

СЕЙФ ХУССЕЙН**РЕЖИМНО-ТЕХНОЛОГИЧНА Й АПАРАТУРНО-КОНСТРУКТИВНА ОПТИМІЗАЦІЯ СЕПАРАТОРІВ УСТАНОВКИ ПІДГОТОВКИ ГАЗУ**

В результаті проведеного аналізу було визначено, що актуальним завданням є розробка методик режимно-технологічної та апаратурно-конструктивної оптимізації сепаратійного обладнання установок підготовки газу. При цьому слід звернути увагу не лише на емпіричні залежності а й на числові моделювання. Підготовка та переробка нафти і газу – це технологічні процеси, які реалізують за допомогою технологічних ліній, що в свою чергу складаються зі значної кількості основного 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 змушує підвищувати інтенсивність процесів сепарації та масообміну. Запропонована методика для оптимізаційних технологічних та конструктивних розрахунків сепаратійного обладнання (сепараторів I та II ступені) установки підготовки газу, що дозволяє визначити раціональні конструктивні розміри та оптимальні режимні параметри роботи для забезпечення високого ступеня розділення компонентів газової суміші. Для чисельного дослідження та оптимізації хіміко-технологічних процесів установок підготовки газу, призначених для виробництва вуглеводневої продукції були обрані методи статичних та динамічних оптимізаційних моделювань хіміко-технологічних процесів з застосуванням інструментальних засобів САЕ-систем термодинамічного моделювання, що дозволило при використанні відомих математичних моделей швидко та точно обраховувати теплові та матеріальні баланси як окремого технологічного обладнання так і установок в цілому. Це дозволило отримати максимальну ефективність обладнання та ефективність роботи установок в цілому. Змодельована робота установки атмосферної переробки вуглеводнів та установка підготовки вуглеводневого газу для якої визначені оптимальні режими роботи сепараторів I та II ступені установки підготовки вуглеводневого газу.

Ключові слова: computer aided process engineering (CAPE), комп'ютерне моделювання, рідке паливо, математичне моделювання, природний газ, проектування процесу, інтенсифікація процесу, переробка сирої нафти, сепаратор, CHEMCAD, програмні комплекси

SEIF HOUSSEIN**TECHNOLOGICAL AND CONSTRUCTIVE OPTIMIZATION OF SEPARATORS OF THE GAS PREPARATION INSTALLATION**

As a result of the analysis, it was determined that the urgent task is the development of methods for regime-technological and hardware-constructive optimization of the separation equipment of gas preparation plants. At the same time, attention should be paid not only to empirical dependencies, but also to numerical simulations. Preparation and processing of oil and gas are technological processes that are implemented with the help of technological lines, which in turn consist of a significant amount of basic equipment. At the same time, the existing installations are not always highly efficient and require improvement, since over time the amount of target components in the raw materials extracted from the well decreases, and the content of water, paraffins and other harmful impurities increases. This forces to increase the intensity of separation and mass exchange processes. The proposed technique for optimizing technological and structural calculations of separation equipment (separators of the first and second stages) of the gas preparation plant, which allows determining the rational structural dimensions and optimal operational parameters to ensure a high degree of separation of the components of the gas mixture. For the numerical study and optimization of chemical-technological processes of gas preparation plants intended for the production of hydrocarbon products, the methods of static and dynamic optimization simulations of chemical-technological processes were chosen using tools of CAE-systems of thermodynamic modeling, which made it possible to quickly and accurately use known mathematical models calculate heat and material balances of both individual technological equipment and installations as a whole. This made it possible to obtain the maximum efficiency of the equipment and the efficiency of the installations as a whole. The simulated operation of the atmospheric hydrocarbon processing plant and the hydrocarbon gas preparation plant for which the optimal operating modes of the separators of the first and second stages of the hydrocarbon gas preparation plant are determined.

Keywords: computer aided process engineering (CAPE), computer simulation, liquid fuels, mathematical modeling, natural gas, process design, process intensification, crude oil processing, separator, CHEMCAD, program complexes

СЕЙФ ХУССЕЙН**РЕЖИМНО-ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ И АПАРАТУРНО-КОНСТРУКТИВНАЯ ОПТИМИЗАЦИЯ СЕПАРАТОРОВ УСТАНОВКИ ПОДГОТОВКИ ГАЗА**

Актуальной задачей является разработка методик режимно-технологической и апаратурно-конструктивной оптимизации сепарационного оборудования установок подготовки газа. При этом следует учитывать не только эмпирические зависимости, но и численное моделирование. Существующие установки не всегда высокоэффективны и нуждаются в совершенствовании, поскольку со временем количество целевых компонентов в добываемом из скважины сырье снижается, а содержание воды, парафинов и других вредных примесей растет. Это вынуждает повышать интенсивность процессов сепарации и массообмена. Предложена методика для оптимизационных технологических и конструктивных расчетов сепарационного оборудования (сепараторов I и II ступени) установки подготовки газа, что позволяет определить рациональные конструктивные размеры режимные параметры работы для обеспечения высокой степени разделения компонентов газовой смеси. Для численного исследования и оптимизации химико-технологических процессов установок подготовки газа, предназначенных для производства углеводородной продукции, были выбраны методы статического и динамического оптимизационного моделирования химико-технологических процессов с применением инструментальных средств САЕ-систем термодинамического моделирования, что позволило при использовании известных математических моделей быстро и точно рассчитывать тепловые и материальные балансы как отдельного технологического оборудования, так и установок в целом. Это позволило получить максимальную эффективность оборудования и эффективность работы установок в целом. Смоделирована работа установки атмосферной переработки углеводородов и установка подготовки углеводородного газа, для которой определены оптимальные режимы работы сепараторов I и II ступени установки подготовки углеводородного газа.

Ключевые слова: computer aided process engineering (CAPE), компьютерное моделирование, жидкое топливо, природный газ, проектирование процесса, интенсификация процесса, переработка сырой нефти, сепаратор, CHEMCAD, программные комплексы

© Сейф Хуссейн, 2023

Вступ. Процес сепарації використовується у нафто-газовій 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, багатозонні сепаратори, теплообмінники, ректифікаційні та абсорбційні колони і допоміжного обладнання. При цьому існуючі установки не завжди є високоєфективними 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. Також слід зазначити, що видобуток попутного газу неможливо регулювати, так як він виділяється при видобутку нафти з розчиненого в неї стані або відходить з газоконденсатних родовищ.

Мета роботи. 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.

Сучасний стан установок підготовки вуглеводневої продукції. Існує велика різноманітність промислових установок в хімічній та нафтовій промисловості. Прикладами можуть слугувати установки підготовки природного газу, установки стабілізації нафти, установки переробки нафти, установки переробки газового конденсату, установки зневоднення нафти.

У багатьох установках нафтової промисловості для розділення гетерогенних систем використовують сепараційне обладнання (рис. 1), але їх розповсюдженням недоліком є брзиковинесення, яке в свою чергу може виникати внаслідок недотримання оптимальних параметрів процесу (тиску та температури). Для вирішення даної проблеми існує ряд шляхів, а також запропоновані не традиційні шляхи вирішення даної проблеми. Необхідно відмітити, що для застосування останніх способів необхідно розробити інженерні методики їх розрахунку. Зважаючи на складність та комплексність процесів що розглядаються для цього доцільно застосовувати засоби математичної ідентифікації за результатами проведених натурних та чисельних експериментів.

Родовища, з часом, втрачають свій ресурс, що в свою чергу погано впливає на ефективність роботи установок. Тому треба модернізувати виробництво та виводити його на інтенсивні режими роботи. Для вирішення цих проблем треба розглянути всю схему та режим установки, від вихідної сировини до кінцевого продукту.

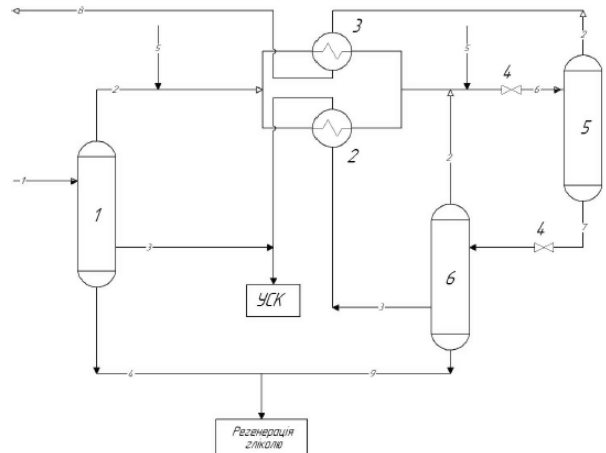


Рисунок 1 – Технологічна схема установки підготовки газу:
1 – сепаратор I ступеня; 2,3 – теплообмінники; 4 – дросель;
5 – сепаратор II ступеня (низько-температурний);
6 – трифазний сепаратор

Основні фізико-хімічні процеси, що протікають при підготовці газу. Природний газ часто є побічним газом при видобутку нафти. Природний газ у пластових умовах (умовах залягання в земних надрах) перебуває в газоподібному стані у вигляді окремих скупчень (газові поклади) або у вигляді газової шапки нафтогазових родовищ - це вільний газ, або в розчиненому стані в нафті або воді (у пластових умовах), а в стандартних умовах (0,101325 МПа і 20°C) - тільки в газоподібному стані. Також природний газ може перебувати у вигляді газогідратів.

Основним процесом на промислових установках комплексної підготовки газу (УКПГ) перед подачею її на газопереробні заводи (ГПЗ) є попереднє очищення природного газу від крапельної рідини та механічних домішок. Тому перед фахівцями нафтогазової промисловості постає актуальна задача вдосконалення технологій підготовки газу та розробка ресурсозберігаючого газопромислового обладнання.

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 розділюваних компонентів, а лише продукти з переважаючим їх вмістом.

Способи та методи підвищення ефективності та продуктивності роботи установок підготовки газу. Одним із сучасних інструментів прогнозування та визначення основних параметрів роботи промислових установок підготовки газу є хіміко-технологічні моделювання за допомогою САЕ-систем термодинамічного моделювання, таких як CHEMCAD, Aspen HYSYS і т.п.

CHEMCAD - це програмний комплекс для моделювання та розрахунку технологічних схем з рециклічними потоками органічних і неорганічних речовин і безперервних сумішей (в разі нафтових фракцій), а також енергетичних потоків. CHEMCAD дозволяє вирішувати завдання розрахунково-технологічного проектування хімічних виробництв і розробки технологічного регламенту для довольного хіміко-технологічного процесу. Програмний комплекс дозволяє створювати, аналізувати і оптимізувати різні варіанти технологічного оформлення виробничих процесів, оцінювати їх ефективність і вибирати найкращий з них [2].

Aspen HYSYS являє собою програмний пакет, призначений для моделювання в стаціонарному режимі, проектування хіміко-технологічних виробництв, контролю продуктивності обладнання, оптимізації і бізнес-планування в області видобутку і переробки вуглеводнів і нафтохімії. HYSYS побудований на основі надійних і перевірених методів розрахунку технологічних процесів.

Програмний комплекс об'єднує в собі зручний інтерфейс і потужні засоби для інженерних розрахунків, що дозволяє інженерам використовувати програмний пакет з максимальною ефективністю і за допомогою нього отримувати додаткові знання про

технологічні процеси. Програмний комплекс HYSYS являє собою ефективний інструмент для комп'ютерного моделювання хіміко-технологічних процесів при розробці, модернізації та оптимізації хімічних, нафтохімічних і нафтопереробних виробництв [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. Стиснення і коефіцієнти летючості суміші для парової і рідкої фаз розраховуються з рівняння стану Soave-Redlich-Kwon [6]:

$$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a}{V(V+b)} \quad (1)$$

де $R = 8,31441 \pm 0,00026$ (Дж/(моль·К)) – універсальна газова стала; P – тиск (Па); T – абсолютна температура (К); V – молярний об'єм (моль/м³); a і b – константи, особливі для кожної речовини, що корегують потенціал взаємодії молекул та об'єм відповідно [6].

$$a = \sum_i^N \sum_j^N x_i x_j (a_i a_j)^{0.5} (1 - k_{ij}) \quad (2)$$

$a_i a_j$ – коефіцієнти тяжіння молекул типу i та типу j відповідно; x_i – молярна частка i -го компонента суміші; x_j – молярна частка j -го компонента суміші.

Коефіцієнти летючості [6]:

$$\ln \Phi_i = -\ln(Z - B) + (Z - 1) B_i' - \frac{A}{B} [A_i' - B_i'] \ln \left(1 + \frac{B}{Z} \right) \quad (3)$$

$$A = \frac{aP}{(RT)^2} \quad (4)$$

$$B = \frac{bP}{RT} \quad (5)$$

$$B_i' = \frac{b_i}{b} \quad (6)$$

$$A_i' = \left(\frac{1}{a} \right) \left[2a_i^{0.5} \sum_j x_j a_j^{0.5} (1 - k_{ij}) \right] \quad (7)$$

де – $R = 8,31441 \pm 0,00026$ (Дж/(моль·К)) – універсальна газова стала; P – тиск, Па; T – абсолютна температура К; a і b – константи, особливі для кожної речовини, що корегують потенціал взаємодії молекул та об'єм відповідно; a_i, a_j – коефіцієнти тяжіння молекул типу i та j відповідно; x_j – молярна частка j -го компонента суміші.

Значення K (константа фазової рівноваги) [6]:

$$K = \frac{y_i}{x_i} = \frac{\Phi_{iV}}{\Phi_{iL}} \quad (8)$$

Модель Peng – Robinson використовується для систем вуглеводнів, з тиском більше 10 бар та у криогенних процесах. Рівняння стану Peng-Robinson дуже ефективно для прогнозування значень K (константа фазової рівноваги) для вуглеводневих систем при середніх і високих тисках. Хороші результати були отримані при використанні цього методу для деметанізаторів, деетанізаторів, депропанізаторів, дебутанізаторів, а також є найкращим доступним методом для криогенних систем. Стиснення і коефіцієнти летючості суміші для парової і рідкої фаз отримані з рівняння стану Peng-Robinson [6]:

$$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a}{V(V+b) - b(V-b)} \quad (9)$$

де – $R = 8,31441 \pm 0,00026$ (Дж/(моль·К)) – універсальна газова стала; P – тиск, Па; T – абсолютна температура, К; V – молярний об'єм, моль/м³; a і b – константи, особливі для кожної речовини, що корегують потенціал взаємодії молекул та об'єм відповідно.

Значення K (константа фазової рівноваги) розраховується як і для моделі SRK. Виходячи з вищесказаного, нафтогазова промисловість постійно потребує модернізацію та оновлення сепараційного обладнання з метою забезпечення високого ступеня розділення фаз та компонентів, внаслідок збільшення концентрації шкідливих домішок (сірководень) та води у вуглеводневих потоках, що надходять зі свердловин. Тому актуальним завданням є розробка методик режимно-технологічних й апаратурно-конструктивних оптимізаційних розрахунків, у тому числі сепараційного обладнання УПН за допомогою сучасних програмних комплексів.

Опис типової технологічної схеми УПГ та сепараторів. Типова установка підготовки газу (рис. 2) працює наступним чином: сирий газ надходить на першу ступень сепарації 1, де відділяється рідка фаза (пластова вода з розчиненими інгібіторами і сконденсувалася вуглеводневий конденсат). Очищений газ прямує в рекуперативні теплообмінники 2 і 3 для рекуперації холоду з потоків газу і конденсату. Для попередження гідратуутворення в потік газу перед теплообмінниками впорскують моно, діетілен - гліколь (ДЕГ) або метанол. При наявності вільного перепаду тиску (надлишкового тиску промислового

газу) охолоджений газ з теплообмінників надходить в розширювальний пристрій - дросель або детандер.

Після охолодження в розширювальному пристрої або випарнику газ надходить в низькотемпературний сепаратор 5, де з потоку газу відокремлюються сконденсувати рідкі вуглеводні і водний розчин інгібітору гідратуутворення.

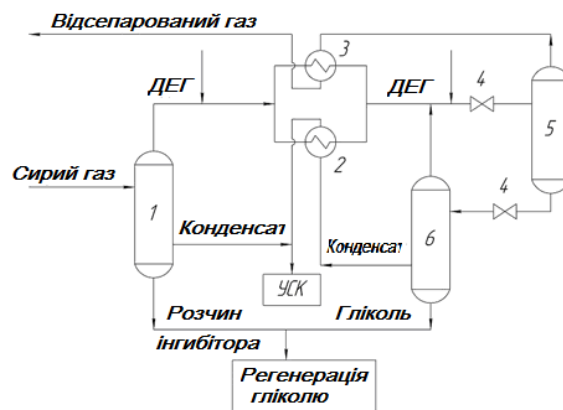


Рисунок 2 – Технологічна схема установки:
1 – сепаратор I ступеня; 2, 3 – теплообмінники;
4 – дросель; 5 – сепаратор II ступеня
(низькотемпературний); 6 – трифазний сепаратор

Газ з сепаратора 5 через теплообмінник 2 подається в магістральний газопровід. Рідка фаза через дросель 4 надходить в трифазний сепаратор 6, звідки газ вивітрювання ежектором повертається в основний потік. Водний розчин інгібітору, що виводиться знизу сепаратора 6, направляється на регенерацію, а вивітрений конденсат через теплообмінник 3 - на стабілізацію на установку стабілізації конденсату (УСК).

Сепаратор I ступеня (рис. 3) складається з корпусу 1 і двох еліптичних днищ 2. В середині знаходиться тангенціальний патрубок 3, сепараційні відцентрові елементи 4, труби відведення рідини 5, підігрівач 6. Апарат встановлюється на опорах 7.

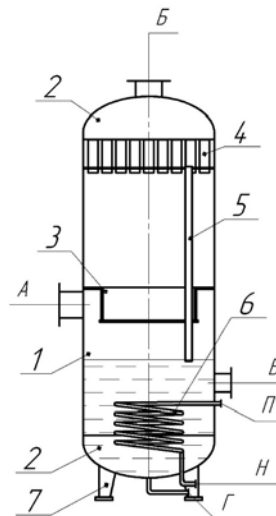


Рисунок 3 – Конструкція сепаратора I ступеня

Сирий газ входить в сепаратор через штуцер А проходить через тангенціальний патрубков, після якого газ підіймається вгору через отвір у верхній стінці каналу, а потім проходить через відцентрові елементи вмонтовані в тарілку у верхній частині сепаратора і виходить з апарату через штуцер Б. Рідина що виділилась під дією відцентрової сили та рідина що стікає з тарілки через труби накопичується в рідинному збірнику і періодично відводиться через штуцер В. Для ремонту апарату рідину зливають через штуцер Г. Для підтримки температури в сепараторі в підігрівач подається гаряча вода через штуцер Н, а відводиться через штуцер П.

Сепаратор II ступені (Рис. 4) складається з корпусу 1, еліптичного днища 2, кришки 3. В середині знаходиться пристрій для підігріву 7, та сепараційні елементи 14.

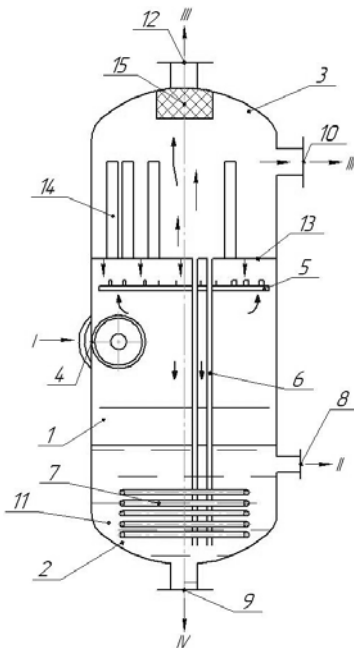


Рисунок 4 – Сепаратор II ступеня сепарації (I – вхід газорідинної суміші (ШФЛВ); II – вихід конденсату; III – вихід газу; IV – дренаж): 1 – корпус; 2 – еліптичне днище; 3 – кришка; 4 – штуцер введення сировини; 5 – перегородка; 6 – труба для стікання рідини; 7 – жарові труби; 8 – штуцер виведення конденсату; 9 – штуцер виведення води (дренаж); 10 – штуцер виведення газу; 11 – секція збору рідинної суміші; 12 – штуцер виведення газу; 13 – тарілка; 14 – відцентровий сепараційний елемент; 15 – жалюзійний краплеуловлювач

Сепаратор працює наступним чином: він являє собою вертикальний циліндричний апарат. Газорідинна суміш (рис. 4) під тиском надходить через штуцер 4 в апарат. Сепарація проходить за рахунок різниці дії відцентрових сил на газову та рідинну фазу в силу їх різної густини, завдяки розміщенню штуцера входу газу в сепаратор вздовж дотичної осі до поперечного перерізу корпусу («тангенціальний вхід гізу»). Далі газова суміш надходить вгору, а рідина стікає вниз. Додатковий об'єм рідини відділяється при проходженні потоком

тарілки 13 у верхній частині сепаратора через вмонтовані в неї відцентрові сепараційні елементи 14. Очищений газ пройшовши повз тарілку видаляється з апарату через штуцери 10 та 12, кожен з яких сполучений з окремою камерою у верхній частині сепаратора. Це дає змогу змінювати навантаження на сепараційні елементи, шляхом задіювання різної їх кількості, та підбору оптимального режиму. До виходу газу з апарату через штуцер 12, газ проходить через жалюзійний краплеуловлювач 15, де з нього видаляються додаткові крапельки рідини та стікають донизу апарату через труби 6. Внизу апарату накопичується рідина 11, та через штуцер 8 конденсат разом з механічними домішками видаляється з апарату. Внизу передбачений дренаж 9 для спуску рідини. Також в апараті присутні жарові труби 7, які використовуються для попереднього підігріву рідини, поглинаючи тепло, та направляючи додатковий потік газу вгору.

Методика конструктивних та технологічних розрахунків сепараторів. Необхідне значення діаметра корпусу сепаратора, при розрахунку за газовим потоком.

$$D = \sqrt{\frac{4V_G}{\pi \cdot w}} \quad (10)$$

Обчислюємо припустиму швидкість, газового потоку в сепараторі за формулою Обрядчикова та Хохрякова [8]:

$$w_G = 0,0334 \cdot \sqrt{\rho_L / \rho_G} \quad (11)$$

де ρ_G – густина газу; ρ_L – густина рідини.

Дійсна швидкість газу

$$w_G = \frac{V_G}{0,785 \cdot D^2} \quad (12)$$

Визначення висоти апарата. Для можливості регулювання подачі конденсату на УСК рівень рідини в апараті приймаємо в межах; $h_1 = 0,3 \dots 0,8$ м.

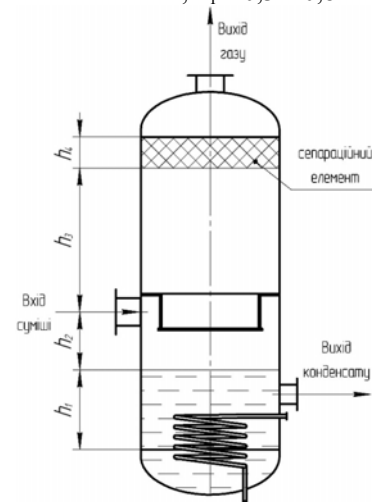


Рисунок 5 – Розрахункова схема висоти апарата

Штуцер, через який надходить вихідна суміш для кращого відділення від рідкої фази газів, які не сконденсувалися, доцільно встановити трохи вище

рівня рідини в апараті. Висота, вільного простору під відбійником для нормальної роботи сепаратора повинна бути не менш $h_3 \geq 0,5$ м. Висота відбійника залежить від його конструкції. Загальна висота H , циліндричної частини апарата розраховується за формулою:

$$H = h_1 + h_2 + h_3 + h_4 \quad (13)$$

Розрахунок змійовика. Середня температура:

$$\Delta t_{aver} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} \quad (14)$$

де Δt_1 – початкова різниця температур; Δt_2 – кінцева різниця температур.

Розрахунок коефіцієнта тепловіддачі від підігрівача до суміші має наступний вигляд:

Знаходимо критерій Прандтля, Pr [7]:

$$Pr = \frac{\mu_{mix} \cdot c}{\lambda_{mix}} \quad (15)$$

де μ_{mix} – динамічна вязкість суміші, Па·с; c – питома теплоємність теплоносія, Дж/(кг·К); λ_{mix} – теплопровідність суміші, Вт/(м·К).

Критерій Грасгофа находимо за залежністю [8]:

$$Gr = \frac{g \cdot d_1^3}{\nu^2} \beta \cdot \Delta t \quad (16)$$

де g – прискорення вільного падіння, м/с; d_1 – зовнішній діаметр труби, м; ν – кінематична в'язкість суміші, м/с; β – коефіцієнт об'ємного розширення, 1/К.

Критерій Нуссельта розраховуємо за формулою, Nu [8]:

$$Nu = 0,135 \cdot (Gr \cdot Pr)^{0,33} \quad (17)$$

Розраховуємо коефіцієнт тепловіддачі α_1 , Вт/(м²·К) [8]:

$$\alpha_1 = \frac{Nu \cdot \lambda_{mix}}{d_1} \quad (18)$$

Коефіцієнт тепловіддачі від гріючої води до змійовика. Критерій Прандтля Pr , розраховуємо за залежністю (2.6). Знаходимо критерій Рейнольдса [8]:

$$Re = \frac{w \cdot d_2}{\nu} \quad (19)$$

Знаходимо критерій Нуссельта Nu [8]:

$$Nu = 0,023 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{0,43} \quad (20)$$

Коефіцієнт тепловіддачі від граючої води до змійовика α_2 , Вт/(м²·К)

$$\alpha_2 = \frac{Nu \cdot \lambda_{mix}}{d_2} \quad (21)$$

Розрахунок коефіцієнта теплопередачі:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_2} + \frac{\alpha_2}{2\lambda_{mix}} \ln \frac{d_1}{d_2} + \frac{1}{\alpha_1}} \quad (22)$$

Далі розраховуємо внутрішню та зовнішню поверхню теплообміну змійовикового підігрівача, за якими визначаємо середню поверхню теплообміну і обираємо тип підігрівача зі стандартного ряду.

Загальна методика технологічного та конструктивного розрахунків сепараторів I та II ступені представлені на рисунку 6. Результати розрахунків представлені у таблиці 1.

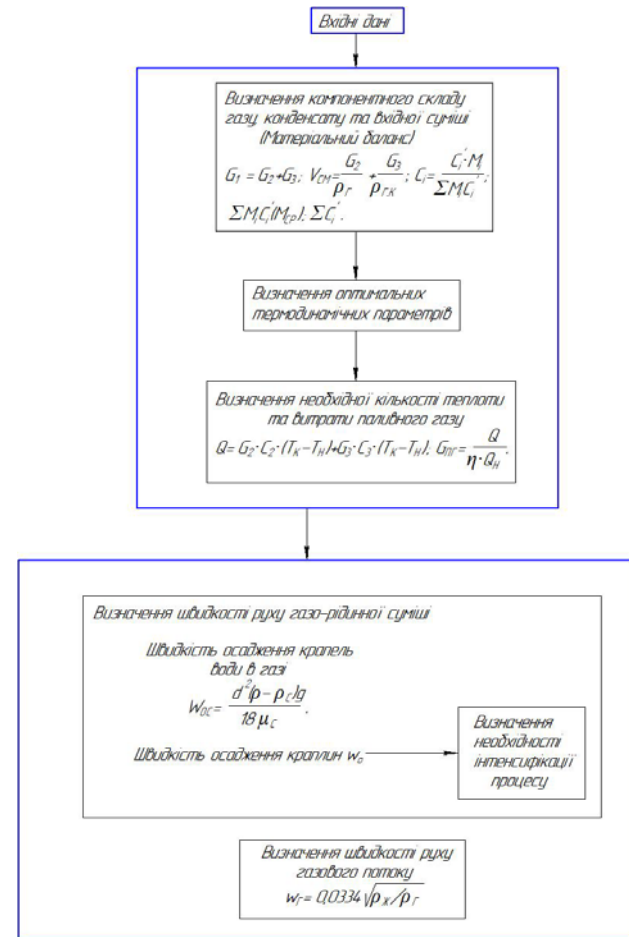


Рисунок 6 – Схема методики технологічного та конструктивного розрахунків сепараторів I та II ступені УПП

Таблиця 1 – Основні розміри та режимні параметри сепараторів

Назва величини	Сепаратор I ступені	Сепаратор II ступені
Діаметр сепаратору, м	1,2	2,6
Висота сепаратору, м	2,6	8,2
Швидкість газового потоку, м/с	0,82	5,76

Загальна методика проведення числових моделювань. Одним із способів нарощування об'ємів виробництва вуглеводневих продуктів є вдосконалення та підвищення ефективності роботи в цілому промислових установок підготовки нафти та газу. У зв'язку зі складністю та тривалістю

проведення обстежень та вимірювань показників роботи реальних промислових об'єктів у дослідженнях, пов'язаних із розробкою або вдосконаленням способів отримання вуглеводневих продуктів, часто використовують числові методи та програмні комплекси, що їх реалізують [8–10]. Для дослідження установок підготовки нафти та газу зазвичай застосовуються системи автоматизованого проектування (САПР), а саме технології автоматизованої розробки (САЕ). Зазвичай для моделювання режимів роботи технологічних ліній дослідники застосовують програмні комплекси, що дозволяють розрахувати матеріальні та теплові баланси даних технологічних ліній, а саме ChemCAD, AspenHYSYS, MATLAB, Mathcad та ін. [11–13]. Враховуючи складність існуючих промислових установок, для їх дослідження була запропонована методика оптимізаційних моделювань хіміко-технологічних процесів (ХТП) засобами САЕ-систем термодинамічного моделювання. Методика оптимізаційних моделювань складається з трьох етапів (рис. 7).

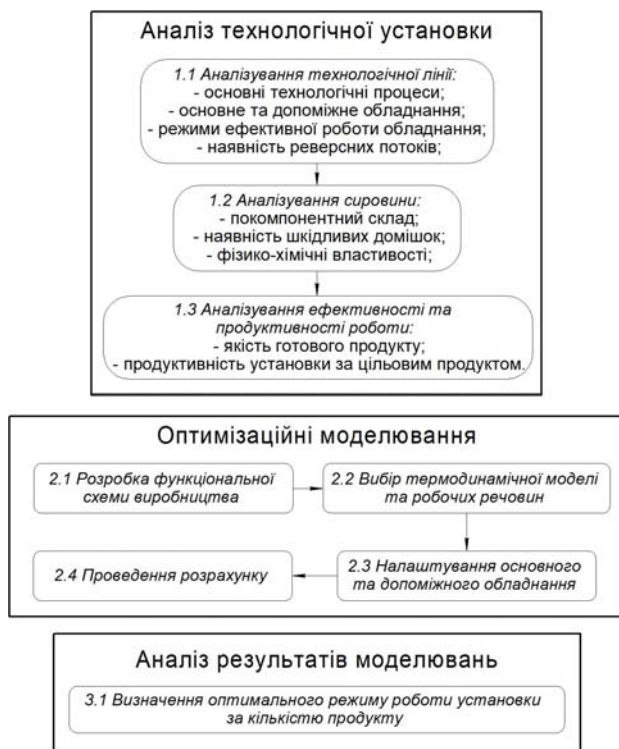


Рисунок 7 – Методика оптимізаційних моделювань хіміко-технологічних процесів засобами САЕ-систем термодинамічного моделювання

На першому етапі проводиться аналіз установки, а саме огляд технологічної лінії, аналіз сировини та ефективності і продуктивності роботи уставки в цілому. Метою аналізу установки є виявлення лімітуючих факторів таких як застаріле обладнання, низька інтенсивність та ефективність процесів сепарації та тепломасообміну. Виходячи з

проведеного аналізу установки розробляється завдання для оптимізаційного моделювання, визначаються керуючі фактори, тобто параметри які будуть змінювати на кожному наступному обчисленні (тиск, температура, кількість сепараційних або масообмінних елементів), визначається цільова функція, тобто параметр який буде оптимізований в результаті обчислень (витрата вуглеводневого компоненту, фракційний склад продукту).

На другому етапі проводяться оптимізаційні моделювання хіміко-технологічних процесів, в свою чергу даний етап можна умовно поділити на декілька кроків, розробка функціональної схеми установки, вибір глобальної розрахункової моделі та робочих речовин, налаштування окремих одиниць основного та допоміжного обладнання і проведення розрахунків. Останнім етапом є аналіз результатів розрахунків та надання рекомендацій щодо вдосконалення установки.

Опис установки атмосферної переробки вуглеводнів та налаштування розрахункової моделі. 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, покомпонентний та фракційний склади наведені у таблиці 2.

Таблиця 2 – Покомпонентний та фракційний склади сировини

Компонент	Масова доля, %
Метан	2.0336
Етан	2.0336
Пропан	2.0336
<i>iso</i> -бутан	2.4701
Бутан	2.4701
<i>i</i> -пентан	14.9319
Пентан	14.9319
Гексан	9.4753
Гептан	5.8757
<i>n</i> -октан	5.8757
Нонан	5.8757
Декан	5.8757
Додекан	5.8757
Тридекан	5.8757
Тетрадекан	5.8757
Цетан	5.8757
Вода	2.6138

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) зверху

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 ко колони (К-2). З низу колони виходить стабільний бензин з температурою 181,5°C. Зверху 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. 8 зображена функціональна схема установки атмосферної перегонки нафти.

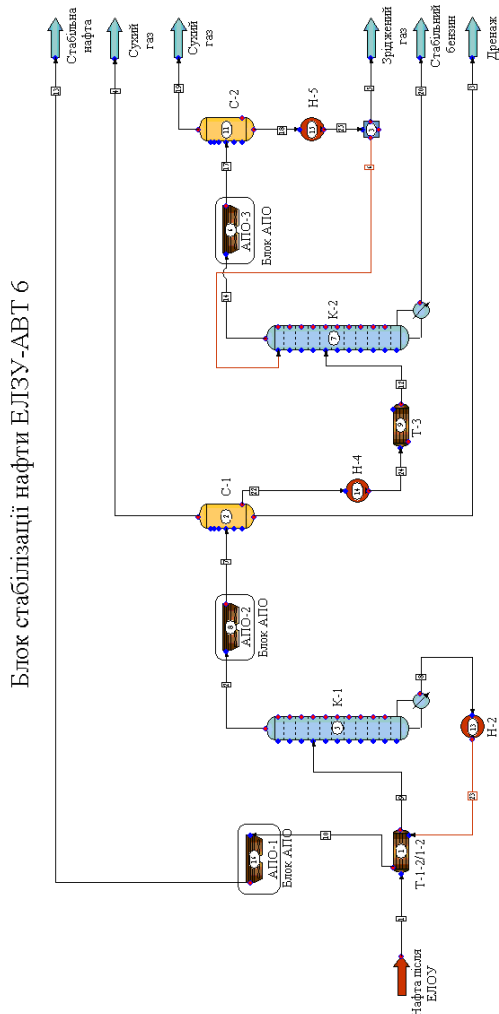


Рисунок 8 – Функціональна схема установки переробки вуглеводнів (К-1,2 – ректифікаційна колона; С-1,2 – вертикальний сепаратор; Т-1-2/1-2, Т-3, АПО-1, АПО-2, АПО-3 – теплообмінне обладнання; Н-2,4,5 – насосне обладнання)

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. Характеристики вхідного потоку нафти вказані у таблиці 3. Покомпонентний та фракційний склади вхідної речовини задані відповідно до таблиці 2.

Таблиця 3 - Характеристики вхідного потоку (нафти)

Назва потоку	1
Температура, С	20
Тиск, МПа	0.2
Газова фракція, долі	0.207
Ентальпія, МДж/с	-507.4
Витрата, кг/с	190.1

Для ректифікаційної колони К-1 були обрані наступні налаштування: кількість тарілок – 20, тарілка живильна – 3, значення кубового числа – 3,5. Також задаємо витрату дистиляту – 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 задаємо витрату дистиляту – 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.

Результати оптимізаційних моделювань. Розрахунок проводили у статичному режимі, результати розрахунку, а саме витрата, температура,

тиск і фракційний склад вихідних потоків наведені у таблиці 4.

Таблиця 4 – Характеристики вихідних потоків установки стабілізації нафти

Стабільна нафта		Сухий газ		Стабільний бензин	
Назва потоку	13	Назва потоку	19	Назва потоку	20
Температура, С	40	Температура, С	117.664	Температура, С	181.59
Тиск, МПа	0.2	Тиск, МПа	1.2	Тиск, МПа	1.2
Газова фракція, долі	0	Газова фракція, долі	1	Газова фракція, долі	0
Ентальпія, МДж/с	-132.0	Ентальпія, МДж/с	-25.40	Ентальпія, МДж/с	-84.82
Витрата, кг/с	65.3402	Витрата, кг/с	12.66	Витрата, кг/с	45.61
Компоненти, витрата, кг/с					
Метан	0	Метан	0.0326	Метан	5.51e-22
Етан	0	Етан	0.1531	Етан	1.11e-14
Пропан	0	Пропан	0.3754	Пропан	7.69e-10
iso-бутан	7.55e-21	iso-бутан	0.7660	iso-бутан	1.10e-5
Бутан	1.30e-19	Бутан	0.8969	Бутан	1.24e-4
i-пентан	5.79e-15	i-пентан	5.8125	i-пентан	1.9900
Пентан	4.89e-14	Пентан	4.5301	Пентан	6.0511
Гексан	1.58e-9	Гексан	0.0759	Гексан	14.6083
Гептан	2.56e-5	Гептан	2.40e-5	Гептан	1.4020
n-октан	0.5755	n-октан	4.10e-9	n-октан	10.3263
Нонан	9.7125	Нонан	1.20e-13	Нонан	1.4442
Декан	10.5754	Декан	1.49e-17	Декан	0.5923
Додекан	11.0510	Додекан	0	Додекан	0.1186
Тридекан	11.1163	Тридекан	0	Тридекан	0.0534
Тетрадекан	11.1449	Тетрадекан	0	Тетрадекан	0.0248
Цетан	11.1644	Цетан	0	Цетан	0.0053
Вода	0	Вода	0.0247	Вода	1.26e-19

Установка має продуктивність 185.8 кг/с, аналізуючи дані 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 C₁-C₆. Вміст легкої фракції зверху колони 77%. Кубовий залишок з витратою 65.3 кг/с складається з C₉-C₁₆. Вміст цільового компонента близько 90%. За результатами моделювань ректифікаційна К-2 має наступні характеристики: легка вуглеводнева фракція C₄-C₆. Вміст легкої фракції зверху колони близько 87%. Кубовий залишок з витратою 45.6 кг/с складається з C₆-C₈. Вміст цільового компонента близько 85%. На зрошування в колону 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/м³. 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 C₉-C₁₆ приблизно 90%, легка вуглеводнева фракція C₄-C₆ - 87%, кубовий залишок C₆-C₈. - 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 C₁₇₊, температура кипіння яких складає 350 - 500°C, це пов'язано з обмеженими можливостями математичних моделей програмного комплексу ChemCAD. При налаштуванні основного технологічного обладнання пропонувалось звуужений 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.

Опис установки підготовки газу та налаштування розрахункової моделі. Моделювання проводилися в програмному комплексі ChemCAD. Як зазначалось установка підготовки газу складається з сепараторів I та II ступеня очищення, трифазного сепаратора, розширювального пристрою (дроселя) та теплообмінників. Функціональна схема установки зображено на рис. 9.

Установка працює наступним чином. Сирий газ подається на сепаратор I ступеня (С-1-1, С-1-2, С-1-3) де відділяється рідка фаза (пластова вода з розчиненими інгібіторами і сконденсувалася вуглеводневий конденсат). Очищений газ прямує в рекуперативні теплообмінники (Т-1, Т-2) для рекуперації холоду з потоків, після дроселювання. Для попередження гідратуутворення в потік газу перед теплообмінниками впорскують моно, діетілен - гліколь (ДЕГ) або метанол. При наявності вільного перепаду тиску (надлишкового тиску промислового газу) охолоджений газ з теплообмінників надходить в розширювальний пристрій – дросель, детандер (Д-1).

Після охолодження в розширювальному пристрої або випарнику газ надходить в сепаратор II ступеня (С-2-1, С-2-2) де з потоку газу відокремлюються сконденсувати рідкі вуглеводні і водний розчин інгібітору гідратуутворення.

Газ з сепаратора II ступеня через теплообмінник Т-2 подається в магістральний газопровід. Рідка фаза через дросель Д-2 надходить в трифазний сепаратор

С-3, звідки газ вивітрювання ежектором повертається в основний потік. Водний розчин інгібітору, що виводиться знизу сепаратора С-3, направляється на регенерацію, а газовий конденсат на стабілізацію на установку стабілізації конденсату (УСК).

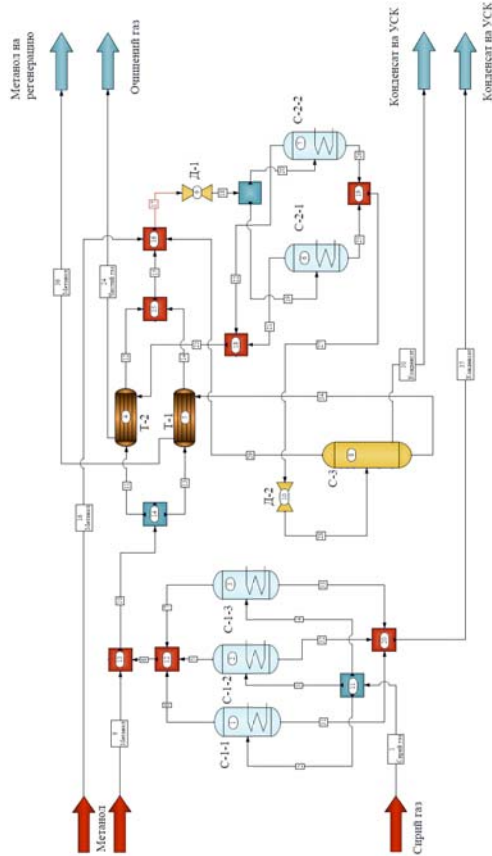


Рисунок 10 – Функціональна схема установки підготовки газу. С-1-1, С-1-2, С-1-3 – сепаратори I ступені; С-2-1, С-2-2 – сепаратори II ступені; С-3 – трифазний сепаратор; Т-1, Т-2 – теплообмінник; Д-1, Д-2 – дросель

Обираємо одиниці виміру в системі СИ. Вибираємо робочі речовини: метан, етан, пропан, бутан, і-бутан, пентан, і-пентан, гексан, вода, метанол. Вибираємо термодинамічну модель Peng-Robinson, тому що ця модель дозволяє з достатньою студійною точністю розрахувати константи фазової рівноваги для вуглеводневих компонентів. Задаємо характеристику вхідного потоку, тиск, температуру, витрату та по компонентний склад (рис. 11).

Для сепаратора I ступеня встановлюємо тиск в сепараторі 9,95 МПа, температуру потоку після сепаратора 45 °С, втрату тиску в сепараторі 0,57 кПа. Фракційний склад нижнього продукту назначаємо шляхом підбору значень при моделюванні (рис. 12). Для теплообмінників встановлюємо температуру газового потоку 5 °С. Температуру було визначено шляхом підбору значень під час моделювання.

Для сепаратору II ступеня встановлюємо тиск в сепараторі 2,5 МПа. Фракційний склад нижнього продукту назначаємо шляхом підбору значень при моделюванні (рис. 13).

Stream No.	1
Stream Name	Сирий газ
Temp C	30
Pres MPa	9.95
Vapor Fraction	0.9718111
Enthalpy MJ/sec	-101.5806
Total flow	101000
Total flow unit	stdV m3/h
Comp unit	mole frac
Methane	0.9327731
Ethane	0.02581032
Propane	0.005002
I-Butane	0.0005002001
N-Butane	0.0006002401
I-Pentane	0.00020008
N-Pentane	0.00010004
N-Hexane	0.03261304
Water	0.002400961
Methanol	0

Рисунок 11 – Характеристика вхідного потоку

Top stream:	6	Mode:	0 Specify temperature	Specification:	45	C
Bottom stream:	31	Mode:	0 Specify temperature	Specification:	45	C
Pressure out:	9.95	MPa	Pressure drop:	0.00057	MPa	
Split basis:	0 Split fractions					
Split destination:	1 Specifications (below) refer to bottom stream					
Split Fractions						
Methane		I-Pentane	0.5			
Ethane		N-Pentane	0.5			
Propane	0.2	N-Hexane	0.85			
I-Butane	0.3	Water	1			
N-Butane	0.3	Methanol				

Рисунок 12 – Налаштування сепаратору I ступеня

Top stream:	21	Mode:	0 Specify temperature	Specification:		C
Bottom stream:	25	Mode:	0 Specify temperature	Specification:		C
Pressure out:	2.5	MPa	Pressure drop:		MPa	
Split basis:	0 Split fractions					
Split destination:	1 Specifications (below) refer to bottom stream					
Split Fractions						
Methane	0.01	I-Pentane	0.6			
Ethane	0.01	N-Pentane	0.6			
Propane	0.2	N-Hexane	0.75			
I-Butane	0.3	Water				
N-Butane	0.3	Methanol	1			

Рисунок 13 – Налаштування сепаратору II ступеня

Для дроселя Д-1 встановлюємо тиск після дроселя 2,5 МПа. Для дроселя Д-2 встановлюємо втрату тиску 0,5 МПа.

Результати оптимізаційних моделювань. В результаті розрахунків було отримано очищений газ, конденсат після сепараторів I і II ступеня очищення, та метанол. Характеристика потоків наведена на рис. 14.

Stream No.	24	Stream No.	30	Stream No.	35
Stream Name	Чистий газ	Stream Name	Конденсат	Stream Name	Конденсат
Temp C	14.0417	Temp C	-6.97746	Temp C	45.0001
Pres MPa	2.5	Pres MPa	2	Pres MPa	9.95
Vapor Fraction	1	Vapor Fraction	0	Vapor Fraction	8.08444e-006
Enthalpy MJ/sec	-91.82275	Enthalpy MJ/sec	-0.883737	Enthalpy MJ/sec	-7.808833
Total flow	20.02154	Total flow	0.4380971	Total flow	3.137183
Total flow unit	kg/sec	Total flow unit	kg/sec	Total flow unit	kg/sec
Comp unit	mole frac	Comp unit	mole frac	Comp unit	kg/sec
Methane	0.9680849	Methane	0.1164781	Methane	0
Ethane	0.02661145	Ethane	0.006137549	Ethane	0
Propane	0.00339012	Propane	0.0385192	Propane	0.05521782
i-Butane	0.0002613164	i-Butane	0.01236119	i-Butane	0.01091741
N-Butane	0.000310148	N-Butane	0.01351862	N-Butane	0.01310089
i-Pentane	4.243378e-005	i-Pentane	0.01147162	i-Pentane	0.009034757
N-Pentane	2.110457e-005	N-Pentane	0.005764334	N-Pentane	0.004517378
N-Hexane	0.001278448	N-Hexane	0.7669602	N-Hexane	2.990253
Water	0	Water	0	Water	0.05414094
Methanol	0	Methanol	0.02895652	Methanol	0

Рисунок 14 – Характеристика вихідних потоків:

а) очищений газ; б) конденсат після трифазного сепаратора; в) конденсат після сепаратора I ступеня

Зі звіту створеного програмою отримано матеріальний і енергетичний баланс установки. Матеріальний і тепловий баланс установки наведено в таблиці 5 і 6 відповідно.

Таблиця 5 – Матеріальний баланс установки

Компонент	кмоль/с		кг/с	
	Вхід	Вихід	Вхід	Вихід
Метан	1,168	1,168	18,731	18,731
Етан	0,032	0,032	0,971	0,971
Пропан	0,006	0,006	0,276	0,276
i-Бутан	0,001	0,001	0,036	0,036
Бутан	0,001	0,001	0,044	0,044
i-Пентан	-	-	0,018	0,018
Пентан	-	-	0,009	0,009
Гексан	0,041	0,041	3,518	3,518
Вода	0,003	0,003	0,054	0,054
Метанол	0,468	0,468	15,000	15,000
Всього:	1,720	1,720	38,658	38,658

Таблиця 6 – Енергетичний баланс установки

Параметр	МДж/с	
	Вхід	Вихід
Потоки сировини	-215,146	-
Потоки продукту	-	-214,381
Повний підігрів	0,783443	-
Повне охолодження	-0,017875	-
Додана потужність	0	-
Створена потужність	0	-
Всього:	-214,381	-214,381

За результатами моделювання можна визначити ефективність сепараторів порівнявши фракційний склад вихідних потоків (рисунок 15 б, в) з фракційним складом вхідного потоку (рисунок 15 а).

Stream No.	2	Stream No.	6	Stream No.	31
Stream Name		Stream Name		Stream Name	
Temp C	30	Temp C	45	Temp C	45
Pres MPa	9.95	Pres MPa	9.95	Pres MPa	9.95
Vapor Fraction	0.9718111	Vapor Fraction	1	Vapor Fraction	1.771235e-005
Enthalpy MJ/sec	-33.52159	Enthalpy MJ/sec	-30.68614	Enthalpy MJ/sec	-2.576915
Total flow	7.807179	Total flow	6.771911	Total flow	1.03527
Total flow unit	kg/sec	Total flow unit	kg/sec	Total flow unit	kg/sec
Comp unit	kg/sec	Comp unit	mole frac	Comp unit	kg/sec
Methane	6.181329	Methane	0.9632131	Methane	0
Ethane	0.3205879	Ethane	0.02665261	Ethane	0
Propane	0.0911094	Propane	0.004132188	Propane	0.01822188
i-Butane	0.01200915	i-Butane	0.0003615665	i-Butane	0.003602744
N-Butane	0.01441097	N-Butane	0.0004338798	N-Butane	0.004323293
i-Pentane	0.005962939	i-Pentane	0.0001033047	i-Pentane	0.00298147
N-Pentane	0.002981469	N-Pentane	5.165235e-005	N-Pentane	0.001490735
N-Hexane	1.160922	N-Hexane	0.005051598	N-Hexane	0.9867836
Water	0.01786651	Water	0	Water	0.01786651
Methanol	0	Methanol	0	Methanol	0

а) б) в)

Рисунок 15 – Характеристика потоків сепаратора I ступеня (C-1-1), а) вхідний потік; б) газ; в) конденсат

За результатами проведених моделювань хіміко-технологічних процесів установки підготовки вуглеводневого газу визначені оптимальні режими роботи сепараторів I та II ступені установки підготовки вуглеводневого газу.

Висновки. В результаті проведеного аналізу було визначено, що актуальним завданням є розробка методик режимно-технологічної та апаратурно-конструктивної оптимізації сепараційного обладнання установок підготовки газу. При цьому слід звернути увагу не лише на емпіричні залежності а й на числові моделювання.

Запропонована методика для оптимізаційних технологічних та конструктивних розрахунків сепараційного обладнання (сепараторів I та II ступені) установки підготовки газу, що дозволяє визначити раціональні конструктивні розміри та оптимальні режимні параметри роботи для забезпечення високого ступеня розділення компонентів газової суміші.

Для чисельного дослідження та оптимізації хіміко-технологічних процесів установок підготовки газу, призначених для виробництва вуглеводневої продукції були обрані методи статичних та динамічних оптимізаційних моделювань ХТП з застосуванням інструментальних засобів САЕ-систем термодинамічного моделювання, що дозволило при використанні відомих математичних моделей швидко та точно обрахувувати теплові та матеріальні баланси як окремого технологічного обладнання так і установок в цілому [14]. Це дозволило отримати максимальну ефективність обладнання та ефективність роботи установок в цілому.

Установка атмосферної переробки вуглеводнів має наступні показники: вміст компонентів C₉-C₁₆ приблизно 90%, легка вуглеводнева фракція C₄-C₆ - 87%, кубовий залишок C₆-C₈ - близько 85%.

В результаті проведених моделювань хіміко-технологічних процесів установки підготовки вуглеводневого газу визначені оптимальні режими роботи сепараторів I та II ступені установки підготовки вуглеводневого газу. Так для сепаратору I ступені при вказаних умовах отримано очищену

газову вуглеводневу фракцію C_1-C_3 – 99.3 % мас., та конденсат C_4-C_8 , з вмістом води – 1,8 % мас. Для сепаратора II ступені на виході з сепараторів отримано очищений газ C_1-C_3 – 99.8 % мас.

Список літератури

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 комп'ютерного моделирования HYSYS. [за ред. Н.В. Лисицина]. – СПб: СПБГТИ, 2005. – 30 с
3. Eniko Haaz, 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 CO₂ 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.
7. M. Mbodji, J.M. Commenge, L. Falk, D. Di Marco, F. Rossignol, L. Prost, S. Valentin, R. Joly, P. Del-Gallo, Steam methane reforming reaction process intensification by using a millistructured reactor: Experimental setup and model validation for global kinetic reaction rate estimation, Chemical Engineering Journal, Volumes 207–208, 2012, Pages 871-884, <https://doi.org/10.1016/j.cej.2012.07.117>
8. Pankrushina, A.V., Gartman, T.N. Process design of complex systems of rectification columns and the evaluation of their effectiveness with the assumption of the range of feed composition. Theor Found Chem Eng 51, 858–866 (2017). <https://doi.org/10.1134/S0040579517050177>
9. Nora Meiri, Roman Radus, Moti Herskowitz, Simulation of novel process of CO₂ conversion to liquid fuels, Journal of CO₂ Utilization, Volume 17, 2017, Pages 284-289, <https://doi.org/10.1016/j.jcou.2016.12.008>.
10. N. Valentyni, P. Mizsey, Comparison of Pervaporation Models in Flowsheeting Environment, Procedia Engineering, Volume 44, 2012, Pages 2098-2101, <https://doi.org/10.1016/j.proeng.2012.09.059>.
11. Omar Y. Abdelaziz, Wafaa M. Hosny, Mamdouh A. Gadalla, Fatma H. Ashour, Ibrahim A. Ashour, Christian P. Hulteberg, Novel process technologies for conversion of carbon dioxide from industrial flue gas streams into methanol, Journal of CO₂ Utilization, Volume 21, 2017, Pages 52-63, <https://doi.org/10.1016/j.jcou.2017.06.018>.
12. Dora-Andreea Chisalita, Letitia Petrescu, Ana-Maria Cormos, Calin-Cristian Cormos, Assessing Energy and CO₂ Emission Reduction from Ammonia Production by Chemical Looping as Innovative Carbon Capture Technology, Editor(s): Anton Friedl, Jiří J. Klemeš, Stefan Radl, Petar S. Varbanov, Thomas Wallek, Computer Aided Chemical Engineering, Elsevier, Volume 43, 2018, Pages 1269-1274, <https://doi.org/10.1016/B978-0-444-64235-6.50223-0>
13. Dibyo S, Sunaryo GR, Bakhri S, et al (2018) Analysis on Operating Parameter Design to Steam Methane Reforming in Heat Application RDE. Journal of Physics: Conference Series. 962. Pages 012 - 052. <https://doi.org/10.1088/1742-6596/962/1/012052>
14. Liaposhchenko O., Moiseev V., Manoilo E., Houssein Seif. Purification of oilfield waste water by inertial methods. Lecture Notes in Mechanical Engineering. — Springer, 2022. P. 167-176. https://doi.org/10.1007/978-3-031-06044-1_16

References (transliterated)

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. Razrabotka modeley apparatov khimicheskoy tekhnologii v sisteme komp'yuternogo modelirovaniya HYSYS. [za red. N.V. Lisitsina]. – SPb: SPBGTI, 2005. – 30 s
3. Eniko Haaz, 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 CO₂ 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.
7. M. Mbodji, J.M. Commenge, L. Falk, D. Di Marco, F. Rossignol, L. Prost, S. Valentin, R. Joly, P. Del-Gallo, Steam methane reforming reaction process intensification by using a millistructured reactor: Experimental setup and model validation for global kinetic reaction rate estimation, Chemical Engineering Journal, Volumes 207–208, 2012, Pages 871-884, <https://doi.org/10.1016/j.cej.2012.07.117>
8. Pankrushina, A.V., Gartman, T.N. Process design of complex systems of rectification columns and the evaluation of their effectiveness with the assumption of the range of feed composition. Theor Found Chem Eng 51, 858–866 (2017). <https://doi.org/10.1134/S0040579517050177>
9. Nora Meiri, Roman Radus, Moti Herskowitz, Simulation of novel process of CO₂ conversion to liquid fuels, Journal of CO₂ Utilization, Volume 17, 2017, Pages 284-289, <https://doi.org/10.1016/j.jcou.2016.12.008>.
10. N. Valentyni, P. Mizsey, Comparison of Pervaporation Models in Flowsheeting Environment, Procedia Engineering, Volume 44, 2012, Pages 2098-2101, <https://doi.org/10.1016/j.proeng.2012.09.059>.
11. Omar Y. Abdelaziz, Wafaa M. Hosny, Mamdouh A. Gadalla, Fatma H. Ashour, Ibrahim A. Ashour, Christian P. Hulteberg, Novel process technologies for conversion of carbon dioxide from industrial flue gas streams into methanol, Journal of CO₂ Utilization, Volume 21, 2017, Pages 52-63, <https://doi.org/10.1016/j.jcou.2017.06.018>.
12. Dora-Andreea Chisalita, Letitia Petrescu, Ana-Maria Cormos, Calin-Cristian Cormos, Assessing Energy and CO₂ Emission Reduction from Ammonia Production by Chemical Looping as Innovative Carbon Capture Technology, Editor(s): Anton Friedl, Jiří J. Klemeš, Stefan Radl, Petar S. Varbanov, Thomas Wallek, Computer Aided Chemical Engineering, Elsevier, Volume 43, 2018, Pages 1269-1274, <https://doi.org/10.1016/B978-0-444-64235-6.50223-0>
13. Dibyo S, Sunaryo GR, Bakhri S, et al (2018) Analysis on Operating Parameter Design to Steam Methane Reforming in Heat Application RDE. Journal of Physics: Conference Series. 962. Pages 012 - 052. <https://doi.org/10.1088/1742-6596/962/1/012052>
14. Liaposhchenko O., Moiseev V., Manoilo E., Houssein Seif. Purification of oilfield waste water by inertial methods. Lecture Notes in Mechanical Engineering. — Springer, 2022. P. 167-176. https://doi.org/10.1007/978-3-031-06044-1_16

Відомості про авторів / Сведения об авторах / About the Authors

Хуссейн Сейф (*Хуссейн Сейф, Houssein Seif*) – аспірант, Сумський державний університет, м. Суми, Україна;
ORCID ID: <https://orcid.org/0000-0003-4975-4869>; e-mail: housseinseif1@gmail.com