27,49	26,47	25,51	24,59
Ряд 3 – ароматичний												
$t_{кр}, ^\circ C$	80	136	183	299	354	408	505	–	–	–	–	–
$P_{атм.}$	48,3	35,6	28,5	17,6	14	11,5	7,9	–	–	–	–	–
Ряд 4 – нафтовий												
$t_{кр}, ^\circ C$	101	180	296	397	483	531	–	–	–	–	–	–
$P_{атм.}$	34,3	24,3	15,8	11,4	7,96	6,6	–	–	–	–	–	–
Ряд 5 – парафіновий												
$t_{кр}, ^\circ C$	99	174	254	302	432	482	525	–	–	–	–	–
$P_{атм.}$	27	20,8	16	13,1	8,8	7,4	6,3	–	–	–	–	–
Ряд 6 – конденсат (дані замовника)												
$t_{кр}, ^\circ C$	52	65	75	85	95	105	115	125	135	145	155	165
$P_{атм.}$	31,2	30,7	31,0	31,6	30,8	30,0	30,6	29,1	28,8	28,4	27,3	26,7
Ряд 7 – нафта (замовник)												
$t_{кр}, ^\circ C$	52	65	75	85	95	105	115	125	135	145	155	165
$P_{атм.}$	33,4	34,1	33,4	33,9	33,8	33,3	32,6	32,4	32,5	32,1	30,6	29,5

Таблиця 5. Результати розрахунку виходу газу

Table 5. Gas yield calculation results

Показник	Потік 5	Потік 24	Потік 4	Потік 49	Потік 27
ГКН					
Тиск, МПа	10,874	1,971	0,815	0,410	0,105
Температура, $^\circ C$	22,49	12,31	24,35	37,75	35,42
Доля фази (мольн.) : газ (пара)	1,000000	1,000000	1,000000	1,000000	1,000000
Вуглеводнева рідина	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
Склад, кг/год:					
метан	40049,38	3063,69	66485,13	355,92	167,14
сума C_{5+}	1827,19	78,99	4354,04	96,31	452,10
питомий зміст C_{5+} , г/ст.м ³	26,4	13,7	35,9	110,0	370,1
Витрата, кг/год	54745,7	4820,7	102358,3	950,8	2094,6
HYSYS					
Temperature, $^\circ C$	22,43	13,67	24,59	37,62	35,64
Pressure, МПа	10,874	1,971	0,815	0,410	0,105
Mass Flow, kg/h	56081,03	4445,88	103441,50	898,50	1918,57
Розбіжність, %	2,4	8,4	1,1	5,8	9,1

Рис. 3. Критичні тиски фракцій. Нумерація кривих згідно з табл. 4: 1 — ряд 1; 2 — ряд 2; 3 — ряд 3; 4 — ряд 4; 5 — ряд 5; 6 — ряд 6; 7 — ряд 7.

Fig. 3. Critical fraction pressures. Numbering of curves according to the table 4: 1 — row 1; 2 — row 2; 3 — row 3; 4 — row 4; 5 — row 5; 6 — row 6; 7 — row 7.

Таблиця 6. Продукція УПН + УКПГ

Table 6. OUT + CGTP products

Показник	Товарний газ	Товарна нафта	Деетанізований конденсат
ГКН			
Потік	153	62	63
Тиск, МПа	5,836	0,105	1,079
Температура, °С	0,28	35,33	50,00
Доля фази (мольн.) : газ (пара)	1,000000	0,000371	0,000000
Вуглеводнева рідина	0,000000	0,999629	1,000000
Склад, кг/год:			
питомий зміст C ₅₊ , г/ст.м ³	2,8	—	—
витрата, кг/год	643974,2	—	—
сума C ₅₊	—	150674,38	99333,32
Витрата, кмоль/год	—	969,2	2208,2
Витрата, кг/год	—	154849,2	160629,7
Сумарна витрата, кг/год	—	315478,9	—
HYSYS			
Temperature, °C	1,53	35,64	50,00
Pressure, MPa	5,839	0,105	1,079
Mass Flow, kg/h	643786,28	153350,93	62359,23
Suma, kg/h	—	315710,1	—

Таблиця 7. Расчет виходу газу для пари метан — н-ейкозан

Table 7. Calculation of the gas yield for a pair of methane — n-eicosane

Темпе- ратура T, °C	Тиск P, МПа	Доля рідни- ни L	Коефіціє- нт пар- ної взає- модії C _{ij}	Газова фаза, мольн. долі		Рідка фаза, мольн. долі		Константи фазової рівноваги		Відносне відхи- лення X _{разр} від X _{експ} , %
				Y _{експ}	Y _{разр}	X _{експ}	X _{разр}	K _{експ}	K _{разр}	
Модель расчета — Пенг-Робинсон (джерело даних [7])										
100,2	1,01	0,5	-0,04	0,999999	0,999991	0,0472	0,047317	—	—	—
			-0,04	0,000001	0,000009	0,9528	0,952684	—	—	—
100,2	2	0,5	-0,035	0,999999	0,999992	0,0903	0,090384	—	—	—
			-0,035	0,000001	0,000007	0,9097	0,909616	—	—	—
100,2	3,02	0,5	-0,03	0,999999	0,999993	0,132	0,131388	—	—	—
			-0,03	0,000001	0,000007	0,868	0,868612	—	—	—
100,2	4,04	0,5	-0,03	0,999999	0,999991	0,172	0,171189	—	—	—
			-0,03	0,000001	0,000009	0,828	0,828811	—	—	—
100,2	5,05	0,5	-0,03	0,999999	0,999988	0,209	0,208716	—	—	—
			-0,03	0,000001	0,000011	0,791	0,791286	—	—	—
200,3	1,01	0,5	-0,09	0,9984	0,998046	0,0427	0,04268	—	—	—
			-0,09	0,0016	0,001953	0,9573	0,957322	—	—	—
200,3	2	0,5	-0,105	0,9984	0,998731	0,0845	0,084603	—	—	—
			-0,105	0,0016	0,001267	0,9155	0,915399	—	—	—
200,3	3,04	0,5	-0,1	0,999	0,998929	0,125	0,125207	—	—	—
			-0,1	0,001	0,001071	0,875	0,874793	—	—	—
200,3	4,04	0,5	-0,08	0,9993	0,998988	0,159	0,158709	—	—	—
			-0,08	0,0007	0,001006	0,841	0,841296	—	—	—
200,3	5,05	0,5	-0,08	0,9993	0,998987	0,194	0,194466	—	—	—
			-0,08	0,0007	0,001011	0,806	0,805536	—	—	—
Модель расчета — Пенг-Робинсон (джерело даних [12])										
40	1,01	0,5	0,035	0,999999	1	0,051	0,050694	—	—	—
			0,035	0,000001	0	0,949	0,949306	—	—	—
40	1,52	0,5	0,02	0,999999	0,999989	0,0785	0,078133	—	—	—
			0,02	0,000001	0	0,9215	0,921878	—	—	—
40	2,03	0,5	0,015	0,999999	1	0,1032	0,103903	—	—	—
			0,015	0,000001	0	0,8968	0,896097	—	—	—
40	2,53	0,5	0,015	0,999999	1	0,1268	0,127636	—	—	—
			0,015	0,000001	0	0,8732	0,872364	—	—	—
40	3,04	0,5	0,02	0,999999	0,999972	0,149	0,148329	—	—	—
			0,02	0,000001	0	0,851	0,851699	—	—	—
40	3,55	0,5	0,02	0,999999	1	0,1701	0,170111	—	—	—
			0,02	0,000001	0	0,8299	0,829889	—	—	—
40	4,05	0,5	0,02	0,999999	0,999998	0,191	0,191125	—	—	—
			0,02	0,000001	0	0,809	0,808876	—	—	—
40	4,56	0,5	0,02	0,999999	0,999999	0,2108	0,211404	—	—	—
			0,02	0,000001	0	0,7892	0,788598	—	—	—
40	5,07	0,501	0,02	0,999999	0,999999	0,23	0,230972	—	—	—
			0,02	0,000001	0	0,77	0,769029	—	—	—
Модель расчета — Пенг-Робинсон (джерело даних [7])										
100,2	1,01	0,5	-0,04	0,999999	0,999991	0,0472	0,047317	21,1864	21,1334	-0,25
HYSYS	—	—	0,08013	—	0,999992	—	—	0,036561	—	—
Модель расчета — Пенг-Робинсон (джерело даних [12])										
40	1,01	0,5	0,035	0,999999	1,000000	0,051	0,050694	19,6078	19,7257	0,6
HYSYS	—	—	0,08013	—	1,000000	—	0,044347	—	—	—

Виходи продукції УПГ + УКПГ, розраховані по ГКН та HYSYS, близькі незважаючи на помітні відмінності щодо виходу газу в сепараторах С2, С1 та дегазаторах С3, О2, КСУ.

Аналіз результатів моделювання показує, що, хоча як базовий термодинамічний пакет у ГКН та HYSYS використане рівняння стану Пенга-Робінсона, найбільш істотний вплив на відмінності щодо виходу газу з сепараторів та дегазаторів надають різні набори коефіцієнтів парної взаємодії (КПВ) для рівняння Пенга-Робінсона (табл. 7).

У ГКН набір КПВ сформований за допомогою банку експериментальних даних СіБДМ (<http://GasCondOil.com>) в результаті їх обробки, КПВ опубліковані у статті [11]. Закладений у HYSYS набір КПВ з монотонним зростанням їх з великим навантаженням вуглеводнів та фракцій не підтверджується експериментальними даними. Наприклад, у HYSYS для пари метан — н-ейкозан КПВ = 0,0813, збіг розрахункових та фактичних даних щодо розчинності метану в н-ейкозане при КПВ становить від -0,105 до +0,035.

З табл. 7 видно, що завищення КПВ призводить до зниження розрахункової розчинності легкого компонента у рідкій фазі.

З огляду на значний розкид КПВ у ГКН для пар метан — фракції на підставі результатів обробки фактичних даних прийнято постійне значення КПВ = 0,04 для пар етан — фракції КПВ = 0,01, для інших пар вуглеводнів КПВ = 0.

Таблиця 8. Фактична та розрахункова стандартна сепарація пластової нафти

Table 8. Actual and calculated standard separation of reservoir oil

Компонент	Газ сепарації, моль/моль	Разгазована нафта, моль/моль
Гелій	0,0003300	0,0000000
Азот	0,0163600	0,0000000
Метан	0,6352600	0,0003700
Діоксид вуглецю	0,0098900	0,0000000
Етан	0,1050900	0,0011300
Пропан	0,1251600	0,0071200
ізо-Бутан	0,0150600	0,0037700
н-Бутан	0,0526000	0,0151000
ізо-Пентан	0,0147800	0,0188300
н-Пентан	0,0119000	0,0205900
н-Гексан	0,0114300	0,0698900
н-Гептан	0,0021400	0,1043600
Залишок	—	0,7588400

У табл. 8 наведені дані про фактичну та розрахункову стандартну сепарацію пластової нафти (рис. 4).

Початкові дані: тиск пластовий — 40,04 МПа; температура пластова — 112 °С.

Умови сепарації: тиск — 0,1013 МПа; температура — 20 °С; газовий фактор — 192,9 ст.м³/т.

Джерело даних: Технічний звіт № 7-84, дослідження пластової нафти, родовище Бугрева-товське, Міністерство нафтової промисловості, УкрДіпроНДІнафта, 1984.

Фракційний склад нафти за Енглером наведений нижче:

Температура, °С	—	Відгін, % (об.)
початок кипіння — 47	—	0,0
до 100	—	11,0
до 120	—	17,0
до 150	—	26,0
до 160	—	28,0
до 180	—	31,0
до 200	—	34,0
до 220	—	38,0
до 240	—	41,0
до 260	—	45,0
до 280	—	49,0
до 300	—	53,0

Розгін нафти за Енглером переведен у розгін за істинною температурою кипіння (ІТК) за методикою, викладеною у статті [13], та наведений нижче:

Тиск, МПа	—	0,099
Температура, °С	—	20,00
Доля фази (мольн.) : газ (пара)	—	0,000000
Вуглеводнева рідина	—	1,000000
Склад, мас.доля:		
метан	—	0,0000300
етан	—	0,0001700
пропан	—	0,0015700
ізо-бутан	—	0,0009800
н-бутан	—	0,0043900
ізо-пентан	—	0,0067600
н-пентан	—	0,0074300
Фракції:		
40–60 °С	—	0,0302633
60–70 °С	—	0,0171748
70–80 °С	—	0,0180083
80–90 °С	—	0,0188838
90–100 °С	—	0,0193211
100–110 °С	—	0,0197516
520–530 °С	—	0,0195432
530–565 °С	—	0,0133154

Результати розрахунків по HYSYS згідно з рис. 4 наведені у табл. 9.

Рис. 4. Сепарація пластової нафти.

Fig. 4. Separation of formation oil.

По ГКН похибка виходу газу $(230,8 - 208,3) / 208,3 = +10,8 \%$. По HYSYS похибка $(240,43 - 208,3) / 208,3 = +15,4 \%$. Очевидно, що внесок у першу похибку вносить похибка перекладу розгону за Енглером до розгону по ІТК. Слід очікувати менші похибки при використанні лабораторних даних розгону на АРН.

Висновки: Завищені значення КПВ у HYSYS призводять до зниження розрахункової розчинності легких вуглеводнів у конденсаті (нафті), що, з одного боку, спричиняє завищення виходу

газу з сепараторів С2 та С1, з іншого — у зв'язку зі зменшенням кількості легких вуглеводнів у конденсаті (нафті) призводить до меншого їх виходу при розгазуванні у сепараторах (дегазаторах) О2 та КСУ.

Застосування багатоступеневої сепарації в установці УПН + УКПГ та повернення газів дегазації до установки за допомогою КСУ нівелює розбіжності між ГКН та HYSYS по окремих апаратах, що у підсумку дає близькі розрахункові значення щодо виходу продукції УПН + УКПГ — газу та рідких вуглеводнів.

Точність прогнозування матеріальних потоків УПН та УКПГ у ГКН вище, ніж у HYSYS.

Схема осушення газу та регенерації триетиленгліколю

У HYSYS є демонстраційна розрахункова схема осушки газу та регенерації триетиленгліколю (ТЕГ) «Natural Gas Dehydration with TEG». Вхідний потік вологого газу представлений у вигляді змішуваних газу й води. Початкові дані наведені у табл. 10.

Таблиця 9. Результати розрахунків по HYSYS згідно з рис. 4

Table 9. The calculation results for HYSYS according to Fig. 4

Name	Stream 1	Stream 2	Stream 3	Stream 4	Stream 5	Stream 6
Vapour Fraction	1,0000000	0,0000000	0,6179665	0,6251568	1,0000000	0,0000000
Temperature, °C	20,00	20,00	16,17	20,00	20,00	20,00
Pressure, MPa	0,099	0,099	0,099	0,099	0,099	0,099
Molar Flow, kgmole/h	8,02	5,35	13,37	13,37	8,36	5,01
Mass Flow, kg/h	208,30	1000,00	1208,30	1208,30	240,43	967,87

Таблиця 10. Початкові дані

Table 10. Initial data

Name	Inlet Gas	Water to Saturate	TEG Feed	Regen Feed
Vapour Fraction	1,0000000	0,3894790	0,0000000	0,0607760
Temperature, °C	29,44	277,78	48,89	104,44
Pressure, MPa	6,205	6,205	6,205	0,110
Mass Flow, kg/h	9183,11	8,99	511,96	527,14
Mass Frac, kg/kg:				
Nitrogen	0,0015190	0,0000000	0,0000000	0,0000010
CO ₂	0,0677900	0,0000000	0,0000000	0,0026680
H ₂ S	0,0286470	0,0000000	0,0000120	0,0085770
Methane	0,7821600	0,0000000	0,0000000	0,0016720
Ethane	0,0505590	0,0000000	0,0000000	0,0002660
Propane	0,0353970	0,0000000	0,0000000	0,0004720
i-Butane	0,0186000	0,0000000	0,0000010	0,0022730
n-Butane	0,0094580	0,0000000	0,0000000	0,0001480
i-Pentane	0,0039130	0,0000000	0,0000000	0,0008090
n-Pentane	0,0019570	0,0000000	0,0000000	0,0000680
TEGlycol	0,0000000	0,0000000	0,9904310	0,9618620
H ₂ O	0,0000000	1,0000000	0,0095560	0,0211850

Теплове навантаження кип'ятильника — 47,7 кВт, дефлегматора — 0,252 кВт.

У табл. 11 наведені характеристики сухого газу та регенованого ТЕГ, розраховані по термодинамічному пакету Glycol Package.

Питома теплоємність потоку Regen Btms — 3,084 кДж/кг/К.

По HYSYS при $t = 204,44$ °С ТЕГ сконцентрований до 99,04 %, у сухому газі масова частка води 0,000038. При такій концентрації точка роси газу по воді — мінус 15 °С.

При температурі 204 °С та тиску 0,1 МПа концентрація ТЕГ у насиченій суміші з водою 98,6 % [14] (експериментальні дані Union Carbide, USA, 1957, наведені у кандидатській дисертації Елістратова М. В. «Удосконалення методів розрахунку ... природний газ — гліколі — вода — етанол ... », Москва : ВНДІГАЗ, 2004 р.).

Схема осушки газу й регенерації триетилеґліколя в ПС ГазКондНафта наведена на рис. 5.

Результати розрахунку регенерації ТЕГ по ПС ГКН (табл. 12) близькі до літературних даних. Точка роси осушеного газу — мінус 10,4 °С.

У ГКН для нагріву та випарювання ТЕГ, що поступає у випарник, знадобилося 42 кВт у порівнянні з 47,7 кВт по пакету Glycol Package у HYSYS, що пояснюється більший на 10 % розрахунковою теплоємністю ТЕГ (теплоємність потоку Regen Btms на виході з колони 3,084 кДж/(кг·К) у порівнянні з 2,8 кДж/(кг·К) по ГКН).

Таблиця 11. Характеристики сухого газу та регенованого ТЕГ

Table 11. Characteristics of dry gas and regenerated TEG

Name	Dry Gas	Regen Btms
Vapour Fraction	1,0000000	0,0000000
Temperature, °C	31,49	204,44
Pressure, MPa	6,205	0,103
Molar Flow, kgmole/h	497,83	3,65
Mass Flow, kg/h	9174,54	511,92
Mass Frac, kg/kg:		
Nitrogen	0,0015210	0,0000000
CO ₂	0,0677000	0,0000000
H ₂ S	0,0281810	0,0000120
Methane	0,7827940	0,0000000
Ethane	0,0505910	0,0000000
Propane	0,0354030	0,0000000
i-Butane	0,0184870	0,0000010
n-Butane	0,0094580	0,0000000
i-Pentane	0,0038710	0,0000000
n-Pentane	0,0019550	0,0000000
TEGglycol	0,0000020	0,9904300
H ₂ O	0,0000380	0,0095570

Таблиця 12. Результати розрахунку регенерації ТЕГ по ПС ГКН

Table 12. Calculation results of TEG regeneration by PS GKN

Показник	Потік 10	Потік 15
Тиск, МПа	0,104	6,171
Температура, °C	204,00	35,06
Доля фази (мольн.) : газ (пара)	0,000000	1,000000
Вуглеводнева рідина	0,000000	0,000000
Водний розчин	1,000000	0,000000
Склад, мас. доля:		
азот	0,0000000	0,0015200
метан	0,0000000	0,7826703
діоксид вуглецю	0,0000004	0,0676515
етан	0,0000000	0,0505714
сірководень	0,0000085	0,0282441
пропан	0,0000001	0,0353901
ізо-бутан	0,0000001	0,0185907
н-бутан	0,0000001	0,0094470
ізо-пентан	0,0000001	0,0039063
н-пентан	0,0000001	0,0019526
Вода	0,0137004	0,0000553
ТЕГ	0,9862901	0,0000008
Витрата, кмоль/год	3,8	497,9
Витрата, кг/год	511,9	9175,7
Витрата, ст.м ³ /год (20 °C, 0,1013 МПа)	—	11977,72
Витрата, м ³ /год,	0,52	184,61
Мол. маса	136,46	18,43
Щільність, кг/м ³	989,555	49,702
Ентальпія, кДж/кмоль	17595,0	9305,3
Ентальпія, кДж/г	65997,0	4633394,0
Теплоємність, кДж/(кг·К)	2,800	2,537
Точка роси по воді, °C	—	-10,4

Порівняння з експериментальними даними по ТЕГ показує такий самий порядок відхилень. У монографії [15] наводяться виміряні дані з теплоємності ТЕГ при температурах до 180 °С (2,76 кДж/(кг·К)).

Розрахунок по пакету Glycol Package у HYSYS для потоку 1 наведений нижче:

Vapour Fraction	—	0,0000000
Temperature, °C	—	180,00
Pressure, MPa	—	0,100
Mass Flow, kg/h	—	1,00
Phase Mass Heat Capacity (Liquid Phase), kJ/(kg·°C)	—	3,097

Похибка становить +12,2 %.

Результати розрахунку для потоку 1 по адаптованому рівнянню стану Пенга-Робінсона у ГКН наведені нижче:

Схема осушки газа и регенерации ТЭГа

Рис. 5. Схема осушки газа и регенерации триэтиленгликоля.
Fig. 5. Gas dehydration and triethylene glycol regeneration scheme.

Тиск, МПа	—	0,100
Температура, °C	—	180,00
Доля фази (мольн.) : газ (пара)	—	0,000000
Вуглеводнева рідина	—	0,000000
Водний розчин	—	1,000000
ТЕГ, мас. доля	—	1,000000
ТЕГ, мол. маса	—	150,18
Щільність, кг/м ³	—	1019,046
Теплоємність, кДж/(кг·K)	—	2,693

Похибка — мінус 2,4 %.

Висновок: У порівнянні з термодинамічним пакетом Glycol Package у HYSYS точніший розрахунок гліколевого осушення газу та регенерації ТЕГ забезпечує ПС ГКН.

Промислові технологічні процеси, що не розраховуються програмою HYSYS

Регенерація ТЕГ із застосуванням технології ECOTEG італійської фірми Siirtec Nigi

Особливість технології ECOTEG — недопущення викиду в атмосферу ароматичних вуглеводнів за допомогою трифазного роздільника та відведення їх як окремого цінного продукту. Роз-

рахункова схема в ГКН наведена на рис. 6. При запуску схеми в HYSYS при розрахунку колони та абсорбера з'являється повідомлення «Unconverged».

Стабілізатор обводненого конденсату (нафти) із бічним виведенням води

Схема стабілізатора обводненого конденсату (нафти) з бічним виведенням води наведена на рис. 7.

У ГКН можна вибрати найбільш відповідну точку виведення води (з будь-якої тарілки), у HYSYS — тільки з однієї (що насправді не проводиться). Очевидно, це пов'язано з тим, що у HYSYS не реалізована модель двофазної рідини вуглеводні — вода, що стікає по тарілках. У ГКН дається інформація про водну фазу в колоні. Перевірочні розрахуни ректифікації обводненого конденсату наведені у табл. 13 та 14.

Оцінка ефективності абсорбера гліколевого осушення

У ПС ГКН по виміряній температурі точки роси осушеного газу є можливість оцінити ефективність роботи абсорбера через дробове число теоретичних тарілок (рис. 8). У HYSYS ця функція відсутня.

Схема осушки природного газа ТЭГом

Регенерация осушителя с применением технологии ECOTEG

Рис. 6. Регенерация ТЕГ из застосуванням технології ECOTEG.

Fig. 6. TEG regeneration using ECOTEG technology.

Рис. 7. Схема стабилизатора обводненного конденсату (нафти) з бічним виведенням води.

Fig. 7. Steamed condensate stabilizer with side water outlet.

Таблиця 13. Перевірочні розрахунки ректифікації обводненого конденсату

Table 13. Verification calculation of watered condensate rectification

N	P, МПа	T, °C	Потоки, кмоль/год			Энтальпия, ккал/кмоль			Потоки, кг/год			Щільність, кг/м³		
			I	II	III	I	II	III	I	II	III	I	II	III
1	0,800	48,4	4,46	119,69	2,28	3440,65	-1478,11	-7513,03	168,07	11467,09	41,27	12,24	685,60	981,58
2	0,807	57,6	39,98	129,06	2,79	3814,93	-938,35	-7341,57	1676,50	12006,97	50,50	13,52	669,98	977,98
3	0,814	64,8	49,86	134,66	3,51	4110,42	-541,40	-7206,93	2225,63	12394,84	63,50	14,31	660,29	974,85
4	0,822	72,5	56,18	141,68	0,00	4419,72	-114,35	-7062,43	2626,33	12983,38	0,00	14,83	651,42	971,14
5	0,829	90,0	61,27	150,55	0,00	5206,78	830,24	0,00	3179,54	14026,73	0,00	15,89	636,35	971,14
6	0,836	116,9	70,13	161,89	0,00	6559,84	2304,21	0,00	4221,27	15760,56	0,00	17,38	619,81	971,14
7	0,842	151,8	81,44	171,31	0,00	8690,79	4448,86	0,00	5952,62	18007,08	0,00	19,67	604,43	971,14
8	0,850	196,7	90,84	80,47	0,00	12071,83	8270,75	0,00	8197,26	9809,81	0,00	22,39	594,37	971,14

Примітка. N — Ступінь розділення; I — пара; II — вуглеводнева рідка фаза; III — водний розчин.

Абсорбер № 1

Число действительных тарелок: 10

Коэффициент эффективности тарелок по Мерфри: 0.1

Капельный унос, г/1000 м³: 5.0

☒ Теоретические тарелки

Выходной газ	Число теоретических тарелок абсорбера						
	0	1	2	3	4	5	1.434
Температура, °C	15.0	15.4	15.5	15.5	15.5	15.5	15.4
Содержание воды, мг/м³	327.1	59.8	18.4	8.7	6.8	6.2	32.9
Содержание метанола, мг/м³	214.7	166.5	156.3	153.5	152.6	152.1	160.3
Температура ТР, °C	14.9	-8.2	-21.2	-28.8	-31.4	-32.0	-15.0
Темпер. ТР, °C при 4.000 МПа	12.2	-10.4	-23.1	-30.4	-32.1	-32.7	-17.1
Содержание воды в насыщ. абсорбенте, % мас	0.37	4.12	4.67	4.80	4.82	4.83	4.48
Содержание метанола в насыщ. абсорбенте, % мас	0.00	0.68	0.82	0.86	0.87	0.88	0.77

☐ Расчет температуры ТР по заданному числу теоретических тарелок
☒ Расчет числа теоретических тарелок по заданной температуре ТР

Скопировать данные абсорбера

Рис. 8. Вікно введення параметрів для абсорбера осушки.

Fig. 8. Parameters input window for the desiccant absorber.

Таблиця 14. Розрахунок показників ректифікації обводненого конденсату по фазам

Table 14. Calculation of indicators of rectification of watered condensate by phases

Компонент	мол. доля	мас.доля	кмоль/год	кг/год	мол. доля	мас. доля	кмоль/год	кг/год
Живлення. Ступінь розділення 1, T = 20,0 °C, доля пари — 0,00000					Пара (верхній продукт)			
Метан	0,000953	0,000132	0,08	1,32	0,018172	0,007705	0,08	1,32
Етан	0,025135	0,006534	2,17	65,34	0,479283	0,380977	2,17	65,33
Пропан	0,028765	0,010965	2,49	109,65	0,444752	0,518360	2,02	88,89
н-Бутан	0,028585	0,014363	2,47	143,63	0,019462	0,029901	0,09	5,13
н-Пентан	0,038113	0,023774	3,30	237,74	0,006862	0,013088	0,03	2,24
Метанол	0,001900	0,000526	0,16	5,26	0,000570	0,000482	0,00	0,08
Вода:	0,019000	0,002960	1,64	29,60	0,013387	0,006377	0,06	1,09
фр. до 70 °C	0,095283	0,069197	8,24	691,97	0,009386	0,020841	0,04	3,57
70–100 °C	0,142925	0,118623	12,36	1186,23	0,005258	0,013343	0,02	2,29
100–150 °C	0,285850	0,284200	24,71	2842,01	0,002605	0,007920	0,01	1,36
150–200 °C	0,190567	0,235598	16,48	2355,99	0,000249	0,000941	0,00	0,16
200–250 °C	0,095283	0,144984	8,24	1449,84	0,000014	0,000063	0,00	0,01
вище 250 °C	0,047642	0,088144	4,12	881,44	0,000001	0,000003	0,00	0,00
Сума	—	—	86,46	10000,02	—	—	4,53	171,48
Вуглеводнева рідина (нижній продукт)					Бічне відведення водного розчину. Ступінь розділення 4, T = 72,5 °C, P = 0,821 МПа			
Метан	0,000000	0,000000	0,00	0,00	0,000000	0,000000	0,00	0,00
Етан	0,000005	0,000001	0,00	0,01	0,000004	0,000007	0,00	0,00
Пропан	0,005860	0,002118	0,47	20,76	0,000065	0,000158	0,00	0,01
н-Бутан	0,029665	0,014133	2,38	138,51	0,000009	0,000028	0,00	0,00
н-Пентан	0,040630	0,024031	3,26	235,50	0,000001	0,000005	0,00	0,00
Метанол	0,001936	0,000508	0,16	4,98	0,003891	0,006896	0,01	0,20
Вода:	0,000004	0,000001	0,00	0,01	0,996031	0,992907	1,58	28,50
фр. до 70 °C	0,102014	0,070246	8,20	688,40	0,000000	0,000000	0,00	0,00
70–100 °C	0,153518	0,120813	12,33	1183,94	0,000000	0,000000	0,00	0,00
100–150 °C	0,307482	0,289867	24,70	2840,65	0,000000	0,000000	0,00	0,00
150–200 °C	0,205073	0,240394	16,47	2355,83	0,000000	0,000000	0,00	0,00
200–250 °C	0,102543	0,147944	8,24	1449,83	0,000000	0,000000	0,00	0,00
вище 250 °C	0,051272	0,089944	4,12	881,44	0,000000	0,000000	0,00	0,00
Сума	—	—	80,33	9799,84	—	—	1,59	28,71

Схема регенерації метанола з циркуляцією та нагріванням води під тиском

Рис. 9. Схема регенерації метанола з циркуляцією та нагріванням води під тиском.

Fig. 9. Scheme of methanol regeneration with circulation and heating of water under pressure.

Регенерація метанолу з урахуванням мінералізації води

Мінералізація пластових вод, що виносяться з газових або нафтових свердловин разом із сирим пластовим газом або з нафтогазової сумішшю, що обводнює, може досягати 100–300 г/л. Із солей основну частку займають хлорид натрію (натрієві води) або хлорид кальцію (кальцієві

води). У [16] знайдено спосіб введення до складу газо-водо-конденсатної (нафтової) суміші розчинних у воді твердих компонентів, якими є хлорид натрію та хлорид кальцію, аж до насичення та випадання їх у тверду фазу. Це дало можливість адекватного моделювання у середовищі ПС ГКН регенерації метанолу як антигідратного інгібітора (рис. 9, табл. 15).

Схема (рис. 9) моделюється тільки у ПС ГКН.

Таблиця 15. Результати расчета схемы регенерации метанола с учетом минерализации воды
Table 15. Results of calculating the scheme of methanol regeneration taking into account water salinity

Показник	Потік 1	Потік 1 пар	Потік 1 жидкість	Потік 1 водний	Потік 4	Потік 7
Тиск, МПа	2,000	2,000	2,000	2,000	0,590	0,120
Температура, °С	20,00	20,00	20,00	20,00	61,24	40,00
Доля фази (мольн.) : газ (пара)	0,008378	1,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
Вуглеводнева рідина	0,000132	0,000000	1,000000	0,000000	0,000000	0,000000
Водний розчин	0,991490	0,000000	0,000000	1,000000	1,000000	1,000000
Склад, мас. доля:						
азот	0,0000471	0,0053618	0,0000314	0,0000019	0,0000000	0,0000006
метан	0,0061168	0,6705937	0,0140053	0,0004490	0,0000000	0,0001641
діоксид вуглецю	0,0001228	0,0075300	0,0004296	0,0000596	0,0000000	0,0000639
етан	0,0014314	0,1474982	0,0179233	0,0001764	0,0000000	0,0001209
пропан	0,0009596	0,0983415	0,0431331	0,0001036	0,0000000	0,0000827
ізо-бутан	0,0001268	0,0135960	0,0142921	0,0000033	0,0000000	0,0000025
н-бутан	0,0002479	0,0250766	0,0369665	0,0000136	0,0000000	0,0000120
н-пентан	0,0001632	0,0134361	0,0631985	0,0000114	0,0000000	0,0000149
н-гексан	0,0001551	0,0083594	0,1190474	0,0000118	0,0000000	0,0000250
хлорид натрію	0,0483587	0,0000000	0,0000000	0,0488008	0,0557051	0,0000000
метанол	0,1119292	0,0015742	0,0025424	0,1129371	0,0009092	0,9111002
Вода:	0,8298570	0,0010656	0,0000746	0,8374316	0,9433854	0,0884133
фракції до 100 °С	0,0001567	0,0065664	0,1657337	0,0000000	–	–
100–200 °С	0,0002276	0,0009981	0,3588594	0,0000000	–	–
200–300 °С	0,0000838	0,0000029	0,1372473	0,0000000	–	–
вище 300 °С	0,0000162	0,0000000	0,0265154	0,0000000	–	–
Витрата, кмоль/год	103,9	0,9	0,0	103,0	94,6	8,3
Витрата, кг/год	2043,0	17,3	1,2	2024,5	1773,6	248,9
Витрата, ст.м³/год (20 °С, 0,1013 МПа)	–	20,93	–	–	–	–
Витрата, м³/год	3,01	0,99	0,00	2,01	1,73	0,31
Мол. маса	19,67	19,83	90,87	19,66	18,75	29,98
Щільність, кг/м³	679,718	17,347	695,893	1007,574	1022,821	808,653
Коефіцієнт стисливості	–	0,9374	–	–	–	–
Ентальпія, кДж/кмоль	–33541,6	9892,8	–9689,1	–33911,8	–30869,0	–27730,8
Ентальпія, кДж/год	–3483942,0	8608,7	–132,7	–3492418,0	–919871,0	–230221,0
Теплоємність, кДж/(кг·К)	–	2,212	2,050	3,946	4,127	3,059
Теплопровідність, Вт/(м·К)	–	0,0307	0,1174	0,5271	0,6354	0,2164
Динамічна в'язкість, МПа·с	–	0,0108	0,3844	1,5309	0,5168	0,5207
Поверхневий натяг, мН/м	–	–	18,085	69,802	–	–
Теплота згоряння вища, кДж/кг	–	53241,4	48425,1	–	–	–
Теплота згоряння нижча, кДж/кг	–	48264,6	44879,4	–	–	–

Загальний висновок

Для моделювання нафтогазопромислових технологій ПС ГазКондНафта надає більші можливості та забезпечує кращу точність у порівнянні з ПС HYSYS та PRO-2.

Список літератури

1. Калашников О.В., Будняк С.В., Иванов Ю.В. Инженерные расчетные модели технологических сред нефтяных и газовых промыслов. 5. Программная система ГАЗКОНДНЕФТЬ. *Экотехнологии и ресурсосбережение*. 1995. № 3. С. 50–51.
2. Калашников О.В., Иванов Ю.В., Будняк С.В. Вопросы адекватности теплофизической базы программных систем HYSYS, PRO-2 и ГАЗКОНДНЕФТЬ. 1. Углеводородные смеси. *Экотехнологии и ресурсосбережение*. 1999. № 6. С. 13–18.
3. Калашников О.В., Иванов Ю.В., Будняк С.В. Вопросы адекватности теплофизической базы программных систем HYSYS, PRO-2 и ГАЗКОНДНЕФТЬ. 2. Системы углеводороды — вода, метанол, гликоли, соли. *Экотехнологии и ресурсосбережение*. 2000. № 1. С. 31–35.
4. Калашников О.В. Моделирование фазового поведения углеводородов : Выбор уравнения состояния. *Экотехнологии и ресурсосбережение*. 2003. № 1. С. 22–30.
5. Калашников О.В. Иванов Ю.В., Онопа Л.Р. Вопросы адекватности теплофизической базы программных систем HYSYS, PRO-2 и ГазКондНефть. 5. Проблемы выбора расчетных моделей газо- и нефтепромысловых технологических сред и банк данных «СиБДМ-углеводороды». *Экотехнологии и ресурсосбережение*. 2006. № 2. С. 10–13.
6. Калашников О.В., Иванов Ю.В. Вопросы адекватности теплофизической базы программных систем HYSYS, PRO-2 и ГазКондНефть. 6. Дополнительные сравнения расчетных и экспериментальных данных по взаимной растворимости компонентов промысловых технологических сред. *Экотехнологии и ресурсосбережение*. 2007. № 3. С. 12–15.
7. Stanley H.Huang Ho-Mu Lin and Kwang-Chu Shao. Solubility of carbon dioxide, methane and ethane in n-eicosane. *J. Chem. Eng. Data*. 1988. 33 (2). P. 145–147.
8. Калашников О.В. Расчетные и действительные перепады давления при двухфазном транспорте нефти и газа. *Экотехнологии и ресурсосбережение*. 2001. № 1. С. 9–13.
9. Гужов А.И. Совместный сбор и транспорт нефти и газа. М. : Недра, 1973. 280 с.
10. Калашников О.В., Касперович А.Г., Будняк С.В., Гамалея Р.В., Рычков Д.А. Вопросы адекватности теплофизической базы программных систем HYSYS, PRO-2 и ГазКондНефть. 4. Расчетные и действительные данные по установке низкотемпературной сепарации природного газа. *Экотехнологии и ресурсосбережение*. 2005. № 4. С. 70–74.
11. Калашников О.В., Иванов Ю.В. Инженерные расчетные модели технологических сред газопереработки. 1. Фазовое состояние жидкость — пар. *Химическая технология*. 1990. № 6. С. 28–36.
12. Puri S. and Kohn J.P. Solid-liquid-vapor equilibrium in the methane-n-eicosane and ethane-n-eicosane binary systems. *J. Chem. Eng. Data*. 1970. Vol. 15, № 3. P. 372–374.
13. Калашников О.В., Иванов Ю.В., Будняк С.В. Вопросы адекватности теплофизической базы программных систем HYSYS, PRO-2 и ГазКондНефть. 3. Моделирование состава и свойств природного углеводородного сырья. *Экотехнологии и ресурсосбережение*. 2000. № 4. С. 23–28.
14. Жданова И.В., Халиф А.Л. Осушка углеводородных газов. М. : Химия, 1984.
15. Дымент О.Н., Казанский К.С., Мирошников А.М. Гликоли и другие производные окиси этилена и пропилена. М. : Химия, 1976.
16. Калашников О.В. Применение уравнения состояния для описания термодинамических свойств систем природный газ — минерализованная вода. *Экотехнологии и ресурсосбережение*. 2004. № 2. С. 24–27.

Надійшла до редакції 17.06.2021

**Калашников О.В.¹, канд. техн. наук, Будняк С.В.²,
Иванов Ю.В.², Белянский Ю.М.³, Аптулина Н.О.³, Зобнин А.О.³**

¹ **Научно-техническая фирма «ТЕРМОГАЗ», Киев**

ул. Дегтяревская, 39, 03113 Киев, Украина, e-mail: o.kalashnikov@mail.ru

² **Институт газа Национальной академии наук Украины, Киев**

ул. Дегтяревская, 39, 03113 Киев, Украина, e-mail: budnyak@gmail.com

³ **Тюменский филиал ООО «Газпромпроектирования», Тюмень, РФ**

ул. Воровского, 2, 625019 Тюмень, Тюменская обл., РФ, e-mail: belyansky@tngg.ru

Сравнение программных систем ГазКондНефть и HYSYS в области компьютерного моделирования нефтегазопромысловых технологий

Проведено сравнение экспериментальных и рассчитанных по программным системам ГазКондНефть и Aspen-HYSYS составов фаз газ — жидкость (углеводородные и водные растворы) и их термодинамических свойств, а также точность технологических расчётов промысловых трубопроводов и процессов подготовки природного газа и нефти. Показано, что некоторые промысловые технологические процессы, рассчитанные по программной системе ГазКондНефть, не моделируются на Aspen-HYSYS. *Библ. 16, рис. 9, табл. 15.*

Ключевые слова: газ, нефть, углеводороды, термодинамика, компьютерное моделирование, ГазКондНефть, HYSYS.

***Kalashnikov O.V.¹, Candidate of Technical Sciences, Budniak S.V.²,
Ivanov Yu.V.², Belyansky Yu.M.², Aptulina N.O.³, Zobnin A.O.³***

¹ **Scientific and technical firm "TERMOGAS", Kyiv**

39, Degtyarivska Str., 03113 Kiev, Ukraine, e-mail: o.kalashnikov@mail.ru

² **The Gas Institute of National Academy of Sciences of Ukraine, Kiev**

39, Degtyarivska Str., 03113 Kiev, Ukraine, e-mail: budnyak@gmail.com

³ **Tyumen branch of Gazprom Proektirovanie LLC, Tyumen, RF**

2, Vorovskogo Str., 625019 Tyumen, Tyumen region, RF, e-mail: belyansky@tngg.ru

Comparison of GazKondNafta and HYSYS Software Systems in the Field of Computer Modeling of Oil and Gas Technologies

The experimental and calculated according to program systems GasCondOil, Aspen-HYSYS and PRO-II compositions of the gas — liquid phases (hydrocarbon and aqueous solutions) and their thermodynamic properties are compared, as well as the accuracy of technological calculations of field pipelines and natural gas and oil treatment processes. It is shown that some of the field technological processes, calculated by the program system GasCondOil, are not modeled on Aspen-HYSYS. *Bibl. 16, Fig. 9, Tab. 15.*

Keywords: gas, oil, hydrocarbons, thermodynamics, computer modeling, GasCondOil, HYSYS.

References

1. Kalashnikov O.V., Budniak S.V., Ivanov Yu.V. Engineering design models of technological environments of oil and gas fields. 5. GASCONDOIL software system. *Ekotekhnologii i resursosberezheniye*. 1995. No. 3. pp. 50–51. (Rus.)
2. Kalashnikov O.V., Ivanov Yu.V., Budniak S.V. Adequacy questions of the thermophysical base of the HYSYS, PRO-2 and GASCONDOIL software systems. 1. Hydrocarbon mixtures. *Ekotekhnologii i resursosberezheniye*. 1999. No. 6. pp. 13–18. (Rus.)
3. Kalashnikov O.V., Ivanov Yu.V., Budniak S.V. Adequacy questions of the thermophysical base of the HYSYS, PRO-2 and GASCONDOIL software systems. 2. Systems: hydrocarbons — water, methanol, glycols, salts. *Ekotekhnologii i resursosberezheniye*. 2000. No. 1. pp. 31–35. (Rus.)
4. Kalashnikov O.V. Modeling the phase behavior of hydrocarbons : The choice of the equation of state. *Ekotekhnologii i resursosberezheniye*. 2003. No. 1. pp. 22–30. (Rus.)
5. Kalashnikov O.V. Ivanov Yu.V., Onopa L.R. Adequacy questions of the thermophysical base of the HYSYS, PRO-2 and GasCondOil software systems. 5. Problems of the choice of computational models for gas and oil field technological environments and the datas bank «SiBDM-hydrocarbons». *Ekotekhnologii i resursosberezheniye*. 2006. No. 2. pp. 10–13. (Rus.)
6. Kalashnikov O.V., Ivanov Yu.V. Adequacy questions of the thermophysical base of the HYSYS, PRO-2 and GasCondOil software systems. 6. Additional comparisons of calculated and experimental data on the mutual solubility of the components of field process media. *Ekotekhnologii i resursosberezheniye*. 2007. No. 3. pp. 12–15. (Rus.)
7. Stanley H. Huang Ho-Mu Lin and Kwang-Chu Shao. Solubility of carbon dioxide, methane and ethane in n-eicosane. *J. Chem. Eng. Data*. 1988. 33 (2). pp. 145–147.
8. Kalashnikov O.V. Calculated and actual pressure drops for two-phase oil and gas transportation. *Ekotekhnologii i resursosberezheniye*. 2001. No. 1. pp. 9–13. (Rus.)
9. Guzhov A.I. Joint collection and transportation of oil and gas. Moscow : Nedra, 1973. 280 p. (Rus.)
10. Kalashnikov O.V., Kasperovich A.G., Budniak S.V., Gamaleya R.V., Rychkov D.A. Adequacy questions of the thermophysical base of the HYSYS, PRO-2 and GasCondOil software systems. 4. Estimated and actual data for the installation of low-temperature separation of natural gas. *Ekotekhnologii i resursosberezheniye*. 2005. No. 4. pp. 70–74. (Rus.)
11. Kalashnikov O.V., Ivanov Yu.V. Engineering design models of gas processing technological environments. 1. The phase state is liquid — vapor. *Khimicheskaya tekhnologiya*. 1990. No. 6. pp. 28–36. (Rus.)
12. Puri S. and Kohn J.P. Solid-liquid-vapor equilibrium in the metha ne-n-eicosane and ethane-n-eicosane binary systems. *J. Chem. Eng. Data*. 1970. 15 (3). pp. 372–374.
13. Kalashnikov O.V., Ivanov Yu.V., Budniak S.V. Adequacy questions of the thermophysical base of the HYSYS, PRO-2 and GasCondOil software systems. 3. Modeling the composition and properties of natural hydrocarbon raw materials. *Ekotekhnologii i resursosberezheniye*. 2000. No. 4. pp. 23–28. (Rus.)
14. Zhdanova I.V., Khalif A.L., Dehydration of hydrocarbon gases. Moscow : Khimiya, 1984. (Rus.)
15. Dyment O.N., Kazansky K.S., Miroshnikov A.M. Glycols and other derivatives of ethylene and propylene oxides. Moscow : Khimiya, 1976. (Rus.)
16. Kalashnikov O.V. Application of the equation of state to describe the thermodynamic properties of natural gas — mineralized water systems. *Ekotekhnologii i resursosberezheniye*. 2004. No. 2. pp. 24–27. (Rus.)

Received June 17, 2021