МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ
ДЕРЖАВНИЙ ВИЩИЙ НАВЧАЛЬНИЙ ЗАКЛАД
«УКРАЇНСЬКИЙ ДЕРЖАВНИЙ ХІМІКО-ТЕХНОЛОГІЧНИЙ
УНІВЕРСИТЕТ»

МЕТОДИЧНІ ВКАЗІВКИ

ДО ВИКОНАННЯ КУРСОВОГО ПРОЕКТУ «РОЗРАХУНОК АДСОРБЦІЙНОЇ УСТАНОВКИ ПЕРІОДИЧНОЇ ДІЇ. СПРОЕКТУВАТИ АДСОРБЕР З НЕРУХОМИМ ШАРОМ АДСОРБЕНТУ» З КУРСУ «ОСНОВНІ ПРОЦЕСИ ТА АПАРАТИ ХІМІЧНОЇ ТЕХНОЛОГІЇ» ДЛЯ СТУДЕНТІВ IV–V КУРСІВ УСІХ СПЕЦІАЛЬНОСТЕЙ І ФОРМ НАВЧАННЯ

Затверджено на засіданні кафедри
процесів та апаратів хімічної
технології
Протокол № 11 від 25.05.12

Дніпропетровськ ДВНЗ УДХТУ 2013

Методичні вказівки до виконання курсового проекту на тему “Розрахунок адсорбційної установки періодичної дії. Спроектувати адсорбер з нерухомим шаром адсорбенту” з курсу “Основні процеси та апарати хімічної технології” для студентів IV–V курсів усіх спеціальностей і форм навчання / Укл.: П.В. Рябік, Т.В. Гриднєва, А.О. Біла. – Дніпропетровськ: ДВНЗ УДХТУ, 2013. – 32 с.

Укладачі: П.В. Рябік, канд. техн. наук
Т.В. Гриднєва
А.О. Біла

Відповідальний за випуск П.Г. Сорока, д-р хім. наук

Навчальне видання

Методичні вказівки до виконання курсового проекту на тему “Розрахунок адсорбційної установки періодичної дії. Спроектувати адсорбер з нерухомим шаром адсорбенту” з курсу “Основні процеси та апарати хімічної технології” для студентів IV–V курсів усіх спеціальностей і форм навчання

Укладачі: РЯБІК Павло Васильович
ГРИДНЄВА Тетяна Василівна
БІЛА Анна Олександрівна

Редактор Л.М. Тонкошкур
Коректор В.П. Синицька

Підписано до друку 20.08.13. Формат 60×84 1/16. Папір ксерокс. Друк різограф. Умов. друк. арк.1,45. Обл.-вид. арк. 1,55. Тираж 50 прим. Зам. № 416. Свідоцтво ДК № 303 від 27.12.2000.

ДВНЗ УДХТУ, 49005, м. Дніпропетровськ, 5, просп. Гагаріна, 8

Видавничо-поліграфічний комплекс ІнКомЦентру

Основні поняття та визначення

Методичні вказівки призначені для студентів усіх спеціальностей і форм навчання, що вивчають курс “Процеси та апарати хімічної технології.”

У роботі наведені рекомендації та приклад розрахунку адсорбційної колони з нерухомим шаром поглинача до виконання курсового проекту за розділом “Адсорбція.”

Методичні вказівки розроблені з метою допомоги студенту в роботі над спеціальною літературою, стандартами, нормативами, оволодінням методиками технологічних, конструкційних та інших розрахунків адсорбційних колон і допоміжного обладнання, їх графічного зображення, які передбачені при виконанні курсового проекту за розділом “Адсорбція.”

Курсовий проект – комплект конструкторських документів, до якого входять текстова частина та графічні документи.

Об’єм курсового проекту – пояснювальна записка та один або два листи креслень формату А1 – технологічна схема установки та загальний вид апарата, які виконуються згідно з вимогами оформлення конструкторської документації. Вимоги до оформлення пояснювальної записки та графічного матеріалу наведені в методичних вказівках.[1].

Пояснювальна записка повинна включати в себе такі розділи:

1. Вступ.
2. Загальна частина.
3. Технологічний розрахунок установки.
4. Конструктивний розрахунок апарата, який вказаний в завданні для проектування.
5. Гідравлічний розрахунок.
6. Розрахунок на міцність.

В кінці пояснювальної записки наводиться список використаної літератури.

Зміст розділів пояснювальної записки.

У розділі “Вступ” проводиться повна характеристика компонентів парогазової суміші а саме:

1.1. Фізико–хімічні властивості – хімічна формула, мольна маса, температури кипіння та розкладу, розчинність один в одному, густина, теплоємність, а також дію на організм і корозійні властивості.

1.2. Основні методи отримання компонентів газової суміші та їх застосування в хімічній технології.

В “Загальній частині” розглядаються такі питання:

2.1. Теоретичні основи процесу адсорбції.

2.2. Вибір та обґрунтування прийнятої до проектування технологічної схеми установки на основі аналізу існуючих та опис її роботи.

2.3. Вибір конструкції вказаного в завданні апарата на основі порівняння з аналогічними типами, устрій та принцип його роботи.

2.4. Вибір матеріалу корпусу та вузлів апарата.

2.5. Робочі умови процесу (тиск, температура).

В розділі “Технологічний розрахунок установки” виконуються основні технологічні розрахунки згідно з існуючими рекомендаціями [3, 4], а саме:

3.1. Матеріальний баланс і тепловий баланс процесу адсорбції, з якого визначають; основні матеріальні та теплові потоки для стадії адсорбції.

3.2. Розрахунок стадії десорбції.

3.3. Розрахунок стадії десорбції.

3.4. Розрахунок стадії сушки.

3.5. Розрахунок стадії охолодження.

В розділі “Конструктивний розрахунок” визначають:

Основні розміри проектованого апарата. Вибір стандартних деталей та вузлів апарата (фланців, дна, кришки, люків, тарілок, опорних решіток, опори апарата) за ГОСТами [5,6].

В розділі “Гідравлічний розрахунок” розраховується гідравлічний опір адсорбера або іншого проектованого апарата, що необхідно для визначення енергетичних витрат на транспортування технологічних потоків через апарат.

В розділі “Механічний розрахунок” виконується розрахунки на міцність вибраних вузлів і деталей з метою відповідності вказаних в Держстандарті товщини корпусу, днища, кришки та інших розмірів робочим умовам апарата (температурі, тиску, гідравлічним випробуванням) [5,6].

Креслення принципової технологічної схеми наводиться з зображенням усіх машин і апаратів, необхідних для проведення процесу без дотримання масштабу, але без порушення співвідношення їх габаритних розмірів.

Апарати з’єднуються технологічними (матеріальними і енергетичними) потоками, які зображуються лініями основного контуру. Загальні оформлення технологічної схеми наведені в методичних вказівках з оформлення курсових проектів [1].

Магістральні трубопроводи доцільно розміщувати нижче або вище основного обладнання, до якого підходить розводки трубопроводів.

На основних технологічних трубопроводах необхідно навести технічні характеристики середовища в трубопроводі: витрату, концентрацію, тиск, температуру. Ці дані вносять в накресленні тонкою лінією прямокутні рамки, які з’єднуються тонкою лінією з трубопроводом.

Графічні умовні зображення апаратів, арматури та пристроїв, які відповідають стандартам, наведені в методичних вказівках і повинні бути використані при розробці технологічної схеми [1,5].

Креслення загального виду апарата визначає конструкцію виробу, показує взаємодію його основних складових і пояснює принцип його роботи. Вимоги до накреслення загального виду апарата наведені в методичних вказівках до оформлення курсових проектів.

Для прикладу надаємо варіант розрахунку адсорбційної установки періодичної дії.

Завдання. Розрахувати адсорбційну установку періодичної дії для поглинання ацетону з пароповітряної суміші продуктивністю за пароповітряною сумішшю V_o =1860 м^3/год, об’ємна концентрація ацетону 0,6%, з рециркуляцією поглинача і десорбцією. Спроектувати адсорбер з нерухомим шаром адсорбенту.

ВСТУП

1.1 Фізико-хімічні властивості компонентів пароповітряної суміші

Ацетон – безбарвна рідина з неприємним запахом, розчинна у воді, вуглеводнях, ефірах [2]. Розчиняє жири, гудрон. Молекулярна маса 58,1 кг/моль. Горить блідо – блакитним полум'ям. Пара ацетону токсична і вибухонебезпечна. Застосовується як розчинник у лакофарбовому виробництві та в парфумерії. Хімічна формула CH_3COCH_3

Густина при 20^0C	$810\ кг/м^3$
Питома теплоємність при 20^0C	$2{,}179\ кДж/кг$ К
Температура кипіння при 760 мм рт. ст.	$56{,}1^0C$
Питома теплота випаровування при 20^0C	$553\ кДж/кг$
Динамічна в'язкість при 20^0C	$0{,}322\cdot10^{-3}\ Па\cdot с$
Тиск насиченої пари при 20^0C	*186 мм рт. ст.*

Повітря це суміш газів, з яких складається атмосфера планети Земля. Склад повітря наступний: нітроген 78%, оксиген 21%, вуглекислий газ 0,03%, інші гази (гідроген, гелій, аргон та ін.) [2].

Густина при нормальних умовах	$1{,}293\ кг/м^3$
Питома теплоємність при 20^0C при та тиску 0,1 МПа	$1{,}01\ кДж/кг$ К
Температура кипіння при 760 мм рт. ст.	-195^0C
Температура критична	$-140{,}7^0C$
Питома теплота випаровування при 760 мм рт. ст.	197 кДж/кг
В’язкість при 0^0C та тиску 0,1 МПа	$17{,}3\cdot10^{-6}\ Па\cdot с$

2 ЗАГАЛЬНА ЧАСТИНА

2.1 Загальні відомості про адсорбцію

Під адсорбцією розуміють процес поглинання одного або декількох компонентів з газової суміші або розчину твердою речовиною – адсорбентом. Речовина, що поглинається носить назву адсорбтива, а та що поглинулась – адсорбатом.

Процес адсорбції (як і інші процеси масопередачі) вибірковий та зворотній. Завдяки його зворотності стає можливим виділення речовин, які поглинаються з адсорбенту, тобто проведення процесу десорбції.

Адсорбція застосовується, головним чином, при невеликих концентраціях речовини, яка поглинається у вихідній суміші, коли потрібно досягти практично повного вилучення адсорбтива. У тих випадках, коли концентрація речовини, яка поглинається у вихідній суміші велика, доцільно застосовувати абсорбцію.

Процеси адсорбції широко застосовуються в промисловості при очищенні і осушенні газів, очищенні та освітлені розчинів, розділенні сумішей газів або пари, зокрема при витяганні летючих розчинників з їх суміші з повітрям або іншими газами (рекуперація летючих розчинників) і т.д. Ще порівняно недавно

адсорбція застосовувалася в основному для освітлення розчинів і очищенні повітря в протигазах; в даний час її використовують для очищення аміаку перед контактним окисленням, виділення і очищення мономерів у виробництвах синтетичного каучуку, смол і пластичних мас, виділення ароматичних вуглеводнів з коксового газу та для багатьох інших цілей.

У ряді випадків після адсорбції речовини виділяють (десорбують) з поглинача. Процеси адсорбції часто супроводжують гетерогенному каталізу, коли вихідні реагенти адсорбуються на каталізаторі, а продукти реакції десорбуються, наприклад, при каталітичному окислюванні двоокису сірки в триокис на поверхні платинового каталізатора та ін.

Значення адсорбційних процесів сильно зросло за останній час внаслідок розширення потреби в речовинах високої чистоти. Розрізняють фізичну і хімічну адсорбцію. Фізична адсорбція зумовлена взаємним притягненням молекул адсорбату і адсорбенту під дією сил Ван-дер-Ваальса і не супроводжуються хімічною взаємодією речовини, яка адсорбується, з поглиначем. При хімічній адсорбції або хемосорбції, в результаті хімічної реакції між молекулами поглиненої речовини і поверхневими молекулами поглинача виникає хімічний зв'язок.

2.2 Характеристики адсорбентів і їх види

В якості адсорбентів використовують пористі тверді речовини з великою питомою поверхнею, яка відноситься до одиниці маси речовини.

Основними характеристиками твердого поглинача є питома поверхня і вільний об’єм.

Питомою поверхнею називається поверхня частинок матеріалу, яка припадає на одиницю об’єму, який займає шар ($м^2/м^3$).

Вільним об’ємом називають відношення порожнього простору між частинками до об’єму, який займає шар.

Характер процесу адсорбції визначається розмірами пор.

Капілярні пори можуть бути умовно поділені на макропори (більше, ніж $2\cdot10^{-4}$), перехідні пори ($6\cdot10^{-6} – 2\cdot10^{-4}$), мікропори ($2\cdot10^{-6} – 6\cdot10^{-6}$ мм).

Для вибору твердого поглинача необхідно враховувати, як розмір пор поглинача, так і ступінь активності поглинання речовини.

Питома поверхня макропор мала, тому на їх стінках адсорбується незначна кількість речовини. Макропори відіграють роль лише транспортних каналів для молекул, які адсорбуються.

Адсорбенти характеризуються своєю поглинальною або адсорбційною здатністю, яка визначається концентрацією адсорбтива в одиниці маси або об'єму адсорбенту.

Поглинальна здатність адсорбенту, відносно до даної речовини, залежить від температури і тиску, при яких проводиться адсорбція, і від концентрації речовини, яка поглинається. Максимально можлива за даних умов поглинальна здатність адсорбенту називається його рівноважною активністю.

У промисловості, в якості поглиначів, застосовують активоване вугілля і мінеральні адсорбенти (силікагель, цеоліти тощо), а також синтетичні іонообмінні смоли (іоніти).

Високопористе активоване вугілля отримують шляхом сухої перегонки різних вуглецевмісних речовин (дерева, кісток та ін.) і активування отриманого вугілля для підвищення його пористості.

Питома поверхня активного вугілля коливається від 600 до 1700 $м^2/г$. Розмір гранул деяких стандартних марок активного вугілля для адсорбції газів і пари складає 1…5 мм (вугілля БАУ) і 1,5 ... 2,7 мм (вугілля СКТ). Насипна густина вугілля цих марок дорівнює 350 і 380...450 $кг/м^3$ відповідно. Застосування вугілля того чи іншого виду залежить від різновиду процесу адсорбції, в якому вони використовуються (поглинання газів, рекуперація летючих розчинників і т.д.).

Активоване вугілля краще поглинає пару органічних речовин, ніж пару води, однак із збільшенням вмісту вологи в активних вугіллях їх здатність поглинати пару органічних речовин знижується. Вони застосовуються зазвичай для рекуперації летких розчинників. Недоліком активного вугілля є горючість [4].

2.3 Рівновага при адсорбції

Кількість речовини, адсорбована одиницею маси або об'єму даного поглинача при досягненні стану рівноваги, залежить від температури і концентрації речовини, яка поглинається у парогазової суміші або розчину. Відповідно залежність між рівноважними концентраціями фаз при адсорбції має вигляд:

$$\overline{X}^* = f(\overline{Y},T)$$

або при постійній температурі:

$$\overline{X}^* = f(\overline{Y}),$$

де $\overline{X}^*$ – відносна концентрація адсорбтива в адсорбенті рівноважна з концентрацією адсорбтива в газовій або рідкій фазі; кг адсорбтива/кг адсорбенту;

$\overline{Y}$ – відносна концентрація адсорбтива у фазі, з якої адсорбується речовина, кг адсорбтива/кг носія газової суміші або розчину.

Концентрація $\overline{Y}$ речовини, яка поглинається може бути замінена його парціальним тиском Р в парогазової суміші. [4] Тоді:

$$\overline{X}^* = f(P).$$

Ці залежності являється рівняннями лінії рівноваги при адсорбції або ізотерми адсорбції.

Ізотерми адсорбції визначаються дослідним шляхом. Вид ізотерми адсорбції залежить від багатьох факторів: питомої поверхні адсорбенту, об'єму пор, їх розподілу за розмірами та інших характеристик: структури адсорбенту, властивостей речовини, яка поглинається, а також від температури процесу.

2.4 Десорбція

Вилучення речовини, яка адсорбується, з твердого поглинача (десорбція) є необхідною складовою частиною всіх технологічних процесів адсорбції, що проводяться в замкнутому циклі. Вартість десорбції впливає на загальну економічність проведення процесів розділення і очищення речовин адсорбційними методами.

До числа основних методів десорбції (регенерації адсорбенту) відносяться: витіснення з адсорбенту компонентів, які поглинаються за допомогою агентів, що володіють більш високою адсорбційною здатністю, ніж поглинені компоненти та випаровування компонентів, які поглинаються.

У деяких випадках для видалення з адсорбенту смолоподібних та інших продуктів, що утворюються в результаті побічних процесів, остаточне очищення адсорбенту здійснюють випалюванням цих компонентів (окислювальна регенерація адсорбенту).

Вибір того чи іншого способу десорбції проводиться на основі техніко-економічних міркувань, причому часто зазначені вище способи застосовуються в комбінації один з одним.

В якості агентів, які десорбують, використовують гостру насичену або перегріту водяну пару, пару органічних речовин, а також інертні гази. Після проведення процесу десорбції шар адсорбенту зазвичай піддають сушінню і охолодженню.

2.5 Вибір конструкції адсорберів і схеми адсорбційних установок

Процеси адсорбції проводяться періодично (в апаратах з нерухомим шаром адсорбенту) і безперервно – в апаратах з рухомим або киплячим шаром адсорбенту, а також в апаратах з нерухомим шаром – в установці з двох або більшої кількості адсорберів, у яких окремі стадії процесу протікають не одночасно .

Адсорбери з нерухомим шаром поглинача. Найбільш часто застосовуються циліндричні адсорбери вертикального (рис. 2.1) та горизонтального типів. Адсорбери з шаром поглинача кільцевого перерізу використовуються порівняно рідко.

Періодичні процеси адсорбції часто проводять чотирифазним способом, при якому процес проходить в чотири стадії.

Перша стадія – адсорбція. Парогазова суміш подається в корпус 1 апарата через штуцер 2, проходить через шар поглинача (на рисунку заштрихований) і виходить через штуцер 3.

Друга стадія – десорбція компонента, який поглинається, з поглинача. Подача парогазової суміші припиняється, і в апарат подається водяна пара через барботер 4. Суміш пари компоненту, який десорбується, і води виводиться через штуцер 5. Конденсат пари виводиться з апарата після десорбції через штуцер 6.

Третя стадія – сушіння поглинача. Перекривається вхід і вихід водяної пари, після чого вологий поглинач сушиться гарячим повітрям, що поступає в апарат через штуцер 2 і виходять з апарата через штуцер 3.

Четверта стадія – охолодження поглинача. Припиняється подача гарячого повітря, після чого поглинач охолоджується холодним повітрям, що поступає в апарат через штуцер 2; відпрацьоване повітря видаляється через штуцер 3. По закінченні четвертої стадії цикл роботи апарата починається знову. Завантаження і вивантаження поглинача проводять періодично через люки 7 і 8.

Для зменшення витрати тепла в навколишнє середовище (при десорбції і сушці поглинача) адсорбери покривають тепловою ізоляцією.

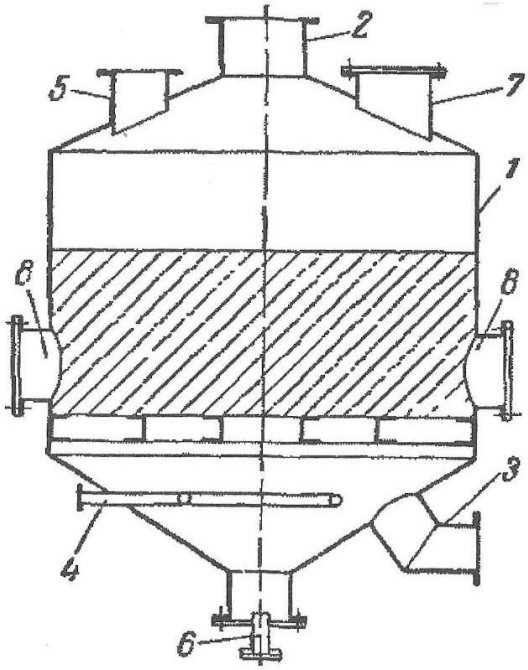

Рисунок 2.1 – Адсорбер періодичної дії з нерухомим шаром поглинача:
1 – корпус; 2 – штуцер для подачі парогазової суміші (при адсорбції) та повітря (при сушінні й охолодженні); 3 – штуцер для відводу відпрацьованого газу (при адсорбції) і повітря (при сушінні й охолодженні); 4 – барботер для подачі гострої пари при десорбції; 5–штуцер для відводу пари при десорбції; 6 – штуцер для відводу конденсату; 7 – люк для завантаження поглинача; 8 – люки для вивантаження поглинача

Установки для періодичної адсорбції, крім основного адсорбера, мають допоміжне обладнання. На рис. 2.2 наведена схема установки для поглинання пари органічних речовин із їх суміші з повітрям. Перед надходженням в адсорбер пароповітряна суміш проходить через фільтр 1, де очищується від пилу. Це запобігає засміченню трубопроводів і зниженню активності поглинача.

Суміш пари органічних речовин з повітрям вибухонебезпечні (при певних співвідношеннях пари та повітря). Тому після фільтра суміш проходить вогнеперепинувачів 2 – ємність, заповнену матеріалом з високою теплоємністю (зазвичай гравієм). У разі загоряння суміші в цьому апараті потік охолоджується до температури, значно меншої від температури її займання, і цим не дає поширення полум'я всередині установки. Далі суміш проходить через запобіжний пристрій 3, основною частиною якого є мембрана, що розривається при збільшенні тиску в трубопроводі.

Пароповітряна суміш при адсорбції, яка виходить з запобіжного пристрою (перша стадія) подається в адсорбер 5 вентилятором 4. При десорбції (друга

стадія) пара, яка конденсується в конденсаторі 6 виходить з адсорбера. Конденсат, який одержують (рекуперат), розділяється ректифікацією або шляхом розшаровування в сепараторі, якщо компонент, який десорбується, не змішується з водою. При сушінні адсорбенту (третя стадія) в адсорбер вентилятором 7 подається повітря, попередньо нагріте в калорифері 8. При охолодженні адсорбенту (четверта стадія) повітря, яке подається в адсорбер вентилятором 7 проходить по обвідній лінії 9, минаючи калорифер.

Незважаючи на те, що адсорбер працює періодично, вся установка в цілому може працювати безперервно, за наявності декількох (мінімально – двох) адсорберів, що включаються по черзі і працюють зі зрушенням стадій (наприклад, при адсорбції в одному апараті, в іншому може відбуватися десорбція).

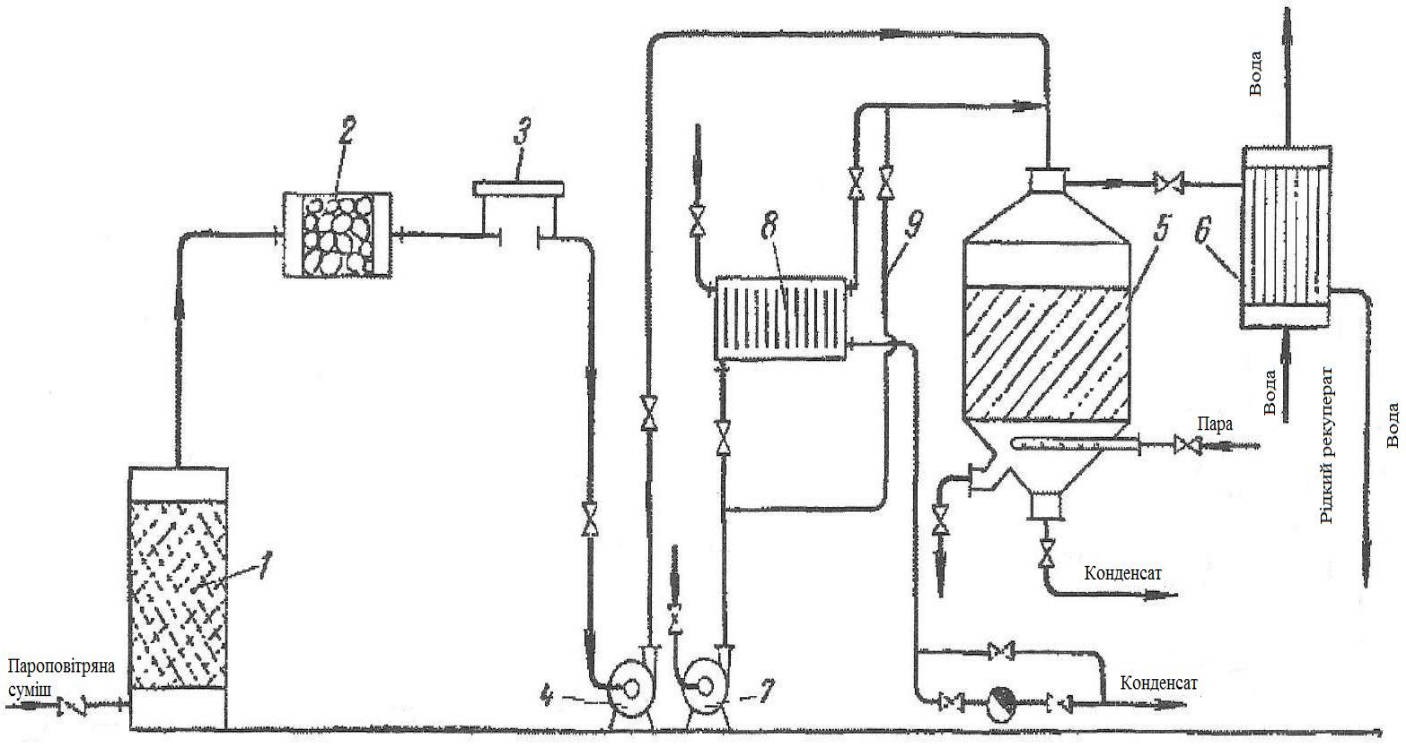

Рисунок 2.2 – Схема промислової вуглеадсорбційної установки для поглинання (рекуперації) пари органічних речовин з їх суміші з повітрям:
1 – фільтр; 2 – гравійний вогнеперепинувач; 3 – запобіжний пристрій з розривними мембранами; 4, 7 – вентилятори; 5 – адсорбер; 6 – конденсатор; 8 – калорифер; 9 – обхідна лінія

3. ТЕХНОЛОГІЧНИЙ РОЗРАХУНОК

3.1 Вихідні дані для розрахунку

Розрахувати процес поглинання пари ацетону C_3H_6O з суміші його з повітрям. Продуктивність (при 20°С) V=1860 $м^3$/год за пароповітряною сумішшю. Тиск – атмосферний. Початкова концентрація ацетону в газовій суміші C_0=0,6 % (об'єм). Установка знаходиться в Дніпропетровську.

Закінчується поглинання при концентрації ацетону в парогазової суміші на виході:

$$C_k = 3{,}5 \cdot 10^{-4} г/м^3 = 3{,}5 \cdot 10^{-7} кг/м^3 .$$

Для розрахунку приймаємо:

А) рекуперацію пари ацетону з його суміші з повітрям проводимо чотирифазним методом;

Б) в якості поглинача використовуємо вугілля марки АГ-3, гранульований, діаметр гранул d=3 мм, середня довжина l=5 мм, питома поверхня f=710 $м^2/м^3$, насипна густина $\rho_н$ = 500 кг/м^3, поруватість шару адсорбенту ε = 0,375 $м^3/м^3$;

В) рекуперація проводиться у вертикальному адсорбері періодичної дії. Діаметр адсорбера D = 2 м, маса m = 2200 кг; висота циліндричної частини H = 1 м, матеріал – сталь Ст.3.

Г) адсорбер ізольований шаром азбестової ізоляції, маса ізоляції m_1 = 1000 кг;

Д) висота шару вугілля $L_y = 0{,}5$ м, висота шару гравію h=0,l м.

3.2 Розрахунок стадії адсорбції

3.2.1 Побудова ізотерми адсорбції

Ізотерма адсорбції ацетону будуємо по ізотермі адсорбції пари бензолу на активованому вугіллі при температурі 20°С[3].

Визначаємо молярні об'єми бензолу і ацетону. Густина бензолу ρ_1 = 879 кг/м^3; густина ацетону ρ_2 = 810 кг/м^3.

Питомий об'єм бензолу: $\frac{1}{\rho_1} = \frac{1}{879} = 1{,}14 \cdot 10^{-3} м^3/кг$.

Питомий об'єм ацетону: $\frac{1}{\rho_2} = \frac{1}{810} = 1{,}2 \cdot 10^{-3} м^3/кг$.

Молекулярна маса бензолу $M_1 = 78$ кг/кмоль; молекулярна маса ацетону $M_2 = 58$ кг/кмоль.

Молярний об'єм ацетону:

$$V_{p2} = M_2 \frac{1}{\rho_2} = 58 \frac{1}{810} = 0{,}072 м^2/моль .$$

Пружності пари бензолу і ацетону при 20^{0}С визначають за таблицею [3] P_{S1} = 9996,7 Па; P_{S2} = 23994 Па .

Коефіцієнт афінності визначаємо за формулою:

$$\beta = \frac{V_{P2}}{V_{P1}} = \frac{0{,}072}{0{,}089} = 0{,}809 .$$

Будуємо ізотерму адсорбції за рівнянням:

$$\ln P_2 = \ln P_{S2} - \beta \frac{T_1}{T_2} \ln \frac{P_{S1}}{P_1} .$$

Отримуємо:

$$ln\,P_2 = ln\,23994 - 0{,}809\,\frac{293}{293}\,ln\,\frac{9996{,}7}{P_1};$$

$$ln\,P_2 = 10{,}085 - 237\,ln\,\frac{9996{,}7}{P_1}.$$

Статична активність ацетону a_2:

$$a_2 = \frac{a_1 \cdot V_{p1} \cdot M_2}{V_{p2} \cdot M_1} = \frac{a_1 \cdot 0{,}089 \cdot 58}{78 \cdot 0{,}072} = a_1 \cdot 0{,}9192,$$

де a_1 – статична активність бензолу кг/кг.

Визначаємо тиск пари ацетону P_2 і статичну активність ацетону a_2 та зводимо в табл. 3.1

Таблиця 3.1 – Дані для побудови ізотерми адсорбції ацетону

Дані для побудови ізотерми адсорбції пари бензолу		Дані для побудови ізотерми адсорбції пари ацетону	
a_1, кг/кг	P_1, П а	a_2, кг/кг	P_2, П а
0,15	133,3	0,1379	72,9
0,23	799,8	0,2114	3110
0,26	1732,9	0,239	5812
0,28	2932,6	0,257	8896
0,3	7998	0,276	20032

За даними табл. 3.1 будуємо ізотерму адсорбції ацетону рис. 3.1.

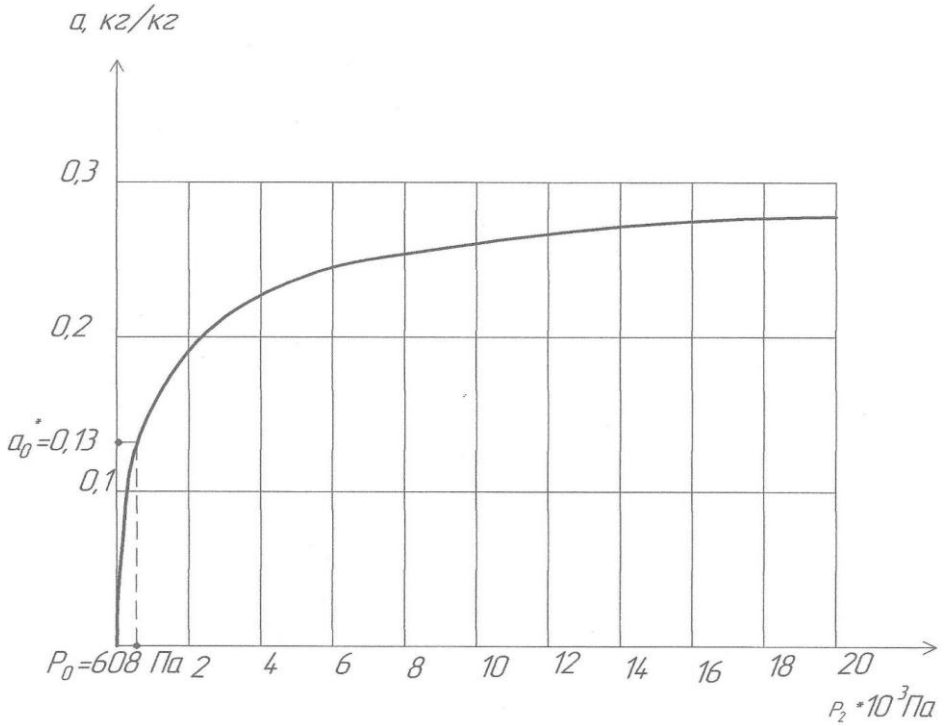

Рисунок 3.1 – Ізотерма адсорбції ацетону на активному вугіллі *АГ–3*

3.2.1 Визначення тривалості адсорбції

Об'ємна масова концентрація ацетону в повітрі [3]:

$$C_0 = \frac{M_2 \cdot C_0^1 \cdot П \cdot T_0}{22{,}4 \cdot П_0 \cdot T} = \frac{58 \cdot 0{,}006 \cdot 760 \cdot 273}{22{,}4 \cdot 760 \cdot (273 + 20)} = 0{,}0145\, кг/м^3,$$

де C_0^1 = 0,006 – 0,6% концентрація ацетону в повітрі (згідно з завданням).

За допомогою ізотерми адсорбції визначають рівноважну концентрацію ацетону в твердій фазі.

При C_o перераховуємо парціальний тиск пари ацетону:

$$P_0 = C_0 \cdot R \cdot T = 0{,}0145 \frac{8310}{58} 293 = 608 Па,$$

де універсальна газова стала R=8310 Дж/моль К.

По ізотермі адсорбції при P_o = 608 Па знаходимо значення a_0^*= 0,13 кг/кг і ця точка знаходиться в першій області діаграми.

Для першої області ізотерми адсорбції тривалість процесу визначаємо за формулою [3]:

$$\sqrt{\tau} = \sqrt{\frac{X_0^*}{W \cdot C_0}} \cdot \sqrt{L} - b \cdot \sqrt{\frac{X_0^*}{\beta_y \cdot C_0}},$$

де X_0^* – рівноважна концентрація ацетону в адсорбенті, кг/кг; W – швидкість газового потоку, м/с; L – висота шару вугілля, м; β_y – коефіцієнт масопередачі, c^{-1}; b – коефіцієнт при значенні відношення $\frac{C_к}{C_0}$ табл. 9.3 [3].

При поруватості шару адсорбенту – $\varepsilon = 0{,}375$ м^3/м^3 розраховуємо еквівалентний діаметр d_e для циліндричних гранул діаметром d і довжиною *l*:

$$d_e = 0{,}6 \frac{d \cdot l}{\frac{d}{2} + l} = 0{,}6 \frac{3 \cdot 5}{\frac{3}{2} + 5} = 1{,}4 мм = 0{,}0014 м.$$

Тоді фіктивна швидкість пароповітряної суміші в адсорбері:

$$W = \frac{V}{3600 \cdot 0{,}785 \cdot D^2} = \frac{1860}{3600 \cdot 0{,}785 \cdot 2^2} = 0{,}1645 м/с.$$

Істинна швидкість з урахуванням поруватості:

$$W_{ icm} = \frac{W}{\varepsilon} = \frac{0{,}1645}{0{,}375} = 0{,}439 м/с.$$

Властивості пароповітряної суміші приймаємо за повітрям при t=20°С: густина повітря $\rho_П$ = 1,21 кг/м^3; динамічна в'язкість $\mu_П = 0{,}018 \cdot 10^{-3} Па \cdot с$. Визначаємо режим руху пароповітряної суміші:

$$\mathrm{Re} = \frac{d_E \cdot W_{ icm} \cdot \rho_П}{\mu_П} = \frac{0{,}0014 \cdot 0{,}439 \cdot 1{,}21}{0{,}0018 \cdot 10^{-3}} = 41{,}3.$$

Визначаємо коефіцієнт дифузії для газової фази при t=20°С та $P = 1{,}013 \cdot 10^5$Па:

$$D_y = \frac{6{,}992}{(V_2^{0{,}33} + 3{,}104)^2}\sqrt{\frac{1}{M_2} + 0{,}034} \cdot \left(\frac{T}{T_0}\right)^{1{,}5} = \frac{6{,}992}{(74^{0{,}33} + 3{,}104)^2}\sqrt{\frac{1}{58} \cdot 0{,}034} \cdot \left(\frac{293}{273}\right)^{1{,}5} =$$

$$= 0{,}03336 м^2/ч = 9{,}32 \cdot 10^{-6}\,\frac{м^2}{с}$$

де v_2=14,8·3 + 3,7·6+ 7,4 = 74 см^3/ моль – молярний об'єм ацетону [3].

Критерій Прандтля:

$$\mathrm{Pr} = \frac{\mu_П}{D_y \cdot \rho_П} = \frac{0{,}0018 \cdot 10^{-3}}{9{,}32 \cdot 10^{-6} \cdot 1{,}21} = 1{,}59\,.$$

При Re=30...150, критерій Нуссельта дорівнює:

$$Nu' = 0{,}53 \cdot \mathrm{Re}^{0{,}64}\,\mathrm{Pr}^{0{,}33} = 0{,}53 \cdot 41{,}3^{0{,}64} \cdot 1{,}59^{0{,}33} = 6{,}7\,.$$

Коефіцієнт масопередачі:

$$\beta_y = \frac{D_y \cdot Nu'}{d_e} = \frac{9{,}32 \cdot 10^{-6} \cdot 6{,}7}{0{,}0014} = 0{,}0445 м/с\,.$$

При питомій поверхні:

$$\beta_y' = \beta_y \cdot f = 0{,}0445 \cdot 710 = 31{,}62 с^{-1}\,.$$

Рівноважна концентрація ацетону в адсорбенті:

$$X_0^* = a_0^* \cdot \rho_н = 0{,}13 \cdot 500 = 65 кг/м^3\,.$$

Визначимо тривалість процесу адсорбції.

$$\sqrt{\tau} = \sqrt{\frac{X_0^*}{W \cdot C_0}} \cdot \sqrt{L} - b \cdot \sqrt{\frac{X_0^*}{\beta_y \cdot C_0}} = \sqrt{\frac{65}{0{,}1645 \cdot 0{,}0145}} \cdot \sqrt{0{,}5} - 2{,}4 \cdot 10^{-5} \cdot \sqrt{\frac{65}{31{,}62 \cdot 0{,}00145}} = 94{,}1$$

$$\tau = 94{,}1^2 = 8868 с = 2{,}46 \text{ години},$$

де коефіцієнт b=1,9 [3] при $\frac{C_к}{C_0} = \frac{3{,}5 \cdot 10^{-7}}{0{,}0145} = 2{,}4 \cdot 10^{-5}$.

3.2.3 Матеріальний баланс стадії адсорбції

При складанні матеріального балансу необхідно прийняти:

А) вугілля після регенерації містить 5% вологи і 1% ацетону;

Б) в процесі адсорбції вологість вугілля не змінюється;

В) вугілля орієнтовно поглинає за операцію 99% загальної кількості ацетону, що надходить в адсорбер.

Матеріальний баланс процесу адсорбції виражається рівнянням:

$$G_y + G_{Wy} + G_{АУ} + G_П + G_{АП} = G_y^1 + G_{Wy}^1 + G_{АУ}^1 + G_П^1 + G_{АП}^1\,,$$

де G_y – кількість вугілля в адсорбері;

$G_y = 0{,}78 \cdot D^2 \cdot \rho_н \cdot L = 0{,}785 \cdot 2^2 \cdot 500 \cdot 0{,}5 = 785$ кг;

$G_{Wy} = 785 \cdot 0{,}05 = 39$ кг – кількість вологи у вугіллі;

$G_{АУ} = 785 \cdot 0{,}01 = 8$ *кг* – кількість ацетону в вугіллі;

$G_{П}^{1} = V \cdot \tau = 1860 \cdot 2{,}5 = 4650$ м^3 – об'ємна кількість пароповітряної суміші за одну операцію;

$G_{П} = G_{П}^{1} \cdot \rho = 4650 \cdot 1{,}21 = 5626$ *кг* – масове кількість пароповітряної суміші за одну операцію;

Розрахунок проводимо для літніх умов. Для Дніпропетровська в липні середні параметри повітря: температура $t = 22{,}3$°С; відносна вологість $\varphi = 0{,}6$ [1].

По діаграмі Рамзіна (I–X) [3] вологовміст $X_0 = 0{,}011$ кг/кг сухого повітря.

Кількість вологи, що надходить з повітрям:

$$G_{ВОЛ} = \frac{G_{П} \cdot X_0}{1 + X_0} = \frac{5626 \cdot 0{,}011}{1{,}011} = 61 \text{ кг вологи.}$$

Таким чином, в адсорбер поступає вологе повітря в кількості 5626 кг за операцію і складає з (5626–61 = 5565 кг) абсолютно сухого повітря і 61 кг вологи.

Кількість пари ацетону, що надходить в адсорбер разом з пароповітряною сумішшю:

$$G_{АП} = G_{П}^{1} \cdot C_0 = 4650 \cdot 0{,}0145 = 67{,}3099 \text{ кг.}$$

Кількість ацетону, який поглинається вугіллям:

$$G_{А} = G_{АП} - G_{П}^{1} \cdot C_{К} = 67{,}3099 - 4560 \cdot 3{,}5 \cdot 10^{-7} = 67{,}3083 кг = \frac{67{,}3083}{58} = 1{,}16 кг/моль$$

Загальна кількість ацетону в вугіллі:

$$G_{АУ}^{1} = G_{А} + 8 = 67{,}3083 + 8 = 75{,}3083 \text{ кг.}$$

Кількість ацетону, що виходить з адсорбера разом з відпрацьованим повітрям:

$$G_{АП}^{1} = G_{АП} - G_{А} = 67{,}3099 – 67{,}3083 = 0{,}0016 \text{ кг.}$$

Перевірка кінцевої концентрації ацетону в повітрі:

$$C_{К} = \frac{G_{АП}^{1}}{G_{П}^{1}} = \frac{0{,}0016}{4650} = 3{,}5 \cdot 10^{-7} кг/м^3.$$

Таблиця 3.2 – Матеріальний баланс стадії адсорбції

Надходження, кг		Витрата, кг	
вугільна шихта :	832	вугільна шихта :	899,3083
вугілля	785	вугілля	785
волога	39	волога	39
ацетон	8	ацетон	75,3083
пароповітряна суміш:	5693,3099	пароповітряна суміш:	5626,0016
сухе повітря	5565	сухе повітря	5565
волога	61	волога	61
пари ацетону	67,3099	пари ацетону	0,0016
Разом:	6525,3099	Разом:	6525,3099

3.2.4 Тепловий баланс

Рівняння теплового балансу:

$$Q_y + Q_П + Q_{АД} = Q_y^1 + Q_П^1 .$$

За умовою початкова температура вугілля і пароповітряної суміші $t_y = t_П = 20^0 C$.

Висота працюючого шару:

$$h_0 = \frac{W}{\beta_y} \cdot \ln \frac{C_0}{C_K} = \frac{0,1645}{31,62} \cdot \ln \frac{0,0145}{3,5 \cdot 10^{-7}} = 0,0553 м .$$

Висота мертвого шару:

$$h^* = h_0 - \frac{W}{\beta_y} = 0,0553 - \frac{0,1645}{31,62} = 0,05 м .$$

Активність відпрацьованого шару вугілля:

$$a_0 = \frac{W \cdot C_0 \cdot \tau}{L - h^*} = \frac{0,1645 \cdot 0,1645 \cdot 2,5 \cdot 3600}{0,5 - 0,05} = 47,65 кг / м^3 .$$

або $a_0^* = a_0 / \rho_H$ = 47,65/500 = 0,095 кг/кг.

Кількість вугілля по ділянках при настанні проскоку на робочій ділянці:

$$G_{АУ(h_0)} = 0,785 \cdot D^2 \cdot h_0 \cdot \rho_H = 0,785 \cdot 2^2 \cdot 0,0553 \cdot 500 = 86,9 \ кг,$$

на відпрацьованій ділянці:

$$G_{АУ(h-h_0)} = G_{АУ} - G_{АУ(h_0)} = 785 - 86,9 = 698,1 \text{ кг.}$$

Кількість поглиненого ацетону по ділянках шару при здійснені проскоку на відпрацьованій ділянці:

$$G_{A(h-h_0)} = a_0^* \cdot G_{АУ(h-h_0)} = 0,095 \cdot 698,1 = 66,5 \text{ кг,}$$

на працюючій ділянці:

$$G_{A(h_0)} = G_A - G_{A(h-h_0)} = 67,3 - 66,5 = 0,78 \text{ кг.}$$

Для виконання теплового розрахунку необхідна теплота адсорбції, яку можна взяти з довідкових таблиць [3] для умови поглинання 1 моль пари на 500 кг вугілля при $0\,^\circ\mathrm{C}$.

Так як кількість ацетону, який поглинається вугіллям, становить 1,16 кмоль, то кількість вугілля на 1 кмоль пари, яка поглинається, буде:

$$G_y^{'} = \frac{785}{1,16} = 676 кг .$$

При іншому співвідношенні теплота адсорбції може бути розрахована за рівнянням [3]:

$$q_a = m \cdot a^n ,$$

де q_a – теплота адсорбції, кДж/кг; a – кількість пари, яка адсорбується, л/кг; m, n – константи [3].

Для пари ацетону m=3,74, n=0,93 тоді:

$$a = \frac{22,4 \cdot 1,16 \cdot 1000}{785} = 33,1 л / кг ,$$

де 22,4 – об'єм 1 моль при 0°С та 760 мм. рт. ст.; 1,16– кількість ацетону, який поглинається вугіллям, кмоль.

Теплота адсорбції: $q_a = 3{,}74(33{,}1)^{0{,}93} = 97$ *кДж/кг*.

Тоді на працюючому шарі буде виділятися теплоти:

$$Q_{h_0} = q_a \cdot G_{A(h_0)} = 97 \cdot 0{,}78 = 75 \text{ кДж}.$$

Значення водяних чисел для працюючого шару:

$$W^1_{y(h_0)} = G_{y(h_0)} \cdot C_y = 32{,}97 \cdot 0{,}836 = 27{,}563 кДж/К$$

$$W^{''}_{y(h_0)} = W^{'}_{y(h_0)} + G_{A(h_0)} \cdot C_A = 27{,}563 + 0{,}78 \cdot 2{,}16 = 74{,}3 кДж/К$$

де $C_у$ =0,836 *кДж*/кг · К – теплоємність вугілля; C_A = 2,16 *кДж*/кг К – теплоємність ацетону.

Температура в гранулах вугілля при адсорбції на працюючому шарі:

$$t = \frac{W^{'}_{Y(h_0)} \cdot 20 + Q_{h_0}}{W^{''}_{Y(h_0)}} = \frac{27{,}563 \cdot 20 + 75}{74{,}3} = 20{,}6^{O}C.$$

За період адсорбції виділиться теплоти:

$$Q_a = q_a \cdot G_A = 97 \cdot 67{,}3 = 6524 \text{ кДж}.$$

Значення водяних чисел для повітря:

$$W_П = G_П \cdot C_П = 5626 \cdot 1{,}01 = 5682 \text{ кДж/К}.$$

для вугілля в початковому стані:

$$W_Y = G_{AY} \cdot C_у = 785 \cdot 0{,}836 = 658 \text{ кДж/ К}.$$

Для вугілля по закінченню процесу адсорбції (з поглинутим ацетоном):

$$W^1_y = W_Y + G_A \cdot C_A = 658 + 67{,}3 - 2{,}16 = 801 \text{ кДж/К}.$$

Середня температура вугілля по закінченні процесу адсорбції:

$$t_{YCEP} = \frac{h - h_0}{h} \cdot \frac{t_B + t}{2} + \frac{h_0 \cdot t}{h} = \frac{0{,}5 - 0{,}053}{0{,}5} \cdot \frac{20 + 20{,}3}{2} + \frac{0{,}5 \cdot 20{,}3}{0{,}5} = 20{,}3^{O}C.$$

Середня температура відпрацьованого повітря після закінчення процесу адсорбції:

$$t_{ПСЕР} = \frac{W^1_Y \cdot t^1_Y + W_П \cdot t^1_П - W^{11}_Y \cdot t^1_{YCEP} + Q_a}{W_П} = \frac{658 \cdot 20 + 5682 \cdot 20 - 801 \cdot 20{,}3 + 6524}{5682} = 20{,}6^{O}C$$

Кількість теплоти в активному вугіллі до процесу адсорбції:

$$Q_Y = W_Y \cdot t_Y = 658 \cdot 20 = 13157 \text{ кДж}.$$

Кількість теплоти, що надходить в адсорбер з пароповітряною сумішшю:

$$Q_П = W_П \cdot t^1_П = 5682 \cdot 20 = 11365 \text{ кДж}.$$

Кількість теплоти, яка виділяється з адсорбера з відпрацьованим повітрям:

$$Q^1_П = W_П \cdot t_{ПСЕР} = 5682 \cdot 20{,}6 = 11701 \text{ кДж}.$$

Кількість теплоти в насиченому вугіллі після процесу адсорбції:

$$Q^1_Y = W^1_Y \cdot t_{YCEP} = 5682 \cdot 20{,}3 = 11543 \text{ кДж}.$$

У процесах адсорбції за рахунок теплоти адсорбції підвищується температура повітря і вугілля. Збільшення температури вугілля погіршує процес адсорбції. Всі рівняння, які рекомендовані для визначення середньої температури вугілля не враховують теплоту, яка витрачається на нагрівання апарата, вугілля та витрачається в навколишнє середовище. В дійсності температура буде нижчою ніж розрахункова.

3.3 Розрахунок стадії десорбції

Для розрахунку стадії десорбції приймаємо: десорбцію здійснюють водяною парою з тиском 0,4 МПа, в апараті тиск атмосферний, вся система (крім теплоізоляції) нагрівається до 100°С (теплоізоляція – до 70°С), тривалість десорбції – 1 година. Адсорбер виготовлений із сталі Ст3, ізольований шаром азбестової ізоляції товщиною 0,08 м.

Розрахунок теплоти на нагрівання адсорбера:

$$Q_1 = G_1 \cdot C_1(t_{1K} - t_П) = 2200 \cdot 0{,}482 \cdot (100–20) = 84832\ кДж,$$

де C_1=0,482 кДж/кг К – теплоємність сталі.

Витрата теплоти на нагрівання азбестової ізоляції:

$$Q_2 = G_2 \cdot C_2(t_{2к} - t_{2п}) = 1000 \cdot 0{,}817 \cdot (70 - 20) = 40850 \text{ кДж},$$

де C_2=0,817 кДж/кг К – теплоємність азбесту.

Витрата теплоти на нагрівання гравію:

$$Q_3 = G_3 \cdot C_3(t_{3к} - t_{3п}) = 565 \cdot 0{,}838 \cdot (100 - 20) = 37878 \text{ кДж},$$

де C_3=0,838 кДж/кг К – теплоємність гравію;

$G_З = 0{,}785 \cdot D^3 \cdot h \cdot \rho_{гр} = 0{,}785 \cdot 2^2 \cdot 0{,}1 \cdot 1800 = 565\ кг$ – маса гравію;

$\rho_{гр} = 1800\ кг/м^3$ – насипна густина гравію.

Витрата теплоти на нагрівання вугілля:

$$Q_4 = G_У \cdot C_У(t_{УК} - t_{УП}) = 785 \cdot 0{,}838 \cdot (100 - 20) = 52626 \text{ кДж},$$

витрата теплоти на нагрівання вологи, що знаходиться у вугіллі:

$$Q_5 = G_{ВОЛ} \cdot C_{ВОЛ}(t_{ВЛК} - t_{ВЛП}) = 39 \cdot 4{,}19 \cdot (100 - 20) = 13073 \text{ кДж},$$

де $C_{вол}$=4,19 кДж/кг К – теплоємність вологи.

Витрата теплоти на нагрівання ацетону, що знаходиться у вугіллі:

$$Q_6 = G_А \cdot C_А(t_{АК} - t_{АП}) = 67{,}3 \cdot 2{,}16 \cdot (100 - 20) = 11630 \text{ кДж},$$

де $C_А$=2,16 кДж/кг К – теплоємність ацетону.

Витрата теплоти на десорбцію ацетону:

$$Q_7 = G_У \cdot q_a = 785 \cdot 97 = 76095 \text{ кДж}.$$

Витрата пари на нагрівання системи, десорбцію ацетону з вугілля та компенсацію витрат теплоти в навколишнє середовище:

$$D_1 = \frac{Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_5 + Q_6 + Q_7 + Q_К}{i_П - i_К} =$$

$$= \frac{(84832 + 40850 + 37878 + 52626 + 13073 + 11630 + 76095) \cdot 1{,}04}{2744 - 419} = 142 кг,$$

де $i_п$=2744 кДж/кг – питома теплота конденсації водяної пари тиском 0,4 МПа [1]; $i_к$ = 419 кДж/кг – ентальпія конденсату пари при $100^0 C$.

Витрата пари D_2 на компенсацію негативної теплоти змочування вугілля водою (у вугіллі залишається 90% конденсату гріючої пари D_1,),

тоді 142 –0,9 = 128 кг або D^1 = 128/18 = 7 кмоль,

де 18 – молярна маса води.

Теплота адсорбції води вугіллям при 100° С q=31857 кДж/кмоль при 0,1 МПа теплота конденсації пари 2262 кДж/кг, тоді теплота конденсації:

$$q_K = 2262 \cdot 18 = 40720 \ кДж \ / \ кмоль.$$

Теплота змочування:

$$q_{зм} = q - q_к = 32857 - 40720 = -7863 \ кДж/кмоль.$$

Знаходимо D_2:

$$D_2 = \frac{D^1 \cdot q_{зм}}{i_П - i_К} = \frac{7 \cdot 7863}{2744 - 419} = 24 кг.$$

Загальна кількість пара, що конденсується в адсорбері:

$$D_3 = D_1 + D_2 = 142 + 24 = 166 \ кг.$$

З них у вугіллі залишається W=128 кг, тоді вологи у вугіллі 128+39=167 кг.

Витрата пари D_4, що йде на видування речовини, яка десорбується, з вугілля, (динамічна пара) залежить від конкретних умов десорбції і визначається дослідним шляхом. У випадку відсутності дослідних даних можна прийняти в середньому 3 – 4 кг на 1 кг десорбованої з вугілля речовини:

$$D_4 = 3 \cdot G_A = 3 \cdot 67{,}3 = 202 \ кг,$$

Загальна витрата пари на десорбцію:

$$D = D_3 + D_4 = 166 + 202 = 368 \ кг.$$

Результати розрахунку теплового і матеріального балансу надані в табл. 3.3 і 3.4.

Таблиця 3.3 – Тепловий баланс стадії десорбції

Стаття балансу	кількість теплоти, кДж
прихід теплоти	
Перед десорбцією система містить теплоти:	
вугілля $Q_у = 785 \cdot 20 \cdot 0{,}2 \cdot 4{,}19 = 13157 \ кДж$	13157
ацетон $Q_A = C_{Aу} \cdot 20 \cdot C_A = 75{,}3 \cdot 20 \cdot 2{,}16 = 3253 \ кДж$	3253
волога $Q_{ВОЛ} = 39 \cdot 20 \cdot 4{,}19 = 3268 \ кДж$	3268
адсорбер $Q_{ад} = 2200 \cdot 0{,}12 \cdot 4{,}19 \cdot 20 = 22123 \ кДж$	22123
ізоляція $Q_i = 1000 \cdot 0{,}2 \cdot 4{,}19 \cdot 20 = 16760 \ кДж$	16760
З водяною парою $Q_п = D \cdot i_П = 368 \cdot 2596 = 95543 \ кДж$	95543
	всього 1013900

Витрата теплоти	
Протягом десорбції з адсорбера виноситься теплоти :	
з парами ацетону $Q_A = G_A \cdot i_A = 67{,}3 \cdot 319 \cdot 4{,}19 = 90153$ *кДж*	90153
i_A =319 · 4,19 *кДж/кг* при 100°С	
З динамічною парою $Q_q = D_4 - i_q =$ 202 · 639 · 4,19 = 540840 кДж	540840
з конденсатом гріючої пари	15922
$Q_к$ = (D$_3$ –128) · i_K = (166–128) · 4,19 · 100 = 15922 кДж	
Після десорбції система містить теплоти: вугілля $Q^1_{СУ}$ = 785 · 0,2 · 4,19 · 100 = 65783 *кДж*	65783
залишковий ацетон $Q^1_A = 8 \cdot 2{,}16 \cdot 100 = 1718$ *кДж*	1718
вологу $Q^1_{ВОЛ} = 167 \cdot 4{,}19 \cdot 100 = 69973$ *кДж*	69973
адсорбер $Q^1_{АД} = 2200 \cdot 0{,}12 \cdot 4{,}19 \cdot 100 = 110616$ кДж	110616
ізоляція $Q^1_i = 1000 \cdot 0{,}2 \cdot 4{,}19 \cdot 70 = 58660$ *кДж*	58660
Компенсація теплоти змочування вугілля $Q_{КОМП} = D_2 \cdot r_K$ = 24 · 2325 = 55800 кДж	55800
Компенсація теплових втрат і розбіжність у балансі	4416
Всього	1013900

Таблиця 3.4 – Матеріальний баланс стадії десорбції

Надходження , кг		Витрата , кг	
вугільна шихта	899,3083	вугільна шихта :	960
вугілля	785	вугілля	785
волога	39	волога	167
Ацетон	75,3083	Ацетон	8
водяна пара	D=368	Суміш пари, що іде на конденсацію:	
		водяна пара	D_4 =202
		пара ацетону	67,3093
		Конденсат водяної пари D_3 –128=166–128=38	
Усього:	1267,3083	Усього:	1267,3083

3.4 Розрахунок стадії сушки

При розрахунку стадії сушіння вугілля приймають, що температура всієї системи (крім теплоізоляції) після сушіння знижується до 60°С, температура теплоізоляції знижується до 50°С; 4% теплоти, яку віддає система, витрачається в навколишнє середовище; сушіння проводять повітрям, нагрітим у калорифері до 120°С (t_1=120°С) відносна вологість повітря, що виходить з адсорбера у перший момент сушіння досягає 90% **(**φ_2 = 90%).

Кількість теплоти, яка віддається адсорбером:

$$Q_1 = G_1 \cdot C_1(t_{1П} - t_{1К}) = 2200 \cdot 0{,}482 \cdot (60–100) = –42416\ кДж.$$

Кількість теплоти, яка віддається азбестовою ізоляцією:

$$Q_2 = G_2 \cdot C_2(t_{2П} - t_{2К}) = 1000 \cdot 0{,}817 \cdot (50 - 70) = -16340 \text{ кДж.}$$

Кількість теплоти, яка віддається гравієм:

$$Q_3 = G_3 \cdot C_3(t_{3П} - t_{3К}) = 565 \cdot 0{,}838 \cdot (60 - 100) = -18939 \text{ кДж.}$$

Кількість теплоти, яка віддається вугіллям:

$$Q_4 = G_У \cdot C_У(t_{4П} - t_{4К}) = 785 \cdot 0{,}838 \cdot (600 - 100) = -26313 \text{ кДж.}$$

Кількість теплоти, яка віддається вологою і залишається в вугіллі після десорбції. Загальна кількість вологи після десорбції 167 кг, з них при сушінні видаляється 162 кг, а 39 кг залишається у вугіллі:

$$Q_5 = G_{ВОЛ} \cdot C_{ВОЛ}(t_{5П} - t_{5К}) = 39 \cdot 4{,}19 \cdot (60 - 100) = -6536 \text{ кДж.}$$

Сумарна кількість теплоти, що віддається системою, без урахування теплових втрат у навколишнє середовище:

$$Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_5 = -(42416 + 16340 + 18939 + 26313 + 6536) = -110544 \text{ кДж.}$$

Сумарна кількість теплоти, що віддається системою з урахуванням теплових втрат у навколишнє середовище. Орієнтовно приймаємо, що втрати становлять 4% сумарної кількості теплоти:

$$110544 \cdot 0{,}96 = 106122 \text{ } кДж \text{ чи } 110544 \cdot 0{,}04 = 4422 \text{ } кДж$$

Питома кількість тепла, що віддається системою без урахування втрат:

$$q = \left(-\frac{110544}{128}\right) = -863 \text{ кДж/кг вологи.}$$

Питома теплота змочування:

$$q_{зм} = \left(-\frac{7863}{18}\right) = -436{,}8 \text{ кДж/кг вологи,}$$

де 7863 кДж – теплота змочування вугілля водою, віднесена до 1 кмоль води (см стадію десорбції).

Тоді різниця між надходженням і витратою теплоти:

$$\Delta = t_C - (q + q_{зм} + q_{ВТ}) = 100 \cdot 4{,}19 - (-863 - 436{,}8 - \frac{4422}{128}) = 1684 \text{ кДж/кг вологи.}$$

Знаючи величину Δ будуємо лінію дійсного сушіння. Для цього на лінії теоретичного сушіння ставимо довільно точку Е і з неї проводимо пряму паралельну допоміжній вісі вологовмісту до перетину її з лінією АВ (відрізок EF) і пряму паралельну осі ординат. Довжину відрізка ЕО (рис. 3.2) визначають наступним чином:

$$eo = ef\,\frac{\Delta}{m},$$

$$ef = 70 мм,$$

$$m = \frac{M_Y}{M_X} = \frac{4{,}19}{0{,}002} = 2095,$$

де M_x та M_y масштаби по осях абсцис та ординат діаграми I-X

$$ео = 70 \cdot \frac{1684}{2095} = 56мм,$$

Знаходимо вологовміст повітря до та після процесу сушіння:

$$X_0 = 0{,}011 кг/кг \; X_2 = 0{,}075 кг/кг,$$

середній вологовміст:

$$X_{СЕР} = \frac{X_0 + X_2}{2} = \frac{0{,}011 + 0{,}075}{2} = 0{,}075 кг/кг.$$

Питома витрата повітря:

$$l = \frac{1}{X_{СЕР} - X_0} = 31{,}3 кг/кг \text{ вологи.}$$

Загальна витрата повітря:

$$L = W \cdot l = 128 \cdot 31 = 3968 \text{ кг сухого повітря,}$$

вологого повітря:

$$L_{ВОЛ} = L \cdot X_0 = 3968 \cdot 1{,}011 = 4011 кг,$$

кількість вологи:

$$G_{ВОЛ} = L_{ВОЛ} - L = 4011 - 3968 = 43 кг.$$

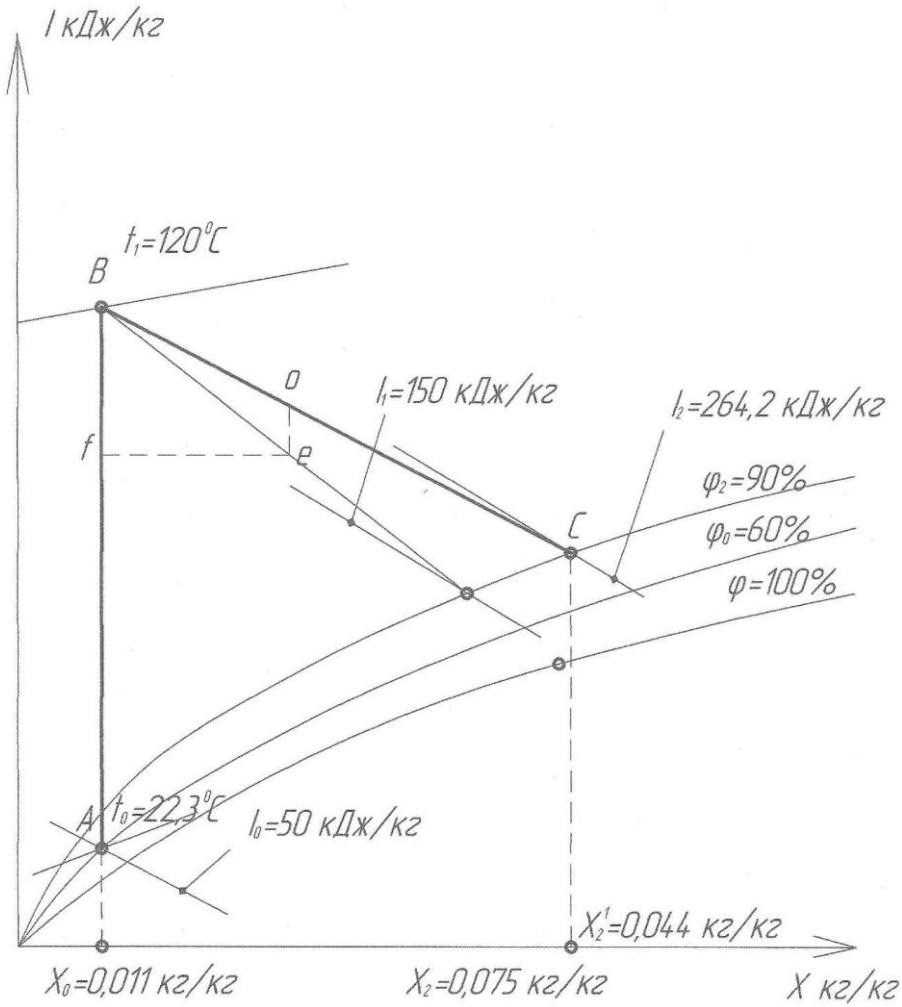

Рисунок 3.2 – Зображення процесу сушіння на діаграмі Рамзіна

Таблиця 3.5– Матеріальний баланс стадії сушки

Надходження, кг		Витрата, кг	
вугільна шихта :	960	Вугільна шихта:	832
вугілля	785	вугілля	785
волога	167	волога	39
Ацетон	8	Ацетон	8
Повітря на сушку :	3968+43=4011	Повітря, що виходить з абсорбера:	3968+171=4139
сухе повітря	3968	сухе повітря	3968
волога	43	волога	3968х0,043=171
Усього : 4011+960=4971		Усього : 4139+832=4971	

По діаграмі Рамзіна I–X ентальпія повітря:

$I_0 = 50$ кДж/кг; $I_1 = 150$ кДж/кг; $I_2 = 264{,}3$ кДж/кг.

Питома кількість тепла на нагрівання повітря в калорифері:

$$q = l-(I_1 - I_0) = 31-(150-50) = 3100 \text{ кДж/кг вологи.}$$

Загальна витрата теплоти:

$$Q = q \cdot W = 3100 \cdot 128 = 396800 \text{ кДж.}$$

Вологість вугілля після десорбції:

$$\varpi = \frac{w \cdot 100}{785} = \frac{167 \cdot 100}{785} = 21\% .$$

Вологість вугілля після сушіння 5% (див. стадію десорбції), за графіком рис. 3.2 [8], тривалість сушіння від початкової вологості 21% до кінцевої 5% приблизно 90 хв., тобто $\tau_C = 1{,}5$ *години*

Таблиця 3.6 – Тепловий баланс стадії сушки

Стаття балансу	кількість теплоти , кДж
Надходження теплоти	
Кількість теплоти, що надходить з повітрям: $Q_П = L_{ВОЛ} \cdot I_0 = 4011 \cdot 50 = 200550$ *кДж*	200550
Кількість теплоти в калорифері з урахуванням втрат : $Q_K = L_{ВОЛ} \cdot (I_1 - I_0) = 4011 \cdot (150 - 50) = 401100$ *кДж*	401100
Кількість теплоти у вугіллі перед адсорбцією : $Q_y = G_y \cdot C_y \cdot t_v + W \cdot C_{вл} \cdot t_Y = 785 \cdot 0{,}838 \cdot 100 + 128 \cdot 4{,}19 \cdot 100 = 119420$ *кДж*	119420
Кількість теплоти, принесене апаратом : $Q_{АП} = G_{АБ} \cdot C_{АБ} \cdot t_{АБ} + G_{І3} \cdot C_{І3} \cdot t_{І3} = 2200 \cdot 0{,}482 \cdot 100 + 1000 \cdot 0{,}817 \cdot 70 = 163230$ *кДж*	163230
Всього :	884300

Витрата теплоти Кількість теплоти, яке уноситься з відпрацьованим повітрям : $Q_{П}^{1} = L \cdot I_2$ =4011 · 264,3 = 1060100 кДж	1060100
На компенсацію теплоти змочування : $Wq_{зм}$ = G_{WY} · –7863 = 39 · –7863 = –306657 *кДж*	–306657
Кількість теплоти у висушеному вугіллі : $Q_{Y}^{1} = G_{CY} \cdot C_{CY} \cdot t_Y + G_{WY} \cdot C_{BП} \cdot t_y$=746 · 0,838 · 60+39 · 4,19 · 60= 47314 *кДж*	47314
Кількість теплоти в апараті після сушіння : $Q_{A}^{1} = G_{АБ} \cdot C_{АБ} \cdot t_{АБ}$ = 2200 · 0,482 · 60 = 63624 *кДж′*	63624
втрати теплоти : $Q_{ВТ} = Q_K \cdot 0{,}05$ = 401100 · 0,05 = 20055 кДж	20055
Всього:	884300

3.5 Розрахунок стадії охолодження

Охолодження активного вугілля повітрям у адсорберах періодичної дії являє собою випадок нестаціонарного теплообміну між нерухомим шаром і потоком газу. Процес охолодження може бути розрахований лише приблизно. Швидкість охолодження може бути розрахований лише приблизно. Швидкість повітря на повний переріз шару приймаємо 0,1... 0,75 м/с.

Фіктивну швидкість повітря на вході в шар вугілля приймаємо рівною швидкості повітря на стадії сушіння.

Витрата повітря, яке охолоджується, в одиницю часу при рівних швидкостях можна приймати рівним його витраті на сушіння, тоді швидкість подачі повітря:

$$W_{ф} = \frac{L}{3600 \cdot 0{,}785 \cdot D^2 \cdot \rho_{П}} = \frac{3968}{3600 \cdot 0{,}785 \cdot 2^2 \cdot 1{,}21} = 0{,}292 \text{ м/с.}$$

Критерій Рейнольдса:

$$\mathrm{Re} = \frac{W_{ф} \cdot \rho_{П} \cdot d_e}{\mu_{П}} = \frac{0{,}292 \cdot 1{,}2 \cdot 0{,}0014}{0{,}018 \cdot 10^{-3}} = 27{,}3.$$

Коефіцієнт тепловіддачі:

$$\alpha = 0{,}23 \cdot \frac{\lambda_{П}}{d_E} \cdot \mathrm{Re}^{0.86} = 0{,}23 \cdot \frac{0{,}025}{0{,}0014} \cdot 27{,}3^{0.86} = 70{,}5 Вт/м^2 \cdot К,$$

де $\lambda_{П}$ = 0,025 $Вт/м^2 \cdot К$ – теплопровідність повітря.

Вводимо поправку на внутрішній термічний опір зерен вугілля. Визначаємо критерій Біо:

$$Bi = \frac{\alpha \cdot \frac{d_E}{2}}{\lambda_Y} = \frac{70{,}5 \cdot \frac{0{,}0014}{2}}{0{,}17} = 0{,}29,$$

де λ_Y = 0,17 $Вт/м^2 \cdot К$ – теплопровідність вугілля.

Уточнений коефіцієнт тепловіддачі:

$$\alpha_1 = \frac{\alpha}{1+\frac{1}{5}\cdot Bi} = \frac{70.5}{1+\frac{1}{5}\cdot 0.29} = 69\ Вт/м^2\cdot К.$$

Об'ємний коефіцієнт теплопередачі:

$$\alpha_V = \alpha_1 \frac{6\cdot(1-\varepsilon)}{d} = 69\cdot\frac{6\cdot(1-0{,}375)}{0{,}0014} = 18436\ Вт/м^2\cdot К.$$

Якщо вологість вугілля 5%, так як на вугіллі залишається 39 кг вологи, то теплоємкість вугілля з цієї вологістю дорівнює:

$C_у = (C_{Cу} + 0{,}05)\cdot 4{,}19 = (0{,}2 + 0{,}05)\cdot 4{,}19 = 1{,}0475$ *кДж*/кг·К,

Водяне число вугільного шару:

$$W_Y = G_{cy}\cdot C_y = 785\cdot 1{,}0475 = 822{,}3\ кДж/К,$$

Водяне число потоку повітря:

$$W_П = L\cdot C_П = 3968\cdot 1{,}01 = 3990\ кДж/К,$$

Визначаємо тривалість процесу охолодження:

$$\tau = \left(\frac{W_Y}{\alpha_V\cdot\frac{G_Y}{\rho_{CY}}} + \frac{W_Y}{W_П}\right)\cdot\ln\frac{t_Y^1 - t_П^1}{t_Y^{11} - t_П} = \left(\frac{822{,}3}{18436\cdot\frac{785}{500}} + \frac{822{,}3}{3990}\right)\cdot\ln\frac{60-22{,}3}{25-22{,}3} = 0{,}55ч,$$

де $t_Y^{11} = 25°$ С – Температура вугілля після охолодження.

Приймаємо $\tau_{охол} = 1$ година.

Визначимо орієнтовно середню температуру, до якої остудиться адсорбер та ізоляція, з умови охолодження середовища з постійною температурою.

Водяне число для конструкції адсорбера:

$$W_A = G_A\cdot C_A = 2200\cdot 0{,}482 = 1060{,}4\ кДж/К.$$

Водяне число для теплоізоляції:

$$W_{I3} = G_{I3}\cdot C_{I3} = 1000 - 0{,}817 = 817\ кДж/К.$$

Водяне число для ізольованого адсорбера:

$$W = W_A + W_{I3} = 1060{,}4 + 817 = 1877{,}4\ кДж/К.$$

Середня початкова температура конструкції адсорбера з теплоізоляцією:

$$t^1 = \frac{W_A\cdot t_Y + W_{I3}\cdot t_{I3}}{W} = \frac{1060{,}4\cdot 60 + 817\cdot 50}{1877{,}4} = 55{,}65^0 C.$$

Істинна швидкість повітря в вугіллі:

$$W_Y = \frac{W_Ф}{\varepsilon} = \frac{0{,}292}{0{,}375} = 0{,}78 м/с.$$

Критерій Рейнольдса:

$$\mathrm{Re} = \frac{W_Y \cdot L_Y \cdot \rho_П}{\mu_П} = \frac{0,78 \cdot 0,5 \cdot 1,2}{0,375} = 24870.$$

Коефіцієнт тепловіддачі від стінок адсорбера до повітря:

$$\alpha_П = 0,032 \cdot \frac{\lambda_П}{L_Y} \cdot \mathrm{Re}^{0,8} = 0,032 \cdot \frac{0,025}{0,5} \cdot 24870^{0,8} = 5,2 \ Вт/м^2 \cdot К$$

Сумарний коефіцієнт тепловіддачі:

$$\alpha = \left(\frac{1}{\alpha_П} + \frac{\delta_{ст}}{\lambda_{ст}} + \frac{\delta_{із}}{\lambda_{із}} \right)^{-1} = \left(\frac{1}{5,2} + \frac{0,008}{46,5} + \frac{0,08}{0,151} \right)^{-1} = 1,4 \ Вт/м^2 \cdot К$$

де товщини стінок корпусу та ізоляції $\delta_{ст} = 0,008$м $\delta_{із} = 0,08$м;
і їх теплопровідність $\lambda_{ст} = 46,5 \ Вт/м \cdot К$ $\lambda_{із} = 0,151 \ Вт/м \cdot К$.
Площа поверхні адсорбера:

$$F_A = \frac{2 \cdot \pi \cdot D^2}{4} + \pi \cdot D \cdot H = \frac{2 \cdot 3,14 \cdot 2^2}{2} + 3,14 \cdot 2 \cdot 1 = 12,56 \ м^2$$

Середнє значення температури t_1 стінок адсорбера з ізоляцією за рахунок охолодження повітрям:

$$\ln(t^{11} - t_П) = \ln(t_1 - t_П) - \frac{\alpha \cdot F_A \cdot \tau_{охол}}{W}$$

$$\ln(t^{11} - 22,3) = \ln(55,65 - 22,3) - \frac{1,4 \cdot 12,56 \cdot 1}{1877,4}$$

$$\ln(t^{11} - 22,3) = 3,5$$

$$t^{11} - 22,3 = 33$$

$$t^{11} = 55,3^0 C$$

Середня температура відпрацьованого повітря:

$$t_{ПСЕР} = t^1_П + \frac{W_Y}{W_П \cdot \tau_{охол}}(t^1_П - t^{11}_Y) + \frac{W}{W_П \cdot \tau_{охол}}(t^1 - t^{11}) = 22,3 + \frac{822,3}{3990 \cdot 1}(60 - 25) + \frac{1877,4}{3990 \cdot 1}(55,65 - 55,3) =$$

$$= 29,6^0 C$$

Втрати тепла апаратом у навколишнє середовище орієнтовно дорівнюють 3%, що становить:

$$Q_{вт} = \left[W_Y \cdot (t^1_y - t^{11}_y) + W \cdot (t^1 - t^{11}) \right] \cdot 0,03 = \left[822,3 \cdot (60 - 25) + 1877,4 \cdot (55,65 - 55,3) \right] \cdot 0,03$$

= 882 *кДж* Середня кінцева температура адсорбера з ізоляцією:

$$t^1_{СЕР} = t^{11} - \frac{Q_{вт}}{W} = 55,3 - \frac{882}{1877,4} = 54,8^0 C \approx 55^0 C.$$

Матеріальний баланс.

Надходження

Кількість вугілля в адсорбері Q_A = 785кг.

Кількість повітря для охолодження Lв=40 11 кг.

Витрата

Кількість вугілля в адсорбері залишається без зміни Gу=785 кг. Протягом процесу охолодження з адсорбера вийде стільки ж відпрацьованого повітря, скільки надійшло свіжого, а саме Lвід=4011 кг. Тепловий баланс наведений в табл. 3.7.

Таблиця 3.7 – Тепловий баланс стадії охолодження

Стаття балансу	кількість теплоти, кДж
Надходження теплоти	
Перед охолодженням система містить теплоти :	
вугілля $Q_Y^1 = W_Y \cdot t_Y^1 = 822{,}3 \cdot 60 = 49338$ *кДж*	49338
адсорбер $Q_A^1 = W_A \cdot t_Y^1 = 1060{,}4 \cdot 60 = 63624$ *кДж*	63624
ізоляція $Q_{iз}^1 = W_{iз} \cdot t_{iз} = 817 \cdot 50 = 40850$ *кДж*	40850
з повітрям $Q_П^1 = W_П \cdot \tau_{ОХОЛ} \cdot t_П = 3990 \cdot 1 \cdot 22{,}3 = 88977$ *кДж*	88977
	Всього 242790
Витрата теплоти :	
Після охолодження :	
вугілля	16446
$Q_У^{11} = W_У \cdot t_Y^{11} = 822{,}3 \cdot 20 = 16446$ *кДж*	572624
адсорбер	44118
$Q_{АД}^{11} = W_A \cdot t_{сер}^{11} = 1060{,}4 \cdot 55 = 572624$ *кДж*	118100
ізоляція $Q_{iз}^{11} = W_{iз} \cdot t_{сер}^{11} = 817 \cdot 55 = 44118$ *кДж*	882
З відпрацьованим повітрям	5977
$Q_П^1 = W_П \cdot \tau_{ОХОЛ} \cdot t_{ПСЕР} = 3990 \cdot 1 \cdot 29{,}6 = 118100$ *кДж*	Усього:242790
втрати тепла $Q_{ВТ}^1 = 882$ *кДж*	

Розбіжність у балансі: $\frac{5977}{242790} \cdot 100 = 2{,}5\% < [3\%]$

4 КОНСТРУКТИВНИЙ РОЗРАХУНОК

4.1 Розрахунок числа адсорберів

Загальна тривалість рекуперації в одному адсорбері:

$$\tau = \tau_{ад} + \tau_{дес} + \tau_{суш} + \tau_{охол} = 2,5+1+1,5+1 = 6 \text{ год.}$$

Число адсорберів m, необхідне для забезпечення заданої добової продуктивності $V_{доб}=1860 \cdot 24=44640$ $м^3$. Кількість пароповітряної суміші, що відпрацьовується за одну операцію $V_о=4650$ $м^3$ (див. стадію адсорбції).

Число необхідних операцій на добу:

$$n_{доб} = \frac{V_{доб}}{V_0} = \frac{44640}{4650} = 9,6.$$

Кількість операцій за добу в одному адсорбері:

$$n_1 = \frac{24}{\tau} = \frac{24}{6} = 4.$$

Число адсорберів:

$$m = \frac{n_{доб}}{n_1} = \frac{9,6}{4} = 2,4.$$

Приймаємо 3 адсорбера.

4.2 Розрахунок штуцерів і вибір фланців

4.2.1 Діаметр патрубка входу пароповітряної суміші

$$D_1 = \sqrt{\frac{4 \cdot V}{\pi \cdot \varpi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 1860}{3,14 \cdot 3600}} = 0,256 \text{ м},$$

де $\varpi = \left(10..25 \frac{м}{с}\right)$ – швидкість пари в патрубку [2];

Приймаємо стандартне значення умовного проходу патрубка $D_{У1}$=300 *мм*.

4.2.2 Діаметр патрубка входу гріючої пари

$$D_2 = \sqrt{\frac{4 \cdot V}{\pi \cdot \rho_П \cdot \varpi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 1860}{3,14 \cdot 2,12 \cdot 10 \cdot 3600}} = 0,078 \text{ м},$$

де $\rho_П$ – щільність гріючої пари при t = 142,9°С;

Приймаємо стандартне значення умовного проходу патрубка $D_{У2} = 100$ мм.

4.2.3 Діаметр патрубка виходу конденсату

$$D_3 = \sqrt{\frac{4 \cdot V}{\pi \cdot \rho_К \cdot \varpi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 1860}{3,14 \cdot 0,5 \cdot 3600}} = 0,021 \text{ м},$$

де $\varpi = \left(0,5..3 \frac{м}{с}\right)$ – швидкість рідини в патрубку [2];

$\rho_К$ – щільність конденсату при t = 142,9 °С;

Приймаємо стандартне значення умовного проходу патрубка $D_{У3}$ = 25 *мм*.

4.2.4 Розміри фланців патрубків по ГОСТ 1255 – 73

Таблиця 4.1 – Розміри фланців патрубків

$P_у$, МПа	$D_у$	$D_н$	$D_ф$	D_6	D_1	dб	Z шт	h
0,6	25	32	100	75	60	М10	4	10
0,6	100	108	205	170	148	М16	4	10
0,6	300	325	435	395	365	М20	12	18

Ескіз фланця патрубка наведений на рис. 4.1.

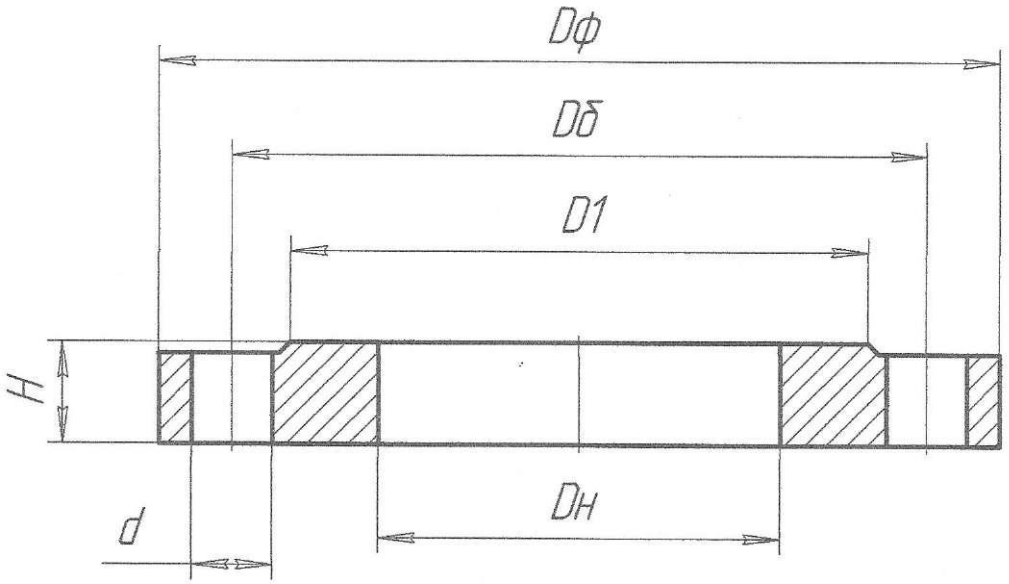

Рисунок 4.1– Ескіз фланця патрубка

5. ГІДРАВЛІЧНИЙ РОЗРАХУНОК

У гідравлічному розрахунку визначаємо гідравлічний опір адсорбера на стадії адсорбції і за результатами розрахунку зробимо вибір вентилятора або газодувки. Критерій Рейнольдса [4]:

$$\mathrm{Re} = \frac{2}{3} \cdot \frac{\Phi}{1-\varepsilon} \cdot \mathrm{Re}_0 = \frac{2}{3} \cdot \frac{0,6}{1-0,375} \cdot 41,3 = 35,7,$$

де Ф=0,6– Фактор форми гранул вугілля [3] при $\frac{h}{d} = \frac{5мм}{3мм} = 1,67$;

$\varepsilon = 0,375$ – порозність шару;

$\mathrm{Re}_0 = 41,3$ – режим руху пароповітряної суміші.

Коефіцієнт тертя [3]:

$$\lambda = \frac{123}{\mathrm{Re}} + 2,34 = \frac{123}{35,7} + 2,34 = 5,78$$

Гідравлічний опір шару вугілля:

$$\Delta P_C = \frac{\lambda \cdot H \cdot a \cdot \rho_Y \cdot w_0^{\,2}}{8 \cdot \varepsilon^3} = \frac{5,78 \cdot 0,5 \cdot 710 \cdot 1,211 \cdot 0,439^2}{8 \cdot 0,375^3} = 2050 Па$$

Секундна витрата пароповітряної суміші:

$$V = \frac{1860}{3600} = 0,516 \ \ м^3/с$$

Приймаємо до установки вентилятор типу Ц1–2070 з витратою V = 0,575 $м^3/с$ і тиском ΔP_C = 1280 Па [4]

6. Розрахунок на міцність

6.1. Товщина стінки обичайки

Товщину стінки визначаємо за ф. 13.5 [4].

$$S_1 \geq \frac{P_1 \cdot D_K}{2 \cdot \sigma \cdot \varphi - P_1} + c = \frac{0,5 \cdot 2}{2 \cdot 140 \cdot 0,8 - 0,5} + 0,001 = 0,0055 м = 5,5 мм,$$

де P_1 = 1,25 –0,4 = 0,5 $МПа$ – Пробний тиск гідравлічного випробування;
D_K = 2$м$ – діаметр корпусу;
0,4 МПа – тиск гріючої пари;
1,25 – коефіцієнт запасу;
0,4 МПа – тиск гріючої пари;
$\sigma = 140 \frac{МН}{м^2}$ допустиме напруження сталі Ст.3 [4];
с = 0,001 м – надбавка на корозію;
φ = 0,8 – Коефіцієнт міцності зварного шва.
Приймаємо стандартну товщину стінки обичайки S_1 = 8 мм.

6.2 Товщина стінки конічного днища

Товщину стінки визначаємо за ф.13.17 [4].

$$S_2 \geq \frac{P \cdot D_K \cdot \frac{1}{\cos\alpha}}{2 \cdot \sigma \cdot \varphi - P_1} + c = \frac{0,5 \cdot 2 \cdot \frac{1}{\cos 45^0}}{2 \cdot 140 \cdot 0,8 - 0,5} + 0,001 = 0,0073 м = 7,3 мм$$

де P = 0,2 $МПа$ – пробний тиск гідравлічного випробування;
α = 45° – половина кута при вершині конуса.
Приймаємо стандартну товщину днища S_2 = 8 мм.

6.3 Вибір опор

Для вибору опор адсорбера визначимо орієнтовний вага конструкції при заповненні її водою для гідравлічних випробувань. маса апарата [5]: m_1=3800 кг.
Маса води при гідравлічному випробуванні:

$$m_d = (0,785 \cdot D_K^{\,2} \cdot H_K + 0,785 \cdot D_K^{\,2} \cdot H_Д) \cdot \rho_в = (0,785 \cdot 2^2 \cdot 1 + 0,785 \cdot 2^2 \cdot 0,5) \cdot 1000 = 4710 кг$$

де $\rho_в = 1000 \frac{кг}{м^3}$ – густина води;

$H_Д$=0,5 м – висота конічного днища.

Загальна вага апарата:

$$G = 9.81 \cdot (m_1 + m_B) = 9{,}81 \cdot (3800 + 4710) = 83483H = 0{,}083MH .$$

Приймаємо чотири опори тоді навантаження на одну опору складе 0,021 МН.

За максимальному навантаженні G = 0,021 МН приймаємо стандартну опору для вертикальних апаратів на навантаження 0,16 МН [5].

Основні розміри опори: H=120 мм, L=60 мм, B=50 мм, S=4 мм, a =20 мм d=12 мм, l=20 мм,

Умовне позначення опори типу 1, виконання А на навантаження 0,16 МН з підкладним листом товщиною 8 мм:

«Опора ОВ – 1 – А – 160000 – 8 ОН 26 – 01 – 69 – 68»

Ескіз опори наведений на рис.6.1.

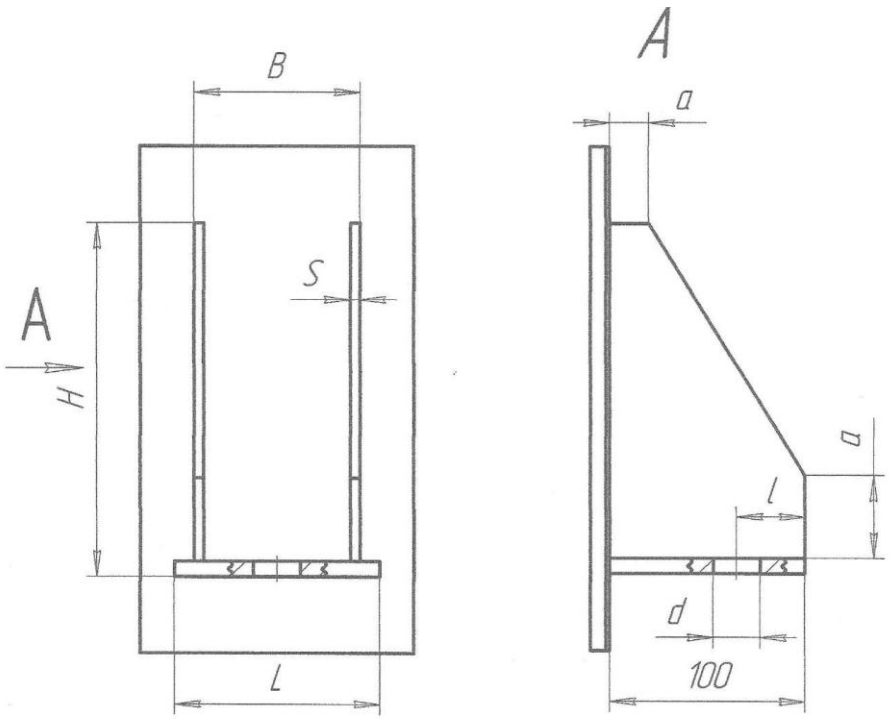

Рисунок 6.1 – Ескіз опори

СПИСОК ЛІТЕРАТУРИ

1. Методичні вказівки до оформлення курсового проекту з курсу “Основні процеси та апарати хімічної технології ” для студентів IV–V курсів усіх спеціальностей і форм навчання / Укл.: В.І. Зражевський. – Дніпропетровськ: ДВНЗ УДХТУ, 2011. – 28 с.

2. Киднянц И.Л. и др. Химический энциклопедический словарь. – М. Советская энциклопедия, 1983. – 792 с.

3. Павлов К.Ф., Раманков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. – Л.: Химия, 1981. – 575 с.

4. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. – М.: Химия, 1971. – 750 с.
5. Дытнерский А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. – М.: Химия, 1991. – 496 с.
6. Лащинский А.А., Толчинский А.Р. Основы конструирования и расчета химической аппаратуры: Справочник. – М.-Л. – Машиностроение, 1971. – 748 с.
7. Плановский А.Н., Рамм В.М., Качан С.З. Процесы и аппараты химической технологии. – М.: Госхимиздат, 1968. – 843 с.
8. Рид Р. Свойства газов и жидкостей. – Л. Химия, 1982. – 592 с.