

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
СХІДНОУКРАЇНСЬКИЙ НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ
ім. Володимира Даля

Кафедра фармації,
виробництва та технологій

МЕТОДИЧНІ ВКАЗІВКИ

до контрольної роботи з дисципліни

"Процеси та апарати хіміко-фармацевтичних виробництв"

(для студентів напряму підготовки 226 «Фармація, промислова фармація»
заочної форми навчання 2 курс 4 семестр)

Затверджені на засіданні
кафедри фармації,
виробництва та технологій.
Протокол № 8
від "15"березня 2024 р.

Київ, 2024

УДК 615.471

Методичні вказівки до виконання контрольної роботи з дисципліни "Процеси та апарати хіміко-фармацевтичних виробництв" (для студентів напряму підготовки 226 «Фармація, промислова фармація» заочної форми навчання 2 курс 4 семестр) / укладач Корчуганова О. М. – Київ: СНУ ім. В. Даля. 2024 – 43 с.

Приведені контрольні завдання з дисципліни "Процеси та апарати хіміко-фармацевтичних виробництв" по темам: "Показники ефективності процесу", "Витратні коефіцієнти", «Гідравліка», «Теплообмін», «Ректифікація»

Укладач:

О. М. Корчуганова, к.т.н., доцент

Рецензент:

В.Ю. Тарасов, д.т.н., професор

Відповідальний за випуск:

О.І. Захарова, к.х.н., доцент

ЗМІСТ

Вступ	4
Короткі теоретичні відомості	5
Варіанти контрольних завдань	18
Зразок виконання контрольної роботи	28
Додаток А.	42
Додаток Б.	43
Література	43

ВСТУП

Наведені в даному курсі матеріали спрямовані на ознайомлення здобувачів вищої освіти з фундаментальними знаннями теоретичних положень формування теоретичних основ процесів тепло- та масообміну, рішення теоретичних і прикладних задач, аналіз механізмів типових технологічних процесів, що виявляють загальні закономірності їх протікання у фармацевтичній апаратурі, вивчення основних розповсюджених конструкцій апаратів та методи їх розрахунку; набуття практичних навичок, формування систематичних знань та забезпечення теоретичної бази для подальшого вивчення спеціальних дисциплін

Дисципліна ґрунтується на знаннях, одержаних здобувачами освіти при вивченні навчальних дисциплін: «Безпека життєдіяльності, основи охорони праці, цивільний захист»; «Інформаційні технології»; «Фізика»; «Загальна і неорганічна хімія»; «Фармацевтична ботаніка»; «Теоретична механіка і опір матеріалів»; «Органічна хімія» та «Фізична і колоїдна хімія

Програмні результати навчання:

Коректне використовувати у професійній діяльності термінологію та основні поняття хімії, фармакології, фармакогнозії, хімічних технологій, процесів і обладнання виробництв хімічних речовин та матеріалів на їх основі.

Застосовувати методи спостереження, опису, ідентифікації та класифікації об'єктів фармацевтичної технології та промислової продукції. Знати і розуміти механізми і кінетику хімічних процесів, ефективно використовувати їх при проектуванні і вдосконаленні технологічних процесів та апаратів фармацевтичної промисловості. Аналізувати процеси і явища, які спостерігаються в фармацевтичній технології.

1. КОРОТКІ ТЕОРЕТИЧНІ ВІДОМОСТІ

1.1 Ефективність хіміко-технологічних та фармацевтичних технологічних процесів

На фармацевтичних та хімічних підприємствах із сировини мінерального, рослинного або тваринного походження й різних проміжних продуктів їхньої переробки виготовляють понад мільярд тон на рік продукції сотень тисяч найменувань. При величезних розходженнях у масштабах виробництва (від десятків тон до десятків мільйонів тон на рік) і номенклатурі продукції всі хімічні та фармацевтичні підприємства мають загальні принципи побудови й загальні напрямки розвитку й удосконалювання. Будь-яке виробництво включає технологічні стадії прийому й підготовки сировини, хімічного перетворення, поділу реакційної маси, виділення цільового продукту, його очищення, відвантаження й відправлення споживачеві, а також очищення й переробки відходів і викидів. Крім сировини хімічні та фармацевтичні виробництва в значних кількостях споживають воду, пару й електроенергію.

Ефективність виробництва визначається економічними показниками, і її підвищення досягається зниженням витрат сировини й матеріалів, енергії, капітальних вкладень, підвищенням продуктивності праці й зниженням кількості відходів. Основна частка витрат при виробництві хімічної продукції доводиться на сировину (до 70%) і енергію (до 40%). Зниження їхньої витрати на одиницю продукції дає найбільший економічний і екологічний ефект. Кардинальний шлях зниження цих витрат складається у використанні нових реакцій і каталітичних процесів, що дозволяють одержувати з дешевої сировини тільки необхідні продукти, уникаючи утворення відходів, у м'яких умовах, з мінімальними витратами енергії й високою продуктивністю.

Визначаючи мету хімічної технології як науки: створення економічного способу виробництва необхідних людству продуктів (з використанням хімічних перетворень), – необхідно визначити показники виробництва, які характеризують його досконалість і ефективність. Можна виділити наступні групи

показників – технологічні, економічні, експлуатаційні і соціальні.

Технологічні показники характеризують технологічну досконалість розглянутого виробництва. Серед них найголовнішими є наступні:

Ступінь перетворення – показує наскільки повно в хіміко-технологічному процесі використовується сировина, таким чином – це частка сировини, яка прийняла участь в хімічному перетворенні.

Для хімічної реакції: $aA + bB \rightarrow cC + dD$ можна розрахувати ступені перетворення для сировини A та сировини B .

$$x_A = \frac{n_{0A} - n_A}{n_{0A}}$$

де n_{0A} – кількість молей речовини A в вихідній реакційній суміші;

n_A – кількість молей речовини A після закінчення процесу перетворення (залишок реагенту). Ступінь перетворення речовини A лежить в межах $0 \leq x_A \leq 1$. Відповідно ступінь перетворення речовини B розраховується за рівнянням:

$$x_B = \frac{n_{0B} - n_B}{n_{0B}}$$

Якщо реагенти A та B взято в стехіометричному співвідношенні $x_A = x_B$, якщо реагент B взято з надлишком $x_A > x_B$, якщо реагент B взято з нестачею, навпаки $x_A < x_B$.

Не завжди можна досягнути повного перетворення реагентів, більшість хімічних реакцій є зворотною. Максимальний ступінь перетворення в таких реакціях – рівноважний ступінь перетворення.

$$x_A^* = \frac{n_{0A} - n_A^*}{n_{0A}}$$

де n_A^* – кількість молей речовини A в рівноважній суміші.

Наступний технологічний показник ефективності – вихід продукту – відношення реально одержаної кількості продукту до його максимально можливої кількості:

$$y_D = \frac{n_D}{n_{D_{\max}}},$$

де n_D – реально одержана кількість речовини D ;

$n_{D_{\max}}$ – максимально можлива кількість речовини D .

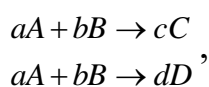
Для різних типів реакцій величина $n_{D_{\max}}$ розраховується по-різному.

Так для простих незворотних реакцій максимальна кількість продукту розраховується за стехіометрією хімічної реакції, виходячи з кількості реагенту, який взято з нестачею. Отже, для простої незворотної реакції вихід продукту чисельно дорівнює ступені перетворення сировини, взятої для процесу з нестачею.

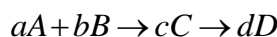
Для зворотної хімічної реакції максимальна кількість продукту обумовлена рівновагою процесу, і $n_{D_{\max}} = n_D^*$, отже:

$$y_D = \frac{n_D}{n_D^*}$$

У випадку протікання паралельних:

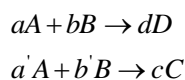


або послідовних реакцій:



можливо утворення побічних продуктів процесу. В цьому випадку максимальна кількість продукту та, яку було б одержано якби вся сировина витрачалася на утворення цільового продукту.

Селективність процесу дозволяє оцінити ефективність основної реакції в порівнянні з побічними реакціями, таким чином **селективність** – відношення кількості основного компонента сировини, перетвореного на цільовий продукт до загальної кількості компонента A , що прийняв участь у всіх хімічних перетвореннях даного хіміко-технологічного процесу. Наприклад в хіміко-технологічному процесі протікає цільова реакція утворення продукту D та побічна реакція утворення продукту C .



Тоді селективність такого процесу можна обчислити так:

$$S = \frac{n_{A \rightarrow D}}{n_{A \rightarrow D} + n_{A \rightarrow C}},$$

де $n_{A \rightarrow D}$ - кількість речовини A , що взяла участь в одержанні цільового продукту;

$n_{A \rightarrow D} + n_{A \rightarrow C}$ - загальна кількість речовини A , що взяла участь у всіх хімічних перетвореннях. Селективність можна розрахувати через ступені перетворення речовини A .

$$S = \frac{x_{A \rightarrow D}}{x_A}.$$

Економічні показники ефективності

Економічні показники визначають економічну привабливість виробництва, як правило, це потужність виробництва, собівартість продукції та інтенсивність використання устаткування.

Продуктивність Π – випуск продукції за одиницю часу. Розрізняють річну, добову, годинну продуктивність. Максимальну продуктивність називають потужністю виробництва. Звичайно, це проектна характеристика.

$$\Pi = \frac{G}{\tau},$$

де G – випуск продукції (тонна, кг, м³);

τ – час (рік, доба, година).

Хімічне виробництво працює 300-330 діб у році, тобто за винятком часу на планово-попереджувальні ремонти і можливі аварійні зупинки.

Сучасні промислові виробництва досягають високої продуктивності:

- виробництво аміаку - 450 тис. т/рік (1360 т/доб);
- виробництво сірчаної кислоти - 500 тис.т/рік (1500 т/доб);
- виробництво метанолу - 250 тис.т/рік (750 т/доб).

Звісно, що потужності фармацевтичних виробництв набагато менші. Але фармацевтичні виробництва, зазвичай відрізняються невеликими потужностями та різноманітним асортиментом.

Собівартість – витрати виробника на одержання одиниці продукції.

Інтенсивність – продуктивність, віднесена до величини, яка характеризує розмір апарату – об'єм, площу перетину.

$$I = \frac{P}{V},$$

де P – продуктивність процесу в апараті;

V – об'єм або площа перетину, в залежності від типу апарату.

Інтенсивність вимірюється в таких одиницях $\text{кг}/(\text{год} \cdot \text{м}^3)$, $\text{т}/(\text{доб} \cdot \text{м}^2)$ та ін.

У випадку аналізу каталітичних реакторів інтенсивність розраховують як відношення продуктивності до об'єму або маси каталізатору, який завантажено до реактору. Таку величину називають продуктивністю каталізатору, або його напруженістю.

Витратний коефіцієнт - є важливим показником технічної досконалості виробництва і визначає витрати сировини й енергії на одиницю виробничої продукції :

$$A_i = G_i / G,$$

де G_i – витрати i -го виду сировини, при виробництві продукту продуктивністю G .

Витратні коефіцієнти мають розмірність $\text{т}/\text{т}$, $\text{м}^3/\text{т}$, $\text{м}^3/\text{м}^3$.

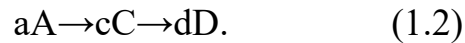
Розрізняють теоретичні витратні коефіцієнти, які розраховують тільки за рівняннями реакцій та практичні витратні коефіцієнти, які враховують склад та ступінь перетворення сировини, вихід продукту, селективність процесу, надлишок окремих видів сировини. Витратні коефіцієнти за різними видами сировини різні.

1.1.1 Типовий алгоритм розв'язання задач з визначення витратних коефіцієнтів

Для вирішення задач з визначення витратних коефіцієнтів слід пам'ятати, що в основу будь-якої хімічної технології покладено хімічні перетворення, які зображують у вигляді хімічних реакцій:



або схеми перетворень.



Насамперед слід визначитися з тим, яка речовина є цільовим продуктом хімічної технології, та в яких одиницях маси (т, кг) або об'єму (м³) доцільно вимірювати його кількість.

За стехіометричними розрахунками визначають теоретичні витратні коефіцієнти. Для стехіометричних розрахунків доцільно використовувати мольні кількості речовин, визначати які можна визначити виходячи з маси речовини (рис.1), а для газів ще і з об'єму (рис.2).

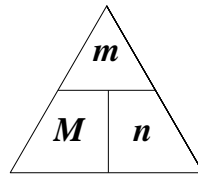


Рис.1 $m = M * n \Rightarrow n = \frac{m}{M}$

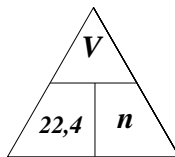


Рис.2 $V = 22,4 * n \Rightarrow n = \frac{V}{22,4}$

Так, якщо у рівнянні (1.1) цільовим продуктом є речовина С, то витратні коефіцієнти слід визначати для двох видів сировини – А та В для одержання 1т речовини С (якщо не має інших умов). Спочатку визначають теоретичні витратні коефіцієнти за стехіометричними розрахунками по реакції (1.1). Якщо хімічний продукт має кваліфікацію «технічний», слід враховувати вміст основної речовини в технічному продукті.

$$n_D = \frac{1000}{M_D} \quad (1.3)$$

$$n_A^p = \frac{n_D}{d} * a \quad m_A^p = n_A * M_A \quad (1.4)$$

$$n_B^p = \frac{n_D}{d} * b \quad m_B^p = n_B * M_B \quad (1.5)$$

Далі враховують показники ефективності технологічних процесів – ступінь перетворення різних видів сировини (x_A та x_B), вихід продукту D, селективність процесу.

Так, якщо для технологічного процесу визначені ступені перетворення x_A та x_B , то практичні кількості видів сировини А та В слід визначати з їх урахуванням.

$$m_A^{np} = \frac{m_A^p}{x_A} \quad m_B^{np} = \frac{m_B^p}{x_B} \quad (1.6)$$

Іноді умовами проведення процесу визначають ступень перетворення лише одного виду сировини, а для іншого виду вказують надлишок A у відсотках до розрахованої за реакцією кількості, або коефіцієнт надлишку α , що може бути одержаний так:

$$\alpha = \frac{100 + A}{100}. \quad (1.7)$$

На коефіцієнт надлишку помножують розраховану кількість сировини.

Найчастіше сировина, яку використовують містить інертні або шкідливі домішки: розчини окрім розчиненої речовини містять воду, повітря крім кисню містять азот та ін. Врахувати кількість домішок можна знаючи концентрацію основної речовини в сировині:

$$m_A^{cup} = \frac{m_A^{np}}{C_A} * 100, \quad (1.8)$$

де C_A – концентрація основної речовини в сировині (% мас.).

Інколи концентрація основної речовини вказується в перерахунку на масу іншої сполуки, наприклад – концентрація сірки в колчедані, концентрація оксиду фосфору в апатитовому концентраті та ін. В таких випадках необхідно розрахувати теоретичну концентрацію однієї речовини в іншій згідно молекулярних мас цих сполук. Наприклад, теоретична концентрація сірки в колчедані

FeS₂ складе:

$$C_S^{теор} = \frac{2 * M_S}{M_{FeS_2}} * 100 = \frac{2 * 32}{120} = 53,3\%, \quad (1.9)$$

де 2 – кількість атомів сірки в колчедані.

Якщо, практичний вміст сірки складає C_S^{np} , то кількість колчедану з вказаним вмістом сірки слід розраховувати так:

$$m_{колч} = \frac{m_{FeS_2}^p * C_S^{теор}}{C_S^{np}}, \quad (1.10)$$

де $m_{FeS_2}^p$ - кількість колчедану, що розрахована за рівнянням хімічної реакції.

1.3. Основи прикладної гідравліки

Більшість технологічних процесів хімічної промисловості пов'язані з рухом рідин, газів або пари, перемішуванням в рідких середовищах, а також з поділом неоднорідних сумішей.

Закони гідромеханіки та їх практичне застосування вивчаються в гідравліці, яка складається з двох розділів: гідростатики і гідродинаміки.

Гідравліка - наука, що вивчає закони рівноваги і руху рідин в каналах і в пристроях різної форми. Гідравліка ділиться на гідростатику і гідродинаміку.

Гідростатика описує закони рівноваги рідини і її дії на тверді тіла і стінки апаратів в стані спокою.

Гідродинаміка вивчає закономірності руху потоків рідини і взаємодії її з навколишнім простором і з твердими тілами при їх відносному русі.

Основним об'єктом вивчення в гідродинаміці є потік в'язкої рідини, тобто рух об'ємів і мас рідини в каналах або між поверхнями, що їх обмежують. Розрізняють 3 види процесів, що визначають гідродинаміку руху потоків:

а) внутрішню задачу гідродинаміки – всі види руху газів і рідин у трубах, каналах, апаратах;

б) зовнішню задачу – рух твердих частинок в газовому та рідинному потоках;

в) змішану задачу – рух потоків газу або рідини в насадках і зернистих шарах.

Рушійною силою процесу, під дією якої здійснюється рух потоку, є різниця тисків на ділянці руху. Площа поперечного перетину апарату, перпендикулярного його осі, через яке рухається середовище, називається живим перетином.

Кількість рідини, що протікає через поперечний переріз, називають витратою, при цьому розрізняють об'ємну і масову витрати.

Об'ємна витрата дорівнює:

$$V_C = w \cdot S \quad (1.11)$$

де V_C - об'ємна витрата середовища, м³/с;

w - середня швидкість, м/с;

S - площа поперечного перерізу потоку, м².

Масовий витрата рідини визначається за формулою:

$$G_C = V_C \cdot \rho \quad (1.12)$$

G_C - масова витрата рідини, кг / с;

ρ - густина рідини, кг/м³.

Для апаратів і трубопроводів круглого поперечного перерізу рівняння об'ємної витрати приймає вигляд:

$$V_C = \frac{\pi D_a^2}{4} \cdot w = 0,785 D_a^2 \cdot w \quad (1.13)$$

При відомій об'ємній (або масовій) витраті і відповідно до прийнятої (або розрахованої) середній швидкості потоку можна розрахувати необхідний діаметр апарату за формулою:

$$D_a = \sqrt{V_C / 0,785 \cdot w} = 1,13 \sqrt{G_C / \rho \cdot w}, \text{ м.} \quad (1.14)$$

Рівняння нерозривності (матеріальний баланс) потоку.

При русі рідин і газів в апаратах і трубопроводах їх середня швидкість може змінюватися в просторі при переході від одного перерізу до іншого, при цьому середовище займає весь переріз без утворення пустот і розривів потоку

- умова нерозривності.

Масова витрата середовища в будь-якому перетині апарату є постійним, тобто:

$$G_C = W_1 \cdot \rho_1 \cdot S_1 = W_2 \cdot \rho_2 \cdot S_2 = \dots = W_i \cdot \rho_i \cdot S_i = const. \quad (1.15)$$

Ця залежність виражає сталість масової витрати середовища і називається рівнянням нерозривності (суцільності) середовища. Для нестискуваних рідин, у яких густина практично не змінюється від температури і тиску рівняння набуває вигляду:

$$V_C = W_1 \cdot S_1 = W_2 \cdot S_2 = \dots = W_i \cdot S_i. \quad (1.16)$$

1.4. Теплообмін

Пристрої для передачі теплоти від одних середовищ (гарячих теплоносіїв) до інших (холодних теплоносіїв) називаються **теплообмінними апаратами** або **теплообмінниками**.

За принципом дії розрізняють рекуперативні, регенеративні і змішувальні теплообмінні апарати.

В рекуперативних апаратах теплота від одного теплоносія до другого передається через стінку, що їх поверхня якої називається **теплообмінною поверхнею** або **поверхнею теплообміну**.

В регенеративних апаратах одна і та ж поверхня твердого тіла попеременно омивається гарячим і холодним теплоносіями. При омиванні твердого тіла гарячим теплоносієм воно нагрівається, акумулюючи теплоту, а при омиванні його холодним теплоносієм, воно охолоджується, віддаючи акумульовану теплоту.

В змішувальних апаратах передача теплоти відбувається при безпосередньому зіткненні і змішуванні теплоносіїв.

В рекуперативних і регенеративних апаратах процес передачі теплоти нерозривно зв'язаний з поверхнею твердого тіла. Тому такі апарати називаються ще **поверхневими**.

Широке розповсюдження мають рекуперативні теплообмінники,

теплообмінна поверхня яких сформована із труб, а саме кожухотрубчасті теплообмінники і двотрубчасті теплообмінники типу "труба в трубі".

Під час теплообміну без зміни агрегатного стану важливим є вибір напрямку руху теплоносіїв відносно один одного, так як від цього залежить середня різниця температур (температурний напір) – рушійна сила процесу теплообміну.

Якщо в теплообмінному апараті організований паралельний однонаправлений рух теплоносіїв, тоді така схема руху називається **прямотоком**. Якщо ж в теплообмінному апараті організований паралельний зустрічний рух теплоносіїв, тоді така схема руху називається **протитоком**.

Крім прямо- і протитоку теплоносіїв на практиці зустрічаються їх перехресний і змішаний потоки.

Середня різниця температур (температурний напір) для прямо- і протитоку теплоносіїв знаходиться за формулою

$$\Delta t_{\text{сер}} = \frac{\Delta t_{\text{б}} - \Delta t_{\text{м}}}{\ln \frac{\Delta t_{\text{б}}}{\Delta t_{\text{м}}}} = \frac{\Delta t_{\text{б}} - \Delta t_{\text{м}}}{2,3 \cdot \lg \frac{\Delta t_{\text{б}}}{\Delta t_{\text{м}}}}, \quad (1.17)$$

де $\Delta t_{\text{б}}$ і $\Delta t_{\text{м}}$ – більша і менша різниця температур теплоносіїв.

Для того, щоб виявити перевагу однієї схеми руху теплоносіїв над другою, необхідно і досить порівняти кількість теплоти Q , яка передається під час прямо- і протитоку при інших рівних умовах.

Якщо в першому наближенні знехтувати тепловими втратами, тоді

$$Q = G_{\text{Г}} c_{\text{Г}} (t_{\text{вх}} - t_{\text{вих}}) = G_{\text{Х}} c_{\text{Х}} (t_{\text{вих}} - t_{\text{вх}}), \quad (1.18)$$

де $G_{\text{Г}}$, $G_{\text{Х}}$ і $c_{\text{Г}}$, $c_{\text{Х}}$ – масові витрати гарячого і холодного теплоносіїв та їх питомі теплоємності, відповідно;

$t_{\text{вх}}$ і $t_{\text{вих}}$ – температури теплоносіїв на вході і виході із теплообмінника, відповідно.

В той же час, згідно з основним рівнянням теплопередачі

$$Q = K \cdot F \cdot \Delta t_{\text{сер}}, \quad (1.19)$$

де K – коефіцієнт теплопередачі;

F – поверхня теплообміну.

1.5. Ректифікація

Колонні ректифікаційні апарати і установки є одним з найважливіших видів масообмінного обладнання хімічних, Нафтохімічних та інших суміжних галузей промисловості. Найбільшого поширення в процесах ректифікації отримали тарілчасті і насадочні апарати.

Ректифікацією називається процес поділу однорідних гомогенних сумішей на складові речовини або групи складових речовин шляхом взаємодії пари і рідини, що не знаходяться в термодинамічній рівновазі. При взаємодії пари і рідини компоненти перерозподіляються між фазами: пар збагачується легколетучим компонентом або низькокиплячим (НК), а рідина - висококиплячим компонентом (ВК).

У процесі ректифікації відбувається безперервний обмін між рідкою і паровою фазами. Рідка фаза збагачується більш висококиплячими компонентами, а парова фаза - більш низькокиплячим. Процес тепломасообміну відбувається по всій висоті колони між дистиллятом, що стікає вниз, який утворюється нагорі колони (флегмою), і піднімається вгору парою. Щоб інтенсифікувати процес тепломасообміну застосовують контактні елементи, що збільшують поверхню взаємодії фаз. У разі застосування насадки, флегма стікає тонкою плівкою по її розвиненою поверхні. У разі застосування тарілок, пар у вигляді безлічі бульбашок, що утворюють розвинену поверхню контакту, проходить через шар рідини на тарілці.

Матеріальний баланс для всієї ректифікаційної установки може бути представлений двома рівняннями

по всьому потоку :

$$G_F = G_P + G_W, \quad (1.20)$$

за низькокиплячим компонентом:

$$G_F \cdot \alpha_F = G_P \cdot \alpha_P + G_W \cdot \alpha_W \quad (1.21)$$

де G_F - витрата вихідної суміші, що подається на поділ, кг / с;

G_p - витрата дистилляту, кг / с;

G_w - витрата кубового залишку, кг / с;

a_F, a_p, a_w - вміст низькокиплячого компонента у вихідній суміші, дистилляті і кубовому залишку, відповідно, мас. частки.

Для визначення масової кількості верхнього продукту (дистилляту) , висловимо мольну кількість вихідної суміші F в одиницях масової витрати за формулою:

$$G_f = F \cdot M_f, \text{ кг/с.} \quad (1.22)$$

де M_f - мольна маса вихідної суміші , кг / кмоль .

$$M_f = M_A \cdot x_F + M_B (1 - x_F), \text{ кг / кмоль .} \quad (1.23)$$

Тоді , кількість верхнього продукту G_p , дорівнюватиме

$$G_p = G_f - G_w. \quad (1.24)$$

Кількість пар, що конденсується в дефлегматорі, G_y , дорівнює

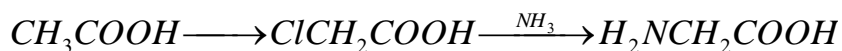
$$G_y = G_\phi + G_p = R \cdot G_p + G_p = G_p (R + 1) \quad (1.25)$$

де G_ϕ - кількість флегми, кг / год; $R = G_\phi / G_p$ – флегмове число, що представляє собою відношення кількості рідини, яка повертається в колону після дефлегматору до кількості верхнього продукту (дистилляту).

2. ВАРІАНТИ КОНТРОЛЬНИХ ЗАВДАНЬ

Завдання 1

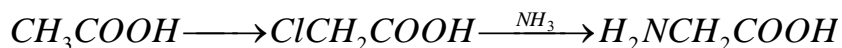
1. Визначити витрати оцтової кислоти з концентрацією 59%(мас.) та аміаку у виробництві гліцину (1т), якщо вихід хлороцтової кислоти складає 82%, а ступінь перетворення аміаку 93%.



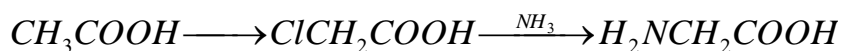
2. Визначити витрати оцтової кислоти з концентрацією 60%(мас.) та аміаку у виробництві гліцину (1т), якщо вихід хлороцтової кислоти складає 80%, а ступінь перетворення аміаку 95%.



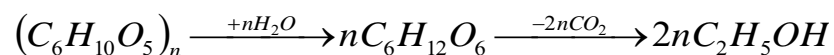
3. Визначити витрати оцтової кислоти з концентрацією 62 %(мас.) та аміаку у виробництві гліцину (1т), якщо вихід хлороцтової кислоти складає 79%, а ступінь перетворення аміаку 92%.



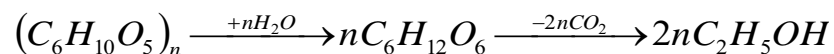
4. Визначити витрати оцтової кислоти з концентрацією 48%(мас.) та аміаку у виробництві гліцину (1т), якщо вихід хлороцтової кислоти складає 75%, а ступінь перетворення аміаку 90%.



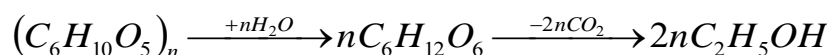
5. Розрахувати витрати рослинної сировини, яка містить 50% целюлози для виробництва технічного етилового спирту (вміст вологи 8%), вихід спирту з глюкози складає 70%. Розрахунок проводити для 1т технічного спирту.



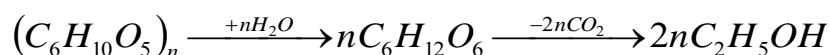
6. Розрахувати витрати рослинної сировини, яка містить 55% целюлози для виробництва технічного етилового спирту (вміст вологи 8%), вихід спирту з глюкози складає 75%. Розрахунок проводити для 1т технічного спирту.



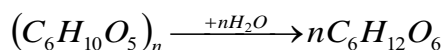
7. Розрахувати витрати рослинної сировини, яка містить 45% целюлози для виробництва технічного етилового спирту (вміст вологи 8%), вихід спирту з глюкози складає 80%. Розрахунок проводити для 1т технічного спирту.



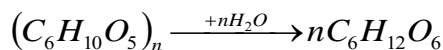
8. Розрахувати витрати рослинної сировини, яка містить 62 % целюлози для виробництва технічного етилового спирту (вміст вологи 8%), вихід спирту з глюкози складає 88 %. Розрахунок проводити для 1т технічного спирту.



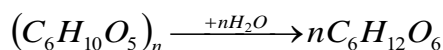
9. Розрахувати витрати картоплі, яку використовують для виробництва глюкози (1т), якщо картопля містить 20% крохмалю, а вихід глюкози 75%.



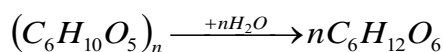
10. Розрахувати витрати картоплі, яку використовують для виробництва глюкози (1т), якщо картопля містить 18% крохмалю, а вихід глюкози 80%.



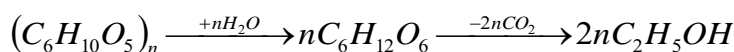
11. Розрахувати витрати картоплі, яку використовують для виробництва глюкози (1т), якщо картопля містить 22% крохмалю, а вихід глюкози 78%.



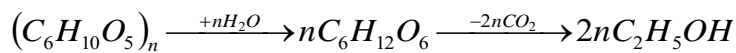
12. Розрахувати витрати картоплі, яку використовують для виробництва глюкози (1т), якщо картопля містить 25% крохмалю, а вихід глюкози 80%.



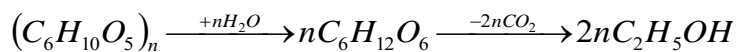
13. Розрахувати витрати кукурудзи для виробництва 1т етанолу (концентрація 96%), якщо вихід спирту складає 80%, масова частка крохмалю в кукурудзі – 70%.



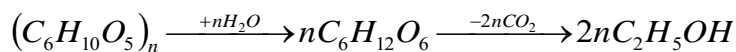
14. Розрахувати витрати кукурудзи для виробництва 1000 т етанолу (концентрація 96%), якщо вихід спирту складає 85%, масова частка крохмалю в кукурудзі – 55%.



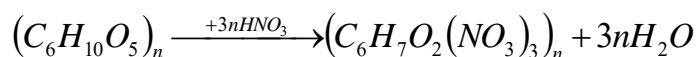
15. Розрахувати витрати кукурудзи для виробництва 1т етанолу (концентрація 86%), якщо вихід спирту складає 80%, масова частка крохмалю в кукурудзі – 70%.



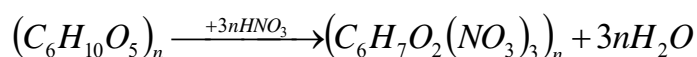
16. Розрахувати витрати кукурудзи для виробництва 1т етанолу (концентрація 96%), якщо вихід спирту складає 75%, масова частка крохмалю в кукурудзі – 68%.



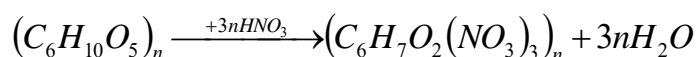
17. Визначити витрати целюлози і нітруючого розчину (концентрація азотної кислоти 80%, $\rho=1,15\text{кг/л}$), якщо вихід тринітроцелюлози 66,7%.



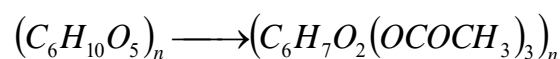
18. Визначити витрати целюлози і нітруючого розчину (концентрація азотної кислоти 77%, $\rho=1,15\text{кг/л}$), якщо вихід тринітроцелюлози 65 %.



19. Визначити витрати целюлози і нітруючого розчину (концентрація азотної кислоти 75%, $\rho=1,15\text{кг/л}$), якщо вихід тринітроцелюлози 68%.

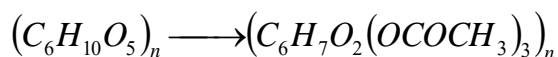


20. Розрахувати витрати деревини для виготовлення 1т триацетату целюлози, якщо вихід естеру 75%, вміст целюлози в деревині 80 %.

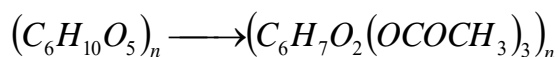


21. Розрахувати витрати деревини для виготовлення 1т триацетату

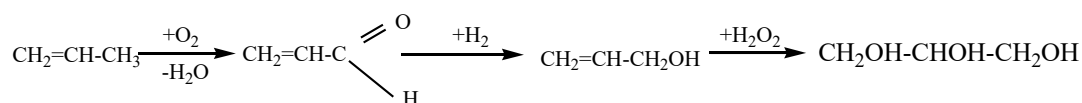
целюлози, якщо вихід естеру 78%, вміст целюлози в деревині 75 %.



22. Розрахувати витрати деревини для виготовлення 1т триацетату целюлози, якщо вихід естеру 80%, вміст целюлози в деревині 56 %.

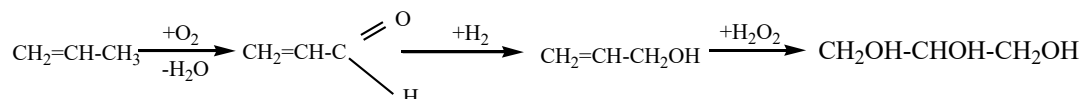


23. Визначити витратні коефіцієнти для пропан-пропіленової фракції (45% мас. пропілену) у виробництві гліцерину з газів крекінгу за нижченаведеною схемою:



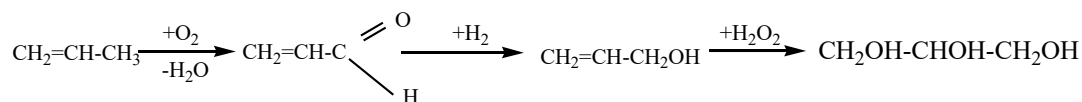
Вихід гліцерину з урахуванням втрат сировини на всіх стадіях 67 %.

24. Визначити витратні коефіцієнти для пропан-пропіленової фракції (42% мас. пропілену) у виробництві гліцерину з газів крекінгу за нижченаведеною схемою:



Вихід гліцерину з урахуванням втрат сировини на всіх стадіях 65 %.

25. Визначити витратні коефіцієнти для пропан-пропіленової фракції (40% мас. пропілену) у виробництві гліцерину з газів крекінгу за нижченаведеною схемою:



Вихід гліцерину з урахуванням втрат сировини на всіх стадіях 56 %.

Завдання 2

Холодильник складається з n труб розміром \varnothing . У трубний простір холодильника надходить рідина по трубопроводу, внутрішній діаметр якого D . Швидкість рідини в трубопроводі w .

Визначити швидкість рідини в трубах холодильника і масову витрату цієї рідини при температурі t .

Вихідні дані наведені в таблиці 2.

Таблиця 2

Вихідні дані до задачі 2

Варіант	Рідина	Температура, t , °C	Розмір труби холодильника \varnothing , мм	Число труб в холодильнику n	Швидкість рідини в трубопроводі w , м/с	Внутрішній діаметр трубопроводу D , мм
1	Азотна кислота, 100%	25	25x2,5	13	1,40	50
2	Аміак рідкий	25	25x2,5	37	1,00	140
3	Анилін	25	25x2,5	61	0,80	180
4	Ацетон	35	25x2,5	52	0,90	200
5	Бензол	35	28x2,5	19	1,10	100
6	Бутіловий спирт	35	28x2,5	19	1,20	100
7	Вода	45	32x2,5	37	1,30	170
8	Гексан	45	32x2,5	13	0,70	140
9	Дихлоретан	45	38x2,5	13	0,60	160
10	Диетиловий ефір	30	38x2,5	13	0,50	180
11	Ізопропиловий спирт	30	25x2,5	37	0,85	100
12	Метилловий спирт	30	25x2,5	37	0,65	220
13	Мурав'їна кислота	40	28x2,5	37	1,15	130
14	Нитробензол	40	28x2,5	100	1,05	180
15	Октан	40	28x2,5	100	1,40	170
16	Пропиловий спирт	37	38x2,5	19	1,20	150
17	Сірковуглець	37	38x2,5	13	1,30	140
18	Толуол	37	32x2,5	100	1,10	200
19	Оцтова кислота	50	32x2,5	13	1,15	110
20	Хлорбензол	50	25x2,5	52	0,70	120
21	Хлороформ	50	28x2,5	61	0,80	130

Варіант	Рідина	Температура, t , °C	Розмір труби холодильника \varnothing мм	Число труб в холодильнику n	Швидкість рідини в трубопроводі w , м/с	Внутрішній діаметр трубопроводу D , мм
22	Сірчана кислота, 98%	55	32x2,5	61	0,90	200
23	Етиловий спирт	55	38x2,5	13	0,60	120
24	Етилацетат	60	25x2,5	52	0,50	160
25	Чотирьоххлористий вуглець	60	25x2,5	61	1,05	180

Завдання 3

Визначити необхідну поверхню противоточного теплообмінника при охолодженні V , м³/год рідини від температури кипіння під атмосферним тиском до температури 22 ° C. Охолоджуюча вода нагрівається від t_1 до t_2 . Дано коефіцієнти тепловіддачі $\alpha_{ж}$ і α_{H_2O} . Товщина сталеві стінки δ . Врахувати наявність забруднень, іржі і накипу $\Sigma_{гзгр}$.

Визначити також витрата охолоджуючої води.

Вихідні дані наведені в таблиці 3.

Таблиця 3

Вихідні дані до задачі 3

Варіант	Рідина	Об'ємна витрата V , м ³ /ч	Температура 23 охолоджуючої води		Коефіцієнти тепловіддачі		Товщина стінки δ , мм	Термічний опір $\Sigma_{гзгр}$, м ² *К/Вт
			t_1 , °C	t_2 , °C	$\alpha_{ж}$, Вт /м ² *К	α_{H_2O} , Вт /м ² *К		
1	Сірковуглець	0,85	14	25	270	720	3,0	0,00069
2	Ацетон	0,70	12	25	300	700	3,0	0,0010
3	Бензол	0,75	17	25	330	750	3,0	0,00080
4	Дихлоретан	0,60	15	25	250	600	3,0	0,00090
5	Бутиловий спирт	0,80	10	25	220	640	2,5	0,0010
6	Метиловий спирт	0,90	13	28	240	680	2,5	0,00075

Вариант	Рідина	Об'ємна витрата $V, \text{ м}^3/\text{ч}$	Температура 23холоджуючої води		Коефіцієнти тепловіддачі		Товщина стінки $\delta, \text{ мм}$	Термічний опір $\Sigma r_{\text{загр}}, \text{ м}^2 \cdot \text{К}/\text{Вт}$
			$t_1, \text{ }^\circ\text{C}$	$t_2, \text{ }^\circ\text{C}$	$\alpha_{\text{ж}}, \text{ Вт}/\text{м}^2 \cdot \text{К}$	$\alpha_{\text{H}_2\text{O}}, \text{ Вт}/\text{м}^2 \cdot \text{К}$		
7	Пропиловий спирт	0,65	18	28	280	720	2,5	0,00085
8	Етиловий спирт	1,00	12	28	320	750	4,0	0,00095
9	Толуол	0,55	12	28	340	700	4,0	0,0010
10	Чьотиреххлористий вуглець	0,70	10	28	350	680	4,0	0,00060
11	Хлороформ	0,65	10	26	270	640	3,0	0,00070
12	Етилацетат	1,00	15	26	330	600	3,0	0,00080
13	Диетиловий етер	0,90	15	26	300	650	3,0	0,00090
14	Сірковуглець	0,85	12	24	250	700	3,0	0,0010
15	Ацетон	0,95	12	24	220	750	2,5	0,0015
16	Бензол	0,55	14	24	240	720	2,5	0,0007
17	Дихлоретан	0,60	14	24	260	640	2,5	0,0008
18	Бутиловий спирт	0,65	10	25	280	700	3,0	0,0009
19	Етиловий спирт	0,75	10	25	300	650	3,0	0,0010
20	Метиловий спирт	0,70	12	25	320	680	3,0	0,00075
21	Толуол	0,80	14	27	350	610	4,0	0,00085
22	Хлороформ	0,85	17	27	240	630	4,0	0,00095
23	Оцтова кислота	0,95	17	27	280	650	4,0	0,0010
24	Муравіна кислота	1,00	15	27	300	680	2,5	0,00070
25	Пропиловий спирт	0,90	15	27	320	710	2,5	0,00080

Продолжение табл. 3

Завдання 4

Продуктивність ректифікаційної колони для поділу суміші бензол-толуол при атмосферному тиску становить G_p дистилляту.

Визначити флегмове число і витрату охолоджуючої води в дефлегматорі, якщо вона нагрівається з t_n до t_k .

Вважати верхній продукт за чистий бензол.

Вихідні дані наведені в таблиці 4.

Таблиця 4

Вихідні дані до задачі 4

Варіант	Витрата дистилляту G_p , кг/годину	Поверхня теплообміну F , м ²	Коефіцієнт теплопередачі K , Вт/м ² *К	Температура охолоджуючої води	
				t_n , °С	t_k , °С
1	1000	10	500	15	25
2	900	10	450	15	27
3	1100	10	520	15	28
4	950	15	470	15	30
5	1200	15	600	18	32
6	800	15	400	18	27
7	1400	18	430	18	28
8	1500	18	480	18	25
9	800	18	550	12	29
10	1900	20	570	12	24
11	1500	20	420	12	22
12	1000	20	520	12	26
13	800	9	540	17	28
14	900	9	550	17	30
15	700	9	500	17	26
16	1200	25	480	17	32
17	1800	25	510	10	23
18	1900	25	540	10	25
19	1100	16	490	10	27
20	1000	16	470	10	29
21	1400	16	580	10	24
22	1800	27	610	16	28
23	1950	27	650	16	26
24	900	8	60	16	30
25	700	8	490	16	35

Завдання 5

1. Головні напрямки розвитку хімічної технології.
2. Напрямки розвитку фармацевтичної технології.
3. Реактори. Моделі ідеальних реакторів.
4. Реактори для гомогенних процесів.
5. Реактори для гетерогенних процесів.
6. Реактори для каталітичних процесів.
7. Класифікація основних процесів і апаратів.
8. Кінетичні закономірності технологічних процесів.
9. Класифікація неоднорідних систем.
10. Класифікація гідромеханічних процесів.
11. Фільтрування. Основне рівняння фільтрування.
12. "Псевдозрідження". Визначення початкової швидкості "псевдозрідження".
13. Перемішування. Визначення потужності, потрібної на перемішування.
14. Перемішування. Визначення потужності електродвигуна.
15. Способи передачі тепла.
16. Теплопровідність. Рівняння Фур'є.
17. Тепловіддача. Рівняння Ньютона.
18. Основне рівняння теплопередачі.
19. Середня рушійна сила теплових процесів.
20. Порядок розрахунку поверхні теплообмінника.
21. Випарювання. Матеріальний баланс однокорпусної випарної установки.
22. Випарювання. Тепловий баланс однокорпусної випарної установки.
23. Загальна і корисна різниця температур однокорпусної випарної установки.
24. Реактори для синтезу фармацевтичних субстанцій
25. Стандартні та нестандартні реактори для проведення фармацевтичного синтезу

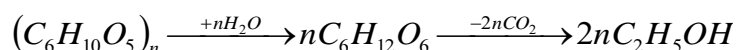
Завдання 6

1. Багатокорпусне випарювання. Технологічні схеми.
2. Загальна і корисна різниця температур багатокорпусної випарної установки.
3. Дифузійні (масообмінні) процеси. Їх класифікація.
4. Рівняння молекулярної дифузії.
5. Рівняння турбулентної дифузії.
6. Проста перегонка. Технологічна схема.
7. Ректифікація. Рівняння матеріального балансу.
8. Ректифікація. Технологічна схема.
9. Визначення числа теоретичних тарілок колони ректифікації.
10. Визначення геометричних розмірів колони ректифікації (діаметру, висоти).
11. Абсорбція. Фізичні основи процесу. Способи виразу концентрацій.
12. Закон Генрі. Зображення рівноважної лінії в координатах X-U.
13. Питома витрата абсорбенту. Зображення робочої лінії в координатах X-U.
14. Визначення теоретичного числа тарілок абсорбера.
15. Адсорбція. Фізичні основи процесу.
16. Сушка. Властивості вологого повітря.
17. Діаграма Рамзіна.
18. Матеріальний баланс сушарки.
19. Тепловий баланс конвективної сушарки.
20. Теоретична сушка. Зображення процесу на діаграмі Рамзіна.
21. Фізико-хімічні основи синтезу аміаку.
22. Виробництво етилового спирту.
23. Види виробництва оргсинтезу.
24. Виробництво метанолу.
25. Сучасні багатотонажні виробництва метанолу.

ЗРАЗОК ВИКОНАННЯ КОНТРОЛЬНОЇ РОБОТИ

Завдання 1.

Розрахувати витрати кукурудзи для виробництва 1т етанолу (концентрація 96%), якщо вихід спирту складає 80%, масова частка крохмалю в кукурудзі – 70%.



Маса етанолу в готовому продукті

$$m_{C_2H_5OH} = 1000 * \frac{96}{100} = 960 \text{ кг}$$

Кількість молів етанолу:

1) Молярна маса етанолу

$$M_{C_2H_5OH} = 2 * 12 + 6 * 1 + 16 = 46 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}}$$

2) Кількість молів:

$$n_{C_2H_5OH} = \frac{m_{C_2H_5OH}}{M_{C_2H_5OH}} = \frac{960}{46} = 20,87 \text{ кмоль}$$

Розрахунки за хімічною реакцією або схемою (2-стехіометричний коефіцієнт):

$$n_{C_6H_{12}O_6} = \frac{n_{C_2H_5OH}}{2} = \frac{20,87}{2} = 10,435 \text{ кмоль}$$

Маса глюкози:

$$m_{C_6H_{12}O_6} = n_{C_6H_{12}O_6} * M_{C_6H_{12}O_6} = 10,435 * 180 = 1878,3 \text{ кг}$$

Молярна маса глюкози:

$$M_{C_6H_{12}O_6} = 6 * 12 + 12 * 1 + 6 * 16 = 180 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}}$$

З урахуванням виходу продукту це складає:

$$m_{C_6H_{12}O_6}^{\text{практ}} = \frac{m_{C_6H_{12}O_6}}{80} * 100 = \frac{1878,3}{80} * 100 = 2348 \text{ кг}$$


Маса кукурудзи:

$$m_{\text{кукуруд}} = \frac{m_{C_6H_{12}O_6}^{\text{практ}}}{70} * 100 = \frac{2348}{70} * 100 = 3354 \text{ кг}$$

Завдання 2.

Холодильник складається з n труб розміром \varnothing . У трубне простір холодильника надходить рідина по трубопроводу, внутрішній діаметр якого D . Швидкість рідини в трубопроводі w .

Визначити швидкість рідини в трубах холодильника і масова витрата цієї рідини при температурі t . Вихідні дані наведені в таблиці.

Вариант	Рідина	Температура, t , °C	Розмір труби холодильнику 	Число труб в холодильнику n	Швидкість рідини в трубопроводі w , м/с	Внутрішній діаметр трубопроводу D , мм
nn	Сульфатна кислота, 98%	55	32x2,5	61	0,90	200

Рішення :

Поперечний перетин трубопроводу:

$$0,785 * 0,20 = 0,0314 \text{ м}^2 \quad f = \frac{\pi D^2}{4} = 0,785 * D^2$$

Об'ємна витрата сірчаної кислоти складе:

$$0,0314 * 0,9 = 0,028 \text{ м}^3 / \text{с}$$

Густина сірчаної кислоти при температурі 40°C становить 1840 кг/м^3 (Додаток А)

Масова витрата сірчаної кислоти:

$$0,028 * 1840 = 51,52 \text{ кг} / \text{с}$$

З рівняння сталості витрати визначимо швидкість рідини в трубках теплообмінника.

Визначаємо поперечний переріз трубного простору теплообмінника:

$$\text{Внутрішній діаметр труб: } 32-2 * 2,5 = 27 \text{ мм} = 0,027 \text{ м}$$

$$\text{Перетин однієї труби: } 0,785 * 0,027^2 = 0,00057 \text{ м}^2$$

$$\text{Поперечний перетин трубного простору } 0,00057 * 61 = 0,035 \text{ м}^2.$$

Швидкість рідини складе:

$$W = 0,028 / 0,035 = 0,8 \text{ м} / \text{с}$$

Завдання 3.

Визначити необхідну поверхню протиточного теплообмінника при охолодженні V , м³/год рідини від температури кипіння під атмосферним тиском до температури 22 ° С. Охолоджуюча вода нагрівається від t_1 до t_2 . Дано коефіцієнти тепловіддачі $\alpha_{ж}$ і α_{H_2O} . Товщина сталеві стінки δ . Врахувати наявність забруднень іржі і накипу $\Sigma_{гзагр}$. Визначити також витрата охолоджуючої води. Вихідні дані наведені в таблиці.

Варіант	Рідина	Об'ємна витрата V , м ³ /сек	Температура охолоджуючої води		Коефіцієнти тепловіддачі		Товщина стінки δ , мм	Термічний опір $\Sigma_{гзагр}$, м ² *К/Вт
			t_1 , °С	t_2 , °С	$\alpha_{ж}$, Вт/м ² *К	α_{H_2O} , Вт/м ² *К		
nn	Хлороформ	0,85	17	27	240	630	4,0	0,00095

Необхідну поверхню теплопередачі розраховуємо з основного рівняння теплопередачі:

$$F = \frac{Q}{K * \Delta t_{ср}}$$

Необхідна кількість тепла визначаємо по витраті хлороформу і температур $t_1 = 62$ ° С (температура кипіння), густина хлороформу складе 1483кг/м³, теплоємність 0,28 ккал / (кг * град) (Додатки А та Б)

$$G_a = 1483 * 0,85 = 1261 \text{ кг/сек}$$

$$Q = G_a c_a (t_H^a - t_K^a) = 1261 * 0,28 * 4,19(62 - 22) / 3600 = 16,43 \text{ кВт}$$

$\Delta t_{ср}$ визначається як середньологаріфмічна $\frac{\Delta t_6}{\Delta t_m} \geq 2$

$$\Delta t_{ср} = \frac{\Delta t_6 - \Delta t_m}{\ln \frac{\Delta t_6}{\Delta t_m}} = \frac{(62 - 17) - (27 - 22)}{\ln \frac{(62 - 17)}{(27 - 22)}} = 18,2^\circ \text{C}$$

Коефіцієнт теплопередачі:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{1}{\frac{1}{240} + \frac{0,004}{50} + 0,00095 + \frac{1}{630}} = 149 \text{ Вт/м}^2 * \text{К}$$

$$F = 16,43 / (0,149 * 18,2) = 6,06 \text{ м}^2$$

Витрата охолоджуючої води:

$$G_B = 16,43 / (4,19 (27-17)) = 0,392 \text{ кг / с}$$

Завдання 4.

Продуктивність ректифікаційної колони для поділу суміші бензол-толуол при атмосферному тиску становить G_p дистилляту.

Визначити флегмове число і витрата охолоджуючої води в дефлегматорі, якщо вона нагрівається з t_n до t_k . Вважати верхній продукт за чисте бензол. Вихідні дані наведені в таблиці.

Варіант	Расход дистиллята G_p , кг/час	Поверхность теплообмена F , м^2	Коэффициент теплопередачи K , Вт / $\text{м}^2 \cdot \text{К}$	Температура охлаждающей воды	
				t_n , $^{\circ}\text{C}$	t_k , $^{\circ}\text{C}$
nn	1800	27	610	16	28
	1100	10	520	15	28

За довідковими даними знаходимо температуру кипіння бензолу $t_b = 80,2^{\circ}\text{C}$

За основним рівнянням теплопередачі знаходимо кількість тепла, що віддає бензол в дефлегматорі:

$$Q = K \cdot F \cdot \Delta t_{\text{сер}};$$

$$\Delta t_b = 80,2 - 16 = 64,2$$

$$\Delta t_m = 80,2 - 28 = 52,2$$

$$\Delta t_{\text{сер}} = \frac{\Delta t_b + \Delta t_m}{2} = 58,2^{\circ}\text{C}$$

$$Q = 610 * 27 * 58,2 = 958554 \text{ Вт}$$

Знаючи кількість тепла, розрахуємо масову витрату бензолу

($r_b = 393850 \text{ кДж/кг}$):

$$G_v = Q / r = 958554 / 393850 = 2,43 \text{ кг / с}$$

$$G_p = 1800 / 3600 = 0,5 \text{ кг / с}$$

Розрахуємо кількість флегми: $G_R = G_v - G_p = 2,43 - 0,5 = 1,93 \text{ кг / с}$

Флегмове число складе: $R = G_R / G_p = 1,93 / 0,5 = 3,86$

Витрата охолоджуючої води становитиме:

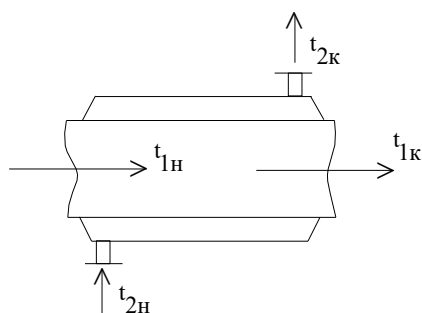
$$G_B = Q / (c \cdot \Delta t_B) = 958554 / (4190 * (28-16)) = 19,06 \text{ кг / с}$$

Завдання 5

Порядок розрахунку поверхні теплообмінника

Основне рівняння теплопередачі дозволяє визначити поверхню теплообміну $F = \frac{Q}{K \cdot \Delta t_{cp}}$. Після цього теплообмінник підбирається за відповідними нормаліях.

Розглянемо зміну температур в прямоточному теплообміннику типу "труба в трубі"

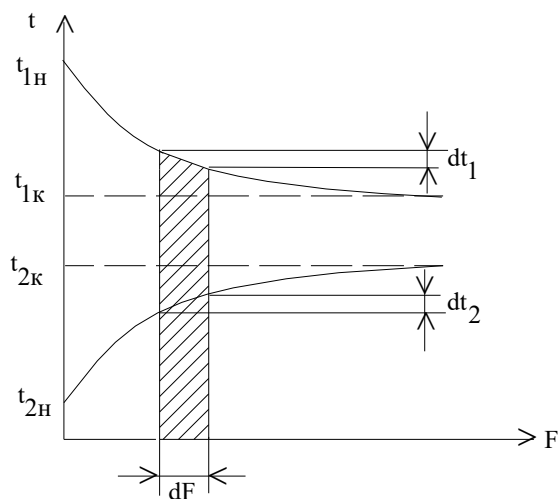


t_{1H} і t_{1K} - температура гарячого теплоносія на вході і виході;
 t_{2H} і t_{2K} - температура холодного теплоносія на вході і виході.

$$t_{1H} > t_{1K}; t_{2K} > t_{2H};$$

$$t_{1H} > t_{2H}; t_{1H} > t_{2K}.$$

Кількість переданого тепла за $\tau = 1$ дорівнює:



Введемо позначення:

G_1 - витрата гарячого теплоносія, кг / с.

C_1 - теплоємність гарячого теплоносія, Дж / (кг·град).

G_2 - витрата холодного теплоносія, кг / с.

C_2 - його теплоємність, Дж / (кг·град)

Кількість тепла, віддане гарячим теплоносієм за $\tau = 1$ с дорівнює:

$$dQ_1 = -G_1 \cdot C_1 \cdot dt_1$$

Кількість тепла, сприйняте холодним теплоносієм

$$dQ_2 = G_2 \cdot C_2 \cdot dt_2$$

При сталому режимі $dQ_1 = dQ_2 = dQ$.

$$\begin{cases} -dt_1 = \frac{dQ}{G_1 \cdot C_1} \\ dt_2 = \frac{dQ}{G_2 \cdot C_2} \end{cases} \quad \begin{cases} -dt_1 + dt_2 = dQ \left(\frac{1}{G_1 \cdot C_1} + \frac{1}{G_2 \cdot C_2} \right) \\ -dt_1 + dt_2 = -d(t_1 - t_2) \end{cases}$$

$$-d(t_1 - t_2) = dQ \left(\frac{1}{G_1 \cdot C_1} + \frac{1}{G_2 \cdot C_2} \right)$$

Підставляємо замість dQ його значення:

$$-d(t_1 - t_2) = K(t_1 - t_2) \cdot dF \left(\frac{1}{G_1 \cdot C_1} + \frac{1}{G_2 \cdot C_2} \right)$$

Ділимо змінні:

$$-\int_{\Delta t_H}^{\Delta t_K} \frac{d(t_1 - t_2)}{t_1 - t_2} = K \left(\frac{1}{G_1 \cdot C_1} + \frac{1}{G_2 \cdot C_2} \right) \cdot \int_0^F dF; \quad \Delta t_H = t_{1H} - t_{2H}; \quad \Delta t_K = t_{1K} - t_{2K};$$

$$\ln \frac{t_{1H} - t_{2H}}{t_{1K} - t_{2K}} = K \left(\frac{1}{G_1 \cdot C_1} + \frac{1}{G_2 \cdot C_2} \right) \cdot F$$

Гарячий теплоносій віддав наступну кількість тепла:

$$Q = G_1 \cdot C_1 (t_{1H} - t_{1K})$$

Холодний теплоносій прийняв наступне кількість тепла:

$$Q = G_2 \cdot C_2 (t_{2K} - t_{2H})$$

$$\frac{1}{G_1 \cdot C_1} = \frac{t_{1H} - t_{1K}}{Q} \quad \text{и} \quad \frac{1}{G_2 \cdot C_2} = \frac{t_{2K} - t_{2H}}{Q}$$

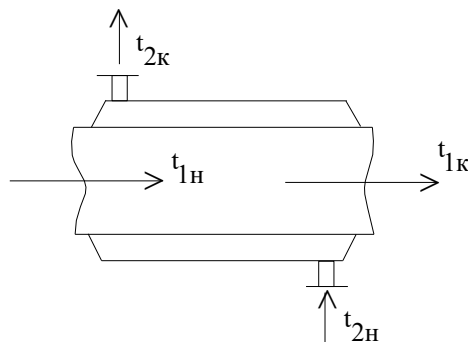
$$\frac{1}{G_1 \cdot C_1} + \frac{1}{G_2 \cdot C_2} = \frac{1}{Q} (t_{1H} - t_{1K} + t_{2K} - t_{2H}) = \frac{1}{Q} [(t_{1H} - t_{2H}) - (t_{1K} - t_{2K})]$$

$$\ln \frac{t_{1H} - t_{2H}}{t_{1K} - t_{2K}} = K \cdot F \cdot \frac{1}{Q} [(t_{1H} - t_{2H}) - (t_{1K} - t_{2K})]$$

$$Q = K \cdot F \cdot \frac{\overbrace{(t_{1H} - t_{2H})}^{\Delta t_H} - \overbrace{(t_{1K} - t_{2K})}^{\Delta t_K}}{\ln \frac{t_{1H} - t_{2H}}{t_{1K} - t_{2K}}} \text{ і остаточно:}$$

$$Q = K \cdot F \cdot \frac{\Delta t_H - \Delta t_K}{\ln \frac{\Delta t_H}{\Delta t_K}}.$$

Розглянемо пр



$$\Delta t_H = t_{1H} - t_{2K}; \Delta t_K = t_{1K} - t_{2H}$$

Якщо процес протиточний, то можна використовувати середньологаріфмічну різницю температур.

Якщо $\frac{\Delta t_{\delta}}{\Delta t_m} \leq 2$, то можна брати середньоарифметичну різницю температур

$$\Delta t_{cp} = \frac{\Delta t_{\delta} + \Delta t_m}{2} : .$$

При розрахунку коефіцієнта теплопередачі "K" нам необхідно знайти коефіцієнти тепловіддачі "α".

Запишемо вираз критерію Nu і Pr.

$Nu = \frac{\alpha \cdot l}{\lambda}$ - Він характеризує процес теплообміну між теплоносієм і стінкою.

$Pr = \frac{C \cdot \mu}{\lambda}$ - Він характеризує фізичні властивості теплоносія.

тут : α - коефіцієнт тепловіддачі, $\frac{Вт}{м^2 \cdot град}$;

l - лінійний розмір, м;

λ - коефіцієнт теплопровідності, $\frac{\text{Вт}}{\text{м} \cdot \text{град}}$;

C - питома теплоємність теплоносія, $\frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{град}}$;

μ - коефіцієнт динамічної в'язкості, Па·с.

При вимушеній конвекції теплоносій рухається уздовж поверхні теплообміну з певною швидкістю під дією зовнішньої сили (сили тяжіння або сили тиску).

Розглянемо :

I. Рух теплоносія по трубах і каналах :

- $Re > 10000$; $Nu = 0,023 Re^{0,8} \cdot Pr^{0,4}$
- $2300 \leq Re < 10000$; $Nu = 0,023 Re^{0,8} \cdot Pr^{0,4}$
- $Re < 2300$; $Nu = 0,023 Re^{0,8} \cdot Pr^{0,4}$

II. Рух теплоносія поза труб:

- При русі в кільцевому зазорі:

$$Nu = 0,023 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{0,4} \cdot \left(\frac{D}{d_n} \right)^{0,45}$$

D - внутрішній діаметр зовнішньої труби.

- При русі в міжтрубному просторі кожухотрубчасті теплообмінників без поперечних перегородок

$$Nu = 1,16 \cdot (d_{\text{екв}} \cdot Re)^{0,6} \cdot (Pr)^{0,33}$$

Завдання 6.

Виробництво азотної кислоти.

Одержання азотної кислоти засновано на процесі Оствальда. Цей процес складається з 3-х стадій:

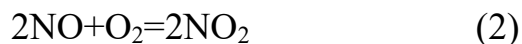
1. Каталітичне окислювання аміаку:

Аміак змішують з повітрям і пропускають над поверхнею Pt-Rh каталізатору, нагрітого до 900°C

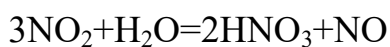


2. Одержання діоксиду азоту:

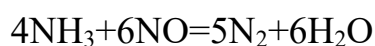
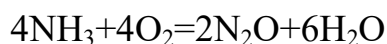
Гази, отримані на 1-й стадії, прохолоджують і змішують з повітрям



3. Одержання розведеної азотної кислоти:



При контактному окислюванні аміаку можливі наступні реакції:



Ступінь перетворення аміаку в цих реакціях близька до 100% при температурі 750°C. Під час відсутності каталізатора найбільш швидкою є реакція, що протікає з утворенням азоту

В азотнокислому виробництві процес проводять на каталізаторах селективно прискорюють реакцію з утворенням NO. В основному застосовують платинові каталізатори.

На цих каталізаторах реакції окислювання протікають у дифузійній області.

Підвищення t прискорює процес, його проводять при температурі 800°C при атмосферному тиску і при температурі 900°C при підвищеному тиску.

Підвищення тиску прискорює процес окислювання аміаку, тому що збільшуються концентрації реагентів, і зменшується обсяг газової суміші. Звичайно використовують надлишково тиск 1,8-2,0МПа.

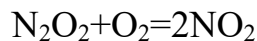
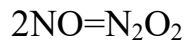
Склад газової суміші. Для збільшення ступеня окислювання аміаку застосовують аміачно-повітряну суміш зі змістом аміаку 9,5-10,5%.

Промислові каталізатори. Каталізатори окислювання аміаку – сітки, виконані зі сплаву платіни з 4% палладія і 3% родію. На 1м² активній поверхні окисляється до 600кг аміаку в добу. З метою економії платіни застосовують двох стадійне контактування, при якому аміак частково окислюється на

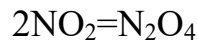
платинових сітках, а потім доокислюється в шарі неплатинового зернистого каталізатора, що містить оксиди хрому.

Процес окислювання NO до NO₂

Утворення діоксиду азоту відбувається при температурі до 700°З, а при температур <100°С рівновагу майже цілком зрушено вправо. Процес протікає в двох стадій:



Може протікати реакція:



Т.о. у нитрозних газах, що надходять на абсорбцію утримуватися:

NO₂, O₂, N₂O₄, N₂O, NO, N₂O₂, N₂, і т.д.

Промислові установки для одержання азотної кислоти

Для одержання розведеної азотної кислоти з аміаку в промисловості використовуються три системи:

- під атмосферним тиском;
- під підвищеним тиском;
- комбіновані, у яких окислювання аміаку проходить під атм. тиском, а окислювання оксиду азоту й абсорбція водою під підвищеним тиском.

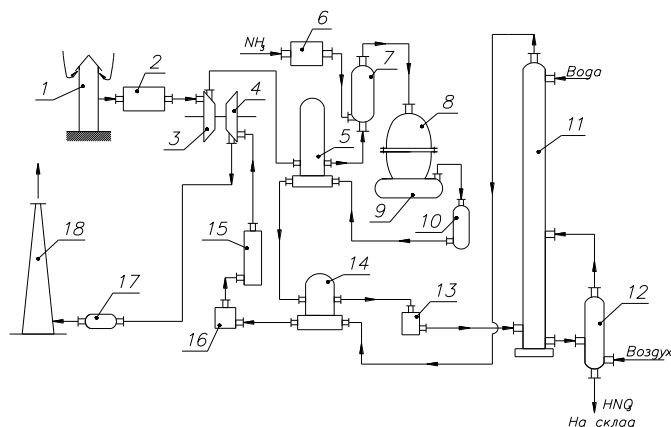


Рис. Принципова технологічна схема одержання розведеної азотної кислоти під підвищеним тиском (0,73 МПа): 1 - повітрянозаборна труба; 2 – очищувач повітря; 3 - газовий компресор; 4 - газова турбіна; 5 - повітропідігрівник; 6 - випарник аміаку; 7 – змішувач з фільтром; 8 - контактний апарат; 9, 17 - казан утилізатор; 10 - окислювач з фільтром; 11 - абсорбційна колона; 12 - отдувочна колона; 13 – холодильник- конденсатор; 14 - підігрівник хвостових газів; 15 - реактор каталітичного очищення; 16 - камера згоряння; 18 - вихлопна труба.

Сучасні установки, що працюють під підвищеним тиском (від 0,2 до 1МПа) і комбіновані розроблені за принципом енерготехнологічних схем, у яких енергія газів, що відходять, зв'язана з їхньою високою температурою і тиском, і теплота реакції окислювання аміаку використовується для стиску повітря і нітрозних газів, а також для одержання технологічної пари.

Технологічна схема одержання азотної кислоти включає наступні технологічні вузли:

1. Стиску повітря і підігріву його до 250°C за рахунок тепла нітрозних газів.
2. Окислювання аміаку при температурі 900°C
3. Утилізація тепла в казані-утилізаторі з утворенням пари
4. Окислювання NO до NO₂
5. Абсорбція оксиду азоту водою
6. Каталітичне очищення хвостових газів

Ступінь перетворення аміаку 92-94%, концентрація кислоти 62-64%.

Додаток А – Густина рідких речовин та водних розчинів

Вещество	Плотность, кг / м ³							
	при -20 °С	при 0 °С	при 20 °С	при 40 °С	при 60 °С	при 80 °С	при 100 °С	при 120 °С
Азотна кислота 100%-а	1582	1547	1513	1478	1443	1408	1373	1338
50%-а	-	1334	1310	1287	1263	1238	1212	1186
Аміак рідкий	665	639	610	580	545	510	462	390
Аміачна вода 25%-а	-	918	907	897	887	876	866	856
Анілін	-	1039	1022	1004	987	969	952	933
Ацетон	835	813	791	768	746	719	693	665
Бензол	-	900	879	858	836	815	793	769
Бутіловий спирт	838	824	810	795	781	766	751	735
Вода	-	1000	998	992	983	972	958	943
Гексан	693	677	660	641	622	602	581	559
Глицерин 50%-й	-	1136	1126	1116	1106	1006	996	986
Двуокись сірки (рідк.)	1484	1434	1383	1327	1264	1193	1111	1010
Дихлоретан	1310	1282	1254	1224	1194	1163	1133	1102
Ізопропиловий спирт	817	801	785	768	752	735	718	700
Мурав'їна кислота	-	1244	1220	1195	1171	1147	1121	1096
Натр їдкий, раствори 50%-й	-	1540	1525	1511	1497	1483	1469	1454
40%-й	-	1443	1430	1416	1403	1389	1375	1360
30%-й	-	1340	1328	1316	1303	1289	1276	1261
20%-й	-	1230	1219	1208	1196	1183	1170	1155
10%-й	-	1117	1109	1100	1089	1077	1064	1049
Натрій хлористий (20%-й розчин)	-	1157	1148	1139	1130	1120	1110	1100
Нитробензол	-	1223	1203	1183	1163	1143	1123	1103
Октан	734	718	702	686	669	653	635	617
Олеум 20%-й	-	1922	1896	1870	1844	1818	1792	1766
Сірчана кис- лота								

Вещество	Плотность, кг / м ³							
	при -20 °С	при 0 °С	при 20 °С	при 40 °С	при 60 °С	при 80 °С	при 100 °С	при 120 °С
98%-на	-	1857	1837	1817	1798	1779	1761	1742
92%-на	1866	1845	1824	1803	1783	1765	1744	1723
75%-на	1709	1689	1669	1650	1632	1614	1597	1580
60%-на	1532	1515	1498	1482	1466	1450	1434	1418
Сірковуглець	1323	1293	1263	1233	1200	1165	1125	1082
Соляна кислота (30%-а)	1173	1161	1149	1138	1126	1115	1103	1090
Толуол	902	884	866	847	828	808	788	766
Оцтова кислота 100%-на	-	1072	1048	1027	1004	981	958	922
50%-на	-	1074	1058	1042	1026	1010	994	978
Фенол (розплавлен- ний)	-	-	1075	1058	1040	1022	1003	987
Хлорбензол	1150	1128	1107	1085	1065	1041	1021	995
Хлороформ	1563	1526	1489	1450	1411	1380	1326	1280
Чьотирьоххло- ристый вуглець	1670	1633	1594	1556	1517	1471	1434	1390
Етилацетат	947	924	901	876	851	825	797	768
Етиловий спирт 100%-й	823	806	789	772	754	735	716	693
80%-й	-	857	843	828	813	797	783	768
60%-й	-	904	891	878	864	849	835	820
40%-й	-	947	935	923	910	897	885	872
20%-й	-	977	969	957	946	934	922	910
Етиловий етер	758	736	714	689	666	640	611	576

Додаток Б – Питома теплоємність рідких речовин та водних розчинів

Коефіцієнт перерахунку в систему СІ: $\text{ккал} / \text{кг} \cdot \text{град} \cdot 4190 = \text{дж} / \text{кг} \cdot \text{К}$

Вещество	Питомв теплоємність, ккал / кг · град							
	при –20 °С	при 0 °С	при 20 °С	при 40 °С	при 60 °С	при 80 °С	при 100 °С	при 120 °С
Азотна кислота 100%-а	0,415	0,418	0,42	0,425	0,43	0,435	0,44	0,445
50%-а	-	0,667	0,68	0,693	0,71	0,73	0,74	0,76
Аміак рідкий	1,08	1,1	1,13	1,16	1,22	1,3	1,37	1,48
Аміачна вода 25%-а	-	1,03	1,03	1,04	1,06	1,08	1,1	1,13
Анілін	-	0,477	0,487	0,498	0,508	0,519	0,529	0,54
Ацетон	0,49	0,505	0,52	0,535	0,55	0,566	0,581	0,596
Бензол	-	0,39	0,413	0,436	0,46	0,483	0,506	0,52
Бутіловий спирт	0,47	0,503	0,555	0,607	0,66	0,712	0,765	0,817
Вода	-	1,01	0,999	0,998	1,0	1,0	1,01	1,02
Гексан	0,536	0,536	0,536	0,536	0,536	0,536	0,536	0,536
Глицерин 50%-й	-	0,85	0,85	0,84	0,84	-	-	-
Двуокись сірки (рідк.)	0,313	0,317	0,327	0,342	0,363	0,389	0,42	0,457
Дихлоретан	0,232	0,253	0,274	0,296	0,317	0,339	0,361	0,382
Ізопропиловий спирт	0,525	0,564	0,635	0,706	0,777	0,847	0,917	0,987
Метиловий спирт 100%-й	0,569	0,589	0,613	0,637	0,66	0,684	0,708	0,732
40%-й	-	0,84	0,85	0,86	0,86	0,87	0,88	0,89
Мурав'їна кислота	-	0,469	0,49	0,511	0,531	0,552	0,573	0,593
Натр їдкий, раствори 50%-й	-	-	0,773	0,769	0,767	0,765	0,763	0,762
40%-й	-	0,807	0,817	0,826	0,83	0,832	0,832	0,832
30%-й	-	0,824	0,84	0,856	0,865	0,869	0,869	0,869
20%-й	-	0,842	0,862	0,875	0,882	0,886	0,888	0,888
10%-й	-	0,882	0,9	0,912	0,918	0,922	0,924	0,926
Натрій хлористий (20%-й розчин)	-	0,941	0,939	0,936	0,931	0,93	0,92	0,92
Нитробензол	-	0,334	0,347	0,36	0,374	0,387	0,4	0,414
Октан	0,526	0,526	0,526	0,526	0,526	0,526	0,526	0,526
Олеум 20%-й	-	0,326	0,34	0,354	0,368	0,382	0,396	0,41
Сірчана кислота 98%-на	-	0,335	0,348	0,361	0,375	0,388	0,402	0,414
92%-на	0,355	0,366	0,377	0,389	0,4	0,412	0,425	0,436
75%-на	0,431	0,447	0,463	0,479	0,495	0,51	0,527	0,543
60%-на	0,505	0,525	0,545	0,565	0,585	0,605	0,625	0,645

Вещество	Питомв теплоємність, ккал / кг · град							
	при –20 °С	при 0 °С	при 20 °С	при 40 °С	при 60 °С	при 80 °С	при 100 °С	при 120 °С
Сірковуглець	0,232	0,235	0,238	0,242	0,245	0,248	0,252	0,255
Соляна кислота (30%-а)	-	0,55	0,59	0,63	0,67	0,72	0,76	0,8
Толуол	0,363	0,385	0,407	0,429	0,451	0,473	0,494	0,506
Оцтова кислота 100%-на	-	0,45	0,476	0,502	0,527	0,553	0,579	0,605
50%-на	-	0,73	0,74	0,75	0,76	0,78	0,79	0,8
Фенол (розплавленний)	-	-	0,56	0,56	0,56	0,56	0,56	0,56
Хлорбензол	0,285	0,3	0,315	0,33	0,345	0,36	0,376	0,391
Хлороформ	0,23	0,287	0,244	0,251	0,258	0,265	0,272	0,279
Чьотирьоххлори- стий вуглець	0,194	0,2	0,206	0,213	0,22	0,226	0,233	0,24
Етилацетат	0,424	0,441	0,456	0,475	0,493	0,51	0,527	0,544
Етиловий спирт 100%-й	0,505	0,547	0,593	0,648	0,708	0,769	0,839	0,909
80%-й	-	0,64	0,68	0,72	0,77	0,82	0,87	0,93
60%-й	-	0,73	0,75	0,79	0,83	0,86	0,9	0,95
40%-й	-	0,82	0,84	0,87	0,88	0,91	0,94	0,96
20%-й	-	0,91	0,92	0,93	0,94	0,95	0,97	0,98
Етиловий етер	0,516	0,528	0,541	0,575	0,633	0,69	0,747	0,803

Література

1. Процеси і апарати хіміко-фармацевтичної промисловості.: Сидоров Ю. І., Чуєшов В. І. та ін.
2. Розрахунки хіміко-технологічних процесів та реакторів (Задачі з загальної хімічної технології): Навчальний посібник. – Северодонецьк: вид-во СНУ ім. В. Даля, 2016. – 120 с.

НАВЧАЛЬНЕ ВИДАННЯ

Методичні вказівки до виконання контрольної роботи з дисципліни "Процеси та апарати фармацевтичних виробництв" (для студентів напряму 226 «Фармація, промислова фармація» заочної форми навчання 2 курс 4 семестр)

У к л а д а ч :
Олена Миколаївна КОРЧУГАНОВА

Підписано до друку _____
Формат 60x84 ^{1/16}. Папір типограф. Гарнітура Times.
Печатка офсетна. Др. арк. 1.
Тираж _____ Вид. № _____ Замовлення № _____

Видавництво Східноукраїнського національного університету ім. Володимира Даля (м. Київ)

Адреса видавництва:

вул. Іоанна Павла II, 17, м. Київ, 01042, Україна