

ДВНЗ «Донецький національний технічний університет»
Факультет машинобудування екології та хімічних технологій
Кафедра хімічних технологій

«До захисту допущено»

Завідувач кафедри

_____ Є.І.Збиковський

(підпис)

“ ____ ” _____ 20__ р.

Випускна кваліфікаційна робота
бакалавра

на тему „**Проект відділення кінцевого охолодження коксового газу в умовах
цеху уловлювання №1 ПрАТ «АКХЗ»**”

Виконав: студент 3 курсу, групи ХТзск-15

напряму підготовки 6.051301 «Хімічна технологія»

Бигу А.О.

(підпис)

Керівник доцент, к.х.н., доцент Турчаніна О.М.

(підпис)

Рецензент _____

(посада, науковий ступінь, вчене звання, прізвище та ініціали)

(підпис)

*Засвідчую, що у цій дипломній роботі немає
запозичень з праць інших авторів без
відповідних посилань.*

Студент _____

(підпис)

Покровськ – 2018 р.

ДВНЗ «Донецький національний технічний університет»

Факультет машинобудування, екології та хімічних технологій

Кафедра «Хімічні технології»

Освітній ступінь бакалавр

Напрямок підготовки 6.051301 «Хімічна технологія»

ЗАТВЕРДЖУЮ:

Завідувач кафедри

_____/_____
“ ” _____ 20__ року

З А В Д А Н Н Я **НА ВИПУСКНУ КВАЛІФІКАЦІЙНУ РОБОТУ СТУДЕНТА**

Бигу Артура Олександровича

(прізвище, ім'я, по батькові)

1. Тема роботи Проект відділення кінцевого охолодження коксового газу в умовах цеху уловлювання №1 ПрАТ «АКХЗ»

керівник роботи к.х.н., доцент, доцент Турчаніна О.М.

(прізвище, ім'я, по батькові, науковий ступінь, вчене звання)

затверджені наказом від “ ” 2018 року №

2. Строк подання студентом роботи 12 червня 2018 року

3. Вихідні дані до проекту: температура коксового газу – 50 °С, тиск 858 мм рт. ст. склад коксового газу, кг/год: сухий коксовий газ – 55782,6; бензольні вуглеводні – 3960; сірководень – 1425,4; водяні пари – 4095.

4. Зміст розрахунково-пояснювальної записки: характеристика сировини та готової продукції, фізико-хімічні основи процесу кінцевого охолодження коксового газу, опис технологічної схеми, апаратурне оформлення, розрахунок холодильника (фірми Альфа Лаваль), бензольного скрубера

5. Перелік графічного матеріалу: креслення технологічної схеми бензольного відділення, холодильника (фірми Альфа Лаваль)

6. Консультанти розділів проекту (роботи)

| Розділ | Прізвище, ініціали та посада консультанта | Підпис, дата | |
|--------|---|----------------|------------------|
| | | завдання видав | завдання прийняв |
| | | | |
| | | | |
| | | | |

7. Дата видачі завдання _____

КАЛЕНДАРНИЙ ПЛАН

| № з/п | Назва етапів дипломного проекту (роботи) | Строк виконання етапів проекту (роботи) | Примітка |
|-------|--|--|----------|
| 1 | Вступ | 30.04 - 01.05.18 | |
| 2 | Характеристика сировини та готової продукції | 01.05 - 05.05.18 | |
| 3 | Фізико-хімічні основи процесу кінцевого охолодження коксового газу | 05.05 - 12.05.18 | |
| 4 | Опис технологічної схеми процесу | 13.05 - 15.05.18 | |
| 5 | Апаратне оформлення відділення | 16.05 - 18.05.18 | |
| 6 | Розрахунок холодильника (фірми Альфа Лаваль), | 19.05 - 23.05.18 | |
| 7 | Розрахунок бензольного скрубера | 24.05 – 31.05.18 | |
| 8 | Висновки | 01.06 - 02.06.18 | |

Студент _____
(підпис)

Керівник проекту _____
(підпис)

Бигу А.О.
(прізвище та ініціали)

Турчаніна О.М.
(прізвище та ініціали)

АНОТАЦІЯ

Бигу А.О. Проект відділення кінцевого охолодження коксового газу в умовах цеху уловлювання №1 ПрАТ «АКХЗ» / Випускна кваліфікаційна робота на здобуття освітнього ступеня «бакалавр» за напрямом підготовки 6.051301 «Хімічна технологія». – ДВНЗ ДонНТУ, Покровськ, 2018.

У кваліфікаційній роботі наведено характеристику сировини та готової продукції відділення кінцевого охолодження коксового газу, фізико-хімічні основи кінцевого охолодження газу, характеристика основного устаткування відділення – кінцевого газового холодильника (фірми Альфа Лаваль), бензольного скрубера

У розрахунковій частині наведено матеріальний, тепловий і конструктивний розрахунки процесів охолодженні коксового газу, абсорбції. Проведені розрахунки – кінцевого газового холодильника (фірми Альфа Лаваль) бензольного скрубера. Розрахунок бензольного скрубера зроблено з використанням ЕОМ.

Ключові слова:

ВІДДІЛЕННЯ КІНЦЕВОГО ОХОЛОДЖЕННЯ КОКСОВОГО ГАЗУ, ФІЗИКО-ХІМІЧНІ ОСНОВИ, КІНЦЕВИЙ ГАЗОВИЙ ХОЛОДИЛЬНИК, БЕЗОЛЬНИЙ СКРУБЕР, АЛЬФА ЛАВАЛЬ, ЕОМ

ANNOTATION

Bigu A.O. The project of the department for the final cooling of coke oven gas under the conditions of the catching plant №1 of JSC "AKHZ" / Qualification work for obtaining an educational degree "Bachelor" in the direction of preparation 6.051301 "Chemical technology". – Dvnz DonNTU, Pokrovsk, 2018.

The qualification paper describes the characteristics of the raw materials and finished products of the final cooling of the coke gas, the physico-chemical bases of the final cooling of the gas, the characteristic of the main equipment of the department - the final gas refrigerator (Alfa Laval company), the benzene scrubber

In the calculation part the material, thermal and constructive calculations of processes of cooling of coke oven gas, absorption are given. The calculations - the final gas refrigerator (Alfa Laval company) - were made of a benzene scrubber. The calculation of the benzene scrubber is made using a computer.

Keywords:

DEPARTMENT OF ENDING COFFEE GAS COOLING, PHYSICO-CHEMICAL BASES, END-END GAS REFRIGERATOR, SAFE SCREUBER, ALPHA LAVAL, COMPUTER

ЗМІСТ

| | |
|--|----|
| ВСТУП | 7 |
| 1 ХАРАКТЕРИСТИКА СИРОВИНИ ТА ГОТОВОЇ ПРОДУКЦІЇ | 8 |
| 2 ФІЗИКО-ХІМІЧНІ ОСНОВИ ПРОЦЕСУ КІНЦЕВОГО ОХОЛОДЖЕННЯ КОКСОВОГО ГАЗУ | 11 |
| 3 ОПИС ТЕХНОЛОГІЧНОЇ СХЕМИ ВІДДІЛЕННЯ КІНЦЕВОГО ОХОЛОДЖЕННЯ КОКСОВОГО ГАЗУ | 17 |
| 4 ХАРАКТЕРИСТИКА ОСНОВНОГО УСТАТКУВАННЯ ВІДДІЛЕННЯ КІНЦЕВОГО ОХОЛОДЖЕННЯ КОКСОВОГО ГАЗУ | 19 |
| 4.1 Кінцевий газовий холодильник „Альфа Лаваль” | 19 |
| 4.2 Бензольних скрубєр | 19 |
| 5 РОЗРАХУНОК ОСНОВНОГО УСТАТКУВАННЯ БЕНЗОЛЬНОГО ВІДДІЛЕННЯ | 23 |
| 5.1 Розрахунок кінцевого газового холодильника (Альфа Лаваль) | 23 |
| 5.1.1 Матеріальний розрахунок | 23 |
| 5.1.2 Тепловий розрахунок | 24 |
| 6 РОЗРАХУНОК НАСАДОЧНОГО АБСОРБЕРА ДЛЯ УЛОВЛЮВАННЯ БЕНЗОЛЬНИХ ВУГЛЕВОДНІВ НА ЕОМ | 35 |
| 6.1 Постанова задачі | 35 |
| 6.2 Вивід математичного опису | 36 |
| 6.3 Умови однозначності | 37 |
| 6.4 Вибір методу реалізації | 39 |
| 6.5 Ідентифікація змінних | 40 |
| 6.6 Блок-схеми | 41 |
| 6.7 Програма розрахунку абсорбера для уловлювання бензольних вуглеводнів | 45 |
| 6.8 Вихідні данні | 47 |
| 6.9 Результати розрахунку | 47 |
| 6.10 Аналіз результатів | 51 |

| | |
|--|----|
| 6.11 Інструкція з використання програми | 51 |
| ВИСНОВКИ | 52 |
| ПЕРЕЛІК ПОСИЛАНЬ | 52 |
| ДОДАТОК А. Відділення кінцевого охолодження коксового газу. Схема з КВП і А. | 53 |
| ДОДАТОК Б. Відділення кінцевого охолодження коксового газу. Схема з КВП і А. Специфікація | 54 |
| ДОДАТОК В. Теплообмінник Альфа Лаваль. | 56 |
| ДОДАТОК Г. Теплообмінник Альфа Лаваль. Специфікація | 57 |

ВСТУП

Коксохімічне виробництво є важливою ланкою чорної металургії. Останнім часом у світі значно збільшилися тенденції по зменшенню використання коксу в доменному виробництві: використання методів прямого відновлення заліза вдмухування в горно домни залізних вуглецевих матеріалів (мазут, вугілля, природний газ і ін.) використання високоякісної гірничорудної сировини (залізорудного концентрату, флюсів, агломерату тощо).

Однак, незважаючи на всі заходи, у доступному для огляду майбутньому доменне виробництво буде становити основу виробництва чорних металів, а роль коксу в цьому процесі залишиться однієї з найбільш важливих.

ПрАТ „Авдієвський коксохімічний завод” (АКХЗ) – найбільший коксохімічний завод в Європі входить до групи „Метінвест”, проектною щорічної потужності 6,87 млн. тон коксу. Виробляє близько сорока видів продукції, в основному – коксові продукти для металургії (20% всього доменного коксу в Україні). Кокс доменний, коксовий горішок і дріб'язок реалізуються на внутрішньому ринку, а також експортуються.

Хімічні продукти коксування вживаються більш ніж у 70 галузях промисловості. Головними споживачами їх є хімічна промисловість, цвітна металургія, сільське господарство, будівельна індустрія та залізничний транспорт.

Об'єктом розробок та досліджень є відділення кінцевого охолодження коксового газу в умовах цеху уловлювання №1 ПрАТ «АКХЗ».

Мета роботи – розробити проект відділення кінцевого охолодження коксового газу.

Випускна кваліфікаційна робота містить 57 с., 4 табл, 3 рис., 11 посилань.

1 ХАРАКТЕРИСТИКА СИРОВИНИ ТА ГОТОВОЇ ПРОДУКЦІЇ

Основною сировиною відділення кінцевого охолодження коксового газу – є прямий коксовий газ.

Коксовий газ, горючий газ, один із продуктів коксування. Наближений склад коксового газу (в % по об'єму): H_2 55-60, CH_4 20-30, CO 5-7, CO_2 2-3, N_2 3-4, ненасичених вуглеводнів 2-3, O_2 0,4-0,8. Густина при 0 °С и 760 мм рт. ст. 0,45-0,50 кг/м³; теплота згорання (нижча) 17,5 МДж/м³ (4,0-4,5 тис. ккал/м³); теплоємність 1,35 кДж/(м³·К); температура сполоху 600-650 °С. Коксовий газ отрутий і вибухонебезпечний, вибухова концентрація в повітрі – від 6 до 30%. Вихід коксового газу на 1 т сухої шихти – близько 300 м³ [1].

Крім охолодження коксового газу у відділенні дістають з нього бензольні вуглеводні поглинальним маслом, а також проводять його десорбцію.

Поглиналильні масла виділяють переробкою кам'яновугільної смоли.

Технічні вимоги: середня молекулярна маса 150-170, густина 1,045-1,060 г/см³, динамічна в'язкість 58,1 Па·с (при 20 °С); відгін в межах кипіння 230-280 °С не менш 95%; температура випадання осаду не вище 5°С; вміст нафталіну не більше 8%. Найбільша абсорбційна здатність і найменша в'язкість поглинального масла досягаються при змісті метилнафталінів і висококип'ячих компонентів (наприклад фенантрена й ацетофенона) відповідно більше 30 і менш 25% за масою [2].

Сирий бензол витягається із прямого коксового газу абсорбцією органічними поглиначами. Сирий бензол являє собою складну суміш хімічних (ароматичних) з'єднань, головними з яких є бензольні вуглеводні (бензол і його гомологи), їхній зміст становить 80-90 %. Як домішки в сирому бензолі втримуються неграничні й сірчисті з'єднання, феноли, піридинові луги й ін. При вловлюванні бензольних вуглеводнів з коксового газу поглинальними маслами в сирому бензолі втримуються легкі погони поглинального масла й нафталіну.

Сирий бензол являє собою прозору легкорухливу рідину слабо-жовтих кольорів, що швидко темніє при зберіганні в результаті окислювання й

полімеризації неграничних сполук у смолисті речовини. Густина сирого бензолу коливається в межах 845-920 кг/м³. Отже, він значно легше води. У воді сирий бензол практично не розчиняється й легко від її відстоюється.

Середня молекулярна маса сирого бензолу 83. Сирий бензол легко займиста рідина, горить полум'ям, що коптить. Пари сирого бензолу з повітрям утворюють вибухонебезпечну суміш при наступних межах концентрації: нижній 1,4 і верхній 7,5 [1].

Якість його для різних марок у відповідності з ТВ У 322 – 00190443 – 003 наведено у табл. 1.1.

Таблиця 1.1 – Якісні показники сирого бензолу

| Найменування показника | Характеристика та норма для марки | | |
|--|--|---------------|---------------|
| | БС | БС-1 | БС-2 |
| 1. Зовнішній вигляд | Прозора рідина, що не вміщує зважені частинки та краплини води | | |
| 2. Колір | Світло – жовтий | | |
| 3. Масова частка відгону до 180°C, % не менш | 91 | Не нормується | 40 |
| 4. Масова частка відгону до 140°C %, не більш | Не нормується | 97 | Не нормується |
| 5. Масова частка тіофену, %, не більш | 1,2 | 1,3 | Не нормується |
| 6. Масова частка бензолу, %, не менш | 70 | 80 | Не нормується |
| 7. Масова частка речовин, що утворюють смолу, %, не менш | Не нормується | Не нормується | 20 |

Сирий бензол сам по собі не знаходить практичного застосування й піддається подальшій переробці в цеху ректифікації для одержання чистих продуктів.

2 ФІЗИКО-ХІМІЧНІ ОСНОВИ ПРОЦЕСУ КІНЦЕВОГО ОХОЛОДЖЕННЯ КОКСОВОГО ГАЗУ

Кінцеве охолодження коксового газу призначене для зниження температури коксового газу після сульфатного відділення від 55-65 °С до 30-35 °С, тобто до температури, сприятливої для уловлювання бензольних вуглеводнів. При охолодженні коксового газу відбувається конденсація частини водяної пари, а також нафталіну. Останній утворює при конденсації найдрібніші кристали, значна частина яких несеться газовим потоком в бензольні скрубери, що ускладнює роботу бензольного відділення.

Для охолодження коксового газу найбільш часто застосовують холодильники безпосередньої дії – вертикальні колони, обладнані дерев'яною хордовою насадкою або сітчатими полками, які забезпечують більш повне вимивання кристалів нафталіну охолоджуючої водою, ніж холодильники побічної дії. При контакті газу з водою остання нагрівається на 10-15 °С і насичується компонентами, що містяться в газі – ціаністим воднем, сірководнем, аміаком, бензольними вуглеводнями, фенолами та ін.

Вода, стікає з холодильника піддається очищенню від нафталіну і охолодженню до 25-30 °С і знову подається на зрошення газового холодильника. На старих заводах для виділення нафталіну з води застосовувалися відстійники, недоліком яких є громіздкість і низька ефективність. Тому в даний час на більшості коксохімічних заводів витяг нафталіну з води проводиться методом екстракції кам'яновугільної смолою або поглинальним маслом. Для цієї мети застосовують поличні екстрактори з протитечієм рухом води і смоли, розміщені в нижній частині газових холодильників.

Охолодження оборотної води кінцевих газових холодильників на більшості коксохімічних заводів проводиться в градирнях по так званій схемі з відкритим водним циклом. Недоліками такої схеми є значні викиди в атмосферу нафталіну, ціаністого водню, бензольних вуглеводнів і інших компонентів і пов'язані з цим

втрати цінних продуктів, забруднення навколишнього середовища, посилена корозія металоконструкцій.

За даними досліджень, проведених на одному з коксохімічних заводів, при виробництві 1 млн. т коксу на рік викиди шкідливих компонентів в атмосферу в градирні кінцевого охолодження коксового газу складають, т/рік: нафталіну – 212, ціаністого водню – 250, сірководню – 17, бензолу – 240, аміаку – 21.

Для запобігання шкідливих викидів в атмосферу УХІН і Гіпрококсом розроблена і впроваджена на ряді коксохімічних заводів схема кінцевого охолодження коксового газу з закритим водним циклом, по якій охолодження оборотної води кінцевих газових холодильників проводиться в кожухотрубних теплообмінниках технічною водою. Досвід експлуатації таких установок показав, що при достатній чистоті труб кожухотрубних теплообмінників і ефективній роботі градирень технічної води така схема забезпечує необхідну ступінь охолодження коксового газу і очищення його від нафталіну.

У той же час виявився серйозний недолік схеми з закритим водним циклом, що полягає в тому, що в коксовому газі, що надходить в бензольні скрубери, різко підвищується концентрація ціаністого водню, під дією якого погіршується якість поглинального масла і посилюється корозія обладнання, а в цеху сіркоочистки збільшується витрата соди на утворення баластних солей і кількість шкідливих рідких відходів. Крім того, при незадовільній роботі нафталінового екстрактора в оборотній воді зростає вміст нафталіну і смолянистих речовин, що призводить до забруднення теплообмінної поверхні кожухотрубчастих холодильників і зниження ефективності кінцевих газових холодильників.

Радикальним рішенням розглянутих проблем було б очищення коксового газу від ціаністого водню безпосередньо після первинних газових холодильників. Однак реалізація відомих схем ціаноочистки вимагає значних капіталовкладень, а їх впровадження пов'язано зі значними труднощами розміщення додаткового обладнання на діючих підприємствах і утворенням великого об'єму стічних вод, що містять роданисті сполуки.

На одному з коксохімічних заводів реалізована схема, по якій очищення коксового газу від сірководню і ціаністого водню проводиться перед бензольними скруберами. Коксовий газ після сатураторів охолоджується в кінцевому холодильнику першого ступеня до 35-40 °С і надходить в сірчані скрубери. Очищений газ перед надходженням в бензольні скрубери знову охолоджується в газовому холодильнику другого ступеня до 25-27 °С. Оборотна вода кінцевого газового холодильника I ступеня охолоджується в кожухотрубних теплообмінниках. Тобто за схемою з закритим водним циклом, а вода кінцевого холодильника II ступені, що не містить ціаністий водень і сірководень, охолоджується в градирні. При такій схемі забезпечується задовільне охолодження коксового газу перед бензольними скруберами і виключається шкідлива дія ціаністого водню на якість поглинального масла і корозія устаткування бензольного відділення.

Кафедрою хімічної технології палива Донецького технічного університету спільно з Авдіївським коксохімічним заводом розроблена схема охолодження і попереднього очищення коксового газу від HCN і H₂S перед бензольними скруберами в кінцевих газових холодильниках, яка може бути реалізована на всіх коксохімічних заводах без установки додаткових скруберів. При зрошенні кінцевого газового холодильника холодним поглинальним розчином сіркоочистки в одному апараті здійснюється охолодження і очищення коксового газу від HCN і H₂S (I ступінь сіркоочистки). Одночасно проводиться очищення коксового газу від нафталіну, ефективність якої значно вище, ніж при охолодженні газу водою, завдяки кращій змочуваності нафталіну лужним розчином.

Поглинальний розчин, що стікає з кінцевого газового холодильника очищається від H₂S, HCN, нафталіну та інших органічних речовин в десорбері (регенераторі) при нагріванні під вакуумом, після чого охолоджується в теплообмінниках і холодильниках і знову подається на зрошення кінцевого газового холодильника. Щоб уникнути забивання конденсаторів-холодильників регенераторних газів нафталіном і смолистими речовинами їх відділяють від

конденсату в спеціальних відстійниках. Завдяки невеликому обсягу конденсату і високої концентрації в ньому нафталіну ефективність таких відстійників значно вище, ніж існуючих відстійників для виділення нафталіну з оборотної води кінцевих газових холодильників.

Запропоновано також безліч рішень, заснованих на видаленні з оборотної води циклу кінцевого газового холодильника ціаністого водню шляхом десорбції інертним газом або водяною парою або шляхом зв'язування ціанід-іонів реагентами. Найбільший практичний інтерес представляють три способи, достатньо вивчені в лабораторних і виробничих умовах:

- а) десорбція ціаністого водню інертними газами;
- б) десорбція водяною парою під вакуумом;
- в) очищення оборотної води циклу КГХ формальдегідних методом.

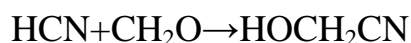
На одному з коксохімічних заводів був випробуваний метод деціанізації води перед подачею її в градирні шляхом віддувки доменним газом, використовуваним для опалення коксових печей. На експериментальній установці було досягнуто зниження вмісту ціаністого водню в воді на 45-72% при температурі вода 30-50 °C і питомій її витраті 5,6-11,2 л на 1 м³. За орієнтовними оцінками, для очищення оборотної води кінцевого газового холодильника цим методом потрібно установка спеціального скрубера таких же розмірів, як і газовий холодильник. Подібна технологія деціанізації води з використанням зворотного коксового газу була розроблена Гіпрококсом спільно з УХІНом для одного з заводів України. Через низьку ефективність і значних витрат цей метод не може вважатися перспективним.

Процес вакуум-десорбції полягає в випаровуванні частини оборотної води, нагрітої до 50-60 °C в насадочному апараті при залишковому тиску 10 кПа, створюваної вакуумними насосами ежекторного типу. Для забезпечення необхідного ступеня упарювання води передбачається використовувати вторинні джерела тепла, наявні в достатній кількості на коксохімічних підприємствах.

Цей метод найбільш прийнятний для заводів з вакуум-карбонатної сіркоочистки, що мають установки мокрого каталізу. Входять до їх складу печі

для спалювання сірководневих газів можуть бути використані і для утилізації ціанвміщуючих газів, що утворюються при очищенні води. При відсутності такої сіркоочистки на підприємстві цей метод вимагає будівництва спеціальної установки для каталітичного окислення ціанвміщуючих газів або переробки їх в товарні продукти. З огляду на значних капітальних і експлуатаційних витрат цей метод навряд чи може розраховувати на широке застосування в коксохімічному виробництві.

Метод формальдегіду ціаноочистки оборотної води кінцевих газових холодильників почав розроблятися ВУХІНом 1977 році і отримав назву процес «Формекс-ціан». Цей метод заснований на зв'язуванні ціаністого водню, поглиненого з газу водою, формальдегідом за реакцією:



Утворений продукт – нітрил гліколевої кислоти (гліконітріл) є нелеткою сполукою (температура кипіння дорівнює 183 °С), добре розчинний у воді.

За цією технологією формальдегід подається безпосередньо в воду циклу КГХ у вигляді 35%-го розчину формаліну, а продукт що утворюється (гліконітріл) виводиться з циклу з надлишком води на біохімічну очистку або упарювання з подальшою подачею концентрованого розчину в шихту для коксування.

Дослідженнями в лабораторних і виробничих умовах встановлено, що при мольному відношенні формальдегіду до ціанідіонам, що дорівнює або меншому одиниці кінцевим продуктом реакції є тільки гліконітріл. При температурі 30-50 °С і рН=6,5-12 ступінь зв'язування ціанід-іонів при вихідному вмісті їх в введенні 300 г/м³ і часу реакції 15-20 хвилин становила від 97,3 до 99,6%. Феноли, аміак і сірководень при звичайних концентраціях в оборотній воді не вступають у взаємодію з формальдегідом навіть при деякому надлишку його і не перешкоджають основній реакції.

Слід, однак, відзначити, що при формальдегіду очищення води в кінцевих газових холодильниках з використанням кам'яновугільної смоли для екстракції нафталіну утворилася стійка водо-смоляна емульсія, що пояснюється наявністю в

воді гліконітріла. Тому впровадження технології деціанізації води формальдегідних методом вимагає заміни кам'яновугільної смоли, застосовуваної для екстракції нафталіну, ксилолом або сольвентом. Застосування кам'яновугільного масла для цієї мети також проблематично через можливість утворення емульсій. Запропоновано й інше рішення проблеми емульгування, що полягає в установці другого газового холодильника, включеного послідовно з першим. При цьому перший кінцевий холодильник працює за схемою з закритим водним циклом і екстракцією нафталіну смолою, а в другому проводиться зв'язування ціанід-іонів формальдегідом. Така схема виключає контакт смоли з водою, що містить гліконітріл, і утворення емульсій.

3 ОПИС ТЕХНОЛОГІЧНОЇ СХЕМИ ВІДДІЛЕННЯ КІНЦЕВОГО ОХОЛОДЖЕННЯ КОКСОВОГО ГАЗУ

Призначення відділення кінцевого охолодження коксового газу – охолодження коксового газу і уловлювання з нього бензольних вуглеводнів, виробництво сирого бензолу.

Охолодження коксового газу перед уловлюванням бензолу здійснюється в холодильнику конструкції фірми Альфа Лаваль. Коксовий газ надходить у верхню частину кінцевого спірального трьохступеневого теплообмінника (холодильника), послідовно проходить першу, другу і третю ступені з виходом з нижньої частини апарату (третя ступень), охолоджуючись при цьому до температури, оптимальної для уловлювання бензольних вуглеводнів (не більше 30 °C) .

Для промивання газового простору холодильника від нафталіну подається водосмоляная емульсія. Насичена нафталіном емульсія з холодильника надходить до збірника і передається у відділення конденсації.

Охолоджений до температури 25-30 °C коксовий газ проходить скрубери, які зрошуються поглинальним маслом. У результаті контакту масла з газом відбувається абсорбція бензольних вуглеводнів і насичення ними масла. Насичене бензолом поглинальне масло проходить послідовно 2 нижні секції дефлегматора, в яких підігрівається до температури 60-78°C за рахунок тепла парів після бензольної колони, потім проходить послідовно теплообмінники, де нагрівається за рахунок тепла збензоленого масла. Після теплообмінників, насичене бензолом поглинальне масло проходить трубчасту піч з вогневим підігрівом або паропідігрівачі, де нагрівається до температури 145-160°C і надходить у верхню частину бензольної колони. У нижню частину бензольної колони подається гострий пар, що пройшов попередньо парової регенератор.

У бензольній колоні відбувається віддувка бензольних вуглеводнів з кам'яновугільного поглинального масла за допомогою гострої пари. Пари бензолу, легкі погони поглинального масла і водяні пари, які виділилися в колоні

надходять у дефлегматор, в якому охолоджуються до температури 88-92°C. Дві верхні секції дефлегматора охолоджуються водою, кількістю якої регулюють температуру пари, що йде з дефлегматора. Флегма, що утворилася в дефлегматорі надходить у флегмовий відстійник.

Після дефлегматору пари сирого бензолу і водяні пари, що неконденсувалися надходять у конденсатор, де охолоджуються до температури 25-30°C і потім надходять в сепаратор, в якому сирий бензол відділяється від води і надходить в сховища сирого бензолу.

Збензолене поглинальне масло з температурою 135-145 °C з нижньої частини колони проходить через теплообмінники, в яких охолоджується до температури 90-100 °C і стікає в проміжний збірник, звідки насосами подається на повітряні холодильники АПО, де охолоджується за рахунок повітря, що нагнітається вентиляторами. Потім збензолене масло надходить у холодильник безпосереднього змішування «Рашига», а частина в трубчасті холодильники, в яких охолоджується водою до температури 40 °C і стікає в збірник масла «дебензіне», звідки знову подається на бензольні скрубери. Вода після холодильника «Рашига» надходить у водяний відстійник, де відбувається відстій частково віднесеного поглинального масла від води. Вода після відстійника надходить на градирню і далі після охолодження на холодильники. Відстояне масло повертається в цикл. Емульсія, що утворилася надходить у деемульгатор, де за рахунок підігріву до 75-85°C відбувається деемульгація (поділ) на масло та воду.

Частина масла «бензине» (близько 1% годинної кількості, що подається в бензольну колону) відводиться в регенератор з метою його регенерації. Регенерація масла ведеться при температурі 140-150 °C, при цьому від 10 до 40% масла, що подається в регенератор перетворюється на полімери з відновленням властивостей абсорбції поглинального масла по відношенню до бензольних вуглеводнів коксового газу. Полімери виводяться з регенератора при досягненні питомої ваги 1,120-1,150 г/см³ і передаються на ділянку приготування і відвантаження смоли.

4 ХАРАКТЕРИСТИКА ОСНОВНОГО УСТАТКУВАННЯ БЕНЗОЛЬНОГО ВІДДІЛЕННЯ

До основного устаткування бензольного відділення відносяться: холодильник Альфа Лаваль, бензольний скруббер, підігрівач, дистиляційна колона, дефлегматор.

4.1 Кінцевий газовий холодильник „Альфа Лаваль”

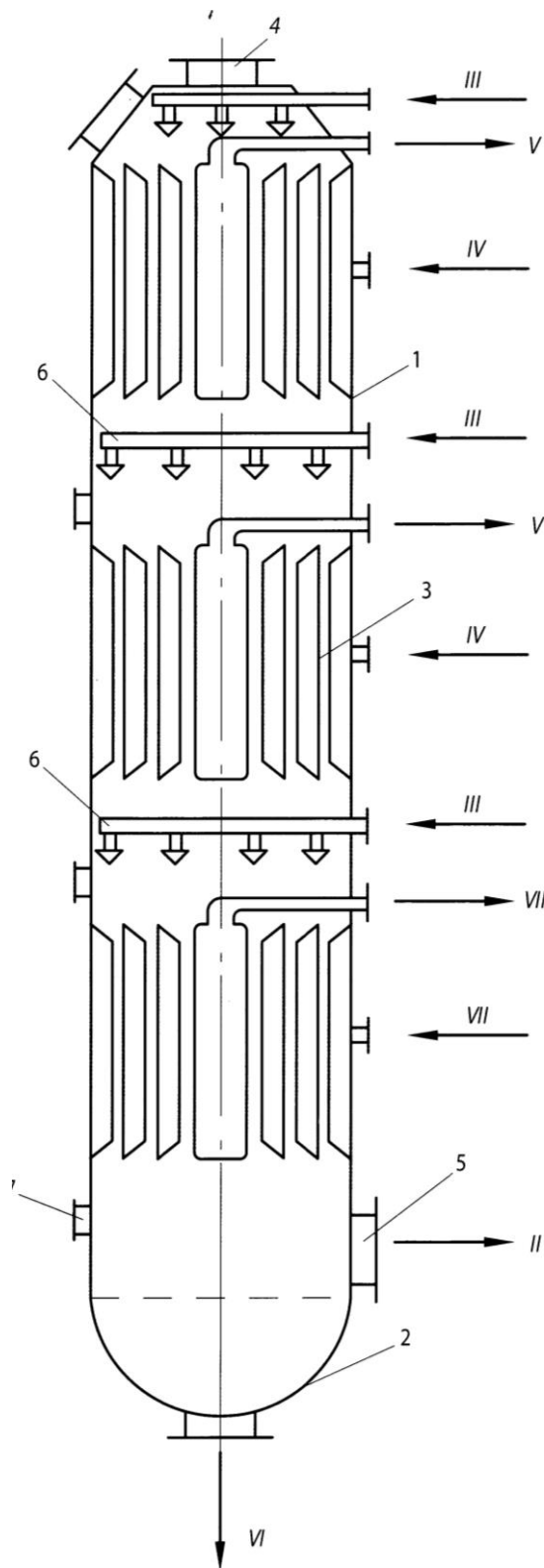
Кінцевий газовий холодильник (конструкція концерну „Альфа Лаваль”) представляє собою спіральну колону, що складається з трьох спіральних теплообмінників, вмонтованих в один корпус.

Спіральна колона має три ступені охолодження і працює послідовно за газом і паралельно за оборотною технічною водою. Оборотна технічна вода подається на верхню і середню ступені теплообміну, а технічна вода заохоложеного циклу – на нижню ступінь. На кожному ступені холодильника передбачена подача водосмоляної емульсії для промивання зовнішніх поверхонь спіралей від можливих відкладень нафталіну. Кінцевий газовий холодильник спірального типу представлено на рис. 4.1.

Високі швидкості потоків технічної води по спіралі, а отже, високі коефіцієнти теплопередачі в поєднанні з паралельним підключенням оборотної води і можливістю використання на нижній ступені холодильника оборотної технічної води заохоложеного циклу обумовлюють малі габарити апарату (і зниження капітальних витрат).

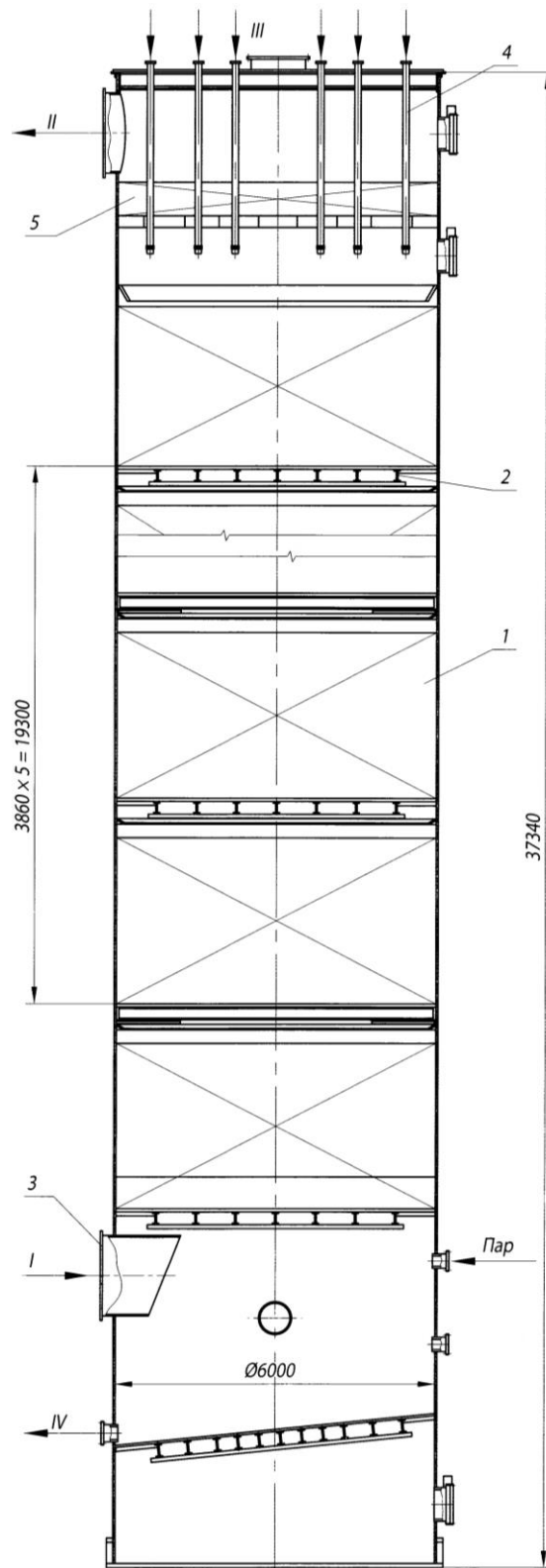
4.2 Бензольних скруббер

Скрубери для поглинання бензольних вуглеводнів поглинальним маслом (рис. 4.2) – це вертикальні циліндричні апарати діаметром 4-6 м і висотою 34-45 м.



1 – корпус холодильника, 2 – днище еліптичне, 3 – спіральні теплообмінники; 4 – патрубок входу газу; 5 – патрубок виходу газу; 6 – форсункові колектори для розподілу водосмоляної емульсії; 7 – люки. Технологічні потоки: I – газ на охолодження; II – газ на бензольні скрубери; III – вхід водосмоляної емульсії; IV – вода з градирні; V – вода на градирню; VI – вихід водосмоляної емульсії; VII – технічна вода захоложеного контуру

Рисунок 4.1 – Кінцевий газовий холодильник спірального типу



1 – дерев'яна хордова насадка або плоско паралельна; 2 – опорні балки; 3 – штуцер входу газу; 4 – форсуночний колектор; 5 – насадка, що осушає. Технологічні потоки: I – прямий коксовий газ; II – зворотний коксовий газ; III – обезбензолене поглинальне масло; IV – насичене поглинальне масло

Рисунок 4.2 – Бензольний скруббер

Апарат заповнений дерев'яної хордової або плоскопараллельною насадкою. Насадка покладена ярусами. Кожен ярус збирається з блоків, що складаються з пакетів. Яруси насадки покладені на опорні решітки. Опорна решітка складається зі смужок, нижні краї яких закінчуються зубцями, що сприяє рівномірному розподілу поглинального масла. Під опорними ґратами встановлені розподільні конуси, призначені для направлення на насадку, що знаходиться нижче рідини, що стікає по стінці корпусу і не бере участь в процесі масообміну.

У нижній частині апарата розташований штуцер входу газу. Подача поглинального масла здійснюється за допомогою 6- 8 форсунок для збільшення площі контакту фаз.

Для зменшення винесення поглинального масла з газом, що виходить встановлено горизонтальний жалюзійних відбійник. У нижній частині апарата встановлений регулятор рівня рідини. Апарат оснащений технологічними штуцерами і люками.

Жалюзійний відбійник відноситься до числа найбільш поширених краплеуловлюючих пристроїв. Він складається з жалюзійних пакетів і опорних конструкцій. Відносна площа вільного перетину відбійника дорівнює $0,927 \text{ м}^2/\text{м}^3$.

5 РОЗРАХУНОК ОСНОВНОГО УСТАТКУВАННЯ БЕНЗОЛЬНОГО ВІДДІЛЕННЯ

5.1 Розрахунок кінцевого газового холодильника (Альфа Лаваль)

Розрахунок кінцевого газового холодильника проводимо для охолодження коксового газу, який надходить з сульфатного відділення за безсатураторним методом.

5.1.1 Матеріальний розрахунок

У холодильник надходить коксовий газ з 2-го ступеню абсорберу з температурою $t_{r1} = 50^{\circ}\text{C}$ та тиском $P_{r1} = 858$ мм рт. ст. Кількість газу, що надходить, наведено у табл. 5.1.

Таблиця 5.1 – Кількість газу, що надходить у кінцевий газовий холодильник

| Компоненти | Кількість, кг/год | Кількість, м ³ /год |
|----------------------|-------------------|--------------------------------|
| Сухий коксовий газ | 55782,6 | 129034,9 |
| Бензольні вуглеводні | 3960 | 1069 |
| Сірководень | 1425,4 | 939 |
| Водяні пари | 9713 | 12087,3 |
| Разом | 70881 | 143130,2 |

Приймаємо температуру газу на виході з холодильника $t_{r2} = 30^{\circ}\text{C}$ та тиск $P_{r2} = 850$ мм рт. ст.

Об'єм водяної пари на виході з холодильника визначається з рівняння:

$$V'_{\text{H}_2\text{O}} = V_{\text{с.г.}} \cdot \frac{P}{P_{r2} - p},$$

де p – пружність водяних пар при 30°C , $p = 31,82$ мм рт. ст.

Тоді:

$$V'_{\text{H}_2\text{O}} = (143130,2 - 12087,3) \cdot \frac{31,82}{850 - 31,82} = 5096 \text{ м}^3/\text{год}$$

або за масою:

$$G'_{\text{H}_2\text{O}} = V'_{\text{H}_2\text{O}} \cdot \frac{M_{\text{H}_2\text{O}}}{V_{\text{M}}},$$

$$G'_{\text{H}_2\text{O}} = 5096 \cdot \frac{18}{22,4} = 4095 \text{ кг/год},$$

де $M_{\text{H}_2\text{O}}$ – молярна маса води, 18 кг/кмоль;

V_{M} – молярний об'єм водяних пар, 22,4 м³/кмоль.

Таким чином, конденсується води:

$$G^{\text{к}}_{\text{H}_2\text{O}} = G_{\text{H}_2\text{O}} - G'_{\text{H}_2\text{O}},$$

$$G^{\text{к}}_{\text{H}_2\text{O}} = 9713 - 4095 = 5618 \text{ кг/год}.$$

Кількість газу на виході з холодильнику наведено у табл. 5.2.

Таблиця 5.2 – Кількість газу на виході з холодильнику

| Компоненти | Кількість, кг/год | Кількість, м ³ /год |
|----------------------|-------------------|--------------------------------|
| Сухий коксовий газ | 55782,6 | 129034,9 |
| Бензольні вуглеводні | 3960 | 1069 |
| Сірководень | 1425,4 | 939 |
| Водяні пари | 4095 | 5096 |
| Разом | 65263 | 136138,9 |

5.1.2 Тепловий розрахунок

Прихід тепла

1. Тепло, що вноситься коксовим газом з абсорберу 2-го ступеню (відповідно до розрахунку абсорберу 2-го ступеню):

$$Q_1 = 33932634 \text{ кДж/год.}$$

2. Тепло, що вноситься водою, що охолоджує, з температурою $t_{в1} = 23 \text{ }^\circ\text{C}$:

$$Q_2 = C_{\text{в}} \cdot t_{\text{в1}} \cdot W,$$

$$Q_2 = 4,19 \cdot 23 \cdot W = 96,37 \cdot W,$$

де W – кількість води, що охолоджує, кг/год;

$C_{\text{в}}$ – теплоємність води, 4,19 кДж/(кг·град).

Загальний прихід тепла:

$$Q_{\text{прих}} = Q_1 + Q_2,$$

$$Q_{\text{прих}} = 33932634 + 96,37 \cdot W \text{ кДж/год.}$$

Витрата тепла

1. Тепло, що уноситься коксовим газом з кінцевого холодильника, при температурі виходу $t_{г2} = 30 \text{ }^\circ\text{C}$:

а) тепло, що уноситься сухим коксовим газом:

$$q_1 = G_{\text{г}} \cdot C_{\text{г}} \cdot t_{г2},$$

$$q_1 = 55782,6 \cdot 2,933 \cdot 30 = 4908311 \text{ кДж/год,}$$

де $C_{\text{г}}$ – теплоємність коксового газу; 2,933 кДж/(кг·град);

б) тепло, що уноситься водяними парами:

$$q_2 = G_{\text{в}} \cdot (2493 + C_{\text{в}} \cdot t_{г2}),$$

$$q_2 = 4095 \cdot (2493 + 1,817 \cdot 30) = 10432053 \text{ кДж/год.}$$

де $C_{\text{в}}$ – теплоємність водяної пари; 1,817 кДж/(кг·град);

2493 – ентальпія парів води при 0 °C, кДж/кг;

в) тепло, що уноситься бензольними вуглеводнями:

$$q_3 = G_{\text{БВ}} \cdot C_{\text{БВ}} \cdot t_{\text{Г2}},$$

$$q_3 = 3960 \cdot 1,066 \cdot 30 = 126641 \text{ кДж/год},$$

де $C_{\text{БВ}}$ – теплоємність бензольних вуглеводнів; 1,066 кДж/(кг·град);

г) тепло, що уноситься сірководнем:

$$q_4 = G_{\text{с}} \cdot C_{\text{с}} \cdot t_{\text{Г2}},$$

$$q_4 = 1425,4 \cdot 0,982 \cdot 30 = 41992 \text{ кДж/год},$$

де $C_{\text{с}}$ – теплоємність сірководню; 0,982 кДж/(кг·град).

Всього уноситься коксовим газом:

$$Q_3 = q_1 + q_2 + q_3 + q_4,$$

$$Q_3 = 4908311 + 10432053 + 126641 + 41992 = 15508997 \text{ кДж/год}.$$

2. Тепло, що уноситься водою, що охолоджує, та конденсатом з температурою $t_{\text{в2}} = 35$ °C:

$$Q_4 = (W + G_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{к}}) \cdot t_{\text{в2}} \cdot C_{\text{в}},$$

$$Q_4 = (W + 6674) \cdot 35 \cdot 4,19 = 146,65 \cdot W + 978742 \text{ кДж/год}.$$

Загальна витрата тепла:

$$Q_{\text{витр}} = Q_3 + Q_4,$$

$$Q_{\text{витр}} = 15508997 + 978742 + 146,65 \cdot W = 16487739 + 146,65 \cdot W \text{ кДж/год.}$$

Прирівнюємо прихід та витрату тепла та отримуємо витрату води:

$$Q_{\text{прих}} = Q_{\text{витр}},$$

$$33932634 + 96,37 \cdot W = 16487739 + 146,65 \cdot W,$$

$$W = \frac{33932634 - 16487739}{146,65 - 96,37} = 346955 \text{ кг/год або } 347 \text{ м}^3/\text{год.}$$

Середня температура потоків визначається як середньоарифметична температура на вході та виході холодильника:

$$t_{\text{сер.г.}} = \frac{t_{\text{г1}} + t_{\text{г2}}}{2},$$

$$t_{\text{сер.в.}} = \frac{t_{\text{в1}} + t_{\text{в2}}}{2},$$

$$t_{\text{сер.г.}} = \frac{50 + 30}{2} = 40 \text{ }^{\circ}\text{C},$$

$$t_{\text{сер.в.}} = \frac{23 + 35}{2} = 29 \text{ }^{\circ}\text{C}.$$

Теплове навантаження апарату:

$$Q = C \cdot V_{\text{г}} \cdot (t_{\text{г1}} - t_{\text{г2}}),$$

$$Q = 1,374 \cdot 143130,2 \cdot (50 - 30) = 3933218 \text{ кДж/год,}$$

де C – об'ємна питома теплоємність газу; $1,374 \text{ кДж}/(\text{м}^3 \cdot \text{град})$.

Внутрішню частину апарату займає труба для виходу води із спіралі з внутрішнім діаметром $d_{\text{вн}} = 0,3 \text{ м}$. Живий перетин апарату складає половину загального перетину за винятком площини, яку займає центральна труба, тобто:

$$S_{\text{ж}} = \frac{1}{2} \cdot (S_{\text{заг}} - S_{\text{вн}}).$$

Площина, яку займає центральна труба:

$$S_{\text{вн}} = \frac{\pi \cdot d_{\text{вн}}^2}{4},$$

$$S_{\text{вн}} = \frac{3,14 \cdot 0,3^2}{4} = 0,07 \text{ м}^2.$$

Живий перетин апарату визначимо з виразу:

$$S_{\text{ж}} = \frac{V_{\text{г}}}{v_{\text{г}} \cdot 3600},$$

де $v_{\text{г}}$ – швидкість газу.

Приймаємо швидкість газу у частині холодильника, де знаходиться спіраль,
 $v_{\text{г}} = 13 \text{ м/с}$. тоді:

$$S_{\text{ж}} = \frac{143130,2}{13 \cdot 3600} = 3,06 \text{ м}^2.$$

Загальний перетин:

$$S_{\text{заг}} = 2 \cdot S_{\text{ж}} + S_{\text{вн}},$$

$$S_{\text{заг}} = 2 \cdot 3,06 + 0,07 = 6,19 \text{ м}^2.$$

Тоді діаметр апарату становитиме:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot S_{\text{заг}}}{\pi}},$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 6,19}{3,14}} = 2,8 \text{ м.}$$

Кількість витків спіралі складе:

$$n = \frac{D - d_{\text{BH}}}{2 \cdot t},$$

де t – крок спіралі:

$$t = b + \delta,$$

де b, δ – відповідно ширина каналу спіралі та товщина стінки спіралі.

Приймаємо $b = 0,025$ м та $\delta = 0,003$ м, тоді:

$$t = 0,025 + 0,003 = 0,028 \text{ м.}$$

Отже, число витків спіралі:

$$n = \frac{2,8 - 0,3}{2 \cdot 0,028} = 45.$$

Довжину спіралі визначимо за формулою:

$$L = 2 \cdot \pi \cdot r_1 \cdot n + \pi \cdot t \cdot n \cdot (2 \cdot n - 1),$$

де r_1 – радіус першого внутрішнього витку:

$$r_1 = \frac{d_{\text{BH}}}{2} + \frac{t}{2},$$

$$r_1 = \frac{0,3}{2} + \frac{0,028}{2} = 0,164 \text{ м.}$$

Тоді довжина спіралі:

$$L = 2 \cdot 3,14 \cdot 0,164 \cdot 45 + 3,14 \cdot 0,028 \cdot 45 \cdot (2 \cdot 45 - 1) = 399 \text{ м.}$$

Еквівалентний діаметр газового каналу становитиме:

$$d_{\text{ег}} = \frac{4 \cdot S_{\text{ж}}}{\Pi},$$

де Π – змочений периметр:

$$\Pi = 2 \cdot L + \pi \cdot D,$$

$$\Pi = 2 \cdot 399 + 3,14 \cdot 2,8 = 806,8 \text{ м.}$$

Тоді еквівалентний діаметр становитиме:

$$d_{\text{ег}} = \frac{4 \cdot 3,06}{806,8} = 0,015 \text{ м.}$$

Критерій Рейнольда для газового потоку:

$$\text{Re}_{\text{г}} = \frac{v_{\text{г}} \cdot \rho_{\text{г}} \cdot d_{\text{ег}}}{\mu_{\text{г}}},$$

$$\text{Re}_{\text{г}} = \frac{13 \cdot 0,015 \cdot 0,45}{13,4 \cdot 10^{-6}} = 6549,$$

де $\rho_{\text{г}}$ – густина газу; $0,45 \text{ кг/м}^3$,

$\mu_{\text{г}}$ – коефіцієнт динамічної в'язкості газу; $13,4 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{с}$.

Критерій Прандтля для газового потоку:

$$\text{Pr}_{\text{г}} = \frac{C_{\text{г}} \cdot \mu_{\text{г}}}{\lambda_{\text{г}}},$$

$$Pr_{\Gamma} = \frac{2,93 \cdot 10^3 \cdot 13,4 \cdot 10^{-6}}{0,128} = 0,31,$$

де C_{Γ} – питома теплоємність газу; 2,93 кДж/(кг·град),

λ_{Γ} – коефіцієнт теплопровідності газу; 0,128 Вт/(м·град).

Критерій Нусельту для газового потоку знаходимо з рівняння:

$$Nu_{\Gamma} = 0,023 \cdot Re_{\Gamma}^{0,8} \cdot Pr_{\Gamma}^{0,43},$$

$$Nu_{\Gamma} = 0,023 \cdot 6549^{0,8} \cdot 0,31^{0,43} = 15,7.$$

Коефіцієнт тепловіддачі від газу до стінки:

$$\alpha_{\Gamma} = \frac{Nu_{\Gamma} \cdot \lambda_{\Gamma}}{d_{\text{ег}}},$$

$$\alpha_{\Gamma} = \frac{15,7 \cdot 0,128}{0,015} = 134 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{град)}.$$

Еквівалентний діаметр каналу для води становитиме:

$$d_{\text{ев}} = \frac{4 \cdot S_{\text{в}}}{\Pi_{\text{в}}} = \frac{4 \cdot h \cdot b}{2 \cdot (h + b)},$$

де h – висота спіралі.

Приймаємо $h = 6$ м. Тоді:

$$d_{\text{ев}} = \frac{2 \cdot 6 \cdot 0,025}{6 + 0,025} = 0,05 \text{ м}.$$

Швидкість води:

$$v_{\text{в}} = \frac{W}{h \cdot b},$$

$$v_B = \frac{347}{6 \cdot 0,025 \cdot 3600} = 0,64 \text{ м/с.}$$

Критерій Рейнольда для потоку води:

$$Re_B = \frac{v_B \cdot \rho_B \cdot d_{\text{св}}}{\mu_B},$$

$$Re_B = \frac{0,64 \cdot 997 \cdot 0,05}{874 \cdot 10^{-6}} = 36503,$$

μ_B – коефіцієнт динамічної в'язкості води, $874 \cdot 10^{-6}$ Па·с.

Критерій Прандтля для потоку води:

$$Pr_B = \frac{C_B \cdot \mu_B}{\lambda_B},$$

$$Pr_B = \frac{4,19 \cdot 10^3 \cdot 874 \cdot 10^{-6}}{0,61} = 6,$$

де C_B – питома теплоємність води; 4,19 кДж/(кг·град),

λ_B – коефіцієнт теплопровідності води; 0,61 Вт/(м·град).

Критерій Нусельту для потоку води визначимо з рівняння:

$$Nu_B = 0,023 \cdot Re_B^{0,8} \cdot Pr_B^{0,43},$$

$$Nu_B = 0,023 \cdot 36503^{0,8} \cdot 6^{0,43} = 265.$$

Коефіцієнт тепловіддачі від стінки до води:

$$\alpha_B = \frac{Nu_B \cdot \lambda_B}{d_{\text{св}}},$$

$$\alpha_B = \frac{265 \cdot 0,61}{0,05} = 3233 \text{ Вт/(м}^2\text{·град).}$$

Коефіцієнт теплопередачі від газу до води:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_r} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_b}},$$

$$K = \frac{1}{\frac{1}{134} + \frac{0,003}{46,5} + \frac{1}{3233}} = 128 \text{ Вт/(м}^2\cdot\text{град)},$$

де λ – коефіцієнт теплопровідності сталі; 46,5 Вт/(м·град).

З врахуванням забруднень поверхнею спіралі, з окрема, відкладень нафталіну, приймаємо фактичний коефіцієнт теплопередачі:

$$K_{\text{факт}} = 0,65 \cdot K,$$

$$K_{\text{факт}} = 0,65 \cdot 128 = 83 \text{ Вт/(м}^2\cdot\text{град)}.$$

Рушійна сила процесу теплопередачі (середня різниця температур):

$$\Delta t_{\text{сер}} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}},$$

де

$$\Delta t_1 = t_{r1} - t_{b2},$$

$$\Delta t_2 = t_{r2} - t_{b1},$$

$$\Delta t_1 = 50 - 35 = 15^\circ\text{C},$$

$$\Delta t_2 = 30 - 23 = 7^\circ\text{C}.$$

Тоді:

$$\Delta t_{\text{сер}} = \frac{15 - 7}{\ln \frac{15}{7}} = 10,5^\circ\text{C}.$$

Необхідна поверхня теплопередачі:

$$F = \frac{Q}{K_{\text{фак}} \cdot \Delta t_{\text{сер}}},$$

$$F = \frac{3933218}{83 \cdot 10,5} = 4513 \text{ м}^2.$$

Необхідна висота спіралі:

$$h = \frac{F}{2 \cdot L},$$

$$h = \frac{4513}{2 \cdot 399} = 6 \text{ м},$$

що співпадає з прийнятим раніше.

Висота одної секції спіралі:

$$h_1 = \frac{h}{3},$$

$$h_1 = \frac{6}{3} = 2 \text{ м}.$$

Приймаємо відстань між спіралями 1 м, відстань від нижньої спіралі до днища апарату 2 м, від верхньої спіралі до штуцера входу газу 1,5 м. Тоді загальна висота апарату складе:

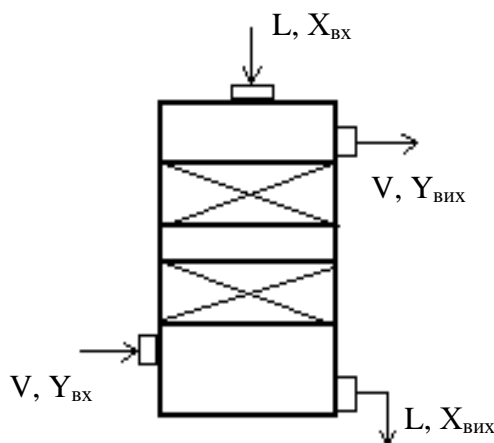
$$H = 3 \cdot 2 + 2 \cdot 1 + 2 + 1,5 = 11,5 \text{ м}.$$

6 РОЗРАХУНОК НАСАДОЧНОГО АБСОРБЕРА ДЛЯ УЛОВЛЮВАННЯ БЕНЗОЛЬНИХ ВУГЛЕВОДНІВ НА ЕОМ

6.1 Постановка задачі

У хімічній технології абсорбція широко застосовується для виділення з газових сумішей цінних компонентів (наприклад, для витягання з коксового газу аміаку, бензольних вуглеводнів, сірководню тощо), для очищення технологічних і горючих газів від шкідливих домішок, для санітарної очистки газів і тощо.

Насадочні абсорбери (рис. 6.1) – це циліндричні колони, заповнені (з метою збільшення поверхні контакту газу та рідкого поглиначя) насадкою. В якості насадки часто використовуються тонкостінні кільця, дерев'яні дошки, зібрані в



пакети, та ін.

Рисунок 6.1 – Схема насадочного абсорбера

Рідкий поглинач стікає по поверхні насадочного абсорбера тонкою плівкою. Отже, структура потоку його близька до моделі ідеального витіснення.

Газ надходить у колону знизу і рухається вгору по вільному перетину насадки протитечією по відношенню до рідини. Структура потоку газу по вузьких каналах також може бути прийнята як модель ідеального витіснення.

Необхідно провести розрахунок абсорбера для уловлювання бензольних вуглеводнів поглинальним кам'яновугільним маслом. Визначити необхідну висоту насадки.

6.2 Вивід математичного опису

Математичний опис процесу абсорбції в стаціонарних умовах може бути представлено системою рівнянь:

$$\begin{cases} W_1 \frac{dy}{dh} = -\frac{G}{V_1}; \\ W_2 \frac{dx}{dh} = \frac{G}{V_2}. \end{cases}$$

де W_1 – швидкість руху газу по вільному перетину насадки, м/с;

W_2 – швидкість стікання рідкого поглинача по насадці, м/с;

V_1 – вільний об'єм насадки, м³;

V_2 – сумарний об'єм рідини, що стікає (об'єм всіх плівок), м³;

G – кількість компонента, що поглинається, кг/с;

y – концентрація компонента в газовій фазі, г/м³;

x – концентрація компонента в рідкій фазі, г/л.

У зв'язку зі складністю визначення об'єму рідини, що стікає і швидкості її стікання проводимо ряд перетворень. Так, об'єм поглинача, що стікає по насадці, може бути представлений:

$$V_2 = S_{p,пл} \cdot H,$$

де $S_{p,пл}$ – площа перетину всіх плівок по насадці, м²;

H – робоча висота насадки, м.

Об'єм газу у вільному просторі робочої частини абсорбера:

$$V_1 = S_{віль} \cdot H,$$

де $S_{віль}$ – площа вільного перетину насадки, м².

Кількість компонента, що поглинається:

$$G=K_y \cdot F \cdot (y-y^*),$$

де K_y – коефіцієнт масообміну, $\text{кмоль}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$;

F – поверхня насадки, м^2 ($F=P \cdot H$);

y^* – рівноважна концентрація компонента на межі розділу фаз, $\text{г}/\text{м}^3$.

$$y^*=m \cdot x,$$

де m – константа фазової рівноваги.

Підставивши всі прийняті позначення в систему рівнянь, одержимо:

$$\begin{cases} W_1 \frac{dy}{dh} = - \frac{K_y \cdot P \cdot H \cdot (y - mx)}{S_{\text{св}} \cdot H}, \\ W_2 \frac{dx}{dh} = \frac{K_y \cdot P \cdot H \cdot (y - mx)}{S_{\text{ж.пл.}} \cdot H}. \end{cases}$$

Але, так як вектор швидкості спрямований назустріч потоку газу, то знак у швидкості буде від'ємний, тому після поділу рівнянь системи 1-го на W_1 , а 2-го на W_2 і, враховуючи, що добуток швидкості на перетин потоку дає нам об'ємну витрату (V_1 і V_2 відповідно), то система рівнянь буде мати вигляд:

$$\begin{cases} \frac{dy}{dh} = - \frac{K_y \cdot P}{V_1} \cdot (y - mx); \\ \frac{dx}{dh} = \frac{K_y \cdot P}{V_2} \cdot (y - mx). \end{cases}$$

При прийнятих умовах:

$y(h=0)=y_{\text{вх}}$ – концентрація компонента в газі на вході в абсорбер;

$x(h=0)=x_{\text{вих}}$ – концентрація компонента в насиченому поглиначі.

6.3 Умови однозначності

Для того, щоб математичний опис відповідав вимогам реального об'єкту, слід визначити значення багатьох змінних, у відповідності до конструкції

конкретного апарату і умов його роботи. З цією метою використовують умови однозначності (УО), що складаються з:

- Початкових умов (ПУ);
- Граничних умов (ГУ) чотирьох родів;
- Геометричних умов;
- Теплофізичних умов;
- Кінетичних умов.

Початкові умови характеризують значення технологічних параметрів в початковий момент часу (при $\tau=0$) в будь-якій точці об'єкту. При цьому значення технологічних параметрів залежать від способу пуску або зупинення об'єкту. Оскільки в нашому випадку процес стаціонарний, то вони недоречні.

Граничні умови першого роду характеризують значення технологічних параметрів на межах об'єкту в будь-який момент часу:

$$y_1(\tau, x=0) = 29,3 \text{ г/м}^3$$

$$x_2(\tau, x=0) = 16,2 \text{ г/л}$$

$$y_1(\tau, x=H) = 2,0 \text{ г/м}^3$$

$$x_2(\tau, x=H) = 1,3 \text{ г/л}$$

Граничні умови другого роду характеризують значення щільності потоків мас і енергії на границях об'єкту, в нашому випадку вони не мають сенсу.

Граничні умови третього роду (ГУ-III) визначають рівність густин потоків речовини на межах розділу двох різнорідних фаз.

Як відомо, на кордоні дотику фаз виникає псевдонерухомий шар речовини. Всередині цього шару речовина передається на молекулярному рівні (дифузією):

$$q_D = -D \frac{dC}{dx},$$

В рухомому шарі перенесення речовини відбувається на молярному рівні за законом Ньютона (щільність потоку пропорційна рушійну силу):

$$q_\beta = \beta \cdot (y - y^*).$$

При рівності потоків можна записати:

$$-D \frac{dC}{dx} = \beta \cdot (y - y^*),$$

де y^* – значення рівноважної концентрації у наведеній плівці, г/м³.

Граничні умови четвертого роду (ГУ-IV) характеризуються рівністю густин потоків речовини на межі розділу двох однакових фаз (газ-газ, рідина-рідина, тверде-тверде), переданих на молекулярному рівні. Форма запису ГУ-IV наступна:

$$-D_1 \cdot \frac{dC_1}{dx} = -D_2 \cdot \frac{dC_2}{dx}.$$

Геометричні умови задають розміри апарату і окремих його елементів: змочений периметр 806,8 м; висота ярусу 2, м.

Теплофізичні умови визначають властивості технологічних речовин: концентрація бензолу в газі на вході 29,3 г/м³; концентрація бензолу в кам'яновугільному маслі на вході 1,3 г/л.

Кінетичні умови: витрата газу 37,8 м³/с; витрата поглинача 61,0 л/с, коефіцієнт масообміну 0,0018 кмоль/(м²·с); константа фазової рівноваги 1.2.

6.4 Вибір методу реалізації

Метою розрахунку є отримання розподілу концентрацій компонента в газовій і рідкій фазах по висоті абсорбера. Для цього необхідно вирішити систему двох диференціальних рівнянь, використовуючи підпрограму Рунге-Кутта (RK-4) при відомих величинах коефіцієнта масообміну (K_u), константи фазової рівноваги (m), витрати газу (V , м³/с) і поглинача (L , л/с) і висоти насадки.

В результаті необхідно знайти кількість пакетів насадки, при якому залишковий вміст компонента в газі не перевищувало б заданого значення u_3 .

6.5 Ідентифікація змінних

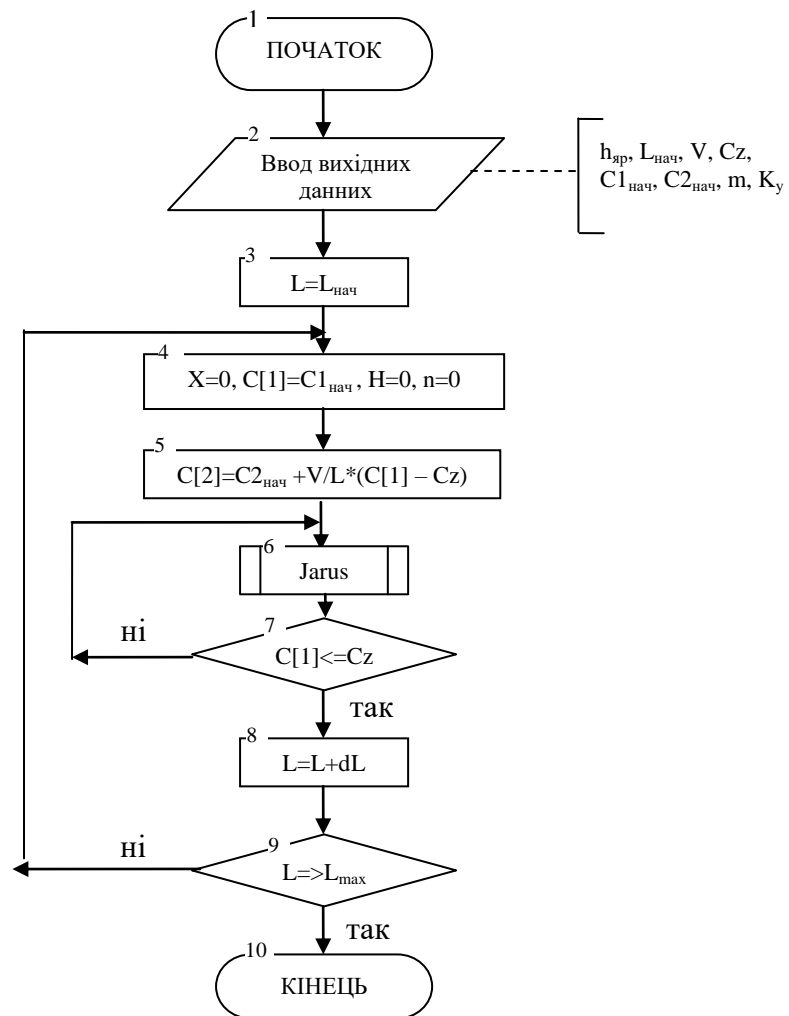
Ідентифікація змінних та констант для розрахунку абсорбера приведено в табл. 6.1

Таблиця 6.1 – Ідентифікація змінних

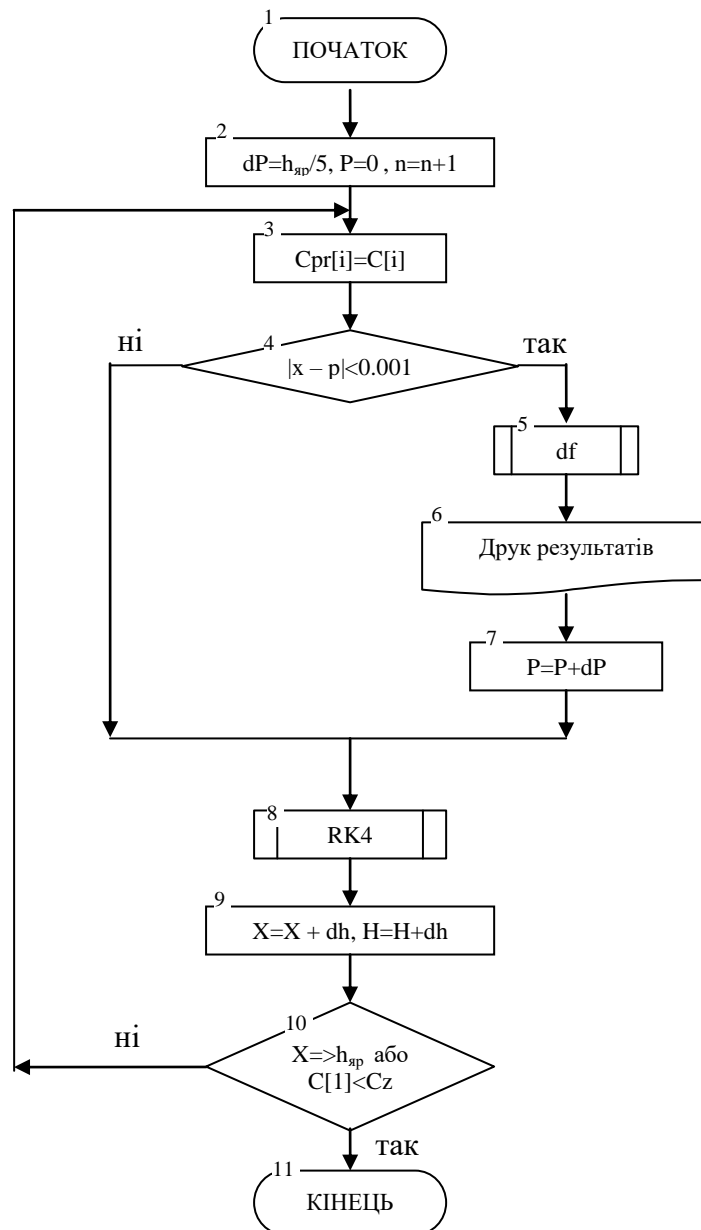
| Змінна в програмі | Змінна в алгоритмі | Значення змінної, її розмірність | Чисельне значення |
|-------------------|--------------------|---|-------------------|
| K_y | K_y | коефіцієнт масообміну, $\text{кмоль}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$ | 0,0018 |
| m | m | константа фазової рівноваги | 1,2 |
| L | L | витрата поглинача, л/с | Розраховується |
| L_n | L_n | початкова витрата поглинача, л/с | 61 |
| L_{\max} | L_{\max} | максимальна витрата поглинача, л/с | 71 |
| dL | dL | зміна витрати поглинника, л/с | 5 |
| V | V | витрата газу, $\text{м}^3/\text{с}$ | 37,8 |
| $C[1]$ | y | концентрація компонента в газі, $\text{г}/\text{м}^3$ | Розраховується |
| $C[2]$ | x | концентрація компонента в поглиначі, г/л | Розраховується |
| C_z | $C_{\text{зад}}$ | концентрація компонента в газі на виході з абсорбера, $\text{г}/\text{м}^3$ | 2,0 |
| h_y | $h_{\text{яр}}$ | висота яруса, м | 2 |
| p | Π | змочений периметр, м | 806,8 |
| n | n | кількість потоків | 2 |
| i | i | змінна циклу | Розраховується |

6.6 Блок-схеми

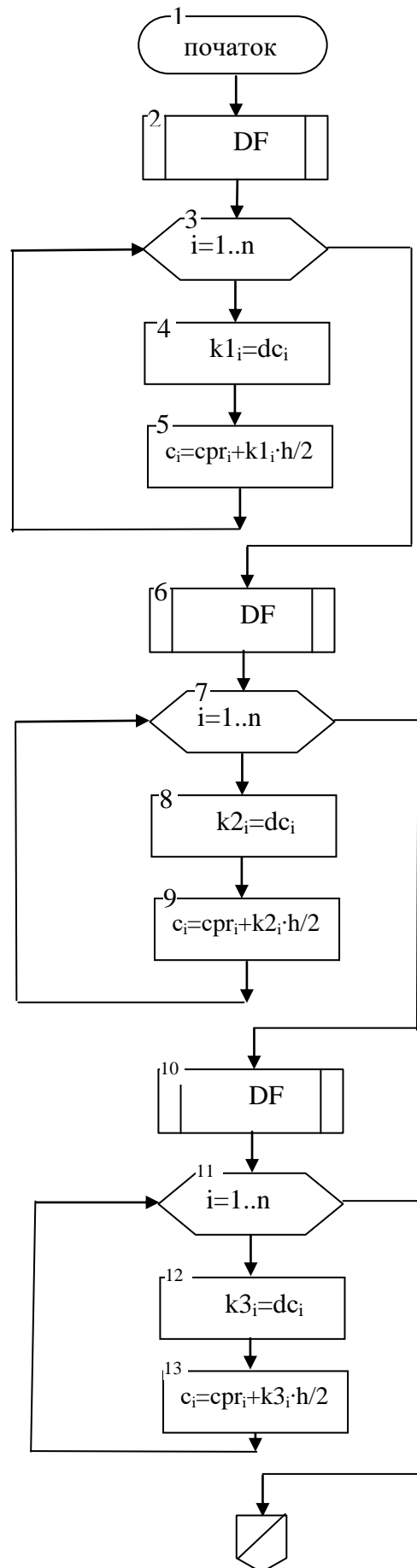
Блок-схема основної програми

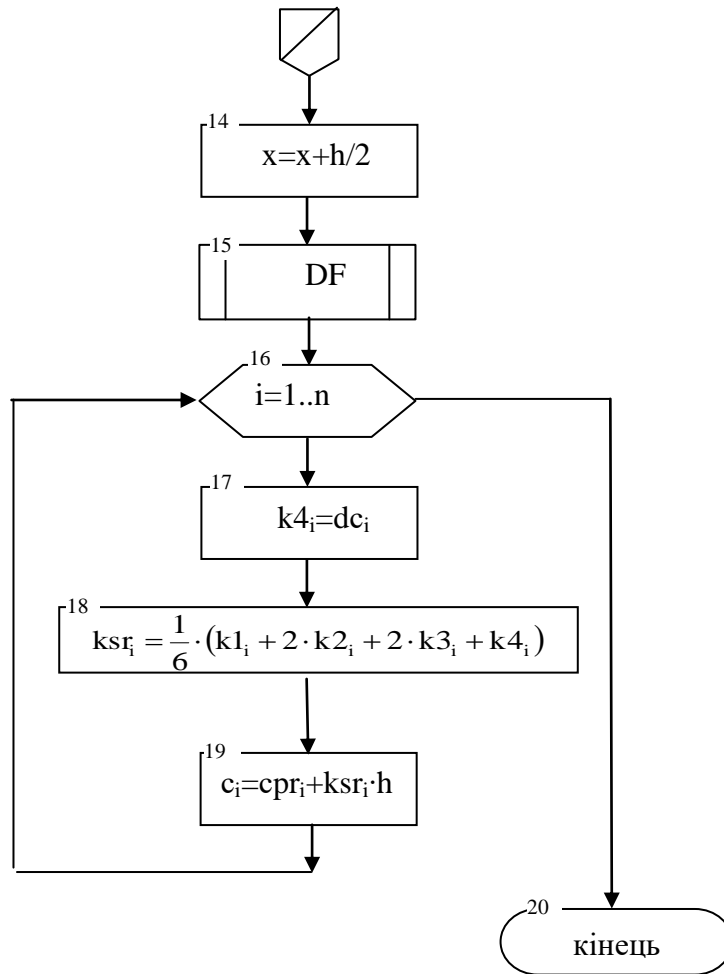


Блок-схема процедури JARUS

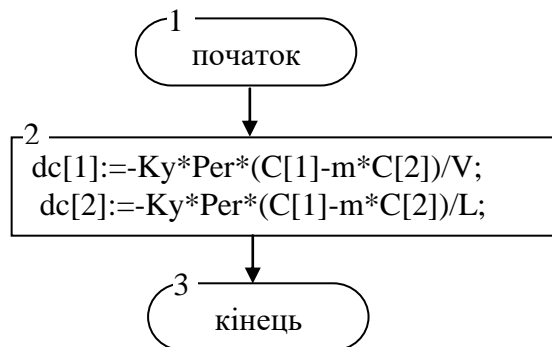


Блок-схема підпрограми RK-4





Блок-схема підпрограми DF



6.7 Програма розрахунку абсорбера для уловлювання бензольних вуглеводнів

```
program absorber;
type vect=array[1..10] of real;
var Ky,Per,m,V,L,Ln,h,x,P,dP,Hjar,Ct,Hab,Cz,dL,Lmax,C1,C2:real;
    dc,C,r1,r2,r3,r4,rsr,cpr:vect;
    i,n:integer;
    f1,f2:text;
procedure DF;
begin
    dc[1]:=-Ky*Per*(C[1]-m*C[2])/V;
    dc[2]:=-Ky*Per*(C[1]-m*C[2])/L;
end;
procedure RK4;
begin
    DF;
    for i:=1 to n do begin
        r1[i]:=dc[i];
        c[i]:=cpr[i]+r1[i]*h;
    end;
    x:=x+h/2;
    DF;
    for i:=1 to n do begin
        r2[i]:=dc[i];
        c[i]:=cpr[i]+r2[i]*h/2;
    end;
    DF;
    for i:=1 to n do begin
        r3[i]:=dc[i];
        c[i]:=cpr[i]+r3[i]*h;
    end;
    x:=x+h/2;
    DF;
    for i:=1 to n do begin
        r4[i]:=dc[i];
        rsr[i]:=1/6*(r1[i]+2*r2[i]+2*r3[i]+r4[i]);
        c[i]:=cpr[i]+rsr[i]*h;
    end;
end;
```

```

procedure jarus;
begin
  x:=0;
  dP:=5;
  P:=0;
  Ct:=C[1];
  repeat
    for i:=1 to 2 do Cpr[i]:=C[i];
    if abs(x-p)<0.001 then
      begin
        DF;
        writeln(f2,Hab:5:1,C[1]:9:2,C[2]:9:2,dC[1]:9:3,dC[2]:9:3);
        P:=P+dP;
      end;
    RK4;
    Hab:=Hab+h;
  until (x>=Hjar) or (C[1]<Cz);
end;
BEGIN
  assign(f1,'ab.dat');
  assign(f2,'ab.res');
  reset(f1);
  rewrite(f2);
  readln(f1,V,Ln,dL,Lmax,Ky,m,Per,C1,C2,Cz,Hjar);
  close(f1);
  L:=Ln;
  h:=0.001;
  n:=2;
  repeat
    writeln(f2,' V=',V:4:2,' L=',L:4:2);
    writeln(f2,' Hab    C1    C2    dC[1] dC[2]');
    X:=0;
    C[1]:=C1;
    C[2]:=C2+V/L*(C[1]-Cz);
    Hab:=0;
    repeat
      jarus;
    until C[1]<=Cz;
    DF;
    writeln(f2,Hab:5:1,C[1]:9:2,C[2]:9:2,dC[1]:9:3,dC[2]:9:3);
  repeat

```

```

L:=L+dL;
until L>Lmax;
close(f2)
end.

```

6.8 Вихідні данні

37.8 61.0 5 71 0.005 1.2 806.8 29.3 1.3 2.0 2 | V,Ln,dL,Lmax,Ky,m,Per,C1,C2,Cz,Hjar

6.9 Результати розрахунку

V=37.80 L=61.00

| Hab | C1 | C2 | dC[1] | dC[2] |
|------|-------|-------|--------|--------|
| 0.0 | 29.30 | 18.22 | -0.794 | -0.492 |
| 2.0 | 27.75 | 17.26 | -0.752 | -0.466 |
| 4.0 | 26.29 | 16.35 | -0.712 | -0.441 |
| 6.0 | 24.90 | 15.49 | -0.674 | -0.417 |
| 8.0 | 23.59 | 14.68 | -0.638 | -0.395 |
| 10.0 | 22.35 | 13.91 | -0.604 | -0.374 |
| 12.0 | 21.18 | 13.18 | -0.572 | -0.354 |
| 14.0 | 20.06 | 12.49 | -0.541 | -0.335 |
| 16.0 | 19.01 | 11.84 | -0.512 | -0.317 |
| 18.0 | 18.01 | 11.22 | -0.485 | -0.301 |
| 20.0 | 17.07 | 10.64 | -0.459 | -0.285 |
| 22.0 | 16.17 | 10.08 | -0.435 | -0.269 |
| 24.0 | 15.33 | 9.56 | -0.412 | -0.255 |
| 26.0 | 14.52 | 9.06 | -0.390 | -0.241 |
| 28.0 | 13.77 | 8.59 | -0.369 | -0.229 |
| 30.0 | 13.05 | 8.15 | -0.349 | -0.216 |
| 32.0 | 12.37 | 7.72 | -0.331 | -0.205 |
| 34.0 | 11.72 | 7.33 | -0.313 | -0.194 |
| 36.0 | 11.11 | 6.95 | -0.296 | -0.184 |
| 38.0 | 10.54 | 6.59 | -0.281 | -0.174 |
| 40.0 | 9.99 | 6.25 | -0.266 | -0.165 |
| 42.0 | 9.47 | 5.93 | -0.251 | -0.156 |
| 44.0 | 8.98 | 5.63 | -0.238 | -0.148 |
| 46.0 | 8.52 | 5.34 | -0.225 | -0.140 |
| 48.0 | 8.08 | 5.07 | -0.213 | -0.132 |

| | | | | |
|-------|------|------|--------|--------|
| 50.0 | 7.67 | 4.81 | -0.202 | -0.125 |
| 52.0 | 7.27 | 4.57 | -0.191 | -0.118 |
| 54.0 | 6.90 | 4.34 | -0.181 | -0.112 |
| 56.0 | 6.55 | 4.12 | -0.171 | -0.106 |
| 58.0 | 6.21 | 3.91 | -0.162 | -0.101 |
| 60.0 | 5.90 | 3.72 | -0.154 | -0.095 |
| 62.0 | 5.60 | 3.53 | -0.145 | -0.090 |
| 64.0 | 5.32 | 3.35 | -0.138 | -0.085 |
| 66.0 | 5.05 | 3.19 | -0.130 | -0.081 |
| 68.0 | 4.79 | 3.03 | -0.123 | -0.076 |
| 70.0 | 4.55 | 2.88 | -0.117 | -0.072 |
| 72.0 | 4.33 | 2.74 | -0.111 | -0.069 |
| 74.0 | 4.11 | 2.61 | -0.105 | -0.065 |
| 76.0 | 3.91 | 2.48 | -0.099 | -0.061 |
| 78.0 | 3.71 | 2.36 | -0.094 | -0.058 |
| 80.0 | 3.53 | 2.25 | -0.089 | -0.055 |
| 82.0 | 3.36 | 2.14 | -0.084 | -0.052 |
| 84.0 | 3.19 | 2.04 | -0.080 | -0.049 |
| 86.0 | 3.04 | 1.94 | -0.075 | -0.047 |
| 88.0 | 2.89 | 1.85 | -0.071 | -0.044 |
| 90.0 | 2.75 | 1.77 | -0.068 | -0.042 |
| 92.0 | 2.62 | 1.69 | -0.064 | -0.040 |
| 94.0 | 2.50 | 1.61 | -0.061 | -0.038 |
| 96.0 | 2.38 | 1.54 | -0.057 | -0.036 |
| 98.0 | 2.27 | 1.47 | -0.054 | -0.034 |
| 100.1 | 2.16 | 1.40 | -0.051 | -0.032 |
| 102.1 | 2.06 | 1.34 | -0.049 | -0.030 |
| 103.3 | 2.00 | 1.30 | -0.047 | -0.029 |

V=37.80 L=66.00

| Hab | C1 | C2 | dC[1] | dC[2] |
|------|-------|-------|--------|--------|
| 0.0 | 29.30 | 16.94 | -0.958 | -0.549 |
| 2.0 | 27.45 | 15.87 | -0.896 | -0.513 |
| 4.0 | 25.71 | 14.88 | -0.838 | -0.480 |
| 6.0 | 24.09 | 13.95 | -0.784 | -0.449 |
| 8.0 | 22.57 | 13.08 | -0.733 | -0.420 |
| 10.0 | 21.15 | 12.27 | -0.686 | -0.393 |
| 12.0 | 19.82 | 11.51 | -0.642 | -0.368 |
| 14.0 | 18.58 | 10.80 | -0.600 | -0.344 |
| 16.0 | 17.42 | 10.13 | -0.562 | -0.322 |
| 18.0 | 16.33 | 9.51 | -0.525 | -0.301 |

| | | | | |
|-----------------|-------|-------|--------|--------|
| 20.0 | 15.31 | 8.93 | -0.491 | -0.281 |
| 22.0 | 14.36 | 8.38 | -0.460 | -0.263 |
| 24.0 | 13.47 | 7.87 | -0.430 | -0.246 |
| 26.0 | 12.64 | 7.39 | -0.402 | -0.230 |
| 28.0 | 11.86 | 6.95 | -0.376 | -0.215 |
| 30.0 | 11.14 | 6.53 | -0.352 | -0.202 |
| 32.0 | 10.45 | 6.14 | -0.329 | -0.188 |
| 34.0 | 9.82 | 5.78 | -0.308 | -0.176 |
| 36.0 | 9.22 | 5.44 | -0.288 | -0.165 |
| 38.0 | 8.66 | 5.12 | -0.269 | -0.154 |
| 40.0 | 8.14 | 4.82 | -0.252 | -0.144 |
| 42.0 | 7.66 | 4.54 | -0.236 | -0.135 |
| 44.0 | 7.20 | 4.28 | -0.220 | -0.126 |
| 46.0 | 6.77 | 4.03 | -0.206 | -0.118 |
| 48.0 | 6.37 | 3.80 | -0.193 | -0.110 |
| 50.0 | 6.00 | 3.59 | -0.180 | -0.103 |
| 52.0 | 5.65 | 3.39 | -0.169 | -0.097 |
| 54.0 | 5.32 | 3.20 | -0.158 | -0.090 |
| 56.0 | 5.02 | 3.03 | -0.148 | -0.085 |
| 58.0 | 4.73 | 2.86 | -0.138 | -0.079 |
| 60.0 | 4.46 | 2.71 | -0.129 | -0.074 |
| 62.0 | 4.21 | 2.57 | -0.121 | -0.069 |
| 64.0 | 3.98 | 2.43 | -0.113 | -0.065 |
| 66.0 | 3.76 | 2.31 | -0.106 | -0.061 |
| 68.0 | 3.56 | 2.19 | -0.099 | -0.057 |
| 70.0 | 3.37 | 2.08 | -0.093 | -0.053 |
| 72.0 | 3.19 | 1.98 | -0.087 | -0.050 |
| 74.0 | 3.02 | 1.88 | -0.081 | -0.046 |
| 76.0 | 2.86 | 1.79 | -0.076 | -0.043 |
| 78.0 | 2.72 | 1.71 | -0.071 | -0.041 |
| 80.0 | 2.58 | 1.63 | -0.066 | -0.038 |
| 82.0 | 2.45 | 1.56 | -0.062 | -0.036 |
| 84.0 | 2.33 | 1.49 | -0.058 | -0.033 |
| 86.0 | 2.22 | 1.42 | -0.054 | -0.031 |
| 88.0 | 2.11 | 1.36 | -0.051 | -0.029 |
| 90.0 | 2.01 | 1.31 | -0.047 | -0.027 |
| 90.4 | 2.00 | 1.30 | -0.047 | -0.027 |
| V=37.80 L=71.00 | | | | |
| Hab | C1 | C2 | dC[1] | dC[2] |
| 0.0 | 29.30 | 15.83 | -1.099 | -0.585 |

| | | | | |
|------|-------|-------|--------|--------|
| 2.0 | 27.18 | 14.71 | -1.018 | -0.542 |
| 4.0 | 25.22 | 13.66 | -0.942 | -0.502 |
| 6.0 | 23.41 | 12.70 | -0.872 | -0.464 |
| 8.0 | 21.73 | 11.80 | -0.807 | -0.430 |
| 10.0 | 20.18 | 10.98 | -0.747 | -0.398 |
| 12.0 | 18.74 | 10.21 | -0.692 | -0.368 |
| 14.0 | 17.40 | 9.50 | -0.641 | -0.341 |
| 16.0 | 16.17 | 8.84 | -0.593 | -0.316 |
| 18.0 | 15.03 | 8.24 | -0.549 | -0.292 |
| 20.0 | 13.97 | 7.67 | -0.508 | -0.271 |
| 22.0 | 12.99 | 7.15 | -0.471 | -0.251 |
| 24.0 | 12.09 | 6.67 | -0.436 | -0.232 |
| 26.0 | 11.25 | 6.22 | -0.403 | -0.215 |
| 28.0 | 10.47 | 5.81 | -0.373 | -0.199 |
| 30.0 | 9.75 | 5.43 | -0.346 | -0.184 |
| 32.0 | 9.09 | 5.07 | -0.320 | -0.170 |
| 34.0 | 8.47 | 4.74 | -0.296 | -0.158 |
| 36.0 | 7.90 | 4.44 | -0.274 | -0.146 |
| 38.0 | 7.37 | 4.16 | -0.254 | -0.135 |
| 40.0 | 6.88 | 3.90 | -0.235 | -0.125 |
| 42.0 | 6.43 | 3.66 | -0.218 | -0.116 |
| 44.0 | 6.01 | 3.43 | -0.201 | -0.107 |
| 46.0 | 5.62 | 3.23 | -0.187 | -0.099 |
| 48.0 | 5.26 | 3.04 | -0.173 | -0.092 |
| 50.0 | 4.93 | 2.86 | -0.160 | -0.085 |
| 52.0 | 4.62 | 2.70 | -0.148 | -0.079 |
| 54.0 | 4.34 | 2.54 | -0.137 | -0.073 |
| 56.0 | 4.07 | 2.40 | -0.127 | -0.068 |
| 58.0 | 3.83 | 2.27 | -0.117 | -0.063 |
| 60.0 | 3.60 | 2.15 | -0.109 | -0.058 |
| 62.0 | 3.39 | 2.04 | -0.101 | -0.054 |
| 64.0 | 3.20 | 1.94 | -0.093 | -0.050 |
| 66.0 | 3.02 | 1.84 | -0.086 | -0.046 |
| 68.0 | 2.85 | 1.75 | -0.080 | -0.043 |
| 70.0 | 2.70 | 1.67 | -0.074 | -0.039 |
| 72.0 | 2.56 | 1.60 | -0.068 | -0.036 |
| 74.0 | 2.43 | 1.53 | -0.063 | -0.034 |
| 76.0 | 2.30 | 1.46 | -0.059 | -0.031 |
| 78.0 | 2.19 | 1.40 | -0.054 | -0.029 |
| 80.0 | 2.09 | 1.35 | -0.050 | -0.027 |

81.8 2.00 1.30 -0.047 -0.025

6.10 Аналіз результатів

У програмі виконаний розрахунок абсорбера для уловлювання бензольних вуглеводнів кам'яновугільним маслом при витраті газу – 37,8 м³/с і витраті поглинального розчину – 61,0 л/с; 66,0 л/с; 71,0 л/с. При такій витраті поглинального розчину необхідна загальна довжина насадки – від 103 до 82 м. При збільшенні кількості поглинального розчину вона зменшується. Для організації процесу в абсорбері необхідно 3 апарати

6.11 Інструкція з використання програми

Розрахунок абсорбера для поглинання із коксового газу бензольних вуглеводнів виконано на мові Turbo Pascal 7.0, що має інтегровану середу програмування, яка містить у собі екранний редактор, компілятор, компонування, а також довідкову систему. Ця сукупність програм, об'єднаних до загальної системи дозволяє писати, і редагувати програми, компілювати їх і запускати на виконання.

Керування обчислювальним процесом в інтегрованій середі здійснюється за допомогою клавіатури або мишки в системі меню.

Для входу до інтегрованої середі слід викликати на виконання файл TURBO.EXE. Після завантаження цього файлу на екрані дисплея з'являється основний екран інтегрованої середі, де набирається текст програми за допомогою клавіатури, компілюється (Alt+F9) і відправляється на виконання (Ctrl+F9).

Вихідні дані для розрахунку містить файл з розширенням dat. Результати розрахунку записуються в файл з розширенням res.

ВИСНОВКИ

Кваліфікаційна робота присвячена проекту відділення кінцевого охолодження коксового газу в умовах цеху уловлювання №1 ПрАТ «АКХЗ».

В загальній частині проекту розглянуті фізико – хімічні основи кінцевого охолодження коксового газу, наведена характеристика продукції відділення, технологію кінцевого охолодження і характеристику основного устаткування.

В розрахунковій частині наведені розрахунки основного технологічного обладнання: кінцевого газового холодильника (фірми Альфа Лаваль), бензольного скрубера з металевою плоскопаралельною насадкою. Розрахунок скрубера виконано за допомогою ЕОМ.

ПЕРЕЛІК ПОСИЛАНЬ

1. Гребенюк А.Ф., Коробчанский В.И., Власов Г.А., Кауфман С.И. Улавливание химических продуктов коксования. – Ч.2. – Донецк: Восточный издательский дом, 2002. – 228 с.
2. Коляндра Л.Я. Улавливание и переработка химических продуктов коксования. – М.: Metallurgizdat, 1962. – 468 с.
3. Справочник коксохимика / Под ред. А.К. Шелкова. – Т.3. – М.: Metallurgiya, 1966. – 392 с.
4. Литвиненко М.С. Химические продукты коксования. – Киев: Техника, 1974. – 220 с.
5. Оборудование цехов улавливания и переработки продуктов коксования / Башлай З.И., Волков Е.Л., Горелик Я.Л. и др. – М.: Metallurgiya, 1992. – 256 с.
6. Коробчанский И.Е., Кузнецов М.Д. Расчеты аппаратуры для улавливания химических продуктов коксования. – М.: Metallurgiya, 1972. – 296 с.
7. Основные процессы и аппараты химической технологии / Под ред. Ю.И. Дытнерского. – М.: Химия, 1991. – 494 с.
8. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. – Л.: Химия, 1987. – 576 с.
9. Чистяков В.С. Краткий справочник по теплотехническим измерениям. – М.: Энергоатомиздат, 1990. – 320 с.
10. Ткачук К.Н., Иванчук Д.Ф., Сабарно Р.В. Справочник по охране труда на промышленном предприятии. – К.: Техника, 1991. – 285 с.
11. Лейбович Р.Е., Яковлева Е.И., Филатов А.Б. Технология коксохимического производства. – М.: Metallurgiya, 1982. – 360 с.