

## **ОПТИМІЗАЦІЯ РОЗДІЛЮЮЧОГО ОБЛАДНАННЯ УСТАНОВКИ АТМОСФЕРНОЇ ПЕРЕРОБКИ ВУГЛЕВОДНЕВОЇ СИРОВИНИ**

**О.О. Ляпощенко, В.Ф. Моїсєєв, О.Є. Старинський, Сейф Хуссейн**

Сумський державний університет, Суми, Україна

v.f.moiseev1209@gmail.com

Процес сепарації використовується у нафтогазовій промисловості для процесів газопідготовки. З нафтових і газових родовищ видобувають багатокомпонентну суміш яка складається з газової та рідкої фази, може містити пластову воду і механічні домішки, які знижують якість продуктів її переробки. На установках підготовки газу з газового потоку відділяють воду і механічні домішки. Природний газ відправляють на подальшу переробку або продають іншим підприємствам як паливо. Підготовка та переробка нафти і газу – це складні технологічні процеси, які реалізують за допомогою технологічних ліній, що в свою чергу складаються зі значної кількості основного обладнання, багатозональні сепаратори, теплообмінники, ректифікаційні та абсорбційні колони і допоміжного обладнання. При цьому існуючі установки не завжди є високоефективними та потребують вдосконалення, оскільки з часом кількість цільових компонентів у сировині, що добувається зі свердловини, знижується, а вміст води, парафінів та інших шкідливих домішок зростає. Це в свою чергу змушує підвищувати інтенсивність процесів сепарації та масообміну.

Метою роботи є моделювання та аналітичне дослідження промислових установок підготовки газу з метою підвищення ефективності та продуктивності їх роботи, що дозволить отримувати продукцію високої якості навіть при низькій якості сировини.

Одним з основних апаратів УКПГ є сепаратор II ступеня сепарації, який використовується для очищення природного газу від крапельної рідини та механічних домішок, а також подальшого додаткового виділення газу за рахунок підігріву жаровими трубами. Сепарація газу - у газо- і нафтовидобуванні - це процес розділення твердої, рідкої і газової (парової) фаз потоку природного газу з подальшим вилученням з нього твердої і рідкої фаз. Вона призначена для запобігання потраплянню вологи і твердих частинок у промислові газозбірні мережі і технологічного обладнання газових і газоконденсатних родовищ.

Недостатній рівень сепарації газу приводить до низької гідравлічної ефективності промислових газопроводів, суттєвих перевитрат енергії, яка витрачається на компримування газу, зростання експлуатаційних витрат, можливості утворення газогідратних пробок у промислових системах збору і транспорту газу, зниження ефективності роботи технологічного обладнання промислів. У конструкціях сепараторів відокремлення газу від рідких і твердих домішок базується на випаданні частинок при малих швидкостях руху газового (газоконденсатного) потоку внаслідок дії сил тяжіння або інерційних (відцентрових) сил, що виникають при криволінійному русі потоку. Крім того в газових сепараторах передбачена коагуляційна секція (екстрактор туману) [1].

У самому процесі сепарації бере участь дуже велика кількість окремих дрібних частинок, серед яких зустрічаються частинки з проміжними властивостями щодо необхідних ознак. З вихідної суміші після промислової сепарації не можуть вийти абсолютно чисті фракції розділених компонентів, а лише продукти з переважаючим їх вмістом.

Одним із сучасних інструментів прогнозування та визначення основних параметрів роботи промислових установок підготовки газу є хіміко-технологічні моделювання за допомогою CAE-систем термодинамічного моделювання, таких як CHEMCAD, Aspen HYSYS [2].

Слід зазначити, що одним із головних факторів отримання достовірних результатів моделювань у цих програмних комплексах є вибір термодинамічних моделей розрахунку технологічних процесів. Для дослідження процесів сепарації та тепломасообміну, в яких присутні вуглеводневі компоненти, рекомендується використовувати моделі UNIFAC-value, Soave-Redlich-Kwong (SRK), Rautenbach model та Peng – Robinson, що підходять для обчислення матеріальних і теплових балансів, констант рівноваги вуглеводневих систем при помірних та високих значеннях тисків [3-6]. Рівняння Soave-Redlich-Kwong (SRK) дуже ефективно при прогнозуванні значень  $K$  (константа фазової рівноваги) для вуглеводневих систем при середніх і високих тисках. Хороші результати були отримані при використанні цього методу при обчисленні процесів, що протікають у деметанізаторах, деетанізаторах, депропанізаторах та у дебутанізаторах. Параметри бінарної взаємодії включені для кількох вуглеводнів і неконденсованих газів.

Установка атмосферної переробки вуглеводнів складається з стабілізаційної колони, роздільної колони, вертикальних сепараторів I та II ступені, теплообмінного обладнання і насосів.

У якості сировини використовують нафту після ЕЛОУ. Нафта після знесолення на ЕЛОУ надходить до теплообмінного апарату (Т-1-2/1-2) де нагрівається до температури 55°C і потрапляє до стабілізаційної колони (К-1). З низу колони виходить стабільна нафта з температурою 223,5°C і потрапляє до теплообмінного апарату (Т-1-2/1-2) де віддає тепло сирій нафті. Потім стабільна нафта охолоджується до температури 40°C у теплообміннику (АПО-1) З верху колони виходять пари з температурою 87°C, потім їх конденсують у теплообміннику (АПО-2) до температури 40°C. Конденсат потрапляє у сепаратор (С-1) де розділяється на газову фракцію, воду, нафту. Газ іде на подальшу переробку, воду дренажують, нафта потрапляє до теплообмінника (Т-3) де нагрівається до температури 70°C. Після нагріву нафта потрапляє до колони (К-2). З низу колони виходить стабільний бензин з температурою 181,5°C. З верху колони виходять пари з температурою 123,5°C потрапляють у теплообмінник (АПО-3) де охолоджуються до температури 117,7°C. Після охолодження конденсат потрапляє до сепаратора (С-2) де розділяється на сухий і зріджений газ. Сухий газ направляєється на подальшу переробку, частини зрідженого газу повертається в колону на зрошення решта на подальшу переробку.

Оптимізаційні моделювання проводились у програмному комплексі ChemCAD, на рис. 1 зображена функціональна схема установки атмосферної перегонки нафти.

У якості термодинамічної моделі була обрана модель Soave-Redlich-Kwong (SRK), оскільки робоча речовина установки стабілізації нафти - вуглеводневі компоненти. Граничні умови роботи установки, а саме мінімальне (1°C) та максимальне (150°C) значення температур та максимальний надлишковий тиск 1.5 МПа. Для ректифікаційної колони К-1 були обрані наступні налаштування: кількість тарілок – 20, тарілка живильна – 3, значення кубового числа – 3,5.

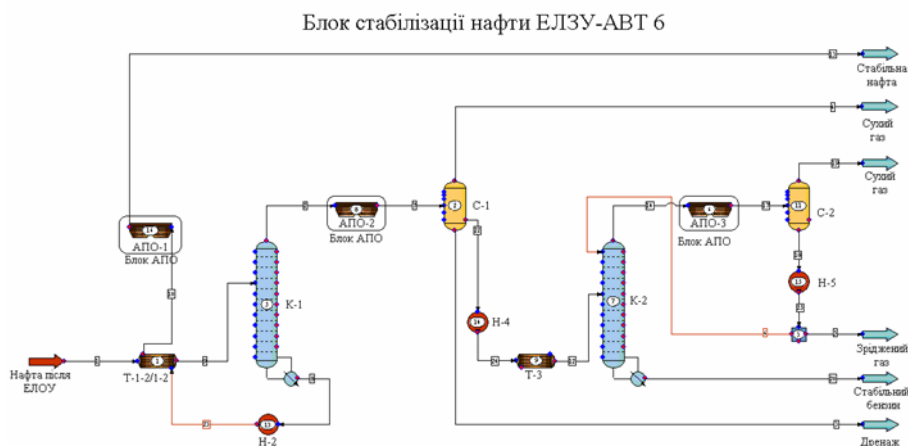


Рисунок 1 Функціональна схема установки переробки вуглеводнів  
К-1,2 – ректифікаційна колона; С-1,2 – вертикальний сепаратор; Т-1-2/1-2, Т-3, АПО-1, АПО-2, АПО-3 – теплообмінники; Н-2,4,5 – насосне обладнання

Також задаємо витрату дистилляту – 1,38 кмоль/с, температури у верхній та нижній частині колони 30°C та 150°C відповідно. Основні габаритні розміри колони наступні: діаметр колони 2м., тип тарілок – клапанні, міжтарільчатий простір 0,6 м.

Для ректифікаційної колони К-2 були обрані наступні налаштування: кількість тарілок – 32, тарілка живильна – 15, тарілка зрошувальна – 2, значення кубового числа – 3. Також задана витрата дистилляту – 0,0448 кмоль/с, температури у верхній та нижній частині колони 40°C та 120°C відповідно. Основні габаритні розміри колони наступні: діаметр колони 2м., тип тарілок – клапанні, міжтарільчатий простір 0,6 м. Для теплообмінника Т-1-2/1-2 вказана температура вихідного потоку 55°C. Для теплообмінника Т-3 вказана температура вихідного потоку 70°C. Для теплообмінників АПО-1,2 вказана температура вихідного потоку 40°C. Для теплообмінника АПО-3 вказана газова доля у двофазному потоці на виході з апарату - 0,2 % мас.

Слід зазначити, що у складі нафти та газу не використовувалися важкі вуглеводні  $C_{17+}$ , температура кипіння яких складає 350 - 500°C, це пов'язано з обмеженими можливостями математичних моделей програмного комплексу ChemCAD. При налаштуванні основного технологічного обладнання пропонувалось звужений асортимент конструкцій апаратів та математичних моделей для розрахунку фазової рівноваги та енергетичного і матеріального балансів, що обмежує способи вдосконалення ефективності та процесів що протікають та енергозатрат.

Розрахунок проводили у статичному режимі. Установа має продуктивність 185.8 кг/с, аналізуючи данні звіту по матеріальному та тепловому балансу маємо загальний вхідний/вихідний потік 190.1 кг/с. Енергетичний баланс дорівнює 461.9 МДж/с з яких на підігрів потрібно 107.7 МДж/с, для охолодження 62.2 МДж/с.

За результатами моделювань ректифікаційна К-1 має наступні характеристики: легка вуглеводнева фракція  $C_1-C_6$ . Вміст легкої фракції з верху колони 77%. Кубовий залишок з витратою 65.3 кг/с складається з  $C_9-C_{16}$ . Вміст цільового компонента близько 90%. За результатами моделювань ректифікаційна К-2 має наступні характеристики: легка вуглеводнева фракція  $C_4-C_6$ . Вміст легкої

фракції з верху колони близько 87%. Кубовий залишок з витратою 45.6 кг/с складається з C<sub>6</sub>-C<sub>8</sub>. Вміст цільового компонента близько 85%. На зрошування в колонну К-2 направляється зріджений газ витратою 37.4 кг/с. Сепараційне обладнання С-1 розділяє багатофазну систему на 3 потоки. Витрата газової фракції – 46.2 кг/с, води – 4.3 кг/с, нафта –74.2 кг/. З отриманих фізичних властивостей маємо густину нафти при 40°C  $\rho=630$  кг/м<sup>3</sup>. Сепараційне обладнання С-2 розділяє багатофазну систему на 2 потоки. Витрата сухого газу – 12.7 кг/с, зрідженого газу – 16 кг/с. Вміст цільового компонента 80% в газовій фракції.

Таким чином, установка атмосферної переробки вуглеводнів має наступні показники: вміст компонентів C<sub>9</sub>-C<sub>16</sub> приблизно 90%, легка вуглеводнева фракція C<sub>4</sub>-C<sub>6</sub> - 87%, кубовий залишок C<sub>6</sub>-C<sub>8</sub>. - близько 85%.

Слід зазначити, що при проведенні оптимізаційних моделювань були зроблені незначні спрощення. Так у розрахунках у складі нафти та газу не використовувалися важкі вуглеводні C<sub>17+</sub>, температура кипіння яких складає 350 - 500°C, це пов'язано з обмеженими можливостями математичних моделей програмного комплексу ChemCAD. При налаштуванні основного технологічного обладнання пропонувалось звужений асортимент конструкцій апаратів та математичних моделей для розрахунку фазової рівноваги та енергетичного і матеріального балансів, що обмежує способи вдосконалення ефективності та процесів що протікають та енергозатрат.

Тому актуальною задачею залишається проведення фізичних та математичних моделювань процесів сепарації і супутніх тепломасообмінних процесів та відповідного технологічного обладнання, розробка нових та узагальнення існуючих теоретичних основ і математичних моделей процесів інерційно-фільтруючої та вібраційно-інерційної сепарації в газодинамічних та динамічно-регульованих сепараційних пристроях, а також створення об'єктів права промислової власності нових способів сепарації та конструкцій сепараційних пристроїв, що в подальшому дозволить комерціалізувати запропоновані наукові розробки.

#### Список літературних джерел

1. Hassan A.A. Farag, Mustafa Mohamed Ezzat, Hoda Amer, Adel William Nashed, Natural gas dehydration by desiccant materials, Alexandria Engineering Journal, Volume 50, Issue 4, 2011, Pages 431-439, <https://doi.org/10.1016/j.aej.2011.01.020>
2. Разработка моделей аппаратов химической технологии в системе компьютерного моделирования HYSYS. [за ред. Н.В. Лисицина]. – СПб: СПбГТИ, 2005. – 30 с
3. Eniko Naaz, Andras Jozsef Toth, Methanol dehydration with pervaporation: Experiments and modelling, Separation and Purification Technology, Volume 205, 2018, Pages 121-129, <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2018.04.088>.
4. Mar Pérez-Fortes, Jan C. Schöneberger, Aikaterini Boulamanti, Evangelos Tzimas, Methanol synthesis using captured CO<sub>2</sub> as raw material: Techno-economic and environmental assessment, Applied Energy, Volume 161, 2016, Pages 718-732, <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2015.07.067>.
5. Al-Mhanna, Najah M. 2018. "Simulation of High Pressure Separator Used in Crude Oil Processing" Processes 6, no. 11: 219. <https://doi.org/10.3390/pr6110219>
6. CHEMCAD Version 7 User Guide.