

УДК 621.592

<https://doi.org/10.18524/0367-1631.2026.64.361461>**Симоненко Ю. М., Грудка Б. Г.***Одеський національний технологічний університет,  
кафедра кріогенної техніки, E-mail: bogdangennadievich@gmail.com*ORCID iD: <sup>1</sup> <https://orcid.org/0000-0002-7827-0591><sup>2</sup> <https://orcid.org/0000-0003-1200-5442>**Насадкові колони в технології отримання натурального холодагенту — пропану (R290)**

Стаття присвячена актуальній науково-технічній проблемі — пошуку та впровадженню енергоефективних та екологічно безпечних робочих тіл для холодильних систем. Розглянуто натуральний холодагент — пропан (R290), який характеризується нульовим потенціалом руйнування озонового шару ( $ODP = 0$ ) і вкрай низьким потенціалом глобального потепління ( $GWP \leq 3$ ). Використання вуглеводнів є стратегічною альтернативою синтетичним фреонам (HFC), які потрапили під жорсткі обмеження міжнародних протоколів і F-Gas регулювання. У роботі запропоновано технологію вилучення пропану та інших вуглеводнів (етану (R170), ізобутану (R600a) з широкої фракції легких вуглеводнів ( $C_{2+}$ ), що утворюється при підготовці природного газу до транспортування та виробництва ЗПГ. Аналіз фазових рівноваг бінарних сумішей компонентів природного газу підтвердив їхній неазеотропний характер, що дозволяє використовувати методи багатоступеневої ректифікації для глибокого очищення. Для умов малотоннажного виробництва обґрунтовано застосування насадкових колон із нерегулярними елементами. Проведено порівняльний аналіз трьох типів насадок: сітчастої сідлоподібної, спіральної та спірально-призматичної. У середовищі Mathcad реалізовано алгоритм конструктивного розрахунку, що дозволив визначити оптимальні параметри поділу сумішей пропан-ізобутан та пропан-пропілен. Встановлено, що для досягнення чистоти 99,9% при поділі суміші з пропіленом потрібно значно більше одиниць переносу (понад 200 ВЕТТ), ніж для суміші з ізобутаном (~40 ВЕТТ). Дослідження показало, що очищення від висококиплячих і низькокиплячих домішок технічно неможливе в одному апараті через відмінності в гідравлічних режимах та температурних умовах. Результати роботи можуть бути використані при проектуванні компактних установок для отримання надчистих холодагентів шляхом потрійної перегонки.

**Ключові слова:** натуральні холодагенти, пропан, ректифікаційна колона, нерегулярна насадка, природний газ, екологічна безпека, вуглеводні.

**Введення.** Пошук нових енергоефективних робочих тіл для холодильних технологій є актуальним науково-технічним завданням. Натуральні холодагенти, зокрема, вуглеводні – це екологічно безпечні робочі тіла з нульовим потенціалом руйнування озонового шару ( $ODP = 0$ ) та вкрай низьким потенціалом глобального потепління ( $GWP$ ) [1, 2].

На відміну від деяких синтетичних фреонів, які при витоках утворюють шкідливі речовини, натуральні холодагенти є природними компонентами.  $GWP$  синтетичних фреонів групи HFC досягає 3000-14000 одиниць. У природних холодагентів цей показник дорівнює нулю чи одиниці.



**Таблиця 1.** Зразкові склади природного газу та ЗПГ [3]

| Компонент       | Природний газ, % об. | ЗПГ, % об.      |
|-----------------|----------------------|-----------------|
| Гелій           | до 0.58              | -               |
| Азот            | 0.43 ... 28.0        | до 1.5          |
| Вуглекислий газ | 0.03 ... 2.25        | -               |
| Метан           | 62.6 ... 98.8        | 86.98 ... 99.72 |
| Етан            | 2.89 ... 7.06        | 0.06 ... 9.35   |
| Пропан          | 0.05 ... 2.10        | 0.0005 ... 2.33 |
| Бутани          | 0.03 ... 1.04        | 0.0005 ... 2.33 |

Переваги природних холодоагентів не обмежуються рамками екологічних проблем. Природні холодоагенти не підпадають під обмеження F-Gas регулювання та не включені до списків заборонених речовин.

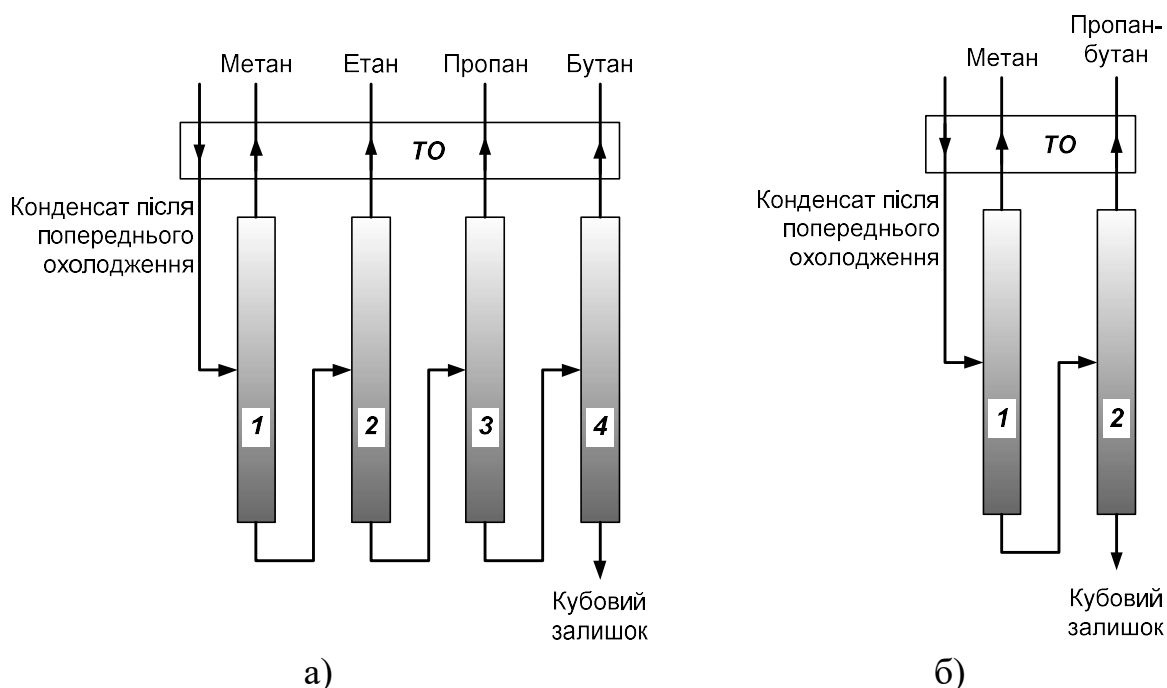
Ця робота присвячена розробці технології отримання вуглеводнів з фракції  $C_{2+}$  природного газу з використанням насадкових ректифікаційних колон.

**Сировина та технологія.** Вуглеводневі натуральні холодоагенти – етан (R170), етилен (R1150), пропан (R290), пропілен (R1270), бутан (R600) та ізобутан (R600a) є компонентами природного газу (ПГ). Зазначені компоненти входять до складу рідкої фракції, що утворюються під час підготовки ПГ до транспортування. При цьому проводиться очищення вихідного газу, що надходить із свердловини, від двоокису вуглецю та сірчистих сполук. Присутність етану, пропану, бутану і пентану в газовому паливі, що надходить до споживачів, також небажана. Тому перед подаванням природного газу до транспортних магістральних мереж з нього повинні бути видалені більш важкі вуглеводні. Як правило, це проводиться методом фазової сепарації [3] шляхом попереднього охолодження газу (табл.1) та відділення рідкої фази.

При виробництві зрідженого газу (ЗПГ) також передбачається видалення етану, пропану, бутанів і більш важких вуглеводнів. Вміст домішок у зрідженому метані допустимо на рівні 3-4 % етану, 2-3 % пропану, до 2 % бутанів і до 1,5 % азоту [4-6]. Вилучення висококиплячої фракції необхідне для:

- видалення з технологічного процесу речовин, які можуть замерзнути та випасти у тверду фазу у криогенних теплообмінниках;
- виділення компонентів  $C_2$  та  $C_3$  для компенсації витоків змішаного холодоагенту;
- коригування якості ЗПГ – його найвищої теплотворної здатності [6];
- комерційного виробництва важчих щодо метану компонентів (етану, пропану, пропан-бутанової фракції тощо).

Технічно вилучення рідкої фракції проводиться шляхом попереднього охолодження газу. Конденсат подається в установку сепарації, де послідовно поділяється в ректифікаційних колонах: деметанізатор, деетанізатор, депропанізатор і дебутанізатор (рис. 1а). При необхідності виділяють і важчі компоненти.



**Рис.1.** Спрощена схема переробки конденсату, що випав у процесі попереднього охолодження ПГ [6]: а) – сепарація конденсату на 4 фракції; б) – виробництво пропан-бутанової фракції; ТО – теплообмінник-рекуператор

Суміш пропану та бутану сама по собі є затребуваним продуктом [7] – її закачують у балони і використовують у якості побутового та газомоторного палива. Для виробництва пропан-бутанової суміші використовується інша послідовність переробки (рис. 1б). Кубовий залишок колони деметанізатора подається в окрему колону, де як дистилят отримують пропан-бутанову фракцію і кубовий залишок, що складається з більш важких компонентів.

Аналіз властивостей бінарних сумішей, утворених з компонентів ПГ, показав, що  $\text{CO}_2$ ,  $\text{N}_2$  і  $\text{He}$ , алкани та алкіни, що входять до його складу (табл.1), утворюють між собою неазеотропні суміші [8], поділ яких методами фазової сепарації не становить труднощів.

Теоретичні дослідження процесу сепарації багатокомпонентних сумішей показують, що для повного поділу суміші на компоненти потрібно щонайменше  $(n-1)$  колона [9-11]. Однак для вилучення одного (цільового) компонента (рис. 2) достатньо одного або двох апаратів, які, якщо це робити покроково, в результаті дозволять розділити будь-яку кількість компонентів. Тобто, із суміші будь-якого складу (наприклад, низькокиплячої або висококиплячої фракції попереднього етапу сепарації) можна по черзі вилучати

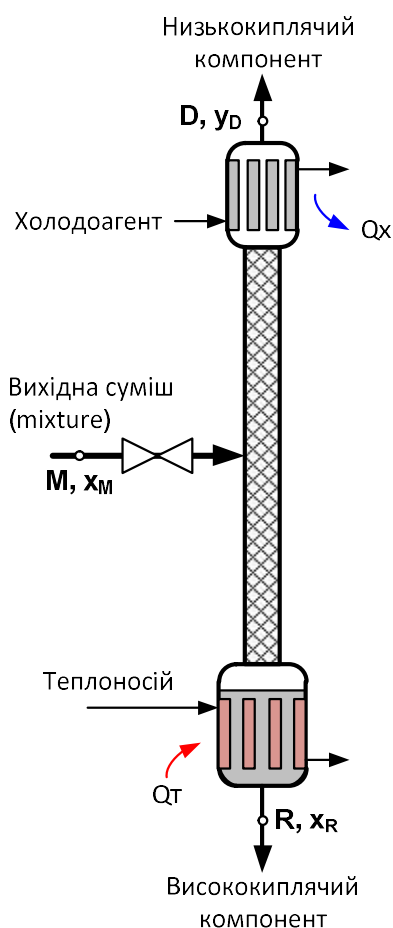


**Рис.2.** Принцип вилучення цільового компонента з багатокомпонентної суміші [10]



**Рис.3.** Типи нерегулярних масообмінних елементів ректифікаційних колон [12]: а) – сітлоподібні сітчасті; б); в) – спіральні циліндричні; г) – спірально-призматичні

кожен окремих компонент, змінюючи продуктивність колони та температурний рівень нагрівання-охолодження. Для заданих умов дослідження (невисока витрата суміші, що розділяється, цільовий компонент – пропан) було обрано насадковий тип ректифікаційних колон [12-14].



**Рис.4.** Позначення, прийняті у розрахунках

**Вибір типу насадки.** На рис.3 показані основні типи насадкових елементів, придатних для маловитратних ректифікаційних колон [12, 13]. Розмір одиночного масообмінного елемента нерегулярної насадки зазвичай приймається в межах 0,03...0,05 від діаметра колони.

У якості насадкових елементів було досліджено три типи нерегулярних насадок: сітчаста сітлоподібна, спірально-циліндрична і спірально-призматична. У табл. 2 показані основні геометричні характеристики вищезгаданих типів насадок, що використовуються в подальших розрахунках.

**Розрахунок колон.** У табл. 3 і 4 викладено послідовність конструктивного розрахунку насадкової колони [14], спрощена схема якої показана на рис.4, та результати розрахунків геометричних розмірів колон, призначених для поділу сумішей пропану з найближчими за температурою кипіння компонентами – ізобутаном та пропіленом. Розрахунок проводиться на базі  $x,y$ -діаграми, програма розрахунку, що реалізує зазначену послідовність, виконана в редакторі Mathcad.

Розрахунки показали, що для суміші пропан-ізобутан при робочому тиску 2 аті в колоні коефіцієнт поділу дорівнює 3,009, а для суміші пропан-пропілен і тиску 1 аті – 1,259, тобто значно, ніж удвічі менше. Відповідно, для відокремлення від пропану важких домішок необхідно близько 40 одиниць перенесення (висота, еквівалентна одній теоретичній тарілці – ВЕТТ [13]), а очищення від пропілену до 99,9% – понад 200 ВЕТТ (у 5 разів більше).

**Таблиця 2.** Технічні характеристики нерегулярних насадок [12-14]

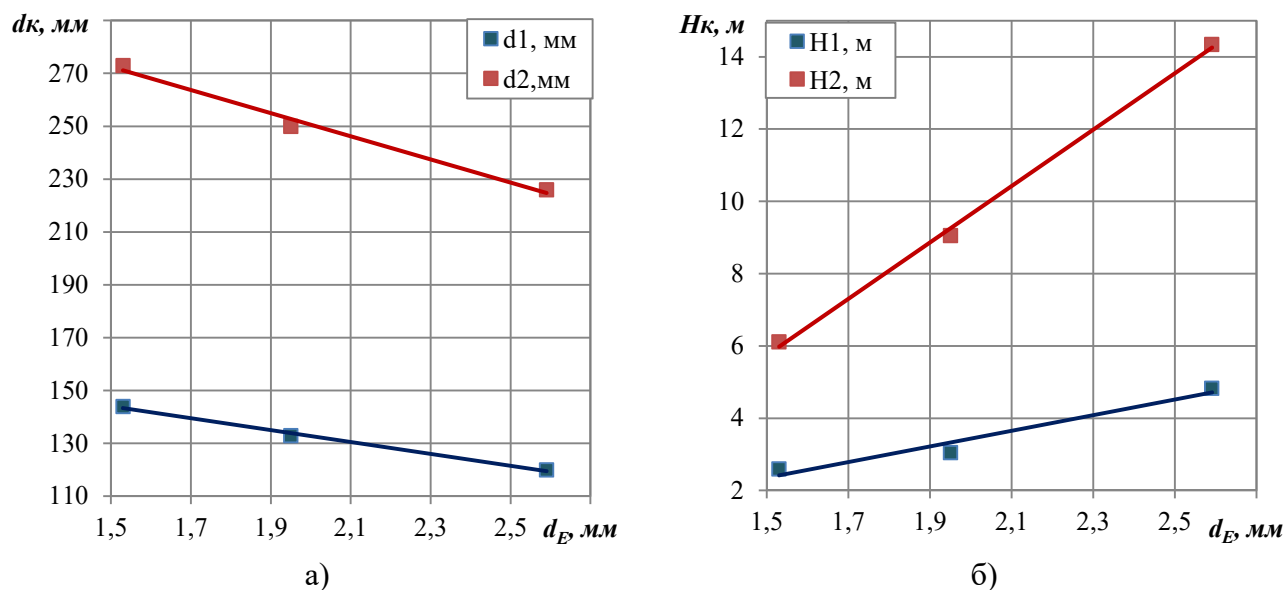
| Параметр  | Формула  | Тип насадки                           |                       |  |
|---|--|---------------------------------------|-----------------------|--|
|   |  | Сітчаста сі-<br>длоподібна,<br>рис.3а | Спіральна,<br>рис. 3б | Спірально-<br>призматич-<br>на, рис.3г |
| Матеріал  | -  | Латунь                                | Нержавіюча<br>сталь   | Нержавію-<br>ча сталь                  |
| Характерні роз-<br>міри. мм   | $a \times b \times d_{\text{ПР}}$                    | 10×10×0.18                            | 3.45×3.45×0.75        | 2.2×2.4×0.2                            |
| Вільний об'єм (по-<br>ристість). м <sup>3</sup> /м <sup>3</sup>     | $\varepsilon = \frac{V_{\text{СВ}}}{V_{\Sigma}} (1)$ | 0.935                                 | 0.673                 | 0.907                                  |
| Питома масооб-<br>мінна поверхня.<br>м <sup>2</sup> /м <sup>3</sup> | $\sigma = \frac{F_{\text{ПР}}}{V_{\Sigma}} (2)$      | 1446                                  | 1764                  | 1859                                   |
| Еквівалентний діа-<br>метр. мм                                      | $d_e = \frac{4 \varepsilon}{\sigma} (3)$             | 2.59                                  | 1.53                  | 1.95                                   |
| Насипна маса.<br>кг/м <sup>3</sup>                                  | $\rho_{\text{Н}} = \frac{m}{V_{\Sigma}} (4)$         | 556                                   | 2576                  | 732                                    |

**Таблиця 3.** Результати розрахунку характеристик двох насадкових  
ректифікаційних колон. що працюють послідовно. для отримання пропану з  
пропан-бутанової суміші [13-15]

| Параметр  | Од. вим.             | Формула  | Суміш. що розділя-<br>ється |                     |
|---|----------------------|----------|-----------------------------|---------------------|
|   |                      |          | Пропан-<br>ізобутан         | Пропан-<br>пропілен |
| Вихідні дані  |                      |          |                             |                     |
| Витрата на вході до<br>колони                             | нм <sup>3</sup> /год | $M$      | 30                          | 22.43               |
| Робочий тиск у колоні                                     | аті (атм)            | $P$      | 2 (2.936)                   | 1 (1.968)           |
| Концентрація про-<br>пану:                                | % об.                |          |                             |                     |
| вихідної суміші   |                      | $x_M$    | 75                          | 98                  |
| віддувка  |                      | $y_D$    | 99.99                       | 20                  |
| кубової фракції   |                      | $x_R$    | 1                           | 99.9                |
| Ступінь нерівноважнос-<br>ті у місці введення по-<br>току |                      | $\Delta$ | 0.9                         | 0.7                 |
| Результати розрахунку                                     |                      |          |                             |                     |
| Температура у дефле-<br>гматорі                           | К (°С)               | $T_D$    | 258 (-15)                   | 242 (-31)           |

|   |                      |   |                        |                       |
|---|----------------------|---|------------------------|-----------------------|
| Температура у кубі колони                       | К (°C)               | $T_K$   | 292 (+19)              | 248 (-25)             |
| Відносна леткість                               |                      | $\alpha = \sqrt{\frac{p_D \cdot P_S}{p_S \cdot P_R}} \quad (5)$         | 3.009                  | 1.259                 |
| Витрата газової фракції (віддувка)              | нм <sup>3</sup> /ГОД | $D = M \cdot \frac{x_M - x_R}{y_D - x_R} \quad (6)$                     | 22.43                  | 2.142                 |
| Витрата кубової рідини                          | нм <sup>3</sup> /ГОД | $R = M \cdot \frac{y_D - x_R}{y_D - x_M} \quad (7)$                     | 7.57                   | 20.288                |
| Рівноважна концентрація пари                    | моль/моль            | $y_Z = \frac{\alpha \cdot x_M}{1 + (\alpha - 1) \cdot x_M} \quad (8)$   | 0.9                    | 0.025                 |
| Мінімальна флегмова кількість                   |                      | $v_{MIN} = \frac{y_D - y_M}{y_Z - x_M} \quad (9)$                       | 0.663                  | 34.59                 |
| Робоче флегмове число                           |                      | $v = \frac{y_D - y_M}{(y_Z - \Delta) - x_M} \quad (10)$                 | 0.763                  | 34.89                 |
| Для концентраційної секції                      |                      | $\frac{L}{G} = \frac{v}{v+1} \quad (11)$                                | 0.433                  | 0.972                 |
| Для секції відгонки                             |                      | $\frac{L}{G} = \frac{v+u}{v+1} \quad (12), \text{ де } u = \frac{M}{D}$ | 1.192                  | 1.264                 |
| Рівняння робочої лінії в концентраційній секції |                      | $y_1 = \frac{v}{v+1} \cdot x + \frac{y_D}{v+1} \quad (13)$              | 0.433 · x +<br>+0.567  | 0.972 · x<br>+ +0.569 |
| Рівняння робочої лінії у секції відгонки        |                      | $y_2 = \frac{v+u}{v+1} \cdot x + \frac{u-1}{v+1} \cdot x_R \quad (14)$  | 1.192 · x +<br>+0.0019 | 1.264 x +<br>+0.0055  |
| Число теоретичних тарілок ВЕТТ                  | шт                   | $N$   | 38                     | 205                   |
| <b>Система теплохолодопостачання</b>            |                      |   |                        |                       |
| Температура охолодження                         | К (°C)               | $T_x$   | 254(-19)               | 237(-36)              |
| Холодоагент                                     |                      |   | пропілен<br>(аміак)    | етан<br>(пропілен)    |
| Тиск холодоагенту                               | аті (атм)            | $P_x$   | 2.066 (3)              | 7.95<br>(8.69)        |
| Холодильне навантаження                         | кВт                  | $Q_x$   | 3.25                   | 15.7                  |
| Температура нагрівання                          | К (°C)               | $T_t$   | 298 (25)               | 243 (-20)             |
| Теплоносій                                      |                      |   | вода                   | пропан                |
| Тиск теплоносія                                 | аті (атм)            | $P_t$   | 3.1 (4)                | 0.67<br>(1.65)        |
| Теплове навантаження                            | кВт                  | $Q_t$   | 11.5                   | 20.41                 |

Тобто очищення пропану від висококиплячих і низькокиплячих домішок неможливе в одній колоні через велику відмінність геометричних параметрів робочої частини та температури охолодження конденсатора.



**Рис. 5.** Розрахункові діаметр (а) та висота (б) робочої частини насадкової колони в залежності від типу суміші, що розділяється, і еквівалентного діаметра нерегулярної насадки

Вплив типу насадки на процес сепарації було вивчено шляхом внесення до розрахунку відповідних характеристик насадкових елементів. В результаті отримані графіки залежності діаметра  $d_K$  та висоти робочої частини колони  $H_K$  від еквівалентного діаметра  $d_E$  нерегулярної насадки. Обробка результатів показала, що геометричні параметри колони залежать лінійно від еквівалентного діаметра насадки (рис.5).

Зниження еквівалентного діаметра нижче 1,5 мм призводить до збільшення опору сухої насадки (табл. 4, 5) [16], а наявність плівки конденсату і капілярні ефекти – до значного збільшення опору зрошеної насадки. Визначення мінімального еквівалентного діаметра, при якому режим роботи насадки в колоні перейде в режимі захлинування, вимагає додаткових досліджень.

Як показали розрахункові дослідження, об'єм насадкової колони також лінійно залежить від еквівалентного діаметра насадки, що використовується. Для сепарації суміші пропан-ізобутан

$$V_{K1} = 19,853 \cdot d_E + 3,4982, \tag{23}$$

де  $V_{K1}$  – об'єм насадки у робочій частині колони,  $\text{дм}^3$ ;  $d_E$  – еквівалентний діаметр насадки, мм. Для суміші пропан-пропілен

$$V_{K2} = 206,45 \cdot d_E + 42,624. \tag{24}$$

Додаткові дослідження очищення пропану від пропілену до чистоти вище 99.9% показали, що збільшення чистоти пропану на порядок можна проводити в тій же колоні. При цьому втрати продукту на кожному наступному ступені очищення становитимуть 3% нормального об'єму пропану, що надходить в колону. Таким чином, одержання пропану чистотою 99.999% можна зробити шляхом потрійної перегонки пропану з домішкою 2% об. пропілену. Об'єм одержуваного  $\text{C}_2\text{H}_8$  складе 85% від об'єму пропану, що надходить на очищення.

**Таблиця 4.** Результати розрахунку діаметра та висоти насадкової колони для поділу суміші пропан-ізобутан в залежності від типу використовуваної насадки

| Параметр                                 | Од. вим.        | Формула   | Тип та розмір насадки. розміри. мм |                           |                                   |
|--|-----------------|---|------------------------------------|---------------------------|-----------------------------------|
|  |                 |   | Сітчаста сідлоподібна 10×10×0.2    | Спіральна 3.45×3.45××0.75 | Спірально-призматична 2.2×2.4×0.2 |
| Число Архімеда                           |                 | $Ar = \frac{d_E \cdot \rho_y \cdot (\rho_x - \rho_y) \cdot g}{\eta_y^2} \quad (15)$   | 17.17×10 <sup>6</sup>              | 3.539×10 <sup>6</sup>     | 7.327×10 <sup>6</sup>             |
| Оптимальне значення критерію Рейнольдса  |                 | $Re = 0,045 \cdot Ar^{0,57} \cdot \left(\frac{G}{L}\right)^{0,43} \quad (16)$   | 858                                | 349                       | 528                               |
| Оптимальна швидкість пари                | м/с             | $w_{OPT} = \frac{Re \cdot \eta_y}{d_E \cdot \rho_y} \quad (17)$   | 0.225                              | 0.155                     | 0.184                             |
| Висота еквівалентної теоретичної тарілки | мм              | $h = 127,7 \cdot d_E^{1,25} (\rho_y \cdot w_{OPT})^{0,52} \left(\frac{G}{L}\right)^{-0,23} \quad (18)$  | 145                                | 62                        | 92                                |
| Діаметр верхньої частини колони          | мм              | $d_K = \sqrt{\frac{D \cdot v \cdot \rho_n}{3600 \cdot 0,785 \cdot \rho_y \cdot w_{OPT}}} \quad (19)$  | 67                                 | 81                        | 74                                |
| Число Архімеда                           |                 | (15)  | 9.344×10 <sup>6</sup>              | 1.926×10 <sup>6</sup>     | 3.988×10 <sup>6</sup>             |
| Оптимальне значення критерію Рейнольдса  |                 | (16)  | 392                                | 160                       | 241                               |
| Оптимальна швидкість пари                | м/с             | (17)  | 0.229                              | 0.158                     | 0.187                             |
| Висота еквівалентної теоретичної тарілки | мм              | (18)  | 73                                 | 62                        | 46                                |
| Діаметр верхньої частини колони          | мм              | (19)  | 120                                | 144                       | 133                               |
| Висота насадкової частини колони         | м               | $H = N \cdot h \quad (20)$  | 4.83                               | 2.06                      | 3.05                              |
| Об'єм насадки                            | дм <sup>3</sup> | $V_K = \frac{\pi}{4} \cdot d_K^2 \cdot H \quad (21)$  | 55                                 | 34                        | 42                                |
| Втрати тиску в сухій насадці [15]        | Па (аті)        | $\Delta p = \xi \frac{\sigma \cdot w_{opt} \cdot \rho_y \cdot H}{8 \cdot \varepsilon^3} \quad (22)$ де $\xi = \frac{147.4}{Re_y^{0.28}}$<br>при Re < 1000 та<br>$\xi = \frac{147.4}{Re_y^{0.28}}$ при Re ≥ 1000 | 11380<br>(0.113)                   | 25900<br>(0.26)           | 14080<br>(0.141)                  |

Позначення у таблицях:  $d_E$  – еквівалентний діаметр насадки, м;  $\rho_x, \rho_y$  – густина пари та рідини, кг/м<sup>3</sup>;  $\rho_n$  – густина газу при 20 °С та 0,1 МПа, кг/м<sup>3</sup>;  $\eta_x, \eta_y$  – динамічна в'язкість рідкої та газоподібної фази, Па·с. Оскільки концентрації потоків наведені в об'ємних одиницях (моль/моль), об'ємні витрати (м<sup>3</sup>/год) наведено до умов T = 20 °С і P=1 атм.

**Таблиця 5.** Результати розрахунку діаметра та висоти колони для очищення пропану від пропілену в залежності від типу використовуваної насадки

| Параметр                                 | Од. вим.        | Формула | Тип насадки, розміри, мм           |                                  |                                      |
|--|-----------------|---------|------------------------------------|----------------------------------|--------------------------------------|
|  |                 |         | Сітчаста сідлоподібна<br>10×10×0,2 | Спиральна<br>3,45×3,45×<br>×0,75 | Спирально-призматична<br>2,2×2,4×0,2 |
| Число Архімеда                           |                 | (15)    | $8.472 \times 10^6$                | $1.746 \times 10^6$              | $3.616 \times 10^6$                  |
| Оптимальне значення критерію Рейнольдса  |                 | (16)    | 405                                | 164                              | 249                                  |
| Оптимальна швидкість пари                | м/с             | (17)    | 0.255                              | 0.176                            | 0.209                                |
| Висота еквівалентної теоретичної тарілки | мм              | (18)    | 77                                 | 33                               | 48                                   |
| Діаметр верхньої частини колони          | мм              | (19)    | 216                                | 261                              | 239                                  |
| Число Архімеда                           |                 | (15)    | $8.791 \times 10^6$                | $1.812 \times 10^6$              | $3.752 \times 10^6$                  |
| Оптимальне значення критерію Рейнольдса  |                 | (16)    | 369                                | 150                              | 227                                  |
| Оптимальна швидкість пари                | м/с             | (17)    | 0.233                              | 0.16                             | 0.19                                 |
| Висота еквівалентної теоретичної тарілки | мм              | (18)    | 69                                 | 29                               | 43                                   |
| Діаметр нижньої частини колони           | мм              | (19)    | 226                                | 273                              | 250                                  |
| Висота насадкової частини колони         | м               | (20)    | 14.34                              | 6.11                             | 9.05                                 |
| Об'єм насадки                            | дм <sup>3</sup> | (21)    | 577                                | 358                              | 446                                  |
| Втрати тиску в сухій насадці             | Па (аті)        | (22)    | 31970<br>(0.32)                    | 55130<br>(0.551)                 | 32640<br>(0.326)                     |

**Висновки.** В результаті проведених досліджень було показано, що:

- сировиною для виробництва натурального холодоагенту пропану може бути фракція C<sub>2+</sub>, що утворюється в процесах підготовки природного газу до транспортування або виробництва ЗПГ. В даний час вона використовується як побутове та газомоторне паливо;
- аналіз теплофізичних властивостей показує, що бінарні суміші, що утворюються компонентами досліджуваних багатокомпонентних сумішей, є неазетропними. Отже, поділ суміші на окремі компоненти можливий методами фазової сепарації;

- для заданих умов (невисока витрата суміші, що розділяється, цільовий компонент – пропан) запропоновано використовувати ректифікаційну колону, заповнену нерегулярною насадкою;
- геометричні параметри колони залежать від типу бінарної суміші, що розділяється, і еквівалентного діаметра насадки. Зниження еквівалентного діаметра насадки нижче 1,5 мм призводить до збільшення опору сухої насадки і значного збільшення опору зрошеної насадки;
- очищення пропану від висококиплячих та низькокиплячих домішок неможливе в одній колоні через велику відмінність геометричних параметрів робочої частини та температури охолодження конденсатора колони.

### Література

1. United Nations Environment Programme (2020). Lower-GWP Alternatives in Commercial and Transport Refrigeration: An operational booklet. OzonAction. Retrieved from <https://www.unep.org/resources/report/lower-gwp-alternatives-commercial-and-transport-refrigeration>
2. Железний В. П., Проценко М. С., Анісімов С. О. Дослідження енергоефективності та екологічної безпеки вуглеводневих холодоагентів у холодильних системах // Холодильна техніка та технологія. – 2021. – Т. 57, № 2. – С. 84-92. DOI: <https://doi.org/10.15673/ret.v57i2.2125>.
3. Mokhatab S., Poe W. A., Speight J. G. Handbook of Natural Gas Transmission and Processing: Principles and Practices. 4th ed. – Gulf Professional Publishing, 2018. – 734 p.
4. Tagliapietra S. The Global Energy Transition: Policies and Technologies. Springer Nature, 2023. – 320 p.
5. Dincer I., Kanoglu M. Refrigeration Systems and Applications. 3rd ed. Wiley, 2021. – 816 p.
6. Кілко С. В., Кузнецов Ю. В. Скрапленний природний газ: технології виробництва, зберігання та використання. – Київ: Видавництво «Центр учбової літератури», 2019. – 256 с.
7. Український стандарт (ДСТУ EN 589:2022). Палива автомобільні. Газ нафтовий скрапленний. Технічні вимоги та методи випробування.
8. Vatani A. et al. New trends in LNG and NGL recovery processes: A comprehensive review. Journal of Gas Science and Engineering, 2023. – Vol. 110. – P. 182-195.
9. Gorak A., Sorensen E. Distillation: Fundamentals and Principles. 2nd ed. Academic Press, 2022. – 614 p.
10. Stichlmair J. et al. Distillation: Principles and Practice. 2nd ed. Wiley, 2021. – 608 p.
11. Khalid F. et al. Optimization of distillation columns for the separation of natural gas liquids. Energy Reports. – 2021. – Vol. 7. – P. 124-135.
12. Tian J. et al. Review of packed towers for distillation: Packing types and mass transfer models. Chemical Engineering and Processing. – 2023. – Vol. 185.
13. Bondarenko V. L. et al. Separation of multicomponent mixtures in cryogenic systems: Modern approaches. Low Temperature Physics. – 2022. – Vol. 48. – P. 156-162.
14. Sinnott R. K., Towler G. Chemical Engineering Design: Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design. 6th ed. – Butterworth-Heinemann, 2020. – 1320 p.

15. *Lemmon E. W. et al.* NIST Reference Fluid Thermodynamic and Transport Properties (REFPROP). Version 10.0. National Institute of Standards and Technology. – 2023.
16. *Lekic B. et al.* Performance of random and structured packings in small-scale distillation units. *Processes*. – 2022. – Vol. 10(4). – P. 741.

Дата надходження: 16.02.2026

Дата прийняття до друку: 27.04.2026

Дата публікації: 28.05.2026

*Iu. M. Symonenko, B. H. Hrudka*

### **Packed columns in the technology of obtaining natural refrigerant — propane (R290)**

#### **Summary**

*The article is devoted to the current scientific and technical problem — the search and implementation of energy-efficient and environmentally safe working fluids for refrigeration systems. The natural refrigerant — propane (R290), which is characterized by zero ozone depletion potential ( $ODP = 0$ ) and extremely low global warming potential ( $GWP \leq 3$ ), is considered. The use of hydrocarbons is a strategic alternative to synthetic freons (HFC), which have fallen under the strict restrictions of international protocols and F-Gas regulation. The paper proposes a technology for extracting propane and other hydrocarbons (ethane (R170), isobutane (R600a) from a wide fraction of light hydrocarbons ( $C_{2+}$ ) formed during the preparation of natural gas for transportation and LNG production. Analysis of phase equilibria of binary mixtures of natural gas components confirmed their non-azeotropic nature, which allows the use of multi-stage rectification methods for deep purification. For low-tonnage production conditions, the use of packed columns with irregular elements is justified. A comparative analysis of three types of packings is carried out: mesh saddle-shaped, spiral and spiral-prismatic. A constructive calculation algorithm is implemented in the Mathcad environment, which made it possible to determine the optimal parameters for the separation of propane-isobutane and propane-propylene mixtures. It was established that to achieve a purity of 99.9% when separating a mixture with propylene, significantly more transfer units are required (more than 200 HETP) than for a mixture with isobutane (~40 HETP). The study showed that purification from high-boiling and low-boiling impurities is technically impossible in one apparatus due to differences in hydraulic modes and temperature conditions. The results of the work can be used in the design of compact installations for obtaining ultrapure refrigerants by triple distillation.*

**Keywords:** *natural refrigerants, propane, distillation column, irregular nozzle, natural gas, environmental safety, hydrocarbons.*