

**МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ, МОЛОДІ ТА СПОРТУ УКРАЇНИ
ДЕРЖАВНИЙ ВИЩИЙ НАВЧАЛЬНИЙ ЗАКЛАД
“УКРАЇНСЬКИЙ ДЕРЖАВНИЙ
ХІМІКО-ТЕХНОЛОГІЧНИЙ УНІВЕРСИТЕТ”**

МЕТОДИЧНІ ВКАЗІВКИ

**до виконання курсового проекту на тему
“РОЗРАХУНОК ТА ПРОЕКТУВАННЯ ТЕПЛОБМІННИКА-
КИП’ЯТИЛЬНИКА – ДОПОМІЖНОГО ОБЛАДНАННЯ
РЕКТИФІКАЦІЙНОЇ УСТАНОВКИ БЕЗПЕРЕРВНОЇ ДІЇ”**

**з курсу “ПРОЦЕСИ ТА АПАРАТИ ХІМІЧНИХ ВИРОБНИЦТВ”
для студентів
IV–V курсів усіх спеціальностей і форм навчання**

**Затверджено на засіданні
кафедри ПАХТ.
протокол № 11 від 04.06. 2010.**

Дніпропетровськ ДВНЗ УДХТУ 2011

Методичні вказівки до виконання курсового проекту на тему “Розрахунок та проектування теплообмінника-кип’ятильника – допоміжного обладнання ректифікаційної установки безперервної дії” з курсу “Процеси та апарати хімічних виробництв” для студентів IV–V курсів усіх спеціальностей і форм навчання / Укл.: О.С. Смірнова, Т.В. Гриднева, С.О. Опарін. – Дніпропетровськ: ДВНЗ УДХТУ, 2011. – 27 с.

Укладачі: О.С. Смірнова, канд. техн. наук
Т.В. Гриднева
С.О. Опарін, канд. техн. наук

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

Навчальне видання

Методичні вказівки до виконання курсового проекту на тему
“Розрахунок та проектування теплообмінника-кип’ятильника –
допоміжного обладнання ректифікаційної установки безперервної дії”
з курсу “Процеси та апарати хімічних виробництв”
для студентів IV–V курсів усіх спеціальностей і форм навчання

Укладачі: СМІРНОВА Олена Степанівна
ГРИДНЄВА Тетяна Василівна
ОПАРІН Сергій Олександрович

Редактор Л.М. Тонкошкур
Коректор Л.Я. Гоцуцова

Підписано до друку 22.09.11. Формат 60 × 84 1/16. Папір ксероксн. Друк
різограф. Умовн.-друк. арк. 1,28. Облік.-вид. арк. 1,34. Свідоцтво ДК № 303 від
27.12.2000. Тираж 100 прим. Зам. № 14.

ДВНЗ УДХТУ, 49005, Дніпропетровськ–5, пр. Гагаріна, 8.

Видавничо-поліграфічний комплекс ІнКомЦентру

1. ЗАГАЛЬНІ ПОЛОЖЕННЯ

1.1. Структура розрахунково-пояснювальної записки курсового проекту

Методичні вказівки призначені для студентів усіх спеціальностей і форм навчання, що вивчають курс “Процеси та апарати хімічних виробництв”. В роботі наведені рекомендації до виконання курсового проекту за розділами “Ректифікація” та “Теплові процеси”.

Методичні вказівки розроблені з метою допомоги студентові в роботі над спеціальною літературою, стандартами, нормативами, оволодінням методиками технологічних, конструктивних та інших розрахунків ректифікаційної установки та допоміжного обладнання, їх графічного зображення, які передбачені при виконанні курсового проекту за розділами “Ректифікація” та “Теплові процеси”.

Для виконання курсового проекту студенту видається завдання на проектування, варіант якого студент вибирає в методичних вказівках [1, 2]. В завданні, як правило, вказані: назва установки, її продуктивність, вміст низькокиплячого компонента у вихідній суміші та цільових продуктах, тиск або температура теплоносія, недостатні дані для розрахунку студент обґрунтовано приймає самостійно.

Курсовий проект – комплект конструкторських документів, до яких належать текстова частина та графічні документи.

Об’єм курсового проекту – пояснювальна записка та два аркуші (формату А1) креслень: технологічна схема установки та загальний вигляд апарата, які виконуються згідно з вимогами оформлення конструкторської документації. Вимоги до оформлення пояснювальної записки та графічного матеріалу наведені в методичних вказівках [3].

Пояснювальна записка повинна включати в себе такі розділи:

1. Вступ.
2. Загальна частина.
3. Технологічний розрахунок установки.
4. Конструктивний розрахунок апарата, який проектується.
5. Гідравлічний розрахунок апарата, який проектується.
6. Механічний розрахунок апарата, який проектується.

В кінці розрахунково-пояснювальної записки наводиться список використаної літератури.

Зміст розділів пояснювальної записки.

В розділі “Вступ” наводиться повна характеристика речовин, складових бінарної суміші, яка розділяється в установці, а саме:

1.1. Фізико-хімічні властивості: хімічна формула, молекулярна маса, температури плавлення, кипіння, розкладання, розчинність, густина, теплопровідність, теплоємність, а також корозійні властивості та реакційну здатність [4].

1.2. Народного господарського значення складових бінарної суміші, основні методи їх виробництва та застосування в народному господарстві.

В “Загальній частині” розглядаються такі питання:

2.1. Обґрунтування та вибір способу перегонки на основі загальних відомостей про процес ректифікації та характеристика існуючих способів розділення рідких однорідних сумішей [5].

2.2. Фізико-хімічні основи процесу ректифікації.

2.3. Вибір та обґрунтування прийнятої до проектування технологічної схеми установки на основі аналізу існуючих.

2.4. Технологічна схема процесу та опис роботи установки.

2.5. Вибір недостатніх технологічних параметрів процесу, якщо вони не задані, а саме робочих умов процесу ректифікації.

2.6. Вибір конструкції апарата, який проектується та його будова;

2.7. Вибір матеріалу корпусу та вузлів апарата.

В розділі “Технологічний розрахунок установки” виконуються основні технологічні розрахунки згідно з існуючими рекомендаціями [6, 7], а саме:

3.1. Матеріальний баланс процесу та визначення кількості отриманих цільових продуктів: дистилляту та кубового залишку.

3.2. Температурний режим роботи установки – визначення характеристичних температур кипіння кубового залишку, вихідної суміші та конденсації пари дистилляту.

3.3. Тепловий баланс установки та визначення витрати гріючого агента та охолоджуючої води на конденсацію пари, дистилляту та охолодження цільових продуктів.

В розділі “Конструктивний розрахунок теплообмінника-кип’ятильника” визначаються:

4.1. Загальне теплове навантаження апарата, що проектується.

4.2. Питоме теплове навантаження.

4.3. Поверхня теплопередачі.

4.4. Основні розміри апарата, який проектується, що забезпечують необхідне теплове навантаження, на основі чого підбирається стандартний апарат за таблицями Держстандарту [7] або додатків 1, 2, 3, 4.

В розділі “Гідравлічний розрахунок” визначається гідравлічний опір апарата, який проектується, що необхідно для визначення енергетичних витрат на транспортування технологічних потоків по апарату [7]. Це дозволяє вибрати відповідне допоміжне устаткування: насос, компресор.

В розділі “Механічний розрахунок” виконуються розрахунки на міцність основних вузлів і деталей апарата, який проектується; розрахунки товщини стінки оболонки корпусу апарата, товщини кришки або днища, трубної решітки, фланцевих з’єднань, підбір опор [7, 8, 9].

Технологічна схема установки наводиться принципова, 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 та енергетичними) потоками. Апарати та технологічні потоки зображують основними контурними лініями.

Загальні вимоги до оформлення технологічної схеми наведені в методичних вказівках з оформлення курсових проектів [3] та в літературі [7].

Трубопроводи та пристрої, які забезпечують функціональний зв'язок між апаратами на схемі не повинні перехрещуватись, тому при перетині технологічних ліній на вертикальній лінії необхідно зображати обвід.

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

На основних технологічних трубопроводах необхідно навести технічні характеристики середовища в трубопроводі: витрата, концентрація, тиск, температура. Ці дані вносять у накреслені тонкою лінією прямокутні рамки, які з'єднують з лінією потоку.

Графічні умови зображення апаратів, арматури та пристроїв, які відповідають стандартам, наведені в [3, 7] і повинні використовуватися при розробці технологічних схем.

Креслення загального вигляду апарата, який проектується, визначає конструкцію виробу, показує взаємодію його основних складових і пояснює принцип його роботи. Вимоги до креслення загального вигляду апарата наведені в методичних вказівках до оформлення курсових проектів [3].

Приклад змісту та розрахунків розділів 1-3, 6 пояснювальної записки курсового проекту за темою "Ректифікація" наведені в методичних вказівках [9].

Метою даної роботи є тільки конструктивний розрахунок та проектування теплообмінника-кип'ятильника (куба колони) – допоміжного апарата ректифікаційної установки безперервної дії (розділи 4,5 розрахунково-пояснювальної записки курсового проекту).

Конструктивний розрахунок апарата проводиться з метою визначення всіх його складових елементів: кількість та довжина кип'ятильних труб, їх розміщення в трубній решітці, діаметра і висоти кожуха (габаритні розміри), діаметри патрубків для введення та виведення теплоносіїв та фланців для них.

1.2. Принципова схема ректифікаційної установки

Обґрунтування прийнятої до проектування технологічної схеми ректифікаційної установки безперервної дії виконується на основі заданих показників роботи ректифікаційної колони з продуктивності вихідної суміші, що розділяється, її складу, вмісту низькокиплячого та висококиплячого компонента, їх фізичних властивостей, тиску в апараті та ступеня розділення.

В хімічній, нафтохімічній та інших галузях використовують процеси ректифікації періодичні або безперервні.

При безперервній ректифікації умови роботи установки, тобто витрата, склад початкової суміші, температурний режим, вихід цільових компонентів (дистиляту та кубового залишку), гріючої пари та охолоджуючої води не змінюються протягом всього процесу. Це дає можливість встановити точний режим роботи установки, спростити обслуговування, проводити процес з допомогою програмного управління в оптимальних умовах, полегшує

автоматизацію процесу. Відсутність простоїв між операціями підвищує продуктивність установки та зменшує витрату теплоносія (гріючої пари) на процес ректифікації.

Завдяки переліченим перевагам безперервну ректифікацію використовують, головним чином, у потужних установках, а періодичну – лише у невеликих, нерівномірно працюючих виробництвах.

Процес ректифікації проводять при різних тисках: при атмосферному тиску, під вакуумом та надлишковим тиском. Ректифікацію під вакуумом використовують для розділення сумішей висококиплячих речовин, а під надлишковим тиском (вище атмосферного тиску) – для сумішей, які мають газоподібний стан при нормальних температурах.

Ректифікаційна установка складається з таких основних елементів: ректифікаційна колона (апарат циліндричної форми) і допоміжного устаткування (теплообмінників, насосів, ємкостей та ін.)

Принципова схема ректифікаційної установки безперервної дії наведена на рис. 1.1. Вихідну суміш з ємкості 11 насосом 10 подають в теплообмінник – підігрівач 5, де вона підігрівається до температури кипіння. Нагріта суміш надходить на розділення в ректифікаційну колону 1 на тарілку живлення, де склад рідини дорівнює складу вихідної суміші x_F .

Стікаючи до низу по колоні, рідина взаємодіє з паром, яка підіймається до верху, утворюючись при кипінні кубової рідини в кип'ятильнику 2. Початковий склад пари приблизно дорівнює складу кубового залишку x_W , тобто збіднений легколетким компонентом. Для більш повного збагачення верхню частину колони зрошують флегмою, складу x_R , яка отримана в дефлегматорі 6 шляхом конденсації пари, що виходить з колони. Частина конденсату відводиться у вигляді готового продукту розділення – дистилляту, який охолоджується в теплообміннику 6 та направляється в ємкість 9.

З нижньої частини колони безперервно відводиться кубовий залишок W – продукт, збагачений важколетким компонентом, який охолоджується в теплообміннику 7 і направляється в ємкість 8.

Таким чином у ректифікаційній колоні відбувається безперервний нерівноважний процес розділення вихідної бінарної суміші на дистилат з високим вмістом легколеткого компонента та кубовий залишок, який збагачений важколетким компонентом.

Ректифікаційна установка безперервної дії може працювати з повною або частковою конденсацією пари. Крім того куб колони може бути винесеним або вбудованим.

1.2. Вибір конструкції теплообмінника-кип'ятильника

Теплообмінник-кип'ятильник або куб ректифікаційної колони призначений для перетворення в пару частини рідини, що стікає з ректифікаційної колони, і відведення пари в її нижню частину (під насадку або нижню тарілку). Кипіння рідини відбувається в трубному просторі кип'ятильника за рахунок теплоти конденсації гріючої водяної пари в міжтруб-

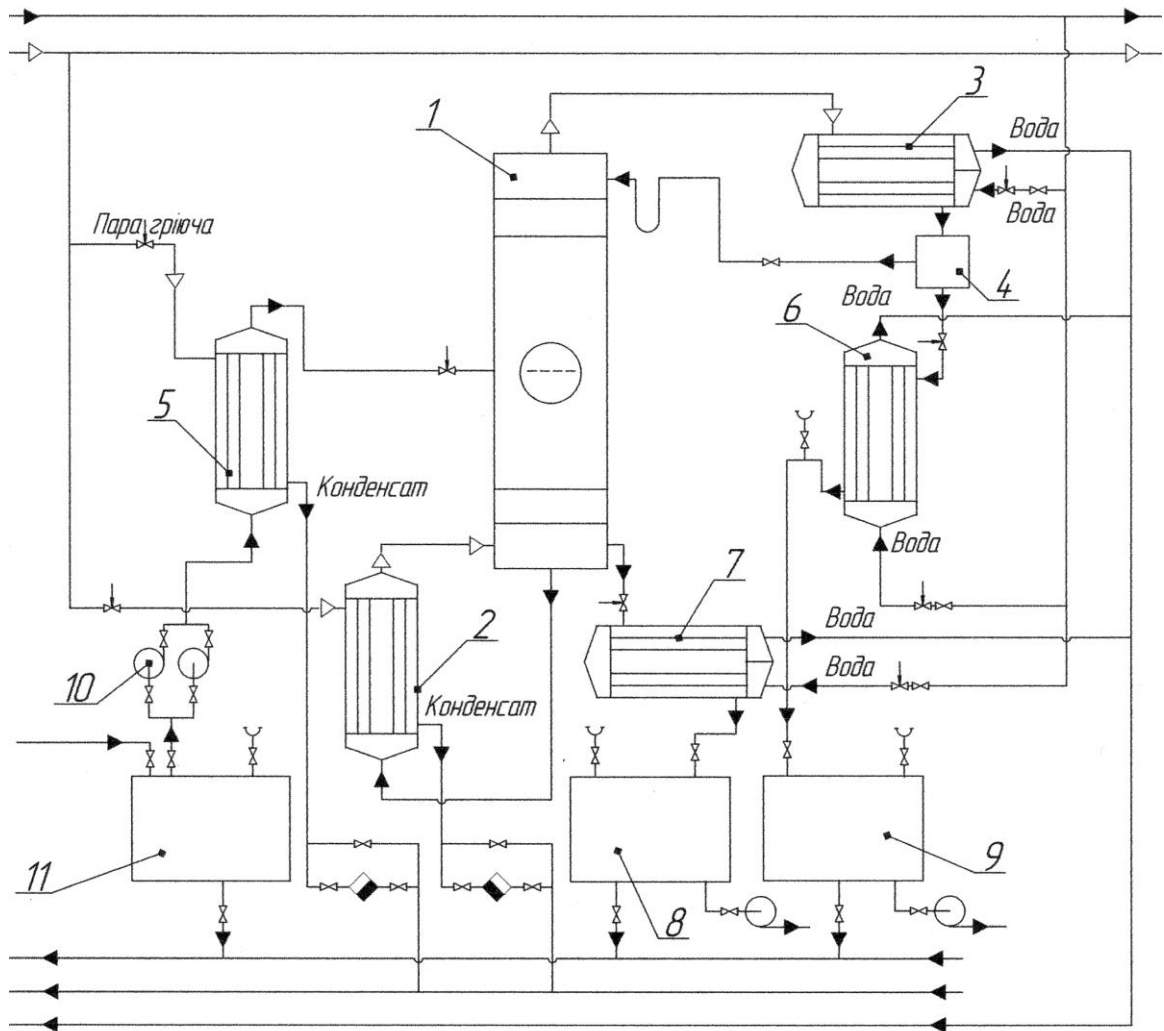


Рис. 1.1. Принципова схема ректифікаційної установки безперервної дії:

1 – ректифікаційна колона; 2 – кип'ятильник; 3 – дефлегматор; 4 – ділянка флегми; 5 – підігрівач вихідної суміші; 6 – холодильник дистилату (конденсатор-холодильник); 7 – холодильник кубового залишку; 8 – ємкість-збирач кубового залишку; 9 – ємкість-збирач дистилату; 10 – насос; 11 – ємкість вихідної суміші

ному просторі.

Кип'ятильник має поверхню нагріву в вигляді змієвика чи представляє собою кожухотрубний теплообмінник, вмонтований в нижню частину колони. Більш придатні для ремонту і заміни є виносні кип'ятильники, які встановлюються нижче колони для того, щоб забезпечити природну циркуляцію рідини.

Відповідно до ГОСТу 15119–79 кожухотрубні теплообмінники-кип'ятильники можуть бути лише вертикальними одноходовими, з трубками діаметром 25×2 мм або 20×2 мм. Вони можуть бути з нерухомою трубною решіткою (рис. 1.2 а), з температурним компенсатором на кожусі (рис. 1.2 б), або з рухомою трубною решіткою (теплообмінники з рухомою трубною решіткою та плаваючою голівкою (рис. 1.3)).

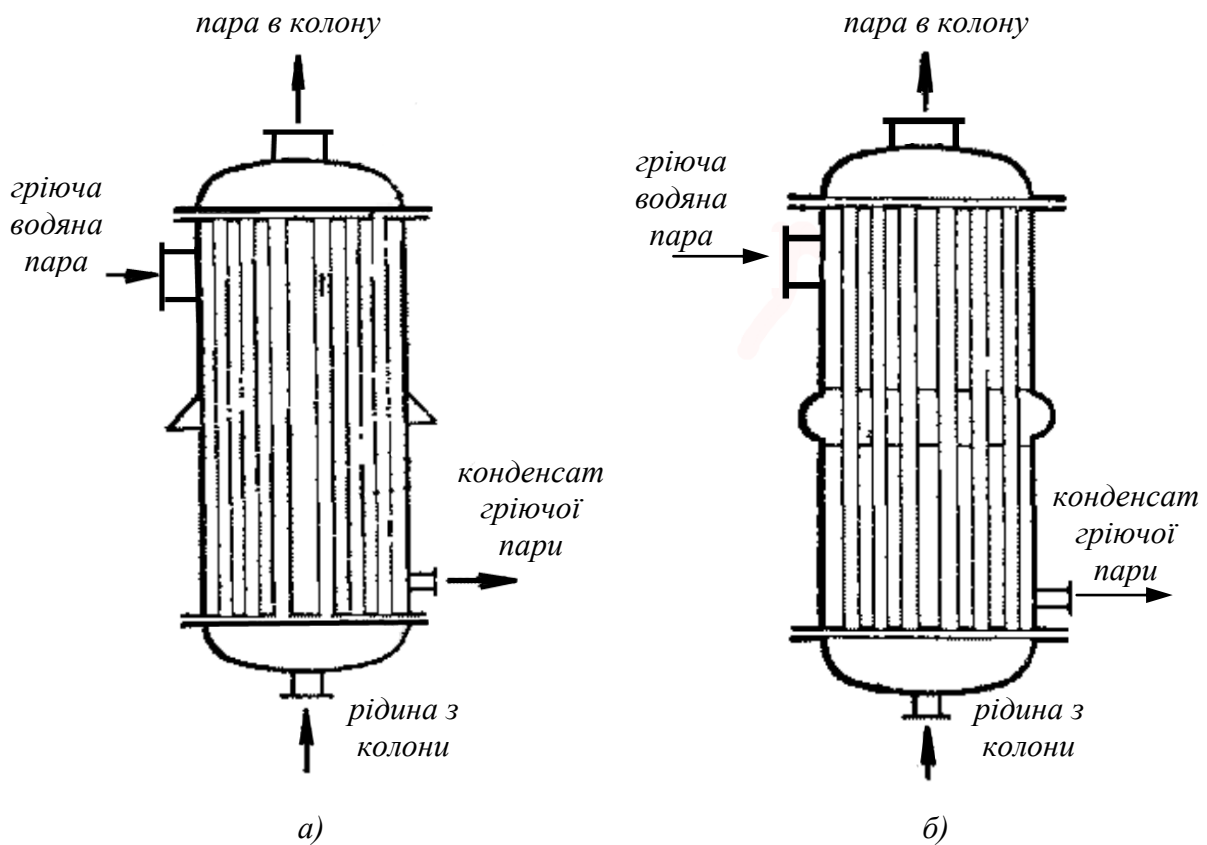


Рис. 1.2. Кожухотрубні теплообмінники-кип'ятильники з нерухомою трубною решіткою:
 а) без компенсуючого пристрою;
 б) з компенсуючим пристроєм

Використання кожухотрубних теплообмінників з температурним компенсатором на кожусі обмежене гранично допустимим тиском у міжтрубному просторі, що дорівнює 1,6 МПа. Якщо тиск у корпусі складає 1,6 – 8,0 МПа, потрібно використовувати теплообмінники з плаваючою головкою або з U-подібними трубками. В них у трубному просторі кипить рідина, а в міжтрубному просторі може бути рідкий, газоподібний, пароподібний чи паро – рідинний теплоносій.

Кожухотрубний кип'ятильник з U-подібними трубками або з плаваючою голівкою має паровий простір над рідиною, що кипить у кожусі (рис. 1.3). Ці апарати завжди розташовані горизонтально, гарячий носій (газ, рідина чи пар) рухаються по трубах. Кожухотрубні кип'ятильники можуть бути з конічним днищем діаметром 800–1600 мм і з еліптичним днищем діаметром 2400–2800 мм. Останні можуть мати два або три трубних пучки. Граничний тиск у трубах складає 1,6–4,0 МПа, у кожусі – 1,0–2,5 МПа при робочих температурах від -30 до 450⁰С, тобто вище ніж для випарників з лінзовим компенсатором. Кип'ятильники з паровим простором виготовляють тільки двоходовими з довжиною труб 6,0 м та діаметром 25×2мм.

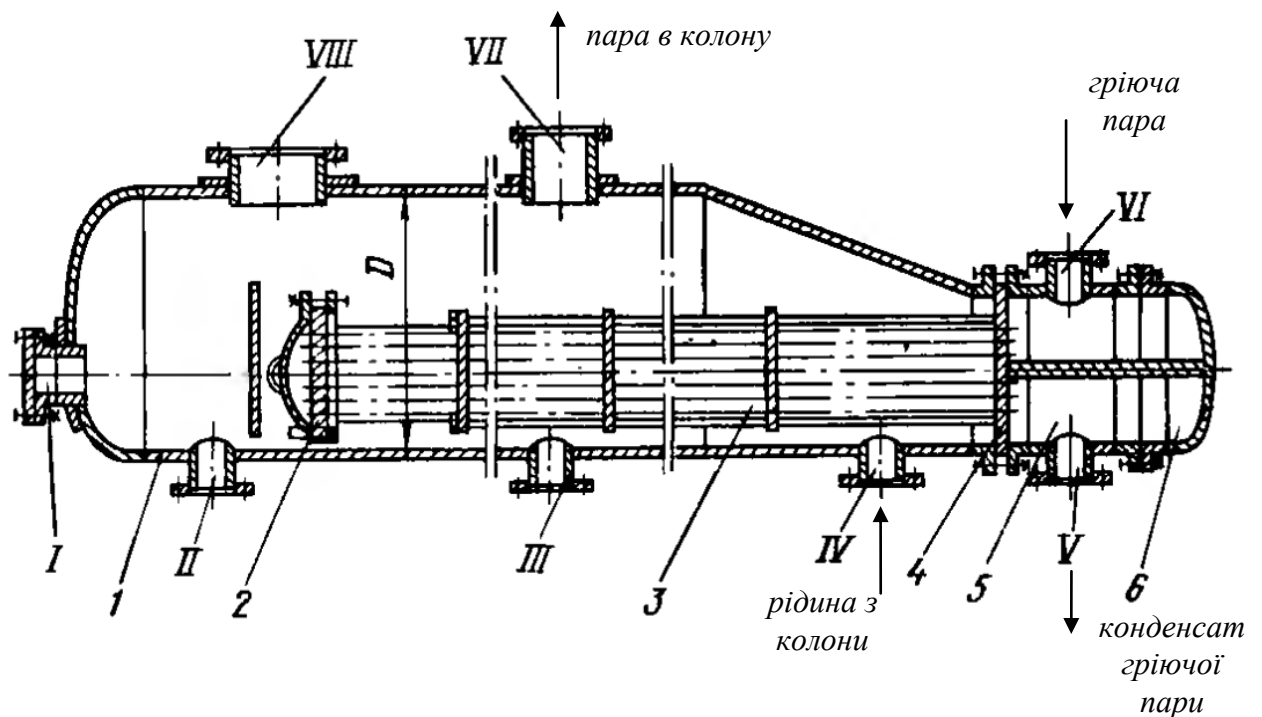


Рис. 1.3. Кожухотрубний кип'ятильник з рухомою трубною решіткою:
 1 – кожух; 2 – трубна решітка плаваючої головки; 3 – теплообмінні труби;
 4 – нерухомі трубні решітки; 5 – розподільна камера; 6 – кришка розподільної камери; I – люк для монтажу трубного пучка; II – вихід залишку продукту;
 III – дренаж; IV – вхід рідкого продукту; V – вихід газу або рідини (теплового агента); VI – вхід пари або рідини (теплового агента); VII – вихід парів продукту;
 VIII – люк

Конструкція теплообмінника-кип'ятильника повинна відрізнятися простотою, зручністю монтажу та ремонту, а також забезпечувати як найменше забруднення поверхні теплообміну і бути легко доступною для огляду та очищення.

1.3. Робочі умови функціонування теплообмінника-кип'ятильника

На основі вище наведеного в якості теплообмінника-кип'ятильника (куба колони) попередньо приймаємо одноходовий кожухотрубний вертикальний теплообмінник з нерухомою трубною решіткою з діаметром труб $d_3 = 20 \times 2,0$ мм або $25 \times 2,0$ мм.

Гріючу водяну пару направляємо в міжтрубний простір, а кубову рідину з ректифікаційної колони направляємо в труби, де вона при кипінні перетворюється в пару.

Загальне теплове навантаження кип'ятильника Q_K з врахуванням втрат (3-5%) визначається з теплового балансу установки (розділ 3 розрахунково-пояснювальної записки)

$$Q_K = (1,03 \div 1,05) \cdot (Q_{P(R+1)} + Q_w - Q_{P,R} - Q_F) , \quad (1.1)$$

де $Q_{P(R+1)}$ – витрата теплоти з паровою сумішшю, що виходить з колони, Вт;

Q_W – витрата теплоти з кубовою рідиною, Вт;
 Q_{P-R} – витрата теплоти з флегмою, Вт;
 Q_F – витрата теплоти з вихідною сумішшю, Вт.

Температуру гріючої водяної пари $t_{г.п}$ приймаємо, згідно з температурним режимом роботи ректифікаційної колони:

$$t_{г.п.} = t_w + \Delta t, \quad (1.2)$$

де t_w – температура кипіння кубової рідини, °С;

Δt – різниця температур кипіння між температурою кипіння кубової рідини та температурою конденсації гріючої водяної пари, приймаємо $\Delta t = 15 \div 30$ °С.

Тиск водяної гріючої пари $P_{г.п}$ та її питому теплоту конденсації $r_{г.п}$ визначаємо за температурою конденсації $t_{г.п}$ [6] табл. LVI, LVII.

Витрата гріючої пари $G_{г.п}$ визначається згідно з рівнянням:

$$G_{г.п.} = \frac{Q_k}{r_{г.п.} \cdot x_{г.п.}}, \quad (1.3)$$

де $x_{г.п.}$ – сухість водяної пари, приймаємо 0,95 [6].

Тиск у трубному просторі кип'ятильника приймаємо близьким до атмосферного.

1.4. Вибір конструкційного матеріалу

При виборі конструкційних матеріалів необхідно враховувати його термостійкість, корозійну стійкість, характеристику на міцність та вартість.

Конструкційні матеріали повинні мати високу корозійну стійкість не тільки для забезпечення довговічності апаратів, але й для запобігання забруднення середовища в апараті продуктами корозії, що призводить до порушення технологічного режиму та погіршення якості продуктів.

Основними конструкційними матеріалами для теплообмінників і допоміжного обладнання є сталь.

Сталі мають такі характеристики: вуглецеві сталі Ст.20, Ст201С застосовуються в апаратах, які працюють при температурі до 450°С і тиску до 6,4 МПа. Стійкими в пароводяному середовищі є низьколеговані молібденові сталі 15М та 20М, хромомолібденові сталі 12МХ та 15МХ. Велику стійкість у середовищах азотної кислоти, нітратів, нітритів, оцтової та фосфорної кислот, лугів має аустенітна сталь 1Х18Н11Т, 1Х18Н12М2Т та сталь 1Х18Н10Т.

Приймаємо низьколеговану сталь 2Х13, стійку в агресивному середовищі.

2. ПРИКЛАД КОНСТРУКТИВНОГО РОЗРАХУНКУ ТЕПЛООБМІННИКА-КИП'ЯТИЛЬНИКА

2.1. Завдання

Розрахувати та спроектувати теплообмінник-кип'ятельник допоміжне обладнання для ректифікаційної установки безперервної дії при розділенні бінарної суміші бензол – толуол.

2.2. Вихідні дані для розрахунку

- склад кубової рідини (залишку): вміст толуолу $\bar{X}_w^T = 96\%$ (мас.), вміст бензолу $\bar{X}_w^o = 4\%$ (мас.);
- масова витрата кубової рідини $G_w = 2,26$ кг/с (з матеріального балансу ректифікаційної установки);
- температура кипіння кубової рідини $t_w = 107,5^\circ\text{C}$ (з температурного режиму ректифікаційної установки);
- загальне теплове навантаження кип'ятельника $Q_K = 861,2 \cdot 10^3$ Вт (з теплового балансу ректифікаційної установки);
- тиск гріючої водяної пари $P_{г.п} = 0,24$ МПа $\approx 2,367$ кгс/см² (приймаємо);
- густина гріючої водяної пари $\rho_{п.о} = 1,72$ кг/м³ (табл. LVI [6]);
- температура гріючої водяної пари $t_{г.п} = 125^\circ\text{C}$ (табл. LVI [6]);
- масова витрата водяної гріючої водяної пари $G_{г.п.} = 0,42$ кг/с (із теплового балансу);
- густина пари, що утворюється при кипінні кубової рідини при атмосферному тиску $\rho_{п.о} = 2,720$ кг/м³;
- густина пари, що утворюється при кипінні кубової рідини при незначному надлишковому тиску $\Delta P = 0,001$ атм. складає $\rho_{п} = 2,723$ кг/м³ (з технологічного розрахунку ректифікаційної установки).

2.3 Фізичні властивості водяного конденсату гріючої пари

Фізичні властивості водяного конденсату гріючої пари визначаються при температурі її конденсації $t_{г.п} = 125^\circ\text{C}$, згідно з таблицею XXXIX [6] та зведені в таблицю 2.1.

Таблиця 2.1

Фізичні властивості водяного конденсату

Назва параметра, символ	Значення параметра, розмірність
Густина, ρ	939 кг/м ³
Динамічний коефіцієнт в'язкості, μ	0,000215 Па·с
Коефіцієнт теплопровідності, λ	0,686 Вт/м·К
Поверхневий натяг, σ	0,0539 кг/с ²
Теплоємність, С	4250 Дж/кг·К
Питома теплота пароутворення водяної пари (конденсації) $r_{г.п.}$, таблиця LVI [6]	$2194 \cdot 10^3$ Дж/кг

2.4 Фізичні властивості кубової суміші та її складових компонентів

Кубова рідина (залишок), яка кипить у трубках теплообмінника, згідно з завданням, має в своєму складі масову частку бензолу $\bar{X}_w^{\sigma} = 0,04$ та масову частку толуолу $\bar{X}_w^T = 0,96$. Фізичні властивості рідинної суміші є адитивні і визначаються за відповідними рівняннями.

Теплопровідність кубової суміші:

$$\lambda_w = \lambda_{\sigma} \cdot \bar{x}_w^{\sigma} + \lambda_T \cdot \bar{x}_w^T, \quad (2.1)$$

де $\lambda_{\sigma}, \lambda_T$ – коефіцієнти теплопровідності компонентів бензолу та толуолу, відповідно, $\lambda_{\sigma} = 0,123 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$; $\lambda_T = 0,117 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$ рис. X [6];

$\bar{x}_w^{\sigma}, \bar{x}_w^T$ – масові частки бензолу і толуолу в кубовому залишку.

$$\lambda_w = 0,117 \cdot 0,96 + 0,123 \cdot 0,04 = 0,117 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К}).$$

Густина кубової суміші [6]:

$$\frac{1}{\rho_w} = \frac{\bar{x}_w^{\sigma}}{\rho_{\sigma}} + \frac{\bar{x}_w^T}{\rho_T}, \quad (2.2)$$

де ρ_{σ}, ρ_T – густина бензолу і толуолу відповідно табл. IV, [6]

$$\frac{1}{\rho_w} = \frac{0,04}{784} + \frac{0,96}{780} = 1,282 \cdot 10^{-3}.$$

Звідки

$$\rho_w = 780 \text{ кг}/\text{м}^3.$$

Динамічний коефіцієнт в'язкості кубової суміші:

$$\lg \mu_w = \bar{x}_w^{\sigma} \cdot \lg \mu_{\sigma} + \bar{x}_w^T \cdot \lg \mu_T, \quad (2.3)$$

де μ_{σ}, μ_T – коефіцієнти динамічної в'язкості бензолу і толуолу відповідно;

$$\lg \mu_w = 0,04 \cdot \lg(0,25 \cdot 10^{-3}) + 0,96 \cdot \lg(0,23 \cdot 10^{-3}) = -3,637.$$

Звідки

$$\mu_w = 0,231 \text{ мПа} \cdot \text{с} = 0,231 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}.$$

Питома теплота випаровування кубової суміші:

$$r_w = r_b \cdot \bar{x}_w + r_T \cdot \bar{x}_w, \quad (2.4)$$

де r_b , r_T – питома теплота випаровування бензолу і толуолу, відповідно, табл. XLV, [6].

$$r_w = 0,04 \cdot 362,15 \cdot 10^3 + 0,96 \cdot 397,7 \cdot 10^3 = 396278 \text{ Дж/кг} = 396,28 \text{ кДж/кг}.$$

Теплоємність кубової суміші:

$$C_w = C_b \cdot \bar{x}_w + C_T \cdot \bar{x}_w, \quad (2.5)$$

де C_b , C_T – теплоємність бензолу і толуолу, відповідно, при температурі кипіння кубової рідини $t_w=107,5^0\text{C}$:

$$C_b = 2,05 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}\cdot\text{K};$$

$$C_T = 1,89 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}\cdot\text{K}, \text{ (рис. XI, [6]).}$$

$$C_w = 2,05 \cdot 10^3 \cdot 0,04 + 1,89 \cdot 10^3 \cdot 0,96 = 1,896 \cdot 10^3 \text{ Дж/(кг}\cdot\text{K)}.$$

Поверхневий натяг кубової суміші:

$$\lg \sigma_w = \bar{x}_w \cdot \lg \sigma_b + \bar{x}_w \cdot \lg \sigma_T, \quad (2.6)$$

де σ_b , σ_T – поверхневий натяг бензолу і толуолу, відповідно, при температурі кипіння кубової рідини $t_w=107,5^0\text{C}$ (табл. XXIV [6]):

$$\sigma_b = 17,6 \cdot 10^{-3} \text{ кг/с}^2, \quad \sigma_T = 18,35 \cdot 10^{-3} \text{ кг/с}^2$$

$$\lg \sigma_w = 0,96 \cdot \lg(18,35 \cdot 10^{-3}) + 0,04 \cdot \lg(17,6 \cdot 10^{-3}) = -1,73709.$$

Звідки

$$\sigma_w = 1,832 \cdot 10^{-2} \text{ кг/с}^2 = 0,01832 \text{ кг/с}^2.$$

Визначені фізичні властивості індивідуальних компонентів та кубової суміші зведені в таблицю 2.2 та будуть використані в подальших теплових розрахунках теплообмінника-кип'ятильника.

2.5 Визначення орієнтовної поверхні теплопередачі теплообмінника-кип'ятильника

Процес теплопередачі в кип'ятильнику проходить при постійних температурах теплоносіїв (рис. 2.1) та наданий основним рівнянням теплопередачі для цього випадку:

Таблиця 2.2

Фізичні властивості бензолу, толуолу та кубового залишку при температурі кипіння $t_w=107,5^{\circ}\text{C}$

Речовина	Густина, ρ кг/м ³	Тепло провідність, λ Вт/м·К	Динамічний коефіцієнт в'язкості, μ Па·с	Питома теплота випаровування, r Дж/кг	Теплоємність, C Дж/кг·К	Поверхневий натяг, σ , кг/с ²
Бензол	784	0,123	$0,25 \cdot 10^{-3}$	$362,15 \cdot 10^3$	$2,05 \cdot 10^3$	$17,6 \cdot 10^{-3}$
Толуол	780	0,117	$0,23 \cdot 10^{-3}$	$397,70 \cdot 10^3$	$1,89 \cdot 10^3$	$18,35 \cdot 10^{-3}$
Кубовий залишок	780	0,117	$0,231 \cdot 10^{-3}$	$396,28 \cdot 10^3$	$1,896 \cdot 10^3$	$18,32 \cdot 10^{-3}$

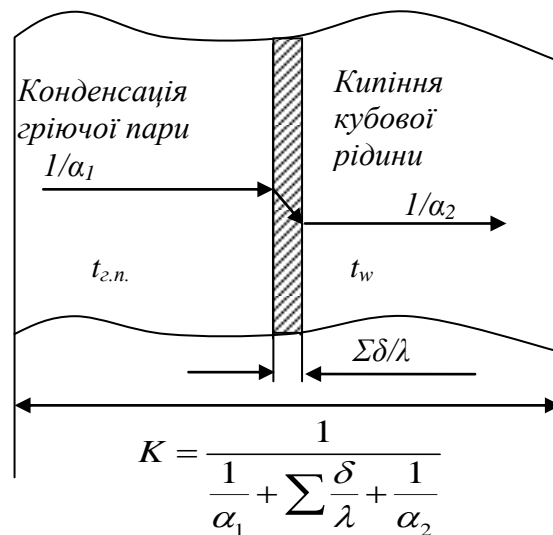


Рис. 2.1. Схема процесу теплопередачі в кип'ятильній трубці теплообмінника

$$Q = K \cdot F \cdot (t_1 - t_2) \cdot \tau, \quad (2.7)$$

де Q – загальне теплове навантаження теплообмінника-кип'ятильника, Дж;

F – поверхня теплопередачі (поверхня труб), м²;

$(t_1 - t_2) = (t_{2,n} - t_w)$ – середня різниця температур між теплоносіями, $^{\circ}\text{C}$;

K – сумарний коефіцієнт теплопередачі Вт/м²·К;

τ – час процесу, с.

Згідно з цим випадком теплопередачі складаємо температурну схему процесу і визначаємо середню різницю температур між гріючою водяною парю та кубовою рідиною $\Delta t_{\text{сер}}$ (рис. 2.2).

$$\Delta t_{cp} = t_{z.n.} - t_w \quad (2.8)$$

$$\Delta t_{cep} = 125 - 107,5 = 17,5^\circ\text{C} .$$

Розрахунок апарата проводимо у відповідності із загальною схемою технологічного розрахунку теплообмінних апаратів [7], згідно з цим

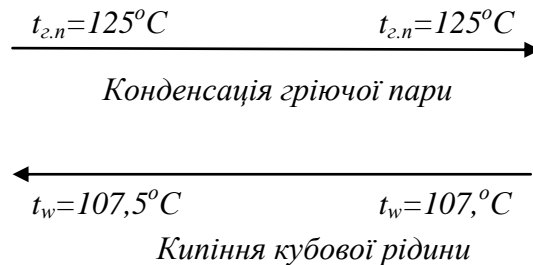


Рис. 2.2. Температурна схема теплоносіїв у теплообміннику-кип'ятильнику

приймаємо орієнтовне значення коефіцієнта теплопередачі від водяної пари, що конденсується, до киплячої органічної рідини $K_{op}=700 \text{ Вт/м}^2\cdot\text{К}$, (табл. 2.1[7]).

Тоді орієнтовне значення поверхні теплопередачі для теплообмінника-кип'ятильника, що визначається відповідно рівнянню:

$$F_{op} = \frac{Q_k}{K_{op} \cdot \Delta t_{cep}}, \quad (2.9)$$

де Q_k – загальне теплове навантаження апарата, $Q_k = 861,2 \cdot 10^3 \text{ Вт}$ (за завданням).

$$F_{op} = \frac{861,20 \cdot 10^3}{700 \cdot 17,5} = 70,3 \text{ м}^2 .$$

За значенням орієнтовної поверхні теплопередачі приймаємо один із варіантів кожухотрубного теплообмінника-кип'ятильника табл. 2.3 [7] або додаток I, табл. 1; табл. 2, додаток II.

Таблиця 2.3
Параметри нормалізованого кожухотрубного теплообмінника-кип'ятильника

Варіант теплообмінника	Нормалізована поверхня $F, \text{ м}^2$	Діаметр кожуха $D, \text{ мм}$	Кількість труб n	Кількість ходів z	Діаметр труб $d_3 \times \delta, \text{ мм}$	Довжина труб $H, \text{ м}$
1	73	600	389	1	20×2	3

2.6 Уточнюючий розрахунок поверхні теплопередачі теплообмінника-кип'ятильника

Уточнюючий розрахунок поверхні теплопередачі апарата F_p проводимо згідно з рівнянням:

$$F_p = \frac{Q_k}{q}, \text{ м}^2, \quad (2.10)$$

де q – питома теплове навантаження кип'ятильника, Вт/м^2 , визначається методом послідовних приближень на основі рівняння (2.11)

$$f(q) = \frac{1}{A} \cdot q^{4/3} + \left(\sum \frac{\delta}{\lambda} \right) \cdot q + \frac{1}{B} \cdot q^{0,4} - \Delta t_{cp} = 0. \quad (2.11)$$

Для визначення $f(q)$ необхідно розрахувати коефіцієнти A і B .

Присвоїмо індекс «1» фізичним властивостям конденсату водяної грючої пари, а індекс «2» фізичним властивостям киплячої кубової рідини.

Для першого приближення визначаємо орієнтоване значення питомого теплового навантаження:

$$q_{op} = q_1 = \frac{Q_k}{F_{op}}; \quad (2.12)$$

$$q_1 = \frac{861,20 \cdot 10^3}{73,0} = 11797,3 \text{ Вт/м}^2.$$

Для визначення коефіцієнта теплопередачі α , від грючої водяної пари до зовнішньої поверхні труб теплообмінника-кип'ятильника висотою H (процес конденсації рис. 2.1) скористаємося рівнянням:

$$\alpha_1 = 1,21 \cdot \lambda_1 \cdot \sqrt[3]{\frac{\rho_1^2 \cdot r_1 \cdot g}{\mu_1 \cdot H \cdot q}} = A \cdot q^{-1/3}. \quad (2.13)$$

Прийнявши, що

$$A = 1,21 \cdot \lambda_1 \cdot \sqrt[3]{\frac{\rho_1^2 \cdot r_1 \cdot g}{\mu_1 \cdot H}}. \quad (2.14)$$

Використовуючи фізичні властивості конденсату грючої водяної пари (табл. 2.1), визначимо числове значення коефіцієнта A .

$$A = 1,21 \cdot 0,686 \cdot \sqrt[3]{\frac{939^2 \cdot 2194 \cdot 10^3 \cdot 9,81}{0,215 \cdot 10^{-3} \cdot 3,0}} = 256252,7.$$

Для визначення коефіцієнта тепловіддачі α_2 для киплячої в трубах кубової рідини (процес бульбашкового кипіння) користуємося рівнянням:

$$\alpha_2 = 780 \cdot \frac{\lambda_2^{1,3} \cdot \rho_2^{0,5} \cdot \rho_n^{0,06} \cdot q^{0,6}}{\sigma_2^{0,5} \cdot r_2^{0,6} \cdot \rho_{n.o}^{0,66} \cdot C_2^{0,3} \cdot \mu_2^{0,3}} = B \cdot q^{0,6}. \quad (2.15)$$

Прийнявши, що

$$B = 780 \cdot \frac{\lambda_2^{1,3} \cdot \rho_2^{0,5} \cdot \rho_n^{0,06}}{\sigma_2^{0,5} \cdot r_2^{0,6} \cdot \rho_{n.o}^{0,66} \cdot C_2^{0,3} \cdot \mu_2^{0,3}}. \quad (2.16)$$

Використовуючи фізичні властивості кубової рідини та утвореної при її кипінні пари (табл. 2.2), визначимо числове значення коефіцієнта В.

$$B = 780 \cdot \frac{0,117^{1,3} \cdot 780^{0,5} \cdot 2,723^{0,06}}{0,0183^{0,5} \cdot 396280^{0,6} \cdot 2,72^{0,66} \cdot 1896^{0,3} \cdot 0,00023^{0,3}} = 3,31.$$

Приймаючи товщину кип'ятильних труб теплообмінника $\delta_{ст} = 2 \text{ мм} = 0,002 \text{ м}$, матеріал – нержавіючу сталь з коефіцієнтом теплопровідності $\lambda_{ст} = 17,5 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$ табл. XXVIII [6] та термічний опір забруднень кубової рідини $r_{забр.} = \frac{1}{5800}, \frac{\text{м}^2 \cdot \text{К}}{\text{Вт}}$, табл. XXXI [6] (термічним опором зі сторони гріючої пари можна знехтувати) визначаємо сумарний термічний опір стінки та забруднень:

$$\sum \frac{\delta}{\lambda} = \frac{2 \cdot 10^{-3}}{17,5} + \frac{1}{5800} = 0,000287 \text{ м}^2 \cdot \text{К} / \text{Вт}.$$

Тоді, згідно з рівнянням (2.11) маємо:

$$f(q_1) = \frac{11797,3^{4/3}}{256252,7} + 0,000287 \cdot 11797,3 + \frac{11797,3^{0,4}}{3,31} - 17,5 = -0,249.$$

Прийmemo друге орієнтоване значення питомого теплового навантаження кип'ятильника $q=12500 \text{ Вт}/\text{м}^2$, тоді одержимо:

$$f(q_2) = \frac{12500^{4/3}}{256252,7} + 0,000287 \cdot 12500 + \frac{12500^{0,4}}{3,31} - 17,5 = 0,335.$$

Третє, уточнене значення питомого теплового навантаження q_3 знаходиться аналітичним шляхом за рівнянням (2.17):

$$q_3 = q_2 - \frac{q_2 - q_1}{f(q_2) - f(q_1)} \cdot f(q_2) = 12089. \quad (2.17)$$

Або графічним шляхом (рис. 2.3), q_3 визначиться, як точка перетину з віссю абсцис хорди, проведеної із точки 1 (11797,3; -0,249) в точку 2 (12500; 0,335).

Визначаємо q_3 аналітичним шляхом:

$$q_3 = 12500 - \frac{(12500,0 - 11797,3)}{0,335 - (-0,249)} \cdot 0,335 = 12096,9 \text{ Вт} / \text{м}^2.$$

Розрахуємо точність визначення кореня рівняння (2.11)

$$f(q_3) = \frac{12096,9^{4/3}}{256252,7} + 0,000287 \cdot 12096,9 + \frac{12096,9^{0,4}}{3,31} - 17,5 = 0,00106.$$

Таку точність можна вважати достатньою, а третє значення питомого теплового навантаження $q_3=12096,9 \text{ Вт/м}^2$ вважати дійсним тепловим навантаженням.

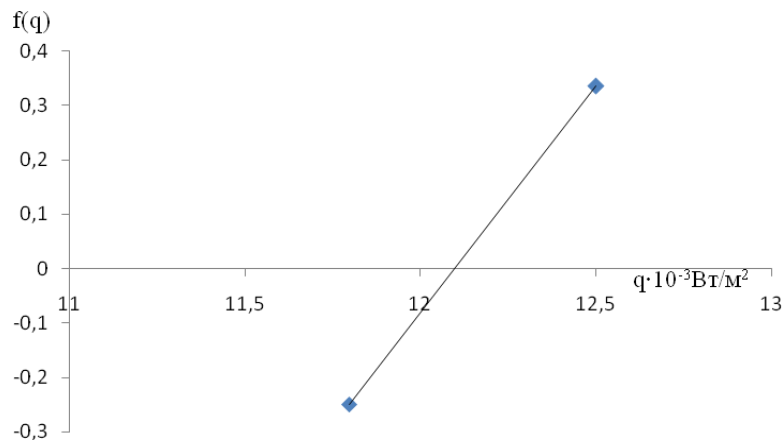


Рис. 2.3. Визначення дійсного значення питомого теплового навантаження теплообмінника-кип'ятильника

Тоді розрахункова поверхня теплопередачі теплообмінника-кип'ятильника, що задовольняє процесу кипіння кубової рідини, складає:

$$F_p = \frac{861200}{12096,9} = 71,19 \text{ м}^2.$$

В обраному теплообміннику запас поверхні складає:

$$\Delta = \frac{F_H - F_p}{F_p} \cdot 100\% ;$$

$$\Delta = \frac{73,0 - 71,19}{71,19} \cdot 100 = 2,54\% .$$

Маса апарата складає $M_1=1980$ кг (табл. 4 додаток I, [7]).

В розрахунковому апараті прийнято бульбашковий режим кипіння рідини. Коефіцієнти тепловіддачі та теплопередачі, відповідно, дорівнюють:

$$\alpha_1 = A \cdot q^{-1/3} = 256252,7 \cdot 12096,9^{-1/3} = 11518,2 \frac{Вт}{м^2 \cdot К} ;$$

$$\alpha_2 = B \cdot q^{0,6} = 3,31 \cdot 12096,9^{0,6} = 932,04 \frac{Вт}{м^2 \cdot К} ;$$

$$K = \frac{q}{\Delta t_{сеп}} = \frac{12096,9}{17,5} = 691,25 \frac{Вт}{м^2 \cdot К} .$$

Таким чином значення $K_{розра} = 691,25$ Вт/м²·К відповідає прийнятому орієнтовному значенню $K_{ор} = 700$ Вт/м²·К

2.7 Визначення діаметрів штуцерів

Діаметри штуцерів для підведення та відведення теплоносіїв визначаються з рівняння об'ємної витрати [6]:

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot G}{\pi \cdot \rho \cdot \omega}} = \sqrt{\frac{V}{\pi \cdot \omega}} , \quad (2.18)$$

де G – масова секундна витрата теплоносія, кг/с;

ρ – густина теплоносія, кг/м³;

ω – середня швидкість руху теплоносія, м/с, приймаємо для рідин;

$\omega = 0,5 \div 3,0$ м/с, для газів (пари) = $15 \div 40$ м/с [5];

V – об'ємна секундна витрата теплоносія, м³/с.

2.7.1 Діаметр штуцера для підведення гріючої пари:

$$d_1 = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,42}{3,14 \cdot 1,72 \cdot 20}} = 0,12 м = 120 мм .$$

2.7.2 Діаметр штуцера для виходу конденсату гріючої пари:

$$d_2 = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,42}{3,14 \cdot 931 \cdot 0,5}} = 0,034 м = 34 мм .$$

2.7.3 Діаметр штуцера для підведення кубової рідини:

$$d_3 = \sqrt{\frac{4 \cdot 2,26}{3,14 \cdot 780 \cdot 1,0}} = 0,061 \text{ м} = 61 \text{ мм}.$$

2.7.4 Діаметр штуцера для виходу пари кубової рідини:

$$d_4 = \sqrt{\frac{4 \cdot 2,26}{3,14 \cdot 2,72 \cdot 15}} = 0,26 \text{ м} = 260 \text{ мм}.$$

2.8. Вибір фланцевих з'єднань до штуцерів

За умовними діаметрами штуцерів (Держстандарт 1255–67) підбираються до них фланці сталеві плоскі, тип I, приварні впритул з гладкою поверхнею ущільнення для труб та трубопровідної арматури [8] і їх з'єднувальні розміри наведені в таблиці 2.4.

Ескіз фланця наведений на рис. 2.4.

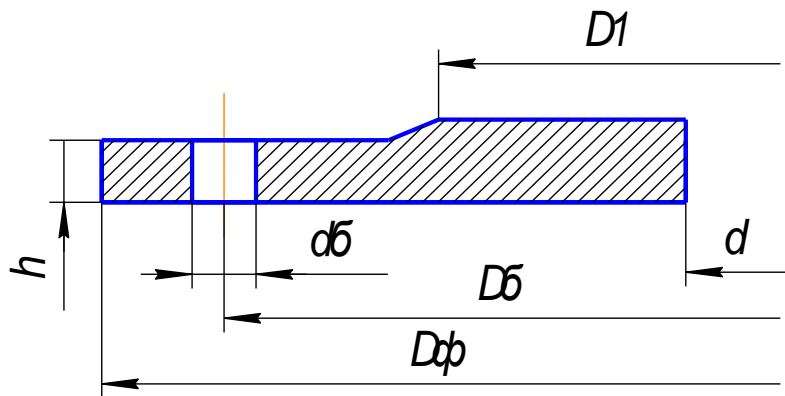


Рис. 2.4. Ескіз фланця (тип I)

Таблиця 2.4

Технічні характеристики фланців, сталевих, плоских, приварних зі сполучним виступом

P_y , МПа	$d_{\text{розр.}}$, мм	d , мм	D_f , мм	D_b , мм	D_1 , мм	d_b , мм	z , шт.	h , мм	M , кг
0,25	120	133	235	200	178	M16	8	11	2,60
0,25	34	38	120	90	70	M12	4	10	0,79
0,25	61	76	160	130	110	M12	4	11	1,39
0,25	260	273	370	335	312	M16	12	18	6,95

2.9. Вибір кришок та днищ апарата

Днище та кришку кип'ятильника приймаємо еліптичними, відбортованими за Держстандартом 6533-87 [8], з внутрішнім базовим діаметром 600 мм. Ескіз днища та кришки наведений на рис. 2.5, а з'єднувальні розміри наведені в таблиця 2.5.

Таблиця 2.5

Технічні характеристики еліптичної кришки (днища)

Д _в , мм	h _в , мм	h, мм	δ, мм	F, м ² поверхня	V, м ³ об'єм	Маса, кг
600	150	25	4	0,437	0,0277	17,9

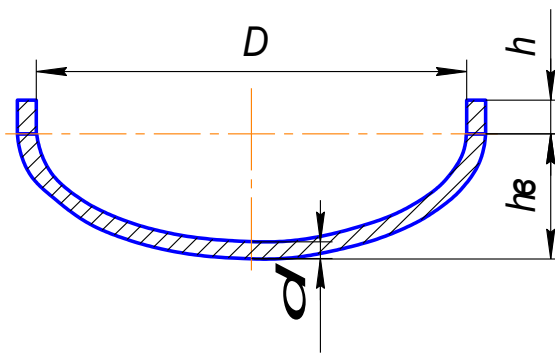


Рис. 2.5. Ескіз кришки (днища) еліптичної відбортованої

3. ГІДРАВЛІЧНИЙ РОЗРАХУНОК ТЕПЛОБМІННИКА-КИП'ЯТИЛЬНИКА

Розрахунок гідравлічного опору, необхідний для визначення витрат енергії на переміщення рідини або пари і вибору гідравлічної машини.

Загальні втрати тиску в трубному просторі апарата складають:

$$\Delta P = \Delta P_{\sigma} + \Delta P_{ст} + \Delta P_{вт}, \quad (3.1)$$

де ΔP_{σ} – тиск, необхідний для подолання сил поверхневого натягу, Па;

$\Delta P_{ст}$ – гідростатичний тиск стовпа рідини, Па;

$\Delta P_{вт}$ – втрата напору за рахунок тертя і місцевих опорів у трубному просторі, Па.

В гідравлічному розрахунку використані фізичні властивості кубової рідини, наведені в підрозділі 2.4, таблиця 2.2 та технічні характеристики кип'ятильника (2.3).

ΔP_{σ} визначаємо згідно з виразом:

$$\Delta P_{\sigma} = \frac{4 \cdot \sigma}{d_e}, \quad (3.2)$$

де σ – поверхневий натяг розчину, $\sigma=0,01832$ Н/м;
 d_b – внутрішній діаметр кип’ятильної трубки, 0,016 м.

$$\Delta P_{\sigma} = \frac{4 \cdot 0,01832}{0,016} = 4,58 \text{ Па}.$$

Гідростатичний тиск стовпа рідини

$$\Delta P_{cm} = \rho_p \cdot g \cdot H, \quad (3.3)$$

де ρ_p – густина кубової рідини, 780 кг/м³;
 H – висота труб, $H=3,0$ м;

$$\Delta P_{cm} = 780 \cdot 9,81 \cdot 3,0 = 22955,4 \text{ Па}.$$

Витрати напору за рахунок тертя і місцевих опорів

$$\Delta P_{em} = \left(\lambda \cdot \frac{L}{d} + \sum \xi \right) \cdot \frac{\rho \cdot \omega^2}{2}, \quad (3.4)$$

де λ – коефіцієнт гідравлічного тертя визначається в залежності від режиму руху розчину;
 $\sum \xi$ – сума коефіцієнтів місцевих опорів.

Режим руху кубової рідини в трубах визначаємо за критерієм Рейнольдса:

$$\text{Re} = \frac{\omega_{ob} \cdot d_o \cdot \rho_p}{\mu},$$

де ω_{ob} – швидкість підйому бульбашок, м/с;
 d_o – діаметр бульбашки киплячої рідини, м.
 Приймаємо, що $d_o = 0,005$ м [10].
 ρ_p – густина кубової рідини, 780 кг/м³;
 μ – в’язкість розчину, $0,231 \cdot 10^{-3}$ Па·с.

Швидкість підйому бульбашок визначаємо за формулою:

$$\omega_{ob} = 0,7 \cdot \sqrt{\frac{d_o \cdot (\rho - \rho_n)}{\rho}}; \quad (3.5)$$

$$\omega_{ob} = 0,7 \cdot \sqrt{\frac{0,005 \cdot (780 - 2,75)}{780}} = 0,049 \text{ м/с}.$$

Тоді значення критерію Рейнольдса в трубах складе:

$$\text{Re} = \frac{\omega_{об} \cdot d_0 \cdot \rho_p}{\mu_p};$$

$$\text{Re} = \frac{0,049 \cdot 0,005 \cdot 780}{0,231 \cdot 10^{-3}} = 827,3.$$

З цього можна зробити висновок, що режим руху розчину – ламінарний, отже λ визначаємо за формулою, що рекомендується для ламінарного режиму:

$$\lambda = \frac{64}{\text{Re}} = \frac{64}{827,3} = 0,077. \quad (3.6)$$

Сума коефіцієнтів місцевих опорів складе:

$$\sum \xi = \sum \xi_{ex} + \sum \xi_{вих},$$

де $\sum \xi_{ex}$ – сума коефіцієнтів місцевих опорів при вході розчину в труби, для однієї труби; [6]

$$\sum \xi_{ex} = 0,2,$$

$\sum \xi_{вих}$ – сума коефіцієнтів місцевих опорів при виході розчину із труб, для однієї труби; [6]

$$\sum \xi_{вих} = 1.$$

Число труб кип'ятильника складає: $n=389$.

Тоді

$$\sum \xi_{ex} = 0,2 \cdot 389 = 78;$$

$$\sum \xi_{вих} = 1 \cdot 389 = 389;$$

$$\sum \xi = \sum \xi_{ex} + \sum \xi_{вих} = 78 + 389 = 467.$$

Тоді

$$\Delta P_{от} = \left(0,077 \cdot \frac{3,0}{0,016} + 467 \right) \cdot \frac{0,0156^2 \cdot 780}{2} = 45,69 \text{ Па}.$$

Загальний гідравлічний опір кип'ятильника складає:

$$\Delta P = 4,58 + 22955,4 + 45,69 = 23005,67 \text{ Па}.$$

Доповнення:

1. Для студентів технологічних спеціальностей розділ «Гідравлічний розрахунок» – є кінцевим. Студенти механічних спеціальностей виконують ще розділ «Механічний розрахунок», приклад якого наведено в [8] та методичних вказівках [9].

2. Дані методичні вказівки можна використовувати для розрахунку теплообмінника-кип'ятильника при періодичній ректифікації, перерахувавши масову витрату теплоносіїв з кг/операцію на кг/с.

СПИСОК ЛІТЕРАТУРИ

1. Завдання до виконання курсового проекту з курсу “Процеси та апарати хімічної технології” для студентів V курсу заочної форми навчання / Укл.: А.К. Бучинський, Т.П. Єльцова, Т.Ю. Гіріч та інші. – Дніпропетровськ: УДХТУ, 2002. – 15 с. (Бібл. № 100).
2. Завдання до виконання курсового проекту з курсу “Процеси та апарати хімічної технології” для студентів IV–V курсів усіх спеціальностей і форм навчання / Укл.: А.К. Бучинський, Т.П. Єльцова, Т.Ю. Гіріч, В.С. Коваленко та інші. – Дніпропетровськ: УДХТУ, 2000. – 13 с. (Бібл. № 686).
3. 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, М.І. Шишков. – Дніпропетровськ: УДХТУ, 2001. – 28 с. (Бібл. № 753).
4. Химическая энциклопедия. – М.: Советская энциклопедия. – В 5-ти т.
5. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. – М.: Химия, 1971. – 784 с.
6. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. – Л.: Химия, 1987. – 576с.
7. Основные процессы и аппараты химической технологии: Пособие по проектированию / под редакцией Дытнерского Ю.И., 2-е изд., перераб. и дополн. – М.: Химия, 1991. – 496 с.
8. Лацинский А.А., Толчинский А.Р. Основы конструирования и расчета химической аппаратуры. Справочник – Л.: Машиностроение, 1971. – 748с.
9. Методичні вказівки до виконання курсового проекту на тему “Ректифікаційна установка безперервної дії: розрахунок кожухотрубного конденсатора-холодильника” з курсу “Основні процеси та апарати хімічної технології” для студентів IV–V курсів усіх спеціальностей і форм навчання / Укл.: О.С. Смірнова, С.О. Опарін, Т.В. Гриднева. – Дніпропетровськ: ДВНЗ УДХТУ, 2010. – 58 с. (Бібл. № 2002).
10. Иоффе И.А. Проектирование процессов и аппаратов химической технологии. – Л.: Химия, 1991. – 352 с.

Додаток 1

Таблиця 1. Параметри кожухотрубних теплообмінників та холодильників (ДОСТ 15118 – 79, ДОСТ 15120 – 79, ДОСТ 15122 – 79)

D кожуха, мм	d труб, мм	Число ходів*	Загальне число труб, шт.	Поверхня теплообміну (в м ²)** при довжині труб, м							Площа перерізу потоку, 10 ² м ²		Площа перерізу одного ходу по трубах, 10 ² м ²
				1,0	1,5	2,0	3,0	4,0	6,0	9,0	У вирізі перегородок	Між перегорідками	
159	20x2	1	19	1,0	2,0	2,5	3,5	–	–	–	0,3	0,5	0,4
	25x2	1	13	1,0	1,5	2,0	3,0	–	–	–	0,4	0,8	0,5
273	20x2	1	61	4,0	6,0	7,5	11,5	–	–	–	0,7	1,0	1,2
	25x2	1	37	3,0	4,5	6,0	9,0	–	–	–	0,9	1,1	1,3
325	20x2	1	100	–	9,5	12,5	19,0	25,0	–	–	1,1	2,0	2,0
		2	90	–	8,5	11,0	17,0	22,5	–	–	1,1	1,6	0,9
	25x2	1	62	–	7,5	10,0	14,5	19,5	–	–	1,3	2,9	2,1
		2	56	–	6,5	9,0	13,0	17,5	–	–	1,3	1,5	1,0
400	20x2	1	181	–	–	23,0	34,0	46,0	68	–	1,7	2,5	3,6
		2	166	–	–	21,0	31,0	42,0	63	–	1,7	3,0	1,7
	25x2	1	111	–	–	17,0	26,0	35,0	52	–	2,0	3,1	3,8
		2	100	–	–	16,0	24,0	31,0	47	–	2,0	2,5	1,7
600	20x2	1	389	–	–	49,0	73,0	98,0	147	–	4,1	6,6	7,8
		2	370	–	–	47,0	70,0	93,0	139	–	4,1	4,8	3,7
		4	334	–	–	42,0	63,0	84,0	126	–	4,1	4,8	1,6
		6	316	–	–	40,0	60,0	79,0	119	–	3,7	4,8	0,9
	25x2	1	257	–	–	40,0	61,0	81,0	121	–	4,0	5,3	8,9
		2	240	–	–	38,0	57,0	75,0	113	–	4,0	4,5	4,2
		4	206	–	–	32,0	49,0	65,0	97	–	4,0	4,5	1,8
		6	196	–	–	31,0	46,0	61,0	91	91	3,7	4,5	1,1
800	20x2	1	717	–	–	90,0	135,0	180,0	270	405	6,9	9,1	14,4
		2	690	–	–	87,0	130,0	173,0	260	390	6,9	7,0	6,9
		4	638	–	–	80,0	120,0	160,0	240	361	6,9	7,0	3,0
		6	618	–	–	78,0	116,0	155,0	233	349	6,5	7,0	2,0
	25x2	1	465	–	–	73,0	109,0	146,0	219	329	7,0	7,9	16,1
		2	442	–	–	69,0	104,0	139,0	208	312	7,0	7,0	7,7
		4	404	–	–	63,0	95,0	127,0	190	285	7,0	7,0	3,0
		6	384	–	–	60,0	90,0	121,0	181	271	6,5	7,0	2,2
1000	20x2	1	1173	–	–	–	221,0	295,0	442	663	10,1	15,6	23,6
		2	1138	–	–	–	214,0	286,0	429	643	10,1	14,6	11,4
		4	1072	–	–	–	202,0	269,0	404	606	10,1	14,6	5,1
		6	1044	–	–	–	197,0	262,0	393	590	9,6	14,6	3,4
	25x2	1	747	–	–	–	176,0	235,0	352	528	10,6	14,3	25,9
		2	718	–	–	–	169,0	226,0	338	507	10,6	13,0	12,4
		4	666	–	–	–	157,0	209,0	314	471	10,6	13,0	5,5
		6	642	–	–	–	151,0	202,0	302	454	10,2	13,0	3,6
1200	20x2	1	1701	–	–	–	–	427,0	641	961	14,5	18,7	34,2
		2	1658	–	–	–	–	417,0	625	937	14,5	17,6	16,5
		4	1580	–	–	–	–	397,0	595	893	14,5	17,6	7,9
		6	1544	–	–	–	–	388,0	582	873	13,1	17,6	4,9
	25x2	1	1083	–	–	–	–	340,0	510	765	16,4	17,9	37,5
		2	1048	–	–	–	–	329,0	494	740	16,4	16,5	17,9
		4	986	–	–	–	–	310,0	464	697	16,4	16,5	8,4
		6	958	–	–	–	–	301,0	451	677	14,2	16,5	5,2

*Холодильники діаметром 325 мм та більше можуть бути тільки з числом ходів 2,4 або 6.

** Розрахована за зовнішнім діаметром.

Таблиця 2. Параметри кожухотрубних конденсаторів та випарників (ДОСТ 15119 – 79, ДОСТ 15121 – 79)

D кожуха, мм	d труб, мм	Число ходів*	Загальне число труб, шт..	Поверхня теплообміну (в м ²)** при довжині труб, м				Площа перерізу одного ходу по трубах, 10 ² м ²
				2,0	3,0	4,0	6,0	
600	20x2	2	370	–	70	93	139	0,037
		4	334	–	63	84	126	0,016
		6	316	–	60	79	119	0,009
	25x2	1	257	40	61	81	–	–
		2	240	–	57	75	113	0,042
		4	206	–	49	65	97	0,018
800	20x2	2	690	–	130	173	260	0,069
		4	638	–	120	160	240	0,030
		6	618	–	116	155	233	0,020
	25x2	1	465	73	109	146	–	–
		2	442	–	104	139	208	0,077
		4	404	–	95	127	190	0,030
1000	20x2	2	1138	–	214	286	429	0,114
		4	1072	–	202	269	404	0,051
		6	1044	–	197	262	393	0,034
	25x2	1	747	117	176	235	–	–
		2	718	–	169	226	338	0,124
		4	666	–	157	209	314	0,055
1200	20x2	2	1658	–	–	417	625	0,165
		4	1580	–	–	397	595	0,079
		6	1544	–	–	388	582	0,049
	25x2	1	1083	–	256	340	–	–
		2	1048	–	–	329	494	0,179
		4	986	–	–	310	464	0,084
1400	20x2	2	2298	–	–	–	865	0,230
		4	2204	–	–	–	831	0,110
		6	2162	–	–	–	816	0,072
	25x2	1	1545	–	372	486	–	–
		2	1504	–	–	–	708	0,260
		4	1430	–	–	–	673	0,118
		6	1396	–	–	–	657	0,080

*Випарники можуть бути тільки одноходовими.

**Розрахована за зовнішнім діаметром труб.

Додаток 3

Таблиця 3. Діаметри умовного проходу штуцерів кожухотрубних теплообмінників

D кожуха, мм	Діаметр (в мм) умовного проходу штуцерів для трубного простору при числі ходів по трубах				Діаметри умовного проходу штуцерів для міжтрубного простору, мм
	1	2	3	4	
159	80	–	–	–	80
273	100	–	–	–	100
325	150	100	–	–	100
400	150	150	–	–	150
600	200	200	150	100	200
800	250	250	200	150	250
1000	300	300	200	150	300
1200	350	350	250	200	350
1400	–	350	250	200	–

Додаток 4

Таблиця 4. Маса кожухотрубних теплообмінників, холодильників, випарників та конденсаторів зі сталевими трубами (ДОСТ 15119 – 79, ДОСТ 15121 – 79)

Р, МПа	D кожуха, мм	Число ходів	Труби ø 20x2 мм, довжиною, м						Труби ø 25x2 мм, довжиною, м					
			1,5	2,0	3,0	4,0	6,0	9,0	1,5	2,0	3,0	4,0	6,0	9,0
Маса теплообмінників та холодильників, кг, не більше														
1,6	159	1	196	217	263	–	–	–	192	211	255	–	–	–
1,6	273	1	388	455	590	–	–	–	465	527	649	–	–	–
1,6	325	1	495	575	735	895	–	–	485	540	680	820	–	–
1,6	325	2	510	575	740	890	–	–	485	550	690	820	–	–
1,0	400	1	–	860	1130	1430	1850	–	–	780	1035	1290	1750	–
1,0	400	2	–	870	1090	1370	1890	–	–	820	1040	1260	1600	–
1,0	600	1	–	1540	1980	2480	3450	–	–	1350	1810	2410	3150	–
1,0	600	2, 4, 6	–	1650	2100	3500	3380	–	–	1480	1890	2290	3130	–
1,0	800	1	–	2560	3520	4150	5800	8400	–	2280	3130	3720	5360	7400
1,0	800	2, 4, 6	–	2750	3550	4350	5950	8500	–	2520	3230	3950	5360	7480
0,6	1000	1	–	–	5000	6250	9030	12800	–	–	4500	5600	7850	11200
0,6	1000	2, 4, 6	–	–	5450	6750	9250	12850	–	–	4850	6100	8166	11400
0,6	1200	1	–	–	–	9000	12800	18400	–	–	–	8000	11250	16000
0,6	1200	2, 4, 6	–	–	–	9750	13400	18900	–	–	–	8700	11860	16550
1,0	600	1	–	–	–	–	–	–	–	1340	1760	2180	–	–
1,0		2, 4, 6	–	–	1970	2420	3320	–	–	–	1780	2220	2930	–
1,6		1	–	–	–	–	–	–	–	1400	1790	2200	–	–
1,6		2, 4, 6	–	–	2050	2510	3450	–	–	–	1850	2250	3060	–
1,0	800	1	–	–	–	–	–	–	–	2300	3200	3660	–	–
1,0		2, 4, 6	–	–	3600	4400	5900	–	–	–	3200	3900	5200	–
1,6		1	–	–	–	–	–	–	–	2400	3350	3840	–	–
1,6		2, 4, 6	–	–	3850	4500	6100	–	–	–	3450	4050	5600	–
1,0	1000	1	–	–	–	–	–	–	–	3600	4850	5950	–	–
1,0		2, 4, 6	–	–	5450	6700	9250	–	–	–	4950	6100	8120	–
1,6		1	–	–	–	–	–	–	–	3800	5000	6050	–	–
1,6		2, 4, 6	–	–	5750	7100	9700	–	–	–	5250	6350	8650	–
1,0	1200	1	–	–	–	–	–	–	–	–	6700	8150	–	–
1,0		2, 4, 6	–	–	–	10100	13450	–	–	–	–	9100	12000	–
1,6		1	–	–	–	–	–	–	–	–	7000	8600	–	–
1,6		2, 4, 6	–	–	–	10400	13700	–	–	–	–	9380	12150	–
,0	1400	1	–	–	–	–	–	–	–	–	8630	10680	–	–
,0		2, 4, 6	–	–	–	–	18390	–	–	–	–	–	16260	–
,6		1	–	–	–	–	–	–	–	–	11200	13200	–	–
,6		2, 4, 6	–	–	–	–	18790	–	–	–	–	–	16830	–

