

ОБЛАДНАННЯ

ХАРЧОВИХ ТА БІОТЕХНОЛОГІЧНИХ
ВИРОБНИЦТВ



**МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ**

**В.Г. Мирончук, М.В. Якимчук, В.В. Олішевський,
В.Л. Яровий, Р.Л. Якобчук, Є.М. Бабко, Д.М. Люлька,
І.М. Миколів, В.В. Пономаренко, А.М. Слюсенко,
Т.М. Погорілий, О.О. Серьогін, О.В. Кузьмін,
В.Г. Серпученко, Ю.І. Вересоцький,
М.М. Пушанко**

ОБЛАДНАННЯ ХАРЧОВИХ ТА БІОТЕХНОЛОГІЧНИХ ВИРОБНИЦТВ

Підручник

Тернопіль 2026

УДК 664.002.5 (075.8)

М 64

Рецензенти:

Т.М. Вітенько, д-р техн.наук, проф. (Тернопільський національний технічний університет ім.Івана Пулюя), **М.М. Самілик** д-р техн. наук, проф. (Сумський національний аграрний університет); **О.М. Гавва**, д-р техн. наук, проф. (Національний університет харчових технологій).

*Рекомендовано Вченою радою
Національного університету харчових технологій,
як підручник для здобувачів закладу вищої освіти
(протокол № 11 від 26 червня 2025 р.)*

Мирончук В.Г.

М 64 Обладнання харчових та біотехнологічних виробництв: Підручник /
В.Г. Мирончук, В.М. Якимчук, В.В. Олішевський та інш. –Тернопіль :
Осадца Ю.В., 2026. – 640 с.

ISBN 978-617-8607-15-9

Розглянуто теоретичні основи, побудова, принцип дії та основні розрахункові залежності обладнання харчових та біотехнологічних виробництв.

Підручник призначений для здобувачів закладів вищої освіти освітнього ступеня «бакалавр» спеціальності 133 «Галузеве машинобудування» освітньої програми «Інжиніринг харчових та біотехнологічних виробництв». Може бути корисним інженерно-технічним працівникам підприємств харчових та біотехнологічних виробництв.

УДК 664.002.5 (075.8)

Подано в авторській редакції

© В.Г. Мирончук

М.В. Якимчук

В.В. Олішевський

В.Л. Яровий

Р.Л. Якобчук

Є.М. Бабко

І.М. Миколів

Д.М. Люлька

М.М. Пушанко

В.В. Пономаренко

А.М. Слюсенко

Т.М. Погорілий

О.О. Серьогін

О.В. Кузьмін

В.Г. Серпученко

Ю.І. Вересоцький

© НУХТ, 2026

© ФОП Осадца Ю.В., 2026

ISBN 978-617-8607-15-9

ЗМІСТ

Вступ	11
Розділ 1. Основні характеристики обладнання харчових та біотехнологічних виробництв (В.Г. МIRONЧУК)	13
1.1. Загальні відомості	13
1.2. Структура і класифікація машин і апаратів харчових та біотехнологічних виробництв.....	13
1.3. Продуктивність машин.....	14
1.4. Характеристики технічного рівня і ефективності технологічних машин	16
1.5. Запитання для самоперевірки	17
1.6. Література	18
Розділ 2. Типові робочі органи для оброблення харчових продуктів (Р.Л. ЯКОБЧУК)	19
2.1. Загальні відомості	19
2.2. Робочі органи для транспортування сировини і напівфабрикатів.....	19
2.3. Ударні робочі органи.....	32
2.4. Барабанні робочі органи.....	42
2.5. Валкові робочі органи	46
2.6. Ріжучі робочі органи.....	49
2.7. Робочі органи для перемішування рідких харчових продуктів	57
2.7.1. Конструкція робочих органів перемішувачів.....	59
2.8. Поршневі робочі органи.....	69
2.9. Приклади розрахунку робочих органів	70
2.10. Запитання для самоперевірки	84
2.11. Література	85
Розділ 3. Обладнання для підготовки сировини до основних технологічних операцій (Є.М. БАБКО)	86
3.1. Загальні відомості	86
3.2. Теоретичні основи відділення зайвих домішок від сировини.....	87
3.2.1. Осадження	87
3.2.2. Просіювання сумішей на нахилених ситах	88
3.2.3. Повітряна сепарація зернових сумішей	90
3.3. Обладнання для відділення домішок від сировини і готової продукції	91
3.3.1. Відділення легких домішок.....	91
3.3.2. Відділення важких домішок.....	92
3.3.3. Вловлювачі ферромагнітних домішок	94
3.4. Машини для миття сировини.....	95
3.4.1. Класифікація мийних машин	95
3.4.2. Машини для миття коренеплодів цукрових буряків	96

3.4.3. Машини для миття зерна	99
3.4.4. Машини для миття твердих плодів і овочів	103
3.4.5. Машини для миття зелені	107
3.4.6. Машини для миття туш тваринної сировини	108
3.4.7. Обладнання для очищення рослинної сировини	108
3.4.8. Обладнання для очищення зернової сировини	115
3.4.9. Обладнання для миття тари та санітарної підготовки обладнання...	127
3.5. Методики розрахунку обладнання	131
3.5.1. Методика розрахунку уловлювачів легких домішок грабельного типу	131
3.5.2. Методика розрахунку ротаційного уловлювача важких домішок	134
3.5.3. Методика розрахунку уніфікованої машини для миття плодів та овочів	137
3.5.4. Методика розрахунку машини для миття скляної тари	139
3.6. Приклади розрахунку обладнання для підготовки сировини до основних технологічних операцій.....	140
3.6.1. Розрахунок обладнання для видалення легких домішок	140
3.6.2. Розрахунок обладнання для видалення важких домішок від сировини	142
3.6.3. Розрахунок уніфікованої мийної машини	144
3.7. Запитання для самоперевірки	145
3.8. Література	146

Розділ 4. Обладнання для перероблення сировини та напівфабрикатів подрібненням та розділенням (Д.М. Люлька)	147
4.1. Загальні відомості	147
4.2. Технологічне обладнання для подрібнення сировини, напівфабрикатів та готової харчової продукції	147
4.2.1. Основи теорії подрібнення	147
4.2.2. Класифікація подрібнювальних машин	151
4.2.3. Подрібнення роздавлюванням	153
4.2.4. Гомогенізатори харчових продуктів	154
4.3. Технологічне обладнання для розділення неоднорідних багатокомпонентних систем в гравітаційному полі, під дією тиску та в полі відцентрових сил.....	157
4.3.1. Розділення неоднорідних систем в гравітаційному полі	157
4.3.2. Розділення рідких неоднорідних систем фільтруванням.....	161
4.3.3. Фільтрування в полі дії відцентрових сил	167
4.3.4. Розділення газових сумішей.....	175
4.3.5. Розділення флотацією	185
4.4. Приклади розрахунків	187
4.5. Запитання для самоперевірки	193
4.6. Література	194

Розділ 5. Обладнання мембранного розділення (В.Г. Мирончук)	196
5.1. Загальні відомості	196
5.2. Теоретичні основи баромембранних процесів.....	196
5.3. Мембранні апарати	202
5.4. Методика розрахунку мембранних апаратів.....	206
5.5. Приклади розрахунку мембранних апаратів.....	207
5.6. Запитання для самоперевірки	208
5.7. Література	209
Розділ 6. Обладнання для перероблення сировини і напівфабрикатів змішуванням (І.М. Миколів, В.Г. Серпученко)	210
6.1. Загальні відомості	210
6.2. Теоретичні основи.....	210
6.3. Класифікація обладнання для змішування.....	211
6.4. Обладнання для змішування рідких харчових продуктів.....	212
6.5. Обладнання для змішування сипких харчових продуктів.....	214
6.6. Обладнання для змішування псевдопластичних речовин	218
6.7. Приклади розрахунку	227
6.8. Запитання для самоперевірки	228
6.9. Література	229
Розділ 7. Обладнання для переробки сировини і напівфабрикатів формуванням (І.М. Миколів, В.Г. Серпученко)	230
7.1. Загальні відомості	230
7.2. Обладнання для формування харчових продуктів шляхом пресування	230
7.2.1. Теоретичні основи	230
7.2.2. Обладнання для здійснення процесу пресування	232
7.3. Обладнання для формування харчових продуктів шляхом штампування.....	234
7.3.1. Теоретичні основи	234
7.3.2. Машини для штампування печива	236
7.4. Обладнання для формування харчових продуктів шляхом екструзії	238
7.4.1. Теоретичні основи	238
7.4.2. Конструкції обладнання для здійснення процесу екструзії.....	240
7.5. Формування харчових продуктів округленням та розкочуванням.....	247
7.5.1. Теоретичні основи	247
7.5.2. Тістоокруглювальні машини.....	247
7.5.3. Тістозакатувальні машини.....	250
7.6. Запитання для самоперевірки	252
7.7. Література	253

Розділ 8. Обладнання для проведення теплових процесів	
(В.Г. Мирончук)	254
8.1. Загальні відомості	254
8.2. Основи теорії теплопередачі.....	254
8.3. Теплообмінні апарати.....	257
8.3.1. Класифікація обладнання для проведення теплових процесів.....	257
8.3.2. Обладнання для нагрівання та охолодження харчових продуктів....	259
8.3.3. Обладнання для випарювання харчових продуктів.....	266
8.3.4. Обладнання для конденсації пари	273
8.3.5. Методика розрахунку теплообмінного обладнання	274
8.4. Приклади розрахунку теплообмінного обладнання.....	281
8.5. Запитання для самоперевірки	283
8.6. Література	283
Розділ 9. Обладнання для проведення масообмінних процесів	285
9.1. Екстрагування (<i>М.М. Пушанко</i>)	285
9.1.1. Основи теорії екстрагування.....	285
9.1.2. Класифікація екстракторів	287
9.1.3. Екстрактори періодичної дії.....	288
9.1.4. Екстрактори безперервної дії.....	290
9.1.5. Методика розрахунку продуктивності екстракторів періодичної дії.....	295
9.1.6. Методика розрахунку продуктивності екстракторів безперервної дії.....	295
9.1.7. Приклади розрахунку екстракторів.....	298
9.1.8. Запитання для самоперевірки.....	298
9.2. Обладнання для перегонки та ректифікації (<i>О.В. Кузьмін</i>)	299
9.2.1. Загальні відомості.....	299
9.2.1.1. Процеси випарювання та конденсації в умовах перегонки та ректифікації.....	299
9.2.1.2. Процес перегонки	301
9.2.1.3. Процес ректифікації	303
9.2.2. Обладнання для перегонки та ректифікації.....	306
9.2.2.1. Колонні ректифікаційні пристрої	306
9.2.2.2. Класифікація ректифікаційних пристроїв	309
9.2.2.3. Контактні пристрої ректифікаційних колон	321
9.2.3. Розрахунок ректифікаційного апарата	324
9.2.3.1. Теоретичні основи.....	324
9.2.3.2. Практичні основи	327
9.2.3.3. Методика розрахунку ректифікаційного апарата	330
9.2.3.4. Приклад розрахунку ректифікаційного апарата	336
9.2.4. Запитання для самоперевірки.....	339
9.3. Обладнання сорбційних процесів (<i>В.В. Пономаренко</i>)	340
9.3.1. Загальні відомості.....	340
9.3.2. Теоретичні основи	341

9.3.2.1. Абсорбційні процеси.....	341
9.3.2.2. Адсорбційні процеси (адсорбція, десорбція)	347
9.3.2.3. Іонообмінні процеси	351
9.3.3. Обладнання сорбційних процесів.....	353
9.3.3.1. Абсорбційні апарати	353
9.3.3.2. Обладнання для процесів адсорбції	371
9.3.3.3. Іонообмінні фільтри	373
9.3.4. Методика розрахунку абсорбера	374
9.3.5. Приклади розрахунку.....	377
9.3.6. Запитання для самоперевірки.....	382
9.4. Обладнання для кристалізації харчових продуктів (В.Г. Мирончук)	383
9.4.1. Загальні відомості.....	383
9.4.2. Теоретичні основи кристалізації сахарози.....	385
9.4.3. Кінетика процесу кристалізації.....	389
9.4.4. Апарати для кристалізації сахарози	394
9.4.5. Методика розрахунку апаратів для кристалізації	401
9.4.6. Методика розрахунку вакуум-апарата періодичної дії	405
9.4.7. Приклади розрахунку вакуум-апарата періодичної дії	412
9.4.8. Методика розрахунку перемішувачів-кристалізаторів	415
9.4.9. Приклади розрахунку перемішувачів-кристалізаторів	417
9.4.10. Запитання для самоперевірки.....	418
9.5. Обладнання для сушіння харчових продуктів (В.Л. Яровий, Р.Л. Якобчук).....	418
9.5.1. Загальні відомості.....	418
9.5.2. Теоретичні основи сушіння.....	419
9.5.3. Обладнання для сушіння	422
9.5.4. Приклади розрахунку сушильних апаратів	443
9.5.5. Запитання для самоперевірки.....	447
9.6. Обладнання для гіротермічного оброблення тістових напівфабрикатів (І.М. Миколів, В.Г. Серпученко)	447
9.6.1. Загальні відомості.....	447
9.6.2. Теоретичні основи випікання.....	451
9.6.3. Будова, схеми обігрівання та теплові режими сучасних хлібопекарських печей.....	452
9.6.4. Методика розрахунку хлібопекарських печей	462
9.6.5. Приклад розрахунку	463
9.6.6. Запитання для самоперевірки.....	464
9.7. Обладнання для обсмажування харчових продуктів (І.М. Миколів, В.Г. Серпученко).....	465
9.7.1. Загальні відомості.....	465
9.7.2. Теоретичні основи	466
9.7.3. Жарильні апарати підприємств харчування	467
9.7.3.1. Класифікація обсмажувальних апаратів	467
9.7.3.2. Технологічні вимоги до сковорід	469
9.7.3.3. Технологічні вимоги до фритюрниць	469

9.7.3.4. Технологічні вимоги до ГЧ-апаратів.....	470
9.7.4. Сковороди та жаровні	470
9.7.5. Фритюрниці.....	471
9.7.6. Жарильні та пекарні шафи	475
9.7.7. Обсмажувальні печі.....	478
9.7.8. Методика розрахунку обсмажувальних печей	483
9.7.9. Запитання для самоперевірки.....	484
9.8. Література	485

Розділ 10. Обладнання для проведення біотехнологічних процесів

(В.В. Олішевський)	488
10.1. Загальні відомості	488
10.2. Теоретичні основи.....	488
10.3. Класифікація обладнання	489
10.3.1. Обладнання для виробництва солоду.....	490
10.3.2. Апарат для миття і замочування зерна.....	492
10.3.3. Обладнання для пророщування зерна	492
10.3.4. Обладнання для виробництва хлібопекарних дріжджів	495
10.3.5. Обладнання для виробництва вин	499
10.3.6. Обладнання для виробництва пива	501
10.3.7. Обладнання для виробництва хлібного квасу	504
10.3.8. Обладнання для проведення мікробіологічних процесів приготування рідких опар	505
10.4. Методики та приклади розрахунку	507
10.4.1. Розрахунок замочувального апарата	507
10.4.2. Тепловий баланс і розрахунок кількості повітря для	509
10.4.3. Розрахунок солодовні з пересувною грядкою.....	512
10.4.4. Розрахунок пневматичного солодоростильного барабана.....	512
10.4.5. Розрахунок дріжджеростильного апарата	518
10.4.6. Запитання для самоперевірки.....	521
10.5. Обладнання для перероблення органічних відходів харчових виробництв (В.Г. Мирончук, О.О. Серьогін)	521
10.5.1. Загальні відомості.....	521
10.5.2. Класифікація обладнання для перероблення органічних відходів	522
10.5.3. Теоретичні основи використання лігноцелюлозної біомаси для виробництва біоетанолу.....	523
10.5.4. Обладнання для виробництва біогазу	526
10.5.5. Методика розрахунку обладнання для отримання біогазу	531
10.5.6. Запитання для самоперевірки.....	533
10.6. Література	534

Розділ 11. Обладнання для пастеризації та стерилізації харчових

продуктів (А.М. Слюсенко, Ю.І. Вересоцький)	536
11.1. Загальні відомості	536
11.2. Теоретичні основи пастеризації та стерилізації харчових продуктів...	536

11.3. Обладнання для пастеризації харчових продуктів	538
11.3.1. Пластинчасті пастеризатори	538
11.3.2. Методика розрахунку пластинчастих пастеризаторів.....	541
11.3.3. Приклад розрахунку пластинчастих пастеризаторів	543
11.3.4. Тунельні пастеризатори	543
11.3.5. Методика розрахунку тунельних пастеризаторів	545
11.3.6. Приклад розрахунку тунельного пастеризатора	546
11.4. Обладнання для стерилізації харчових продуктів	547
11.4.1. Стерилізатори періодичної дії.....	547
11.4.2. Методика розрахунку стерилізаторів періодичної дії.....	550
11.4.3. Приклад розрахунку стерилізаторів періодичної дії	553
11.4.4. Стерилізатори безперервної дії.....	557
11.4.5. Методика розрахунку стерилізаторів безперервної дії	559
11.4.6. Приклад розрахунку стерилізаторів безперервної дії	560
11.5. Запитання для самоперевірки	562
11.6. Література	562

Розділ 12. Обладнання для електрофізичного оброблення

сировини та напівфабрикатів (А.М. Слюсенко)	563
12.1. Загальні відомості	563
12.2. Теоретичні основи електрофізичних методів оброблення сировини та напівфабрикатів	563
12.3. Обладнання для електрофізичного оброблення сировини та напівфабрикатів.....	570
12.4. Методика розрахунку обладнання для електрофізичного оброблення сировини та напівфабрикатів.....	575
12.5. Приклади розрахунків обладнання для електрофізичного оброблення сировини та напівфабрикатів.....	577

Розділ 13. Обладнання фінішних операцій з харчовими

продуктами (М.В. Якимчук)	580
13.1. Загальні відомості	580
13.2. Класифікація обладнання для фінішних операцій	580
13.3. Способи та обладнання пакування харчової продукції у споживчу тару	585
13.4. Методика розрахунку поршневого дозатора для рідких та в'язких харчових продуктів	592
13.5. Приклад розрахунку конструкційних параметрів поршневого дозатора для рідких і в'язких харчових продуктів.....	592
13.6. Методика розрахунку термоімпульсного зварювання полімерної плівки.....	595
13.7. Приклад розрахунку термоімпульсного зварювання полімерної плівки.....	597
13.8. Пакування способом обгортання.....	597

13.9. Методика визначення геометричних параметрів пакувального матеріалу	600
13.10. Приклад розрахунку розмірів обгорткового аркуша для пакування брикета	602
13.11. Обладнання для пакування сипкої продукції способом обгортання з укладанням у споживчу тару.....	602
13.12. Методика розрахунку вакуумного присмоктувача	605
13.13. Приклад розрахунку мінімального діаметра вакуумного присмоктувача	607
13.14. Інтеграція фінішних операцій у виробничу автоматизовану систему	608

Розділ 14. Математичні основи робототехніки (Т.М. Погорілий) 612

14.1. Загальні відомості	612
14.2. Теоретичні основи кінематики маніпуляторів.....	616
14.2.1. Основні поняття та визначення.....	616
14.2.2. Символічне представлення структури маніпуляторів	617
14.3. Методика розрахунку маніпуляторів.....	619
14.3.1. Розрахунок кінематики та динаміки маніпуляторів	619
14.3.2. Розрахунок кінематики маніпуляторів векторним методом.....	620
14.3.2.1. Пряма задача визначення положення ланок просторових механізмів.....	621
14.3.2.2. Обернена задача по визначенню положення маніпулятора.....	624
14.4. Приклади розрахунку положення маніпулятора	636
14.4.1. Приклад розрахунку оберненої задачі про положення маніпулятора з п'ятьма обертальними парами.....	636
14.4.2. Приклад розрахунку оберненої задачі про положення маніпулятора з шістьма обертальними парами	637
14.5. Запитання для самоперевірки	638
14.6. Література	639

9.2. Обладнання для перегонки та ректифікації

9.2.1. Загальні відомості

9.2.1.1. Процеси випаровування та конденсації в умовах перегонки та ректифікації

Випаровування і конденсація є ключовими масообмінними процесами, що лежать в основі перегонки та ректифікації. У цих процесах відбувається не лише фазовий перехід між рідким і паровим станами, а й ефективне розділення багатокомпонентних сумішей за леткістю складових компонентів.

Випаровування – це процес переходу речовини з рідкого стану у пароподібний (газоподібний), що може відбуватися у системах перегонки:

- з поверхні рідини, без утворення бульбашок в її об'ємі (так зване спокійне випаровування), що характерне для початкових етапів нагрівання;
- в об'ємі рідини (кипіння), коли утворюються та підіймаються парові бульбашки, що характерне для активного випаровування під час фракційного розділення суміші.

У ректифікаційних колонах ці процеси відбуваються багаторазово та послідовно: пара, збагачена легколетким компонентом, піднімається вгору, а рідина, збагачена важкокиплячим компонентом, стікає вниз. Цей протитечийний рух фаз забезпечує поступове розділення суміші та концентрацію цільового компонента у певній зоні колони.

Процес випаровування активізується при підвищенні температури або зниженні тиску. Для здійснення випаровування необхідна прихована теплота пароутворення, яка забезпечує перехід молекул із рідини у пару.

Конденсація – зворотний процес, в якому пара переходить у рідкий стан, віддаючи приховану теплоту. У ректифікаційних колонах конденсація використовується для повернення частини дистилляту як флегми, що знову подається на верхню частину колони. Завдяки цьому підтримується необхідний масообмін і досягається висока чистота кінцевих продуктів.

Ключову роль у процесі перегонки та ректифікації відіграють фазові переходи – випаровування та конденсація, які супроводжуються масообміном

між парою і рідиною. Процеси випаровування та конденсація здійснюють кількома способами (рис. 9.9):

- одноразово – коли пара або конденсат утворюються й розділяються в один етап;
- багаторазово – із повторним нагріванням або охолодженням;
- поступово – з поетапним переходом у нову фазу.

Одноразове випаровування та конденсація. У найпростішому випадку випаровування або конденсація відбуваються в один етап – без проміжних стадій розділення фаз. Такий підхід характерний для **простої перегонки**, коли рідину нагрівають до кипіння, пари піднімаються, досягають конденсатора, де охолоджуються й конденсуються. Після досягнення цільової температури здійснюється одноразове розділення фаз, які вважають такими, що перебувають у стані термодинамічної рівноваги. Цей спосіб обмежений щодо ефективності, оскільки не дозволяє глибоко очистити продукт від домішок.

Багаторазове випаровування та конденсація. Цей спосіб, що лежить в основі ректифікації – удосконаленого варіанту перегонки. У ректифікаційній колоні випаровування і конденсація повторюються багаторазово на кожній тарілці (або у насадці) колони. На кожному ступені пари частково конденсуються, збагачуючи рідину важкокиплячим компонентом, тоді як частина рідини випаровується, збагачуючи пару легколетким компонентом. Така багаторазова взаємодія фаз забезпечує поступове й високоефективне розділення компонентів суміші.

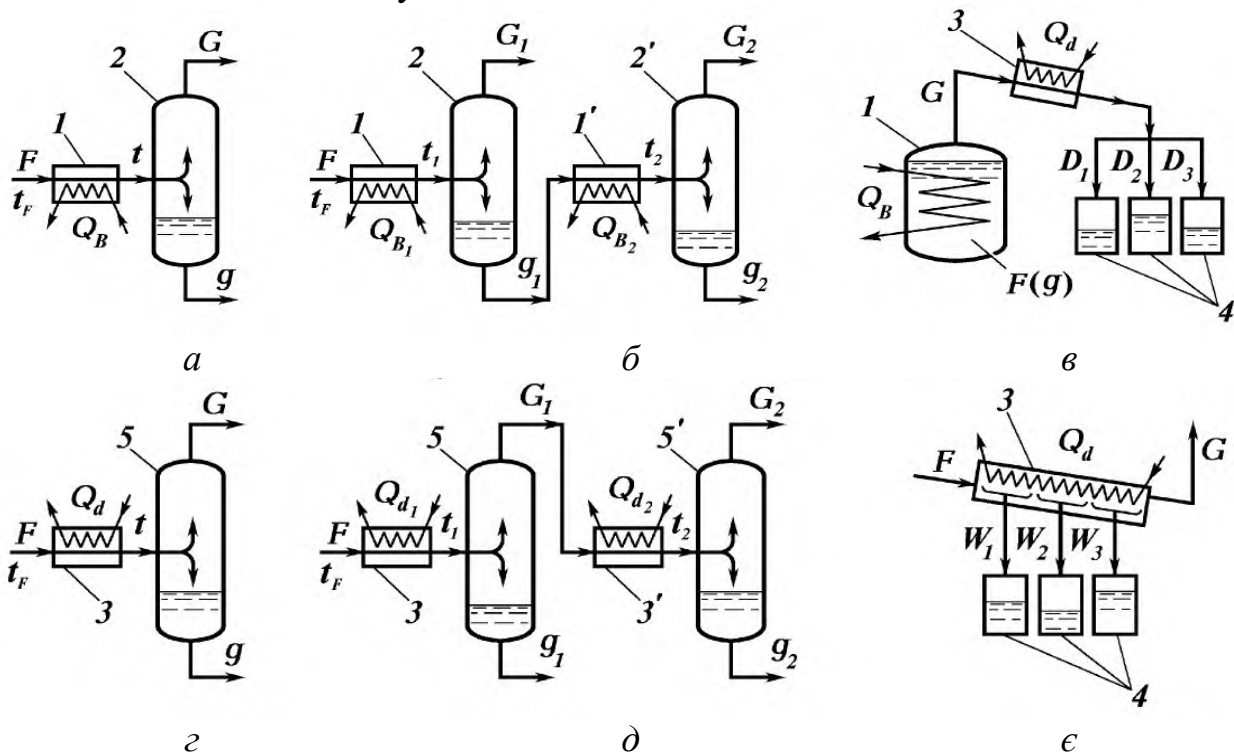


Рис. 9.9. Схеми основних видів процесів випаровування та конденсації:
a, б, в – випаровування (*a* – одноразове; *б* – багаторазове; *в* – поступове);
г, д, е – конденсація (*г* – одноразова; *д* – багаторазова; *е* – поступова);
1, 1' – випарники; *2, 2', 5, 5'* – сепаратори; *3, 3'* – конденсатори; *4* – приймачі

Поступове випаровування та конденсація. Цей спосіб розглядається як граничний випадок ректифікації, де фазовий перехід здійснюється поетапно, з негайним відведенням утвореної фази. Пара або конденсат, що з'являються, одразу виводяться із зони контакту, зберігаючи умови локальної рівноваги між фазами. Хоча на практиці повністю поступові процеси майже не реалізуються, саме вони лежать в основі теоретичних моделей і розрахунків ефективності колонних апаратів.

Таким чином, **випаровування і конденсація** в умовах перегонки та ректифікації є взаємопов'язаними фазово-масообмінними процесами, які забезпечують ефективне фракційне розділення сумішей та отримання продуктів із заданою концентрацією.

9.2.1.2. Процес перегонки

Перегонка (дистиляція) – це процес поділу рідких, парових або газових сумішей, що ґрунтується на частковому випаровуванні компонентів з подальшою їх конденсацією. Цей процес здійснюється за умов одночасної присутності у системі двох фаз – парової (газової) та рідкої, між якими відбувається масообмін.

Основою процесу перегонки є різниця температур кипіння та леткості компонентів суміші. Під час нагрівання першим у парову фазу переходить компонент із нижчою температурою кипіння (легколеткий або низькокиплячий), у той час як компонент із вищою температурою кипіння (важколеткий або висококиплячий) залишається у рідкій фазі. У результаті такого поділу утворюються два основні продукти:

- **дистилят** – конденсована парова фаза, збагачена легколетким компонентом;

- **кубовий залишок** – рідина, що не випарувалась, з підвищеним вмістом важколеткого компоненту.

Для харчової промисловості перегонка є одним із базових процесів, який забезпечує очищення, концентрування та вилучення цінних компонентів. Її застосовують:

- у виробництві етилового спирту шляхом зброджування крохмалевмісної та цукристої сировини;

- у кон'ячному виробництві – для отримання кон'ячного спирту з виноматеріалів;

- у вітамінному виробництві – для екстракції вітамінів А і Е з риб'ячого жиру та рослинної олії;

- у маргариновому виробництві – під час дезодорації жирів і олій;

- у виробництві ефірних олій – з натуральних прянощів.

Повторне проведення перегонки дає можливість поетапно збагачувати окремі фракції легколеткими або важколеткими компонентами, що суттєво підвищує ступінь їх очищення та якість кінцевого продукту.

Залежно від мети розділення та властивостей суміші, перегонка може проводитися у формі простого випаровування (проста перегонка) або ректифікації, яка забезпечує глибше та точніше фракціонування компонентів.

Проста перегонка – це процес одноразового часткового випаровування рідкої суміші та конденсації утвореної пари. Цей процес застосовують, коли компоненти суміші мають значну різницю у температурі кипіння, що дозволяє ефективно виділити більш леткі компоненти. Просту перегонку використовують, зокрема, у виробництві коньяку, рослинних та ефірних олій.

На рис. 9.10, *а* зображено схему пристрою для здійснення процесу простої перегонки. До її складу входять перегінний куб *1*, холодильник *2*, розподільний (сортувальний) кран *3* та збірники дистиляту *4*.

Під час кипіння рідини у перегінному кубі *1*, яка містить легколетку компоненту із концентрацією X , утворюється пара, що містить легколетку компоненту у більшій концентрації – Y . Утворена пара безперервно надходить до холодильника *1*, де конденсується і перетворюється на дистилят, який збирається в окремих приймачах – збірниках дистиляту *4*. Послідовна подача дистиляту у різні приймачі дозволяє одержувати фракції, що різняться за вмістом низькокиплячих речовин. Таким чином можна частково розділити суміш за леткістю її компонентів. Невипарена частина суміші, тобто залишок, видаляється з перегінного куба через нижній спускний кран.

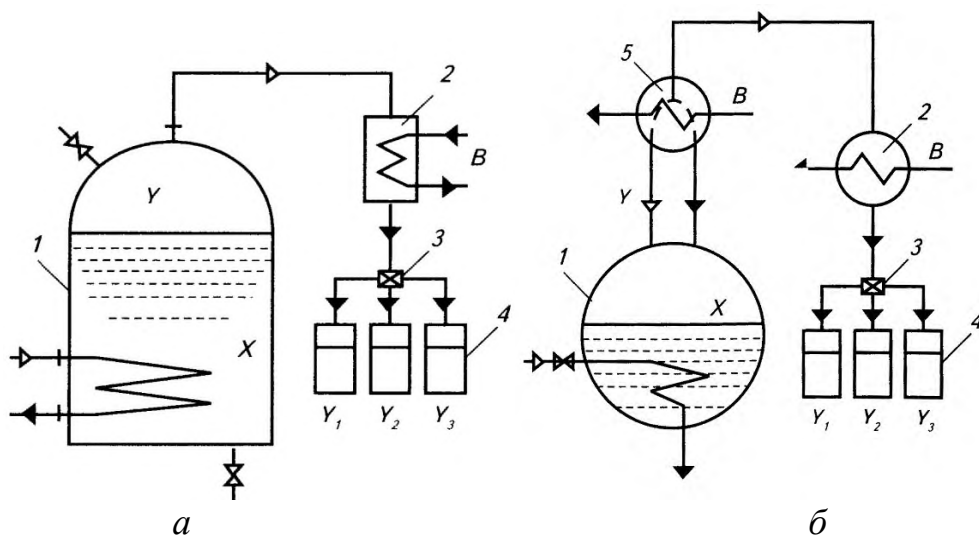


Рис. 9.10. Схема пристрою для перегонки:

а – проста перегонка; *б* – проста перегонка з дефлегмацією;
1 – перегінний куб; *2* – холодильник; *3* – розподільний кран;
4 – збірник дистиляту; *5* – дефлегматор

Проста перегонка дозволяє лише частково розділити суміш летких речовин. Для більш глибокого розділення застосовують перегонку з дефлегмацією.

Проста перегонка з дефлегмацією полягає у тому, що пара, яка виходить із перегінного куба (рис. 9.10, *б*), частково конденсується у спеціальному теплообміннику – **дефлегматорі** *5*. Частково сконденсована рідина, що утворилася, називається **флегмою** і повертається назад у куб *1*. Решта пари, яка не конденсувалася, надходить у холодильник *2*, де повністю переходить у рідку фазу, утворюючи дистилят.

Кількість флегми можна регулювати, що дозволяє керувати ступенем очищення дистиляту. Завдяки такому підходу досягається вища селективність процесу та покращується якість отриманого продукту.

Проста перегонка використовується у технологіях:

- коньяку: для виділення спирту з виноматеріалу;
- рослинних олій: для очищення олії від летких домішок;
- ефірних олій: з рослинної сировини шляхом парової дистиляції.

Переваги простої перегонки: простота обладнання, низька вартість, можливість отримання високочистих компонентів.

Недоліки простої перегонки: обмежена ефективність при близьких температурах кипіння компонентів, потреба у точному контролі температури та об'єму рідини.

Окрім традиційних методів перегонки (дистиляції) для очищення термочутливих сполук: вітамінів (А, D, Е), ефірних олій, ліпідних композицій, використовують молекулярну дистиляцію.

Молекулярна дистиляція – особливий спосіб перегонки, який проводиться за умов глибокого вакууму та на дуже малій відстані між поверхнею випаровування та конденсації. У таких умовах леткі молекули досягають холодної поверхні без зіткнень, що дозволяє уникнути перегрівання та руйнування речовин. Цей спосіб забезпечує високу чистоту продукту та можливість отримувати стабільні, якісні інгредієнти для виготовлення функціональних харчових продуктів.

9.2.1.3. Процес ректифікації

Ректифікація – масообмінний процес розділення рідинних сумішей, що базується на принципі багаторазового фазового переходу – випаровування та конденсації – з інтенсивною протитечійною взаємодією пари й рідини. Процес реалізується у спеціалізованих колонних апаратах – ректифікаційних колонах, які забезпечують глибоку очистку та концентрування цільових компонентів за рахунок точного контролю тепломасообміну за висотою апарата.

Ректифікація відіграє ключову роль у спиртовому та лікеро-горілчаному виробництві, виноробстві, фармацевтиці, а також виробництві ефірних олій, ароматичних речовин та хімічних розчинників, завдяки своїй здатності забезпечувати високий ступінь очищення речовин та ефективного відділення домішок.

Ректифікація зазвичай реалізується у протитечійних колонах, обладнаних контактними елементами (насадки, тарілки), що створюють велику поверхню контакту між парою та рідиною. Їх призначення – забезпечення максимального ефективного контакту фаз, що значно підвищує селективність та глибину розділення суміші.

Рухаючись вгору у колоні, пар збагачується легкокиплячим компонентом, тоді як рідина, що стікає вниз, збагачується важкокиплячим компонентом. Завдяки багаторазовому повторенню цього процесу на тарілках (ступенях) відбувається поступове фракціонування суміші: у верхній частині колони

виділяється практично чистий легкокиплячий компонент, а у нижній – концентрований важкокиплячий компонент або так званий кубовий залишок.

Рідинний потік у колоні, відомий як флегма, утворюється у результаті часткової конденсації парової фази у теплообміннику – дефлегматорі, розташованому у верхній частині колони. Для підтримання процесу та утворення парового потоку у нижню частину апарата вводиться тепла енергія, як правило, у вигляді пари – або через теплообмінні поверхні, або безпосередньо.

У разі **періодичної ректифікації** (рис. 9.11, *а*) попередньо підготовлену суміш завантажують у перегінний куб *1*, де її нагрівають грюючою парою через змійовик *2*. Пари летких компонентів піднімаються вгору у ректифікаційну колону *3*, а далі спрямовуються до дефлегматора *6*, де відбувається часткова конденсація.

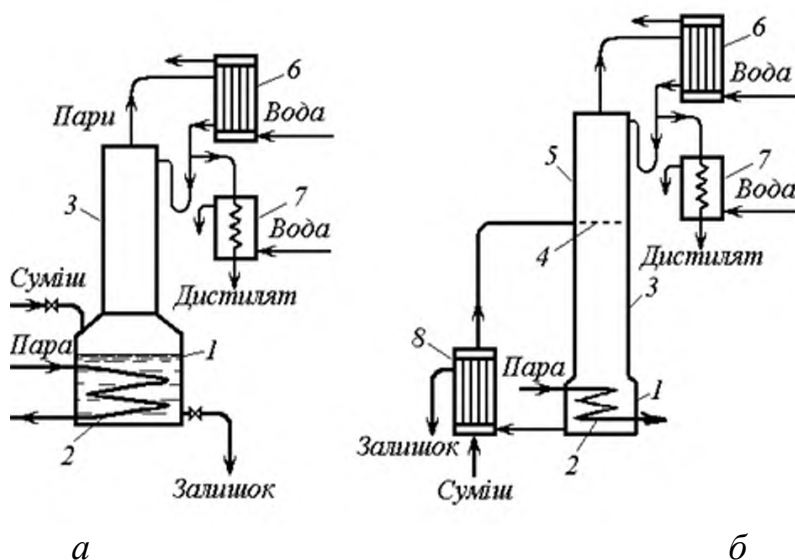


Рис. 9.11. Схема пристрою для ректифікації:

а – періодична ректифікація; *б* – безперервна ректифікація;

1 – перегінний куб; *2* – паровий змійовик; *3* – вичерпна частина колони;
4 – живильна тарілка; *5* – зміцнювальна частина колони; *6* – дефлегматор;
7 – холодильник; *8* – теплообмінник

Утворений конденсат частково повертається у колону як флегма, а решта у вигляді дистилату проходить через холодильник *7* і виводиться з установки. Водночас у перегінному кубі *1* залишається концентрований залишок важколетких речовин. У колоні ж, завдяки постійному випаровуванню та частковій конденсації, відбувається збагачення пари низькокиплячими компонентами.

У схемі **безперервної ректифікації** (рис. 9.11, *б*) рідка суміш постійно подається у середню частину колони – на живильну тарілку *4*, попередньо проходячи через теплообмінник *8*, де вона нагрівається теплотою кубового залишку. Колону умовно поділяють на дві зони: нижню (вичерпну) *3*, яка

забезпечує випаровування важколетких компонентів, і верхню (зміцнювальну) 5, де відбувається збагачення пари низькокиплячими речовинами.

Із вичерпної частини колони рідина потрапляє у перегінний куб 1, де нагрівається за допомогою зміювика 2. Пари піднімаються вгору по колоні, а залишок безперервно видаляється з перегінного куба. У дефлегматорі 6 пара частково конденсується. Частина конденсату повертається у колону як флегма, а решта у вигляді дистилату виводиться з установки через холодильник 7.

Для ректифікації складних багатокомпонентних сумішей застосовують **багатоколонні установки**. Наприклад, для поділу трикомпонентної суміші використовується двоколонна установка, тоді як у виробництві етилового спирту, де необхідно виділити чотири основні фракції, застосовують триколонну систему.

Під час ректифікації таких сумішей у різних зонах колони формується максимальна концентрація окремого компонента або групи компонентів. Визначаючи зони накопичення домішок і здійснюючи відбір продуктів безпосередньо з цих зон, можна оптимізувати процес розділення і зменшити загальну кількість необхідних колон.

Для розділення компонентів, що мають близькі температури кипіння або утворюють азеотропні суміші, які не піддаються ефективному поділу звичайною ректифікацією, застосовують азеотропну та екстрактивну ректифікацію. Ці способи дозволяють досягати розділення у випадках, коли звичайна ректифікація є неефективною через фізико-хімічні властивості суміші.

Обидва способи передбачають введення у вихідну суміш роздільного агента (розчинника), який змінює парціальні тиски компонентів і полегшує їх розділення. Зазвичай легколеткий компонент у присутності розчинника випаровується більш інтенсивно.

На рис. 9.12 представлено схему пристрою **азеотропної ректифікації**, в якій роздільний агент і речовини, що підлягають розділенню, утворюють суміш, яка розшаровується.

Вихідна суміш із доданим роздільним агентом надходить у колонну 1, де висококиплячі компоненти відокремлюються як залишок. Пари з азеотропною сумішшю конденсуються у конденсаторі 2, охолоджуються в холодильнику 3 і надходять до апарату для розшарування 4. Там суміш розділяється на дві частини: одна (переважно роздільний агент) повертається у колонну 1, інша (суміш низькокиплячих компонентів і роздільного агента) подається у регенераційну колонну 5.

У колонні 5 низькокиплячі компоненти відбираються як продукт, а роздільний агент разом з іншими парами знову подається у конденсатор 2', охолоджується у холодильнику 3' і знову надходить до апарату для розшарування 4.

Таким чином, роздільний агент постійно циркулює між верхніми частинами колон 1, 5 та апаратом для розшарування 4, що дозволяє багаторазово використовувати його для ефективного розділення суміші.

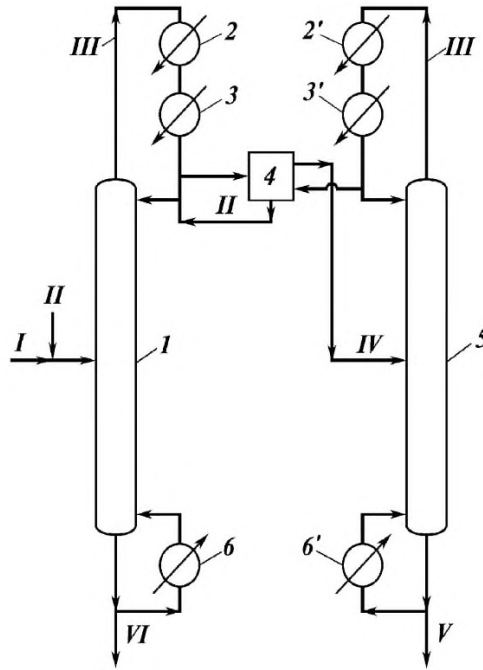


Рис. 9.12. Схема пристрою для азеотропної ректифікації:

- I* – колона для азеотропної ректифікації; 2, 2' – конденсатори;
 3, 3' – охолоджувачі (холодильники); 4 – апарат для розшарування;
 5 – колона для регенерації розділювального агента; 6, 6' – кип'ятильники;
 потоки: *I* – вихідна суміш; *II* – розділювальний агент; *III* – азеотроп;
IV – суміш низькокиплячих компонентів і розділювального агента;
V – низькокиплячий компонент; *VI* – висококиплячий компонент

При **екстрактивній ректифікації** (рис. 9.13) як роздільник використовують менш летку речовину, ніж компоненти суміші. Цей агент не переходить у дистилат і залишається у залишку, звідки його можна легко вилучити.

Роздільний агент вводиться у верхню частину колони *I*, де з суміші відокремлюються низькокиплячі компоненти, які виводяться у вигляді ректифікату. Кубовий залишок, що складається з висококиплячих компонентів і роздільного агента, подається до колони 3. У цій колоні висококиплячі компоненти відбираються як ректифікат, а роздільний агент, що залишається у кубі, за допомогою насоса 5 повертається назад до колони *I*.

9.2.2. Обладнання для перегонки та ректифікації

9.2.2.1. Колонні ректифікаційні пристрої

Ректифікаційні колони поділяються на **повні** та **неповні**.

Повна колона (рис. 9.14, *a*) складається з відгінної (вичерпної) та концентраційної частин. Живлення у повну колону подається у середню її частину – на верхню тарілку відгінної секції.

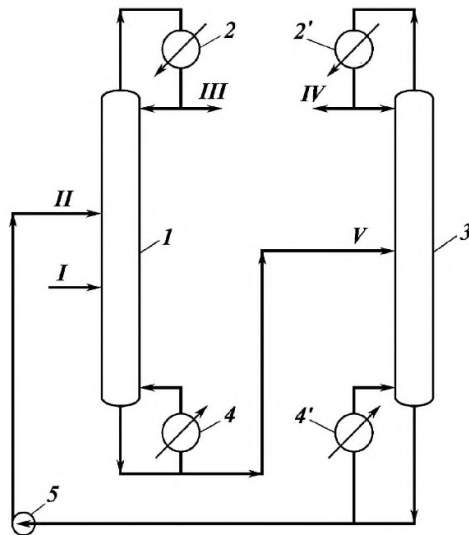


Рис. 9.13. Схема пристрою для екстрактивної ректифікації:

I – колона для екстрактивної ректифікації; 2, 2' – конденсатори;
 3 – колона для регенерації роздільного агента; 4, 4' – кип'ятильники; 5 – насос;
 потоки: *I* – вихідна суміш; *II* – роздільний агент; *III* – низькокиплячий компонент; *IV* – висококиплячий компонент; *V* – суміш висококиплячих компонентів і роздільного агента

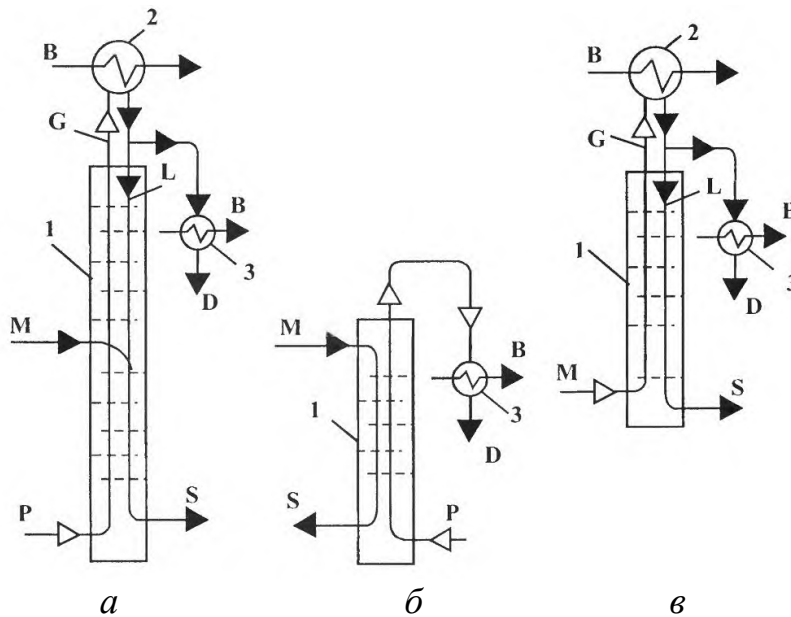


Рис. 9.14. Схеми ректифікаційних колон:

a – повна; *б* – неповна відгінна; *в* – неповна концентраційна; *I* – колона;
 2 – дефлегматор; 3 – холодильник дистилляту; В – вода; D – дистиллят;
 М – живлення (вихідний продукт); P – гріюча пара; S – залишок

Неповні колони мають лише одну з частин: відгінна колона (рис. 9.14, *б*) – живлення подається на її верхню тарілку; концентраційна колона (рис. 9.14, *в*) – живлення подається під нижню тарілку у пароподібному вигляді.

Відбір дистилляту здійснюється після часткової або повної конденсації пари (рис. 9.15).

У повній ректифікаційній колоні створюються умови для одержання обох компонентів бінарної (двокомпонентної) суміші майже у чистому вигляді. У неповній відгінній колоні з нижньої частини виводиться практично чистий важколеткий компонент, а з верхньої частини – пара, збагачена легколетким компонентом. У неповній концентраційній колоні з верхньої частини відбирається практично чистий легколеткий компонент, а з нижньої – залишок.

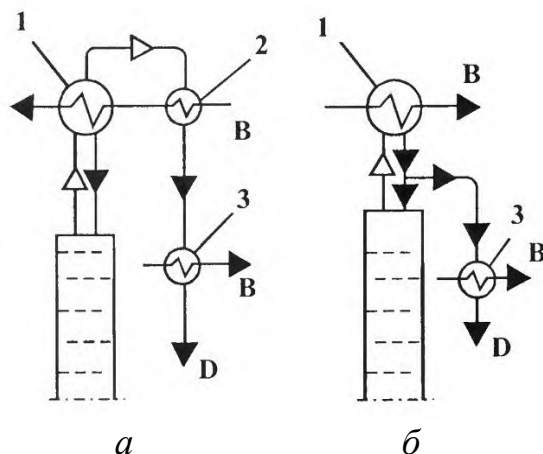


Рис. 9.15. Способи зрошення колон:

a – з конденсатором; *b* – без конденсатора;

1 – дефлегматор; *2* – конденсатор; *3* – холодильник;

B – вода; *D* – дистиллят

Тепловідведення відбувається зазвичай за допомогою води, повітря або продуктів, що потребують нагрівання, у спеціальних теплообмінниках. Обігрівання колон відкритою парою застосовується лише у тих випадках, коли гріюча пара не погіршує якість кінцевих продуктів, не вступає у хімічну взаємодію з компонентами суміші і не утворює нових важкороздільних систем.

При відкритому обігріванні конденсат гріючої пари змішується із залишком – кінцевим продуктом розділення. При закритому обігріванні потрібна пара більш високих параметрів (тиску, температури), а також наявність поверхні теплообміну (випарника).

Одна повна ректифікаційна колона здатна розділити лише бінарну (двокомпонентну) суміш на індивідуальні чисті компоненти. Для розділення багатокомпонентних сумішей використовують кілька ректифікаційних колон, що працюють послідовно.

На рис. 9.16 подано два з п'яти можливих варіантів схем розділення чотирьохкомпонентної суміші на чотири окремі продукти.

Кожна така колона розділяє суміш, яка до неї надходить, на два потоки: дистиллят, що містить один або кілька летких компонентів; залишок, що складається з важколетких компонентів.

Для розділення суміші з n компонентів на чисті речовини потрібно $n - 1$ ректифікаційна колона. Однак на практиці багатокомпонентну суміш часто

розділяють не на індивідуальні компоненти, а на фракції, що складаються з кількох речовин з близькою леткістю.

Перед розділенням визначаються так звані ключові (головні) компоненти: у легколеткій фракції ключовим вважається компонент з найменшою леткістю; у важколеткій фракції ключовим є компонент з найбільшою леткістю.

Якщо цільовий компонент належить до важколеткої фракції: у першій колоні відділяється легколетка фракція; цільовий компонент залишається у важколеткій фракції як ключовий; у другій колоні цю фракцію розділяють на чистий цільовий компонент і залишок.

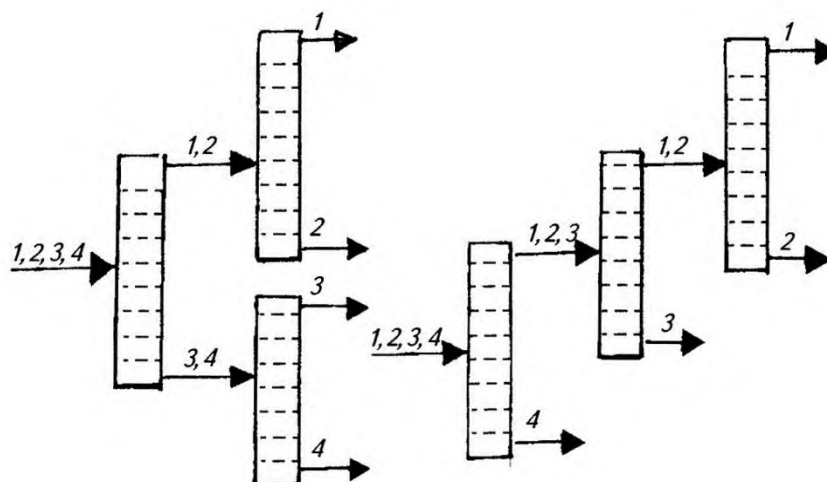


Рис. 9.16. Принципові схеми ректифікаційних пристроїв для розділення багатоконпонентних летких сумішей

Якщо цільовий компонент входить до легколеткої фракції: у першій колоні відокремлюється легколетка фракція з ключовим компонентом; у другій колоні легколетку фракцію розділяють на чистий цільовий компонент і залишок, який переміщується вгору по колоні.

9.2.2.2. Класифікація ректифікаційних пристроїв

За технічним призначенням ректифікаційні пристрої, що використовуються у виробництві спирту, поділяються на такі основні типи:

- сирцеві ректифікаційні пристрої;
- пристрої для ректифікації спирту-сирцю;
- брагоректифікаційні пристрої;
- пристрої для абсолютування (зневоднення) спирту.

Окрім того, у спиртовій промисловості застосовуються окремі пристрої для перегонки сивушного масла та головної фракції. Під час переробки спиртовмісних відходів лікеро-горілчаного та виноробного виробництва використовуються пристрої, які працюють за принципом простої перегонки (рис. 9.10, а). Іноді їх доповнюють дефлегматором (рис. 9.10, б) або ректифікаційною колоною з невеликою кількістю тарілок (3–10). Подібні пристрої також застосовуються для регенерації спирту.

Сирцеві ректифікаційні пристрої призначені для одержання спирту-сирцю з бражки. Разом з етиловим спиртом із бражки виводяться майже всі леткі домішки, які його супроводжують. До складу спирту-сирцю, окрім етилового спирту, входять вода та інші леткі компоненти (вищі спирти, кислоти, ефіри, альдегіди тощо). Пристрої з підвищеною кількістю тарілок у концентраційній колоні можуть використовуватись для виробництва технічного спирту.

Пристрої для ректифікації спирту-сирцю призначені для очищення спирту-сирцю від супутніх летких домішок з отриманням ректифікованого спирту.

Брагоректифікаційні пристрої поєднують функції сирцевих установок і установок для ректифікації спирту-сирцю. Вони забезпечують отримання ректифікованого спирту безпосередньо з бражки з меншими витратами енергії, води, трудових ресурсів і при нижчих втратах спирту. Наразі саме на брагоректифікаційних установках виробляється основна частина ректифікованого спирту. Окрім того, їх використовують для виробництва технічного спирту різних категорій.

Пристрої для ректифікації спирту-сирцю переважно застосовуються на лікєро-горілчанних підприємствах або на невеликих спиртових заводах. У ряді випадків їх також використовують у хімічній, мікробіологічній та фармацевтичній промисловості для регенерації спирту, що використовується як допоміжна речовина, а також у виноробстві – для отримання ректифікованого спирту з відходів.

За принципом дії ректифікаційні пристрої поділяються на **безперервної та періодичної дії**. У сучасному виробництві спирту переважають безперервнодіючі пристрої. Періодичні (кубові) пристрої зустрічаються здебільшого на малих підприємствах або використовуються у виноробстві для переробки відходів (вичавки, осадки, неякісні виноматеріали тощо) з метою отримання спирту-сирцю концентрацією близько 40 % об.

За кількістю колон розрізняють **одноколонні та багатокolonні** пристрої. Сирцеві пристрої зазвичай одноколонні, брагоректифікаційні – багатокolonні.

Залежно від робочого тиску у колонах ректифікаційні пристрої поділяються на **вакуумні** (працюють під розрідженням), **атмосферні та пристрої під підвищеним тиском**. Атмосферні пристрої є найпоширенішими – їх верхні частини колон з'єднані з навколишнім середовищем. У вакуумних пристроях одна або кілька колон працюють при зниженому тиску, а в пристроях із надлишковим тиском – при вищому тиску за атмосферний. У ректифікаційних пристроях, що працюють під підвищеним тиском, у верхній частині однієї або кількох колон підтримується тиск, значно вищий за атмосферний. Інші колони при цьому можуть працювати при атмосферному тиску.

Існують ректифікаційні пристрої, у яких частина колон працює під розрідженням, а частина – під надлишковим тиском. Такий підхід дозволяє багаторазово використовувати теплову енергію у процесі ректифікації та значно знижує її витрати.

Сирцеві ректифікаційні пристрої

Спирт-сирець отримують із бражки разом з усіма леткими домішками, доводячи концентрацію до заданих значень. Слабоградусні спирти зазвичай мають концентрацію від 35 до 65 об. %, тоді як більш концентровані містять від 88 до 96 об. % етанолу.

Слабоградусний спирт зазвичай одержують на кубових пристроях періодичної дії за принципом простої перегонки (рис. 9.10, а), або шляхом неповної відгінної ректифікації (рис. 9.17).

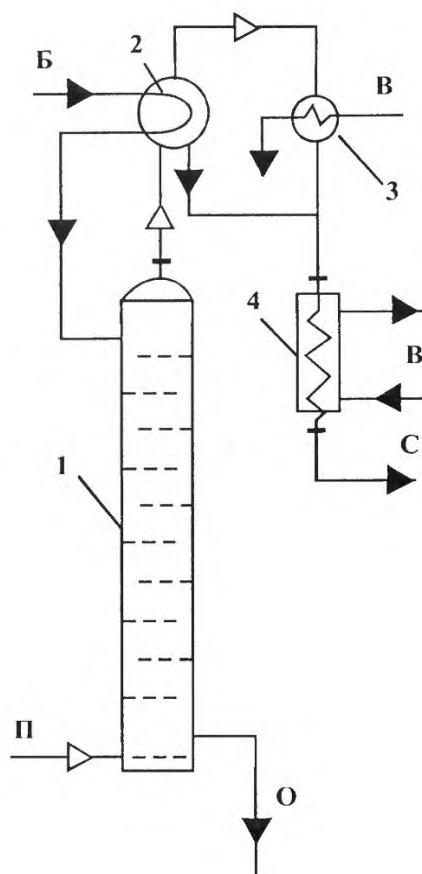


Рис. 9.17. Пристрій для безперервної перегонки бражки:

- 1 – бражна колона; 2 – підігрівник бражки; 3 – конденсатор; 4 – холодильник;
Б – бражка; В – охолоджуюча вода; П – гріюча пара; О – залишок (барда);
С – слабоградусний спирт

Концентрований спирт-сирець (88 об. % і вище) виробляється на одно- або двоколонних ректифікаційних пристроях (рис. 9.18). Під час перегонки з бражки відганяється етанол разом із домішками, леткішими за нього.

Одноколонний сирцевий пристрій (рис. 9.18, а) складається з повної ректифікаційної колони, дефлегматора та холодильника. Бражка попередньо підігривається у дефлегматорі й подається у середню частину колони. У нижню частину (відгінну, або бражну) вводиться пара, яка витісняє спирт із бражки. Залишок, що не містить спирту (барда), виводиться з колони через гідрозатвор або бардорегулятор. У відгінній частині колони зазвичай розміщено 18–22 тарілки.

Верхня частина колони (концентраційна, або спиртова) обладнана 9–10 ситчастими або ковпачковими тарілками, де пари спирту збагачуються внаслідок контакту з флегмою. Пара, насичена спиртом (близько 88 об. %), надходить у дефлегматор, де близько $2/3$ пари конденсується, утворюючи флегму (відношення флегми до пари $R \approx 2$). Залишок пари конденсується у холодильнику, утворюючи спирт-сирець.

Для отримання спирту-сирцю з вищою концентрацією число тарілок у концентраційній частині збільшують до 30–50 і проводять глибше виділення сивушних домішок.

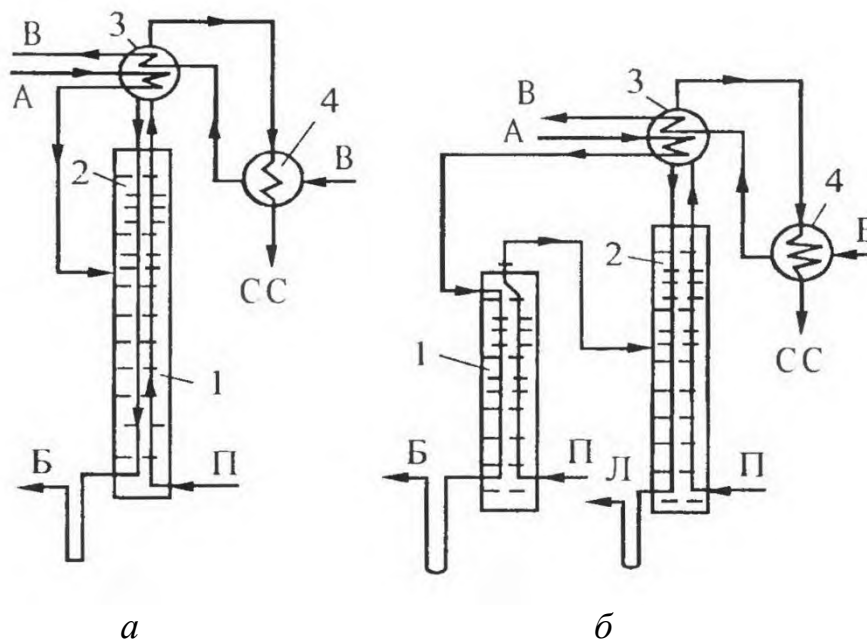


Рис. 9.18. Схеми сирцевих ректифікаційних пристроїв:
a – одноколонна установка; *б* – двоколонна установка;
1 – бражна колона; *2* – спиртова колона; *3* – дефлегматор;
4 – холодильник спирту; А – бражка; Б – барда; В – вода;
 Л – лютерна вода; П – гріюча пара; СС – спирт-сирець

Апаратурно-технологічна схема одноколонного сирцевого ректифікаційного пристрою охоплює основні вузли для очищення бражки та отримання спирту-сирцю (рис. 9.19).

Бражка *M* подається у колону *б*, яка складається з концентраційної *б'* та відгінної *б''* частин. Попередньо вона нагрівається у дефлегматорі *3*, де виділяється CO_2 , що відводиться через сепаратор *2* і конденсатор *1*. Несконденсовані гази *НГ* викидаються через вакуум-переривачі *4*. Гріюча пара *П* подається у випарник *11*, а конденсат *К* відводиться через конденсатовідвідник *12*.

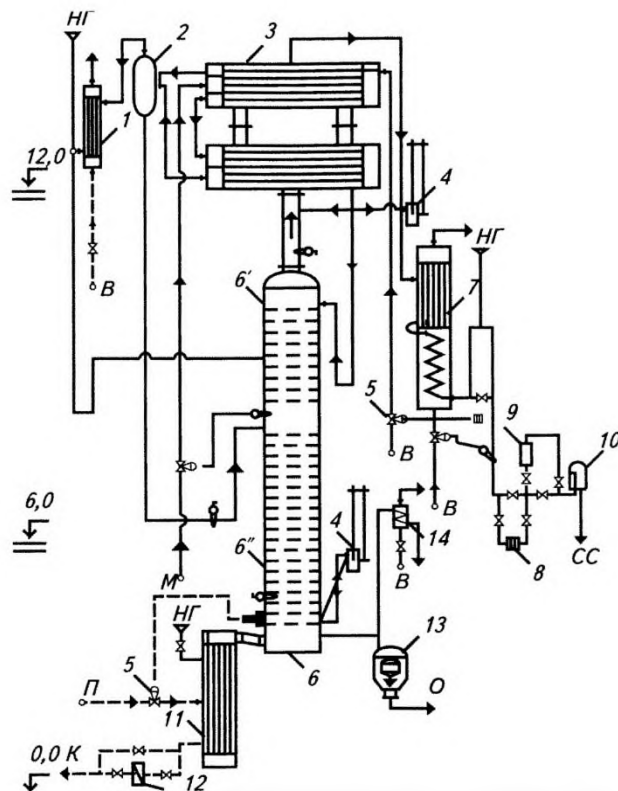


Рис. 9.19. Апаратурно-технологічна схема одноколонного сирцевого ректифікаційного пристрою:

- 1 – конденсатор сепаратора CO_2 ; 2 – сепаратор CO_2 ; 3 – дефлегматор;
 4 – вакуум-переривачі; 5 – регулюючі клапани; 6 – колона (6' – концентраційна частина, 6'' – відгінна частина); 7 – холодильник спирту; 8 – фільтр;
 9 – ротаметр; 10 – ліхтар; 11 – кип'ятильник (випарник);
 12 – конденсатовідвідник; 13 – бардовідвідник; 14 – пробний холодильник;
 М – бражка; В – барда; В – вода; К – конденсат; НГ – несконденсовані газу;
 П – грюча пара; СС – спирт-сирець

Утворений спирт-сирець СС проходить через фільтр 8 і охолоджується у холодильнику 7. Пробний холодильник 14 дозволяє контролювати втрати спирту. Для точного керування процесом використовуються регулюючі клапани 5, ротаметри 9, світлові ліхтарі 10 і бардовідвідник 13, через який виводиться барда В. Установка забезпечує стабільне розділення суміші за допомогою контролю температур, тиску та подачі рідин, що гарантує ефективну роботу й мінімальні втрати цінного продукту.

У **двоколонному сирцевому пристрою** (рис. 9.18, б) спирт спочатку відганяється у першій (бражній) колоні, після чого пара надходить до другої (спиртової) колони, де концентрація підвищується за рахунок флегматії. З куба першої колони виводиться залишок – так звана лютерна вода. Типово, бражна колона має 18–22 тарілки, спиртова – 9–10 у концентраційній та 14–16 у відгінній частинах. Для вищих концентрацій спирту кількість тарілок збільшується.

На підприємствах переважно застосовують одноколонні пристрої, оскільки вони мають простішу конструкцію, нижчі витрати пари й води та легше автоматизуються. Недоліками є більша висота та нижчий вміст сухих речовин у барді, що обумовлено її розведенням лютерною водою.

Пристрої для ректифікації спирту-сирцю

Ректифікований спирт отримують або зі спирту-сирцю, або безпосередньо з бражки. У разі переробки спирту-сирцю застосовують періодичні чи безперервні ректифікаційні пристрої.

У промисловому виробництві ректифікований спирт виготовляють виключно з бражки, оскільки це економічно вигідніше. Такий процес здійснюється на безперервно діючих брагоректифікаційних пристроях, які забезпечують одночасне виділення спирту з бражки та очищення його від летких домішок.

Летка частина бражки складається з п'яти основних компонентів або їх груп: етилового спирту С, головних Г, проміжних П, кінцевих К і хвостових Х домішок. Оскільки у реальних умовах проміжні та кінцеві домішки часто змішуються з головними або хвостовими, таку суміш можна умовно спростити до трикомпонентної системи: С, Г, Х.

Для ефективного розділення цієї трикомпонентної суміші достатньо застосування двох ректифікаційних колон, з'єднаних між собою за однією з типових схем, наприклад, як показано на рис. 9.20, а.

У практиці ректифікації застосовують схеми як за варіантом I, так і за варіантом II, однак найбільше поширення отримав варіант I. Це зумовлено тим, що головні домішки легше вилучити з низькоконцентрованого спирту, оскільки їх коефіцієнти ректифікації вищі за таких умов. У першій колоні (**епюраційній**) відбувається вилучення головних домішок – процес **епюрації**. Очищений від них спирт-сирець називається **епюратом** і надходить до другої колони для подальшого розділення на етиловий спирт С і хвостові домішки Х, які утворюють лютерну воду.

Проміжні й кінцеві домішки ускладнюють очищення спирту, тому їх необхідно попередньо сконцентрувати. Це досягається у зоні колони, де концентрація спирту варіюється від нуля до азеотропної точки – саме тут накопичуються проміжні домішки. Таким чином, їх виділення можливе лише в колоні Б варіанта I або колоні А варіанта II (рис. 9.20, б). Такі колони отримали назву **спиртових**.

Кінцеві домішки мають коефіцієнти випаровування, близькі до етилового спирту при середніх його концентраціях, тому в колоні А (за обома схемами – I і II варіантів) вони значною мірою супроводжують етиловий спирт. Потрапивши до колони Б у варіанті I, ці домішки переважно піднімаються разом зі спиртом, оскільки при низькій концентрації спирту їх коефіцієнт випаровування залишається більшим за 1, хоча й меншим, ніж в етанолу. Частина з них також може виводитися з головними домішками у колоні А.

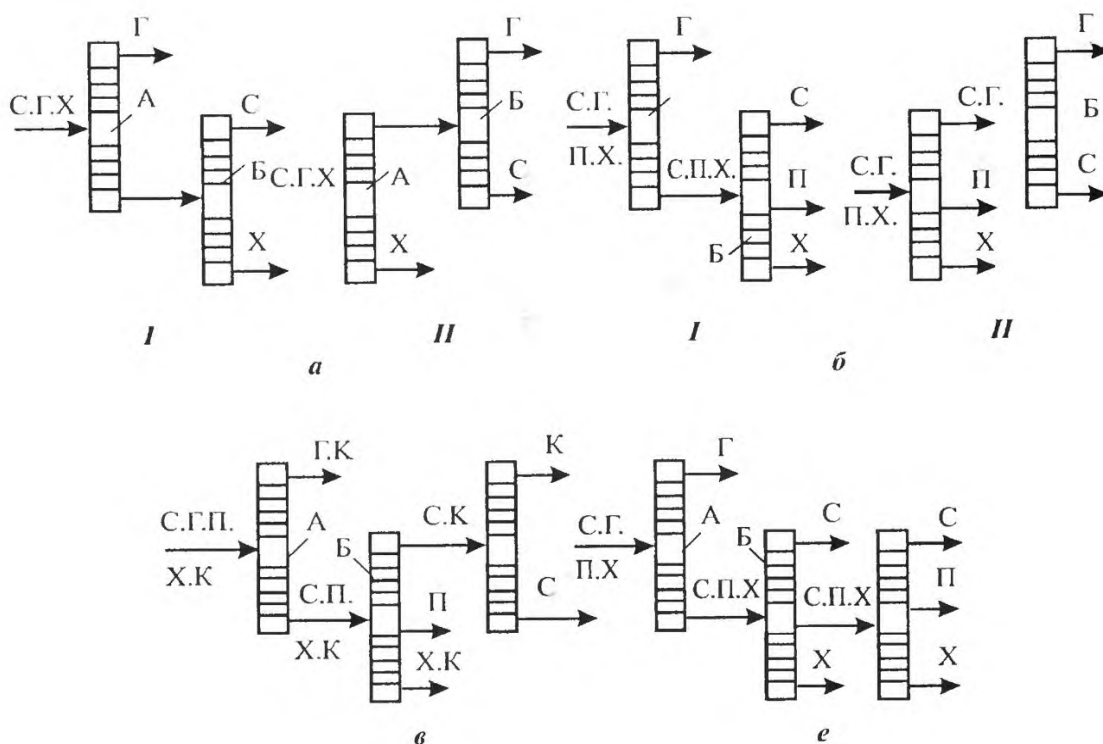


Рис. 9.20. Принципи побудови схем пристроїв для очистки спирту від домішок

Щоб отримати спирт, очищений від кінцевих домішок за варіантом I, до схеми додають окрему колонну – колонну остаточної очистки (рис. 9.20, в). У схемі II така колона не потрібна, оскільки в колоні Б працюють із концентрованим спиртом, у якому кінцеві домішки мають коефіцієнт ректифікації $K' > 1$, і, отже, вони відводяться разом із головними домішками.

Оскільки вміст кінцевих домішок у спирті-сирці зазвичай невеликий, на практиці замість колони остаточної очистки часто використовують метод «пастеризації спирту». Суть пастеризації полягає в тому, що при високій концентрації спирту кінцеві домішки є леткішими, ніж етиловий спирт, тому в рідкій фазі їх вміст нижчий, ніж у паровій. Завдяки цьому спирт відбирають із рідкої фази на 4–10-й тарілках зверху спиртової колони. Водночас у верхній частині колони (у дефлегматорі, конденсаторі) домішки концентруються, і з цієї зони додатково виводять невелику кількість продукту, збагаченого ними – так званий непастеризований спирт.

Пастеризація дозволяє також видалити залишкові головні домішки, які не повністю були видалені в епораційній колоні А (варіант I). Ефективність пастеризації зростає з підвищенням коефіцієнта випаровування домішки при високій концентрації спирту та зі збільшенням флегмового числа (кількості зрошення). Однак цей метод ефективний лише за умов невеликого вмісту домішок. При високих концентраціях домішок потрібне встановлення колони остаточної очистки, де по суті повторно відбувається епорація, але вже при високій концентрації етанолу.

Часто схеми доповнюються також колонною Д (рис. 9.20, е), яка працює за принципом колони Б, але приймає фракцію, збагачену проміжними домішками, й додатково концентрує їх. Це дозволяє зменшити навантаження на колону Б та покращити умови для виділення хвостових домішок.

Верхній продукт із колони Д, яка отримала назву сивушна колона, містить основну цільову речовину – етанол, однак він забруднений залишковими кінцевими та головними домішками. Такий продукт може бути використаний як технічний спирт, або ж направлений на повторну очистку, якщо потрібна вища якість.

Фракція П, яка відбирається зі середньої частини колони Д, хоч і не є чистим проміжним продуктом, значно багатша на проміжні домішки, ніж відповідна фракція з колони Б. Оскільки проміжні домішки (альдегіди, вищі спирти тощо) становлять основу сивушного масла, колона Д виконує функцію концентрування сивушних речовин і тому називається сивушною колоною.

Наведені схеми застосовуються переважно в установках для ректифікації спирту-сирцю, де послідовно здійснюються процеси епюрації, ректифікації, остаточного очищення й пастеризації.

Апаратурно-технологічна схема двоколонного пристрою безперервної дії для ректифікації спирту-сирцю представлена на рис. 9.21.

Процес ректифікації спирту-сирцю у двухколонного пристрою розпочинається зі змішування сирцю з водою у змішувачі 1. Ця операція дозволяє довести концентрацію етанолу до оптимального рівня (близько 50–70% об.) для ефективного подальшого розділення. Отримана суміш подається у середню частину епюраційної колони 2, де під впливом пари починається розділення компонентів.

В епюраційній колоні 2 відбувається основне розділення головних домішок та етанолу. Головні домішки, маючи нижчу температуру кипіння, концентруються у верхній частині колони, тоді як основна частина етанолу (епюрат) накопичується внизу. Пари з головними домішками направляються у конденсатор 4 та дефлегматор 5, де частково конденсуються. Частина конденсату повертається у верхню частину колони як флегма для підвищення ефективності розділення, а решта видаляється як головна фракція.

Отриманий епюрат надходить до спиртової колони 3, де здійснюється його остаточне очищення. У цій колоні розділяються етанол, сивушні домішки та хвостові фракції. У верхній частині колони концентрується спирт високої якості, який частково повертається у вигляді флегми через дефлегматор 7, а решта відводиться через конденсатор 6. Ректифікований спирт охолоджується у холодильнику 8 та надходить у резервуари зберігання як готовий продукт.

Сивушні фракції, що містять вищі спирти та залишки етанолу, відводяться з відповідних точок спиртової колони та подаються у холодильники 9 і 10 для охолодження. Частина сивушного спирту з достатньо високим вмістом етанолу може бути використана як побічний товарний продукт або повернута у цикл переробки.

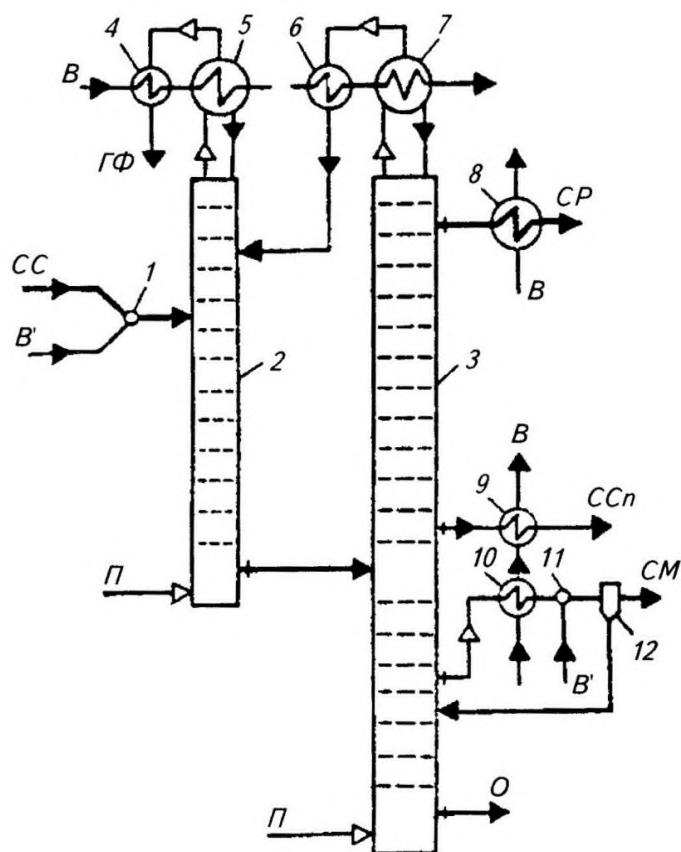


Рис. 9.21. Апаратурно-технологічна схема двоколонного пристрою безпервної дії для ректифікації спирту-сирцю:

- 1 – змішувач; 2 – епіюраційна колона; 3 – спиртова колона;
 4 – конденсатор епіюраційної колони; 5 – дефлегматор епіюраційної колони;
 6 – конденсатор спиртової колони; 7 – дефлегматор спиртової колони;
 8 – охолоджувач ректифікованого спирту; 9 – охолоджувач сивушного спирту;
 10 – охолоджувач сивушної фракції; 11 – змішувач сивушної фракції з водою;
 12 – екстрактор сивушної олії

Для максимального вилучення етанолу із сивушних фракцій, останні змішуються з водою у змішувачі 11, а потім надходять до екстрактора сивушного масла 12. У цьому апараті відбувається розділення: етанол переходить у водну фазу, яка повертається до спиртової колони, а сивушне масло відділяється як побічний продукт для подальшої утилізації або технічного використання.

Таким чином, двухколонний пристрій забезпечує високоефективну переробку спирту-сирцю на ректифікований етиловий спирт із одночасним вилученням головних і хвостових домішок, що забезпечує якість продукції та мінімізує втрати цінного компонента – етанолу.

Брагоректифікаційні пристрої

Для виробництва ректифікованого спирту безпосередньо з бражки (без попереднього отримання спирту-сирцю) використовують брагоректифікаційні пристрої. Брагоректифікаційні пристрої зазвичай включають три основні

колони: колону бражної перегонки (для відділення спирту з бражки), спиртову колону (для концентрування етанолу), епюраційну колону (для виділення головних домішок), та 1–3 додаткові колони, які встановлюють за потреби – наприклад, для остаточної очистки або концентрації сивушного масла. Структуру таких пристроїв представлено на рис. 9.22.

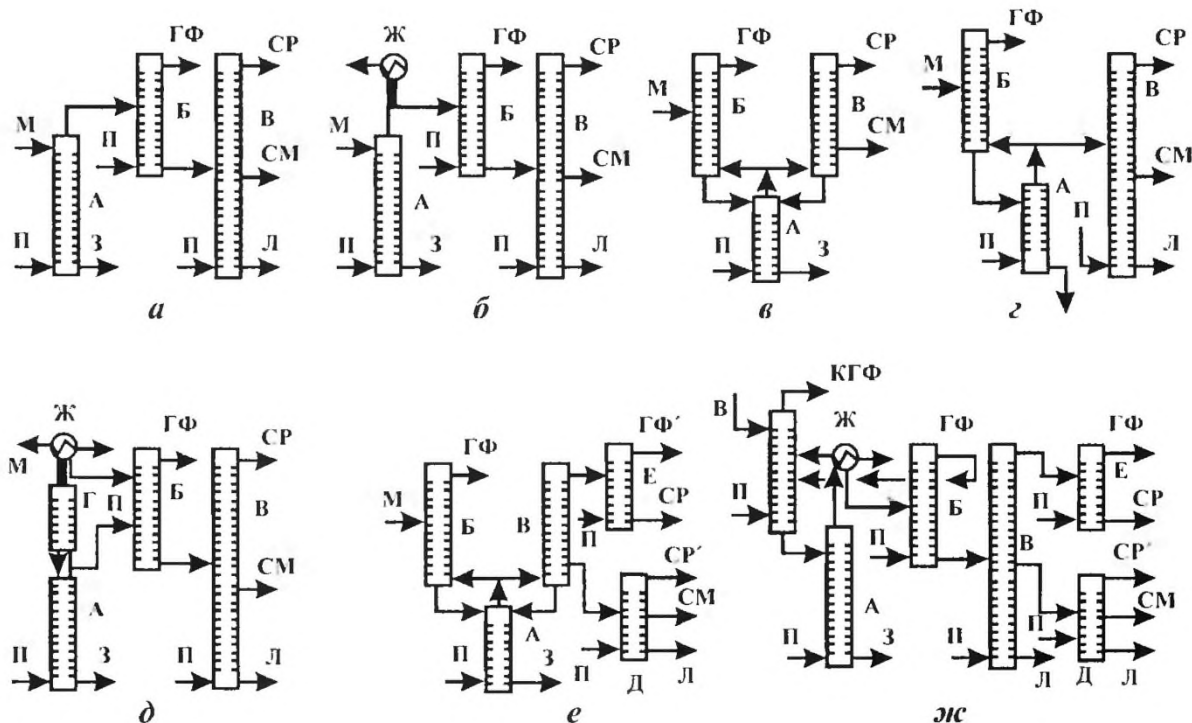


Рис. 9.22. Принципові схеми брагоректифікаційних пристроїв:

- А – бражна колона; Б – епюраційна; В – спиртова;
- Г – попередньої епюрації бражки; Д – сивушна; Е – остаточної очистки;
- П – гріюча пара; М – бражка; З – барда; Л – лютерна вода;
- ГФ і ГФ' – головна фракція; РС і РС' – ректифікований спирт;
- СМ – сивушне масло

Ці схеми дозволяють гнучко адаптувати процес під різні вимоги до чистоти спирту – від технічного до харчового та медичного призначення.

Бражна колона А використовується для відокремлення леткої частини бражки від нелеткої. Нелетка частина, що містить екстрактивні речовини, завислі частинки, значну частину води та хвостових домішок, виводиться з нижньої частини колони у вигляді барди. Летка частина бражки, яка містить етиловий спирт, воду та супутні леткі домішки, подається у вигляді пари (рис. 9.22, а) або бражного дистилляту (рис. 9.22, б) на живлення епюраційної колони Б.

За своїм складом спиртово-водяна пара, що виходить із бражної колони, а також бражний дистиллят подібні до слабоградусного спирту-сирцю з концентрацією спирту у паровій фазі у межах 35...55 об. %. Вміст домішок у такому спирті залишається практично незмінним за якісним і кількісним складом.

Залежно від способу підключення бражної колони до технологічної схеми, брагоректифікаційні пристрої поділяються на пристрої прямої, **непрямої** (побічної) та **напівпрямої** дії.

Головною особливістю пристроїв прямої дії є подача спиртово-водяної пари, що безпосередньо виходить з бражної колони, як живлення для спиртової колони (рис. 9.22, *в*). У таких системах теплова енергія пари використовується двічі: первинна пара вводиться лише у нижню частину бражної колони А, а теплота для епюраційної колони Б та спиртової колони В забезпечується за рахунок вторинної спиртово-водяної пари з верхньої частини бражної колони.

До бражної колони подається епюрована бражка, тобто сировина, з якої попередньо вилучені основні домішки, а також флегма, що повертається із спиртової колони. У результаті цього забезпечується спільна екстракція спирту як із бражки, так і з флегми. При цьому концентрація сухих речовин у барді знижується завдяки її розведенню лютерною водою, яка утворюється після видалення спирту з флегми.

На рис. 9.22, *г* наведена дещо видозмінена схема пристрою прямої дії, в якій передбачено роздільне виділення спирту з бражки й флегми. Через це потрібно додаткове введення гріючої пари у нижню (відгінну) частину спиртової колони, але при цьому барда не розбавляється лютерною водою.

Принципова особливість пристрою непрямої (побічної) дії (рис. 9.22, *б*) полягає у попередньому вилученні зі бражки спирту й супутніх йому домішок, у результаті чого одержують спирт-сирець (бражний дистилят), який у рідкому вигляді направляється в епюраційну колону, а потім у спиртову для очистки. Спирто-водяна пара, що виходить із бражної колони, надходить у конденсатор Ж. В епюраційну колону Б подають спирто-водний (бражний) дистилят, що надходить з конденсатора Ж. У колоні Б спирто-водний дистилят очищається від головних домішок під дією свіжої пари, яка вводиться у нижню частину колони. Рідкий епюрат, що надходить у колону В, звільняється від хвостових і проміжних домішок також завдяки введенню свіжої гріючої пари.

Варто зазначити, що в установках непрямої дії колони зв'язані між собою лише рідинними потоками, тоді як в установках прямої дії – рідинними й паровими потоками, що ускладнює регулювання їх роботи.

Схема, зображена на рис. 9.22, *а*, ближча до пристроїв непрямої дії, але єдина її відмінність – живлення епюраційної колони Б спирто-водяною парою, яка виходить безпосередньо з бражної колони, а не бражним дистилятом.

Схеми пристроїв, зображені на рис. 9.22, *а*, *д*, відносять до пристроїв напівпрямої дії, проте цей поділ є умовним.

Раніше були розглянуті принципові схеми брагоректифікаційних пристроїв, що складаються лише з основних колон. Включення додаткових колон (Е – остаточної очистки й Д – сивушної) не залежить від принципу дії пристрою. На рис. 9.22, *е*, *ж* наведені схеми пристроїв прямої та непрямої дії з двома додатковими колонами.

З метою збільшення виходу ректифікованого спирту було запропоновано і реалізовано на більшості спиртових заводів додаткове встановлення колони

для розгонки головної фракції. Це дозволило заводам зменшити відбір побічного продукту (головної фракції) з 3...5 % до 0,1...0,2 %, при цьому відповідно збільшився вихід ректифікованого спирту.

На вітчизняних підприємствах спиртової галузі переважно застосовуються брагоректифікаційні пристрої непрямой та напівпрямой (побічно-протитечійної) дії. Пристрої непрямой дії вирізняються високою стабільністю функціонування, зручністю в управлінні та регулюванні технологічних процесів, а також забезпечують отримання спирту високої якості. Побічно-протитечійні системи, хоча й мають складнішу експлуатацію, демонструють кращу енергоефективність – вони дозволяють зменшити витрати грючої пари та охолоджувальної води на 10–15 %.

Головною особливістю брагоректифікаційного пристрою побічно-прямотечійної дії полягає в епюрації бражки та використання епюрованої спирто-водяної пари з бражної колони для обігріву епюраційної колони (рис. 9.23).

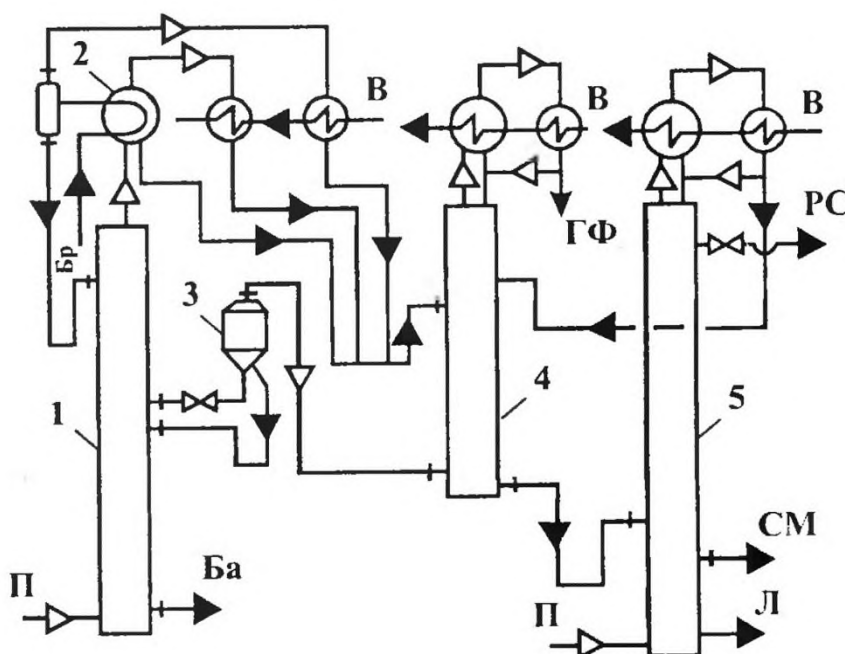


Рис. 9.23. Апаратурно-технологічна схема брагоректифікаційного пристрою побічно-прямотечійної дії:

- 1 – колона бражна; 2 – підігрівник бражки; 3 – піновловлювач;
 4 – колона епюраційна; 5 – колона спиртова; Бр – бражка; Ба – барда;
 В – вода; ГФ – головна фракція; РС – ректифікований спирт; П – пара грюча;
 Л – лютерна вода; СМ – сивушне масло

Бражна колона конструктивно складається з двох частин: епюраційна частина (верхня) має 6–11 тарілок, на яких здійснюється очищення бражки від основних домішок; відгінна частина (нижня) містить 17–23 тарілки й забезпечує випаровування спирту.

Перед подачею у колону, бражка нагрівається до температури 70...75 °С і проходить сепаратор діоксиду вуглецю. Потім вона спрямовується на верхню тарілку епюруючої частини бражної колони, де піддається епюрації за рахунок

спирто-водяної пари, яка піднімається з відгінної частини тієї ж колони.

Отримана у процесі епюрації спирто-водяна пара, збагачена головними домішками, конденсується у підігрівниках бражки та відповідних конденсаторах. Бражний дистилат, як і у випадку непрямой дії, надходить на живлення епюраційної колони.

Бражка, яка звільнилася від основної частини домішок, потрапляє з епюруючої у нижню (відгінну) частину колони. Гріюча пара, пройшовши цю частину, розподіляється на два приблизно рівні потоки: один подається назад на епюрацію бражки; інший – через піновловлювач – використовується для обігріву епюраційної колони.

У результаті: 60–80 % спирту, що міститься у бражці, відводиться з верхньої частини бражної колони на тарілку живлення епюраційної колони; решта спирту у вигляді епюрованої пари направляється у нижню частину епюраційної колони.

9.2.2.3. Контактні пристрої ректифікаційних колон

Контактні пристрої мають забезпечувати максимально інтенсивний масообмін між рідкою та паровою фазами. Це досягається шляхом: створення розвиненої поверхні контакту фаз; формування оптимальної гідродинамічної обстановки, за якої коефіцієнт масопередачі буде максимально високим.

У спиртовій промисловості переважно застосовують тарілчасті контактні пристрої, які забезпечують ступінчастий контакт фаз. Це означає, що рідина та пара контактують між собою на кожній окремій тарілці, послідовно по висоті колони.

Основні типи тарілок ректифікаційних колон (рис. 9.24): ковпачкові; ґратчасті (сітчасті); клапанні; лускоподібні; ґратчасто-клапанні; жалюзійні тощо.

У всіх типах тарілок забезпечується утворення рідинного шару, через який проходить пара. Саме під час проходження пари крізь рідину і відбувається інтенсивний масообмін між фазами.

Ефективність роботи тарілок визначають за такими показниками:

– **пропускна здатність пари й рідини** – визначає продуктивність колони, тобто кількість кінцевого продукту, яку можна отримати з одиниці поперечного перерізу колони за одиницю часу. Висока пропускна здатність забезпечує більшу продуктивність при меншому діаметрі колони;

– **здатність до розділення суміші** (ефективність масообміну) – характеризує, наскільки добре тарілка або колона у цілому здійснює поділ компонентів суміші. Вимірюється: числом теоретичних тарілок (тобто ідеальних стадій зміни концентрації), або числом одиниць переносу (що враховують реальні умови масопередачі);

– **діапазон сталої роботи** (робоча стабільність) – відображає інтервал змін навантаження (потоків пари та рідини), у якому тарілки стабільно працюють без порушень (прориву рідини, затоплення тощо);

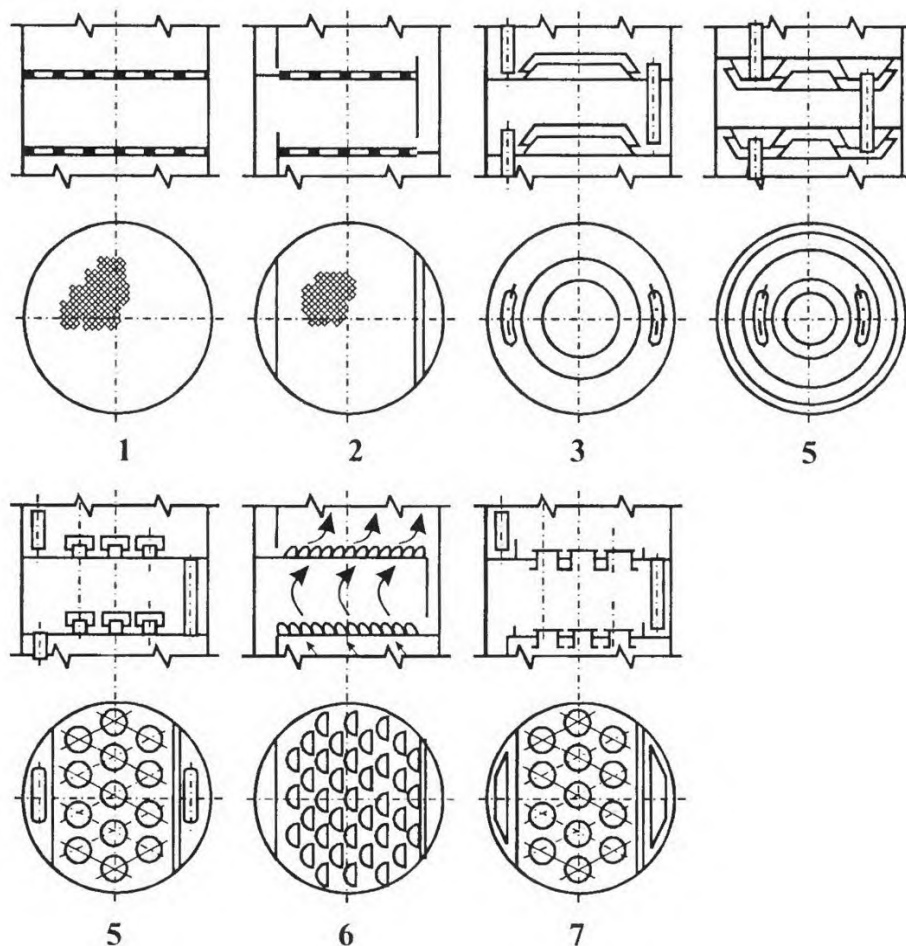


Рис. 9.24. Типи тарілок:

1 – ґратчаста (сітчаста) провального типу; 2 – сітчаста; 3 – одноковпачкова одинарного кип'ятіння; 4 – одноковпачкова подвійного кип'ятіння; 5 – багатоконвпачкова; 6 – лускоподібна; 7 – клапанна

– **гідралічний опір** – це опір руху пари та рідини через тарілку, що впливає на загальні енергетичні витрати колони. Чим менший опір – тим економічніше працює установка.

Ефективність тарілчастих ректифікаційних колон оцінюють за низкою ключових показників, які визначають здатність апарата забезпечувати інтенсивний та стабільний масообмін між парою і рідиною:

– **число теоретичних тарілок (ЧТТ)** – відображає кількість умовних контактних ступенів, на яких пара та рідина досягають повної фазової рівноваги. У реальних умовах така рівновага практично не досягається, тому теоретична тарілка слугує еталоном для визначення ефективності реальних тарілчастих пристроїв;

– **коефіцієнт корисної дії тарілки (ККД)** – визначається як відношення числа теоретичних тарілок, необхідних для досягнення заданого ступеня розділення, до кількості реальних тарілок, які фактично використовуються у колоні. ККД залежить від конструкції тарілки, діаметра колони, міжтарілкової відстані, швидкості руху пари та рідини, фізико-хімічних властивостей суміші.

У промислових умовах ККД зазвичай становить 0,4–0,6.

– **конструктивна складність і вартість.** Ефективна тарілка повинна бути не лише продуктивною, а й економічно доцільною з точки зору виготовлення, монтажу, експлуатації та обслуговування. Конструкції, що вимагають складного обслуговування або очищення, можуть бути недоцільними для певних типів виробництв;

– **енергоефективність роботи колони.** Важливим критерієм ефективності є рівень енерговитрат на одиницю відокремленого продукту. Тарілки з високим гідравлічним опором, які спричиняють втрати тиску або захлинання, знижують загальну енергетичну ефективність процесу;

– **властивості оброблюваних систем.** При виборі типу тарілки враховують: наявність у суміші механічних домішок (суспензій); термічну нестійкість компонентів (схильність до розкладу при високих температурах); утворення шкідливих або вторинних домішок у процесі ректифікації. У таких випадках застосовують конструкції, що забезпечують м'які умови масообміну та легке очищення.

Значною мірою ефективна робота тарілчастих ректифікаційних колон залежить від правильного вибору типу тарілки, оптимального режиму її роботи та геометричних параметрів – зокрема міжтарілкової відстані.

1. Критерії вибору типу тарілок з урахуванням:

– пропускну здатності пари та рідини – тобто здатності конструкції працювати без захлинання або проскакування фаз;

– ефективності масообміну – наскільки добре відбувається контакт і фазова взаємодія;

– економічності конструкції – враховуються вартість виготовлення, складність монтажу і експлуатації;

– сумісності з технологічним режимом – чи здатна тарілка працювати зі складними середовищами (пінистими, із завислими частинками тощо).

Ці критерії безпосередньо пов'язані з наступними факторами – режимом роботи та геометрією колони, зокрема міжтарілковою відстанню.

2. Робочі режими тарілок. Ефективність масообміну на тарілці забезпечується оптимальним співвідношенням витрат пари й рідини. Порушення балансу призводить до негативних ефектів:

– надлишкове навантаження пари спричиняє винесення рідини з тарілки вгору по колоні, виникає захлинання (ознаки – підвищення тиску у нижній частині колони, зниження у верхній);

– надмірне навантаження рідини теж може призвести до захлинання;

– низьке навантаження пари викликає неповний контакт фаз – рідина стікає вниз, не вступивши у взаємодію з парою.

Таким чином, режим роботи безпосередньо впливає на розподіл фаз у міжтарілковому просторі.

3. Міжтарілкова відстань – відстань між горизонтальними площинами суміжних тарілок, яка визначає, чи зможуть повністю реалізуватися зони фазового контакту. Над кожною тарілкою формується три зони:

- зона захвату (розбризування) – тут пара виносить частинки рідини;
- зона піни – основна область масообміну;
- зона бризок – де краплі розпадаються перед переходом на наступну тарілку.

Для нормальної роботи ці зони мають вільно розміщуватись між тарілками, не перекриваючи одна одну. Висота цих зон визначається:

- фізичними властивостями рідини (зокрема – схильністю до піноутворення);
- конструкцією тарілки;
- швидкістю підйому пари (тобто навантаженням).

Отже, міжтарілкова відстань повинна відповідати характеру середовища і забезпечувати стабільні гідродинамічні процеси.

Рекомендовані значення міжтарілкової відстані:

- для непіноутворюючих рідин без завислих частинок – 170...230 мм;
- для піноутворюючих рідин із завислими частинками – 280...400 мм;
- у великих колонах (діаметр понад 1500 мм) – до 500...550 мм, що забезпечує ще й можливість механічного очищення тарілок при ремонті або промиванні.

Таким чином, міжтарілкова відстань – не просто геометричний параметр, а ключовий фактор, що впливає на ефективність масообміну, стійкість роботи та ремонтопридатність обладнання.

9.2.3. Розрахунок ректифікаційного апарата

9.2.3.1. Теоретичні основи

Оскільки основними леткими компонентами бражки є етанол і вода, при ректифікації її умовно розглядають як бінарну суміш етанол-вода.

Леткість компонентів у бінарній суміші характеризується коефіцієнтом випаровування K (коефіцієнт фазової рівноваги):

$$K = \frac{Y}{X}, \quad (9.13)$$

де Y – концентрація речовини у паровій фазі; X – концентрація цієї ж речовини у рідкій фазі, за умови, що обидві фази перебувають у стані термодинамічної рівноваги.

На рис. 9.25 (верхня частина) лінія 1 зображує рівноважну залежність складу пари Y від складу рідини X за температури кипіння та атмосферного тиску. Кожна точка на цій кривій є геометричним місцем значень коефіцієнтів випаровування етилового спирту $\left(K_{e.c.} = \frac{Y}{X}\right)$ ($K_{e.c.} = Y/X$) із водно-спиртової суміші.

При низьких концентраціях спирту коефіцієнт випаровування сягає максимальних значень (приблизно 13), а при високих – наближається до 1.

Пара, що перебуває у рівновазі з розчином, завжди збагачена тим компонентом, додавання якого до рідини знижує температуру кипіння, тобто – підвищує тиск пари над сумішшю. У системі етанол-вода це – етанол.

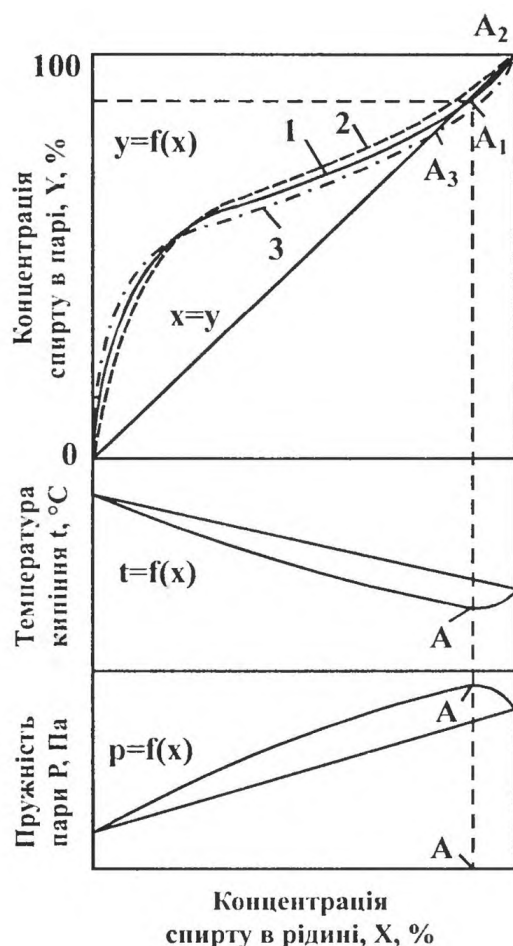


Рис. 9.25. Залежність рівноважного складу пари Y , %, температури кипіння t , °С, і пружності пари P , Па, від складу рідкої бінарної суміші етанол-вода X , %:
 1 – при атмосферному тиску; 2 – при тиску, нижчому від атмосферного;
 3 – при тиску, вищому від атмосферного

У процесі підвищення концентрації етанолу температура кипіння суміші знижується до певного мінімального значення, що відповідає **азеотропній точці** A_1 на (рис. 9.25). У цій точці склад пари й рідини однаковий: $Y = X$, отже, $K_{e.c} = K_v = 1$ (K_v – коефіцієнтів випаровування води). Вона також називається точкою нероздільного кипіння.

За атмосферного тиску азеотропна суміш системи етанол-вода містить 97,2 об. % (95,57 % мас.) етанолу та кипить при 78,15 °С. Для порівняння: температура кипіння чистого етанолу – 78,3 °С, води – 100 °С.

При збільшенні тиску: розчини з низьким вмістом спирту (до 30–40 % мас.) утворюють пару з вищим вмістом етанолу; розчини з високим вмістом спирту утворюють пару з меншою концентрацією спирту.

Ця закономірність проілюстрована на рис. 9.25 пунктирною лінією. Із рисунка видно, що зі зміною тиску зсувається і положення азеотропної точки. Так, при зниженні тиску до 9,33 кПа (температура кипіння 27 °С) точка азеотропу зміщується до $X = 100\%$, тобто пара завжди буде збагачена етанолом порівняно з рідиною.

Таким чином, при атмосферному тиску шляхом ректифікації

(багаторазового випаровування і конденсації) можливо досягнути максимальної концентрації етанолу 97,2 об. % (рис. 9.26). Якщо ж потрібна вища концентрація, наприклад, для отримання абсолютного спирту, необхідно знизити тиск, що дозволить змістити азеотропну точку праворуч і розділити суміш повніше.

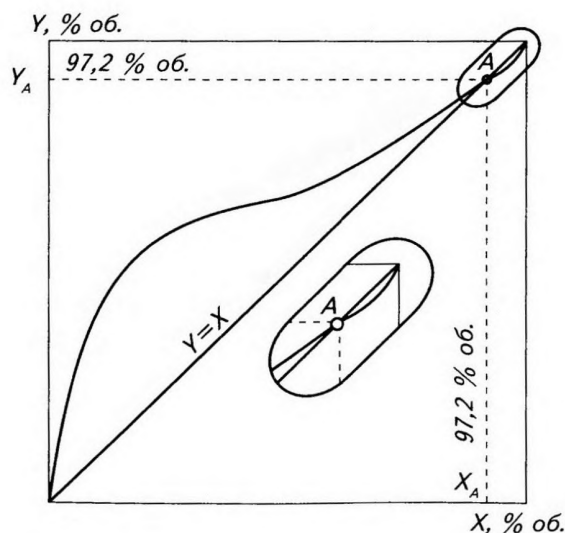


Рис. 9.26. Крива фазової рівноваги бінарної суміші етанол-вода

Фазова рівновага для бінарної системи етанол-вода описується графіками фазової рівноваги, які застосовуються для розрахунку процесів ректифікації та оцінки ефективності роботи ректифікаційних колон. Існують аналітичні залежності виду $Y = f(X)$, які використовуються для розрахунків.

Під час очищення спирту від супутніх летких домішок необхідно розділяти багатокомпонентну суміш. Для оцінки леткості домішок порівняно з леткістю етилового спирту вводиться поняття коефіцієнта ректифікації домішок (K'):

$$K' = \frac{K_d}{K_c} = \frac{\beta \cdot X}{\alpha \cdot Y}, \quad (9.14)$$

де $K_d = \frac{\beta}{\alpha}$ – коефіцієнт випаровування домішок; α – вміст домішки у рідині; β – вміст домішки у парі; K_c – коефіцієнт випаровування етанолу; X – вміст етанолу у рідині; Y – вміст етанолу у парі.

Коефіцієнт ректифікації домішок (K') показує, наскільки змінюється вміст домішки у парі відносно вмісту етанолу у рідині. Він дозволяє наочно відобразити поведінку домішки у процесі ректифікації (рис. 9.27).

Коефіцієнти випаровування та ректифікації домішок залежать від концентрації етанолу у водному розчині, з якого виділяються домішки. Оскільки у спирті-сирці (неочищеному від супутніх речовин) загальний вміст домішок зазвичай не перевищує 0,6 % від кількості етанолу, припускається, що леткість окремих домішок не залежить від наявності інших у розчині.

Усі супутні етилового спирту речовини класифікуються за леткістю на:

головні (леткіші за етиловий спирт), **хвостові** (менш леткі за етиловий спирт), **проміжні** й **кінцеві** (леткість яких у локальних умовах може бути більше чи менше леткості етилового спирту).

Головні домішки – мають більшу леткість, тобто більший коефіцієнт випаровування ніж етиловий спирт за будь-якої концентрації. Для них завжди $K' > 1$. Спирто-водяна суміш у цьому випадку виступає як високолетка компонента. Основні представники головних домішок: оцтовий і масляний альдегіди, акролеїн, мурашиноетиловий, оцтовометиловий, оцтовоетиловий, диетиловий ефіри тощо (криві 1...11 на рис. 9.27).

Хвостові домішки – мають меншу леткість, ніж етиловий спирт ($K' < 1$), тому залишаються у рідинному залишку. Типові представники: оцтова кислота, фурфурол.

Проміжні домішки – демонструють подвійні властивості: при високих концентраціях етанолу поведуться як хвостові ($K' < 1$); при низьких – як головні ($K' > 1$); при певній концентрації етанолу мають однакову леткість з етанолом ($K' = 1$). Основні представники: ізоаміловий, ізобутиловий, пропіловий спирти, ізовалеріаноізоаміловий, оцтовоізоаміловий, ізовалеріаноетиловий ефіри (криві 12–21 на рис. 9.27).

Кінцеві домішки – також мають леткість, залежну від умов, проте навпаки до проміжних: при високій концентрації спирту $K' > 1$; при низькій – $K' < 1$. Характерний представник: метанол (крива 23 на рис. 9.27).

У процесі виділення та очищення етилового спирту утворюються побічні продукти, зокрема: **барда**, **лютерна вода**, **головна фракція**, **сивушне масло** і **сивушний спирт**. Нелеткі компоненти бражки виводяться разом із бардою та лютерною водою, тоді як леткі домішки – з головною фракцією, сивушним маслом та сивушним спиртом.

9.2.3.2. Практичні основи

Принципова схема ректифікаційного апарата безперервної дії показана на рис. 9.28. Припустимо, що контактними елементами цього апарату є тарілки.

Вхідна водно-спиртова суміш M (кг/с), що містить легкокиплячі компоненти з концентрацією a_M (мас. %), спочатку подається у теплообмінник I , де її нагрівають до температури кипіння. Далі нагріта водно-спиртова суміш надходить на тарілку живлення ректифікаційної колони 2. У цьому місці склад рідини відповідає складу вхідної водно-спиртової суміші.

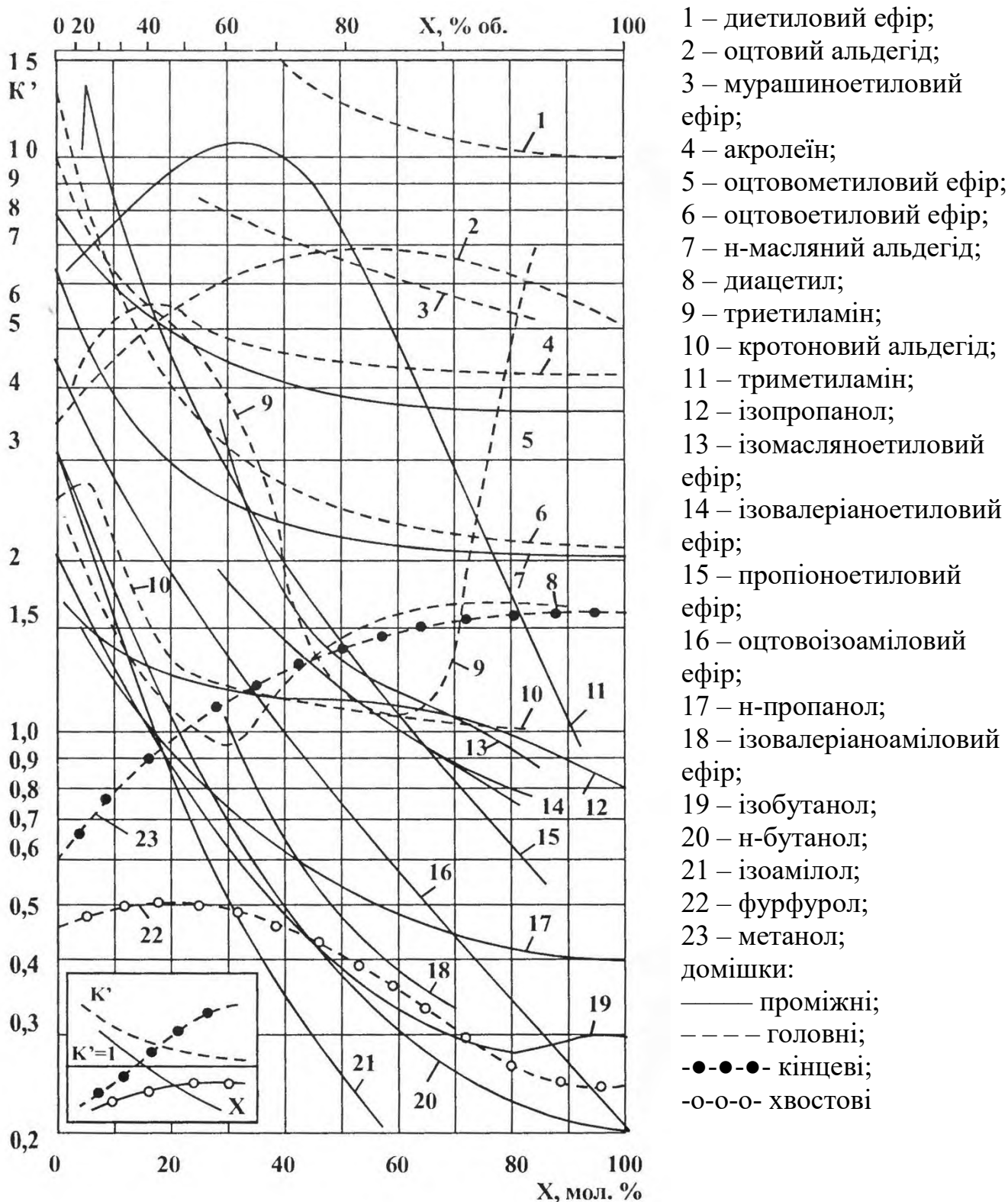


Рис. 9.27. Залежність коефіцієнтів ректифікації легколетких домішок, які супроводжують етанол, від концентрації спирту у рідкій фазі

У колоні рідина, стікаючи вниз, контактує з парою, яка піднімається вгору і утворюється у результаті кипіння кубової рідини у кип'ятильнику 3. Початковий склад цієї пари близький до складу кубового залишку, тобто

знижений за вмістом легкокиплячого компонента. У процесі масообміну з рідиною пара збагачується легкокиплячими компонентами.

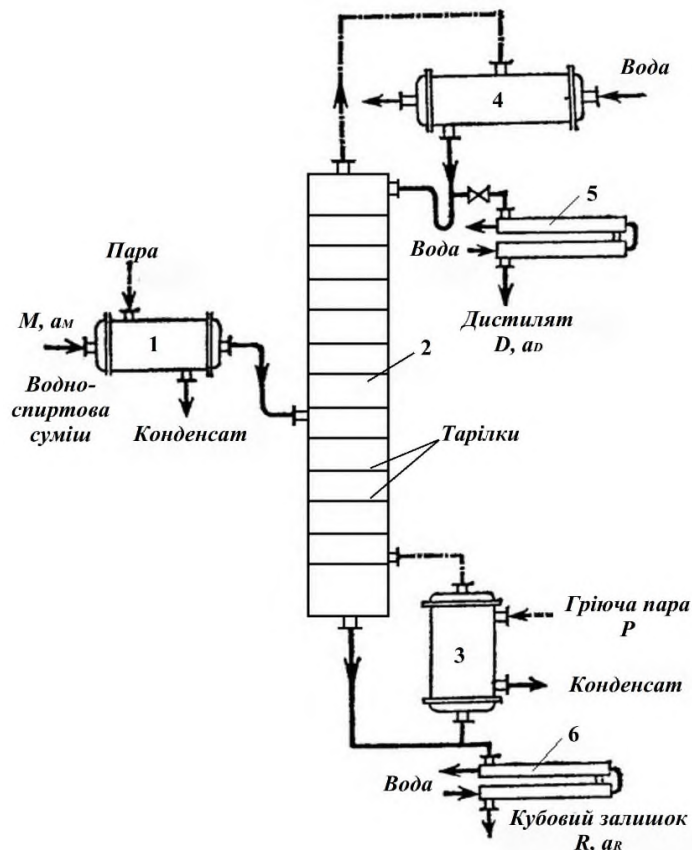


Рис. 9.28. Схема ректифікаційного апарата безперервної дії:
 1 – теплообмінник; 2 – ректифікаційна колона; 3 – кип’ятильник;
 4 – дефлегматор; 5 – теплообмінник для дистилляту;
 6 – теплообмінник для кубового залишку

Для підвищення ефективності процесу верхню частину колони зрошують флегмою – рідиною, що утворюється у дефлегматорі 4 при частковій конденсації пари, яка виходить з верхньої частини колони. Частина цього конденсату виводиться у вигляді готового продукту – дистилляту D (кг/с) з концентрацією легкокиплячих компонентів a_D (мас. %) і охолоджується у теплообміннику 5.

З нижньої частини колони безперервно виводиться кубовий залишок R (кг/с), з концентрацією легкокиплячих компонентів a_R (мас. %), яка збагачена важкокиплячими компонентами. Цей продукт охолоджується у теплообміннику 6.

Обігрів колони здійснюється закритим способом, з подачею пари у кількості P (кг/с) через кип’ятильник. Уся система працює у режимі безперервного нерівноважного масообміну, забезпечуючи ефективне розділення бінарної суміші на два продукти:

- **дистиллят**, з високим вмістом легкокиплячого компонента;
- **кубовий залишок**, збагачений важкокиплячим компонентом.

9.2.3.3. Основні етапи розрахунку ректифікаційного апарата

Розрахунок ректифікаційного апарата включає кілька ключових етапів, основними з яких є:

- визначення необхідного числа тарілок для досягнення заданого ступеня розділення суміші;
- розрахунок кількості парового потоку та флегми, які забезпечують умови масообміну.

Отримані дані дозволять оцінити енергетичні витрати на проведення процесу ректифікації, а також визначити геометричні параметри апарата, необхідні для досягнення заданої продуктивності.

Методика розрахунку ректифікаційного апарата

Вихідним моментом є складання матеріального балансу згідно із законом збереження речовини – як за загальною масою речовин, що беруть участь у процесі, так і за легкокиплячим компонентом.

$$M = D + R; \quad (9.15)$$

$$M_{a_M} = D_{a_D} + R_{a_R}. \quad (9.16)$$

де M, D, R – масові витрати відповідно водно-спиртової суміші M , дистиляту D , кубового залишку R (кг/с); a_M, a_D, a_R – масові концентрації відповідно легкокиплячого компонента у водно-спиртовій суміші, дистиляті, кубовому залишку (%).

Дані матеріального балансу, отримані у результаті спільного розв’язання рівнянь загального та компонентного (за легкокиплячим компонентом) балансу, зручно представити у вигляді таблиці. У табл. 9.1 наведено значення витратних характеристик потоків, а також відповідні концентрації легкокиплячого компонента у кожному з них.

Таблиця 9.1. Дані матеріального балансу процесу ректифікації

Компо- нент	Кількість речовин та їх склад								
	Водно-спиртова суміш			Дистилят			Кубовий залишок		
	кг	мас. %	мол. %	кг	мас. %	мол. %	кг	мас. %	мол. %
Спирт									
Вода									
Всього	$M =$			$D =$			$R =$		

Для практичних розрахунків процесу ректифікації зручно використовувати склад рідкої та парової фаз, виражений у молярних частках (або молярних процентах). У зв’язку з цим масові концентрації (проценти) легкокиплячого компонента, такі як a_M, a_R, a_D перераховують у молярні частки x_M, x_R, x_D за формулою:

$$x = \frac{\left(\frac{a}{M_{\text{сп}}}\right)100}{\left(\frac{a}{M_{\text{сп}}}\right) + \left(\frac{100-a}{M_{\text{в}}}\right)}, \quad (9.17)$$

де a – масова концентрація легкокиплячого компонента, мас. %; $M_{\text{сп}} = 46$ – молекулярна маса етилового спирту; $M_{\text{в}} = 18$ – молекулярна маса води.

Мінімальне флегмове число (\mathcal{G}_{min}) – тобто найменше співвідношення між рідиною, яка повертається у колону, та дистилятом, що забезпечує необхідне розділення, визначають з рівняння:

$$\mathcal{G}_{\text{min}} = \frac{x_D - y_M^*}{y_M^* - x_M}, \quad (9.18)$$

де y_M^* – вміст легкокиплячого компонента у парі, рівноважний з рідиною (при $x_M = 40,0$ мол. %, $y_M^* = 61,44$ мол. %) (табл. 9.3); x_D – молярна частка етилового спирту у дистиляті; x_M – молярна частка у вихідній суміші.

Таблиця 9.3. Склад і температура киплячої водно-спиртової суміші та пару, що утворюється, при атмосферному тиску

Склад рідини		Температура кипіння, °С	Склад пари		Склад рідини		Температура кипіння, °С	Склад пари	
мас % спирту	мол % спирту		мас % спирту	мол % спирту	мас % спирту	мол % спирту		мас % спирту	мол % спирту
$a, \%$	$x, \%$		$a, \%$	$x, \%$	$a, \%$	$x, \%$		$a, \%$	$x, \%$
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
0,10	0,04	99,80	1,30	0,51	44,00	23,51	82,50	75,60	54,80
0,15	0,06	99,70	1,95	0,77	45,00	24,25	82,50	75,90	55,22
0,20	0,08	99,60	2,60	1,03	46,00	25,00	82,40	76,10	55,48
0,30	0,12	99,50	3,80	1,57	47,00	25,75	82,40	76,30	55,74
0,40	0,16	99,40	4,90	1,98	48,00	26,53	82,20	76,50	56,03
0,50	0,19	99,30	6,10	2,48	49,00	27,32	82,00	76,80	56,44
0,60	0,23	99,20	7,10	2,90	50,00	28,12	81,90	77,00	56,71
0,70	0,27	99,10	8,10	3,33	51,00	28,93	81,80	77,30	57,12
0,80	0,31	99,00	9,00	3,72	52,00	29,80	81,70	77,50	57,41
0,90	0,35	98,90	9,90	4,12	53,00	30,61	81,60	77,70	57,70
1,00	0,39	98,80	10,80	4,51	54,00	31,47	81,50	78,00	58,11
2,00	0,79	97,70	19,70	8,76	55,00	32,34	81,40	78,20	58,39
3,00	1,19	96,70	27,20	12,75	56,00	33,24	81,30	78,50	58,78
4,00	1,61	95,80	33,30	16,34	57,00	34,16	81,30	78,70	59,10
5,00	2,01	94,90	37,00	18,68	58,00	35,09	81,20	79,00	59,55
6,00	2,43	94,20	41,10	21,45	59,00	36,02	81,10	79,20	59,84
7,00	2,86	93,40	44,60	23,96	60,00	36,98	81,00	79,50	60,29
8,00	3,29	92,60	47,60	26,21	61,00	37,97	81,00	79,70	60,58
9,00	3,73	91,90	50,00	28,12	62,00	38,95	80,90	80,00	61,02
10,00	4,16	91,30	52,20	29,92	63,00	40,00	80,80	80,30	61,44
11,00	4,61	90,80	54,10	31,56	64,00	41,02	80,70	80,50	61,76
12,00	5,07	90,50	55,80	33,06	65,00	42,09	80,60	80,80	62,22
13,00	5,51	89,70	57,40	34,51	66,00	43,17	80,50	81,00	62,52
14,00	5,98	89,20	58,80	35,83	67,00	44,27	80,50	81,30	62,99
15,00	6,46	89,00	60,00	36,98	68,00	45,41	80,40	81,60	63,43
16,00	6,86	88,30	61,10	38,06	69,00	46,55	80,30	81,90	63,91
17,00	7,41	87,90	62,20	39,16	70,00	47,72	80,20	82,10	64,21
18,00	7,95	87,70	63,20	40,18	71,00	48,92	80,10	82,40	64,70

Продовження табл. 9.3

19,00	8,41	87,40	64,30	41,27	72,00	50,16	80,00	82,80	65,35
20,00	8,92	87,00	65,00	42,09	73,00	51,39	80,00	83,10	65,81
21,00	9,42	86,70	65,80	42,94	74,00	52,68	79,90	83,40	66,28
22,00	9,93	86,40	66,60	43,82	75,00	54,00	79,80	83,80	66,93
23,00	10,48	86,20	67,30	44,61	76,00	55,34	79,70	84,10	67,42
24,00	11,00	85,90	68,00	45,41	77,00	56,71	79,70	84,50	68,07
25,00	11,53	85,70	68,60	46,08	78,00	58,11	79,70	84,90	68,76
26,00	12,08	85,40	69,30	46,90	79,00	59,55	79,60	85,40	69,59
27,00	12,64	85,20	69,80	47,49	80,00	61,02	79,50	85,80	70,29
28,00	13,19	85,00	70,30	48,08	81,00	62,52	79,40	86,30	71,15
29,00	13,77	84,80	70,80	48,68	82,00	64,05	79,30	86,70	71,86
30,00	14,35	84,70	71,30	49,30	83,00	65,64	79,20	87,20	72,71
31,00	14,95	84,50	71,70	49,77	84,00	67,27	79,10	87,70	73,61
32,00	15,55	84,30	72,10	50,27	85,00	68,92	79,00	88,30	74,70
33,00	16,16	84,20	72,50	50,78	86,00	70,62	78,90	88,90	75,81
34,00	16,77	83,90	72,90	51,27	87,00	72,36	78,80	89,50	76,93
35,00	17,41	83,80	73,20	51,67	88,00	74,15	78,70	90,10	78,00
36,00	18,03	83,70	73,50	52,04	89,00	75,99	78,60	90,70	79,26
37,00	18,68	83,50	73,60	52,43	90,00	77,88	78,50	91,30	80,42
38,00	19,34	83,40	74,00	52,68	91,00	79,82	78,40	92,00	81,80
39,00	20,00	83,30	74,30	53,09	92,00	81,82	78,30	92,70	83,15
40,00	20,68	83,10	74,60	53,46	93,00	83,87	78,30	93,40	84,70
41,00	21,38	83,00	74,80	53,76	94,00	85,97	78,20	94,20	86,40
42,00	22,07	82,80	75,10	54,12	95,00	88,15	78,20	95,05	88,25
43,00	22,79	82,70	75,40	54,58	95,57	89,41	78,15	95,57	89,41

Дійсне флегмове число \mathcal{G} :

$$\mathcal{G} = \beta \cdot \mathcal{G}_{\min}, \quad (9.19)$$

де β – коефіцієнт надлишку флегми.

При деяких значеннях концентрації легкокиплячого компонента у рідині x_D та x_M ($x \approx 35 \dots 80$ мол. %) формула для розрахунку мінімального флегмового числа може бути непридатною.

Це зумовлено тим, що робоча лінія KL верхньої частини ректифікаційної колони може перетинати криву фазової рівноваги у двох точках на ділянці, яка має сідлоподібну форму (рис. 9.29).

У такому випадку мінімальне флегмове число v_{\min} визначають графічно.

Для цього:

- із точки L (відповідної складу дистилляту) проводять пряму LN' , дотичну до лінії рівноваги;
- знаходять відрізок B_0 – його довжина у молярних процентах відповідає мінімальному значенню флегмового числа.

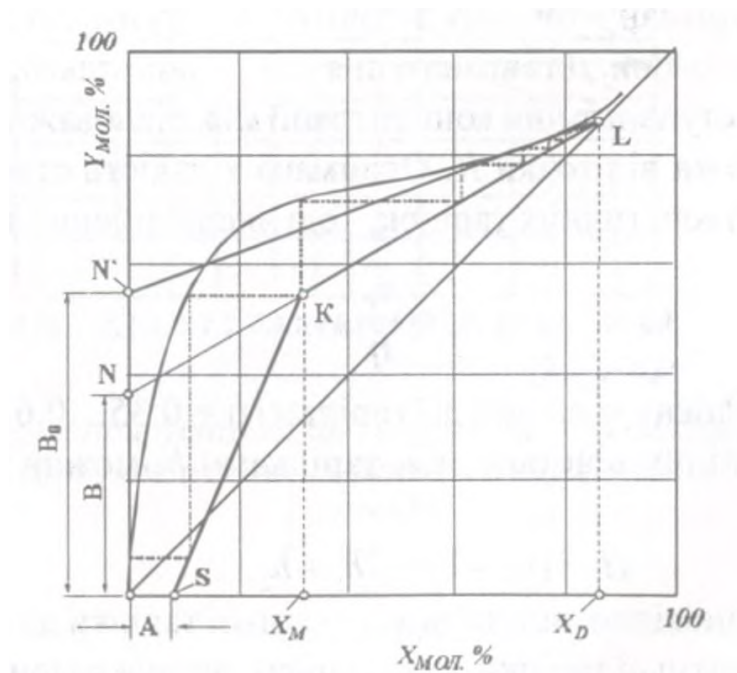


Рис. 9.29. Визначення кількості теоретичних тарілок

Тоді мінімальне флегмове число знаходять з рівняння:

$$g_{\min} = \frac{x_D}{B_0 - 1}. \quad (9.20)$$

Звичайно число теоретичних тарілок ректифікаційної колони визначають графічно (рис. 9.29). Для цього за даними табл. 9.3 на міліметровому папері будують криву рівноваги для суміші етиловий спирт – вода у молярних процентах.

Для визначення числа теоретичних тарілок на графік наносять робочі лінії процесу для верхньої та нижньої частин колони, що відповідають наступним рівнянням:

$$y = \frac{g}{g+1}x + \frac{x_D}{g+1}; \quad (9.21)$$

$$x = \frac{g+1}{Z+g}y + \frac{Z-1}{Z+g}x_R. \quad (9.22)$$

де $Z = \frac{M}{D}$ – відношення маси початкової суміші і дистилляту.

З точки x_D на горизонтальній осі відкладають перпендикуляр до перетину з діагоналлю графіка, що відповідає рівності $y = x$ (% мол.). У результаті отримують точку L , яка лежить на робочій лінії верхньої частини колони.

Другу точку N цієї лінії визначають, відкладаючи на вертикальній осі відрізок B , що дорівнює:

$$B = \frac{x_D}{g+1}. \quad (9.23)$$

Відрізок LN слугуватиме робочою лінією для верхньої частини колони.

Щоб побудувати робочу лінію нижньої частини колони, з точки x_M опускають перпендикуляр до перетину з робочою лінією верхньої частини колони, отримуючи точку перетину K . Далі на горизонтальній осі відкладають відрізок A :

$$A = \frac{Z-1}{Z+g} x_R. \quad (9.24)$$

З'єднавши точку S з точкою K , утворюють робочу лінію для нижньої частини колони. Щоб визначити необхідну кількість теоретичних тарілок, між рівноважною та робочою лініями будують ступені зміни концентрації, починаючи від точки K . Кількість побудованих концентраційних ступенів n_T відповідає числу теоретичних тарілок. Відтак, кількість дійсних тарілок визначають за формулою:

$$n_d = \frac{n_T}{\eta}, \quad (9.25)$$

де η – коефіцієнт корисної дії тарілки ($\eta = 0,35 \dots 0,65$).

Знаючи необхідну відстань між тарілками h , обчислюють загальну висоту колони:

$$H = (n_d - 1)h + h_1 + h_2, \quad (9.26)$$

де h_1 та h_2 – відповідно, відстань від нижньої тарілки до основи колони та відстань від верхньої тарілки до верхнього днища колони, м ($h_1 = 0,7$ м; $h_2 = 0,3$ м).

Внутрішній діаметр колони визначають з рівняння:

$$d = \sqrt{\frac{V}{0,785w}}, \quad (9.27)$$

де V – об'єм пари, що піднімається у колоні, м³/с; d – діаметр колони, м; w – припустима швидкість пари у вільному перерізі колони, м/с.

Для визначення припустимої швидкості пари у вільному перерізі колони для багатоковпачкових тарілок застосовують формулу:

$$w = \frac{C}{\rho_n^m}, \quad (9.28)$$

де C та m – коефіцієнти, що залежать від відстані між тарілками; ρ_n – густина пари, кг/м³.

На рис. 9.30 наведено графік для визначення швидкості пари.

Густина пари відповідно до масового вмісту спирту у парах водно-спиртової суміші знаходять за табл. 9.4.

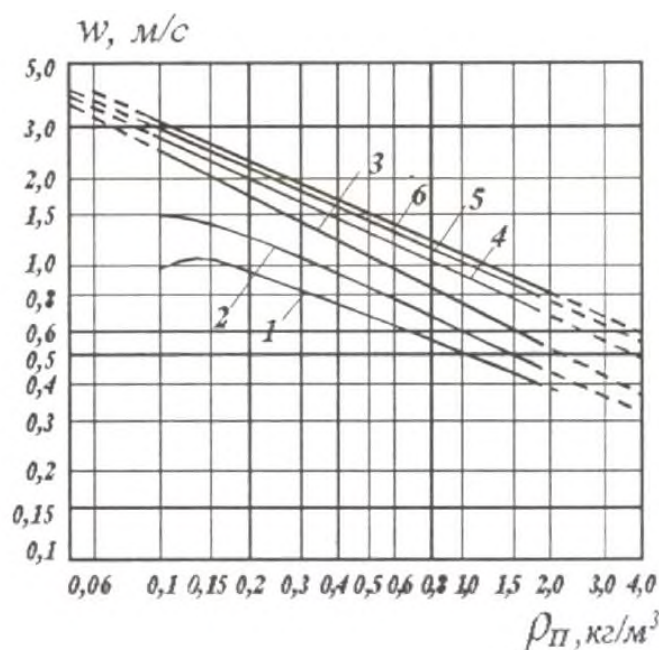


Рис. 9.30. Залежність припустимої швидкості пари (w , м/с) від її густини ($\rho_{п}$, кг/м³) та відстані між тарілками (h , мм):
 1 – $h = 135$; 2 – $h = 150$; 3 – $h = 200$; 4 – $h = 300$; 5 – $h = 400$; 6 – $h = 500$

Таблиця 9.4. Густина насиченої пари $\rho_{п}$, кг/м³ водно-спиртових сумішей при різному тиску

Вміст спирту у парах, % мас.	Тиск, МПа			
	0,100	0,105	0,110	0,120
0	0,589	0,618	0,638	0,700
5	0,620	0,644	0,670	0,725
10	0,643	0,668	0,693	0,755
15	0,667	0,691	0,715	0,780
20	0,694	0,716	0,742	0,805
25	0,722	0,745	0,768	0,837
30	0,750	0,777	0,799	0,870
35	0,785	0,808	0,833	0,904
40	0,817	0,844	0,870	0,941
45	0,854	0,881	0,909	0,984
50	0,887	0,920	0,950	1,025
55	0,933	0,965	0,999	1,073
60	0,976	1,015	1,050	1,120
65	1,025	1,067	1,109	1,190
70	1,085	1,125	1,176	1,258
75	1,145	1,196	1,247	1,340
80	1,214	1,269	1,326	1,430
85	1,295	1,354	1,418	1,535
90	1,380	1,448	1,520	1,650
95	1,480	1,557	1,632	1,775
100	1,598	1,675	1,750	1,910

Оскільки густина пари змінюється по висоті колони досить помітно, її можна наближено визначити як середнє арифметичне густин у верхній та нижній частинах колони:

$$\rho_{\text{п}} = \frac{\rho_{\text{п}_1} + \rho_{\text{п}_2}}{2}, \quad (9.29)$$

де $\rho_{\text{п}_1}$ та $\rho_{\text{п}_2}$ – густини пари, визначені відповідно для вмісту спирту у парах, що відповідають рівноважному вмісту спирту у суміші, яка подається у колону, та у дистилляті.

Об'ємну витрату пари, що проходить через вільний переріз колони, можна з деяким наближенням визначити за формулою:

$$V = \frac{D(\mathcal{G}+1)}{\rho_{\text{п}}} \quad (9.30)$$

Питому витрату гріючої пари p (кг/кг дистилляту) можна знайти за формулою:

$$p = (1,285 - 0,009a_D)v - 0,012a_D + 1,707 \quad (9.31)$$

Тоді загальна витрата гріючої пари P (кг/с):

$$P = p \cdot D \quad (9.32)$$

9.2.3.4. Приклад розрахунку ректифікаційного апарата

Приклад. У ректифікаційному апараті безперервної дії з ковпачковими тарілками відбувається розділення водно-спиртової суміші. Підведення пари – через поверхню теплообміну. Абсолютний тиск у колоні – 100 кПа; масова витрата водно-спиртової суміші $M = 1600$ кг/год; масова концентрація спирту у суміші $a_M = 24\%$; масова концентрація спирту у дистилляті $a_D = 92\%$; масова концентрація спирту у кубовому залишку $a_R = 3,2\%$; коефіцієнт надлишку флегми $\beta = 2$; відстань між тарілками $h = 300$ мм.

Необхідно розрахувати:

- внутрішній діаметр апарата, м;
- висоту робочої частини (кількість тарілок), од.;
- витрату гріючої пари, кг/с.

Розв'язок. 1. З матеріального балансу складають систему рівнянь для визначення масових витрат дистилляту D (кг/с) та кубового залишку R (кг/с):

$$R = \frac{M(a_D - a_M)}{3600(a_D - a_R)} = \frac{1600(92 - 24)}{3600(92 - 3,2)} = 0,340 \text{ кг/с};$$

$$D = \frac{M}{3600} - R = \frac{1600}{3600} - 0,340 = 0,104 \text{ кг/с}.$$

2. Масову витрату спирту $R_{\text{сп}} (кг/с)$ та води $R_{\text{в}} (кг/с)$ у кубовому залишку визначають:

$$R_{\text{сп}} = R \frac{a_R}{100} = 0,340 \frac{3,2}{100} = 0,011 \text{ кг/с};$$

$$R_b = R - R_{\text{cn}} = 0,340 - 0,011 = 0,329 \text{ кг/с.}$$

Аналогічно розраховують масові витрати води і спирту у суміші і дистиляті.

3. Масові проценти a_M, a_R та a_D перераховують у молярні частки x_M, x_R та x_D :

$$x_M = \frac{\left(\frac{a}{M_{\text{сп}}}\right)100}{\left(\frac{a}{M_{\text{сп}}}\right) + \left(\frac{100-a}{M_b}\right)} = \frac{\left(\frac{24}{46}\right)100}{\left(\frac{24}{46}\right) + \left(\frac{100-24}{18}\right)} = 11,00\% \text{ мол.}$$

$$x_R = \frac{\left(\frac{a}{M_{\text{сп}}}\right)100}{\left(\frac{a}{M_{\text{сп}}}\right) + \left(\frac{100-a}{M_b}\right)} = \frac{\left(\frac{3,2}{46}\right)100}{\left(\frac{3,2}{46}\right) + \left(\frac{100-3,2}{18}\right)} = 1,28\% \text{ мол.}$$

$$x_D = \frac{\left(\frac{a}{M_{\text{сп}}}\right)100}{\left(\frac{a}{M_{\text{сп}}}\right) + \left(\frac{100-a}{M_b}\right)} = \frac{\left(\frac{92}{46}\right)100}{\left(\frac{92}{46}\right) + \left(\frac{100-92}{18}\right)} = 81,82\% \text{ мол.}$$

Для розрахунку можна скористатися табл. 9.3.

Отримані дані заносять у табл. 9.5.

Таблиця 9.5. Дані матеріального балансу процесу ректифікації

Компонент	Кількість речовин та їх склад								
	Водно-спиртова суміш			Дистилят			Кубовий залишок		
	кг	мас. %	мол. %	кг	мас. %	мол. %	кг	мас. %	мол. %
Спирт	0,107	24	11	0,096	92	81,82	0,011	3,2	1,28
Вода	0,337	76	89	0,008	8	18,18	0,329	96,8	98,72
Всього	$M = 0,444$	–	–	$D = 0,104$	–	–	$R = 0,340$	–	–

4. Знаходять мольну концентрацію спирту у паровій фазі, рівноважну з концентрацією спирту у рідкій фазі (у суміші) за табл. 9.3: для $x_M = 11\% \text{ мол.}$, $y_M^* = 45,41\% \text{ мол.}$

5. Розраховують мінімальне флегмове число:

$$g_{\text{min}} = \frac{x_D - y_M^*}{y_M^* - x_M} = \frac{81,82 - 45,41}{45,41 - 11} = 1,06.$$

6. Знаходять дійсне флегмове число:

$$g = \beta \cdot g_{\text{min}} = 2 \cdot 1,06 = 2,12.$$

7. Знаходять параметр Z : $Z = \frac{M}{D} = \frac{0,444}{0,104} = 4,27.$

8. Будують робочі лінії верхньої та нижньої частин колони. Для цього знаходять у координатах (x , % мол.; y , % мол.) знаходять координати точок L, N, S, K :

- $x(L) = y(L) = x_D = 81,82$;
- $x(N) = 0; y(N) = \frac{x_D}{(U+1)} = \frac{81,82}{(2,12+1)} = 26,27$;
- $x(S) = \frac{(Z-1)x_R}{(Z+U)} = \frac{(4,27-1)1,28}{(4,27+2,12)} = 0,65; y(S) = 0$;
- $x(K) = y(K) = x_M = 11$.

Дані для побудови лінії рівноваги вмісту спирту у рідині та парі беруть з табл. 9.3. Можна також скористатись готовим графіком (рис. 9.31).

9. Побудовою знаходять кількість ступенів концентрацій – число теоретичних тарілок. У даному випадку $n_T = 16$.

10. Коефіцієнт корисної дії тарілки приймають: $\eta = 0,5$.

Тоді число дійсних тарілок:

$$n_d = \frac{n_T}{\eta} = \frac{16}{0,5} = 32.$$

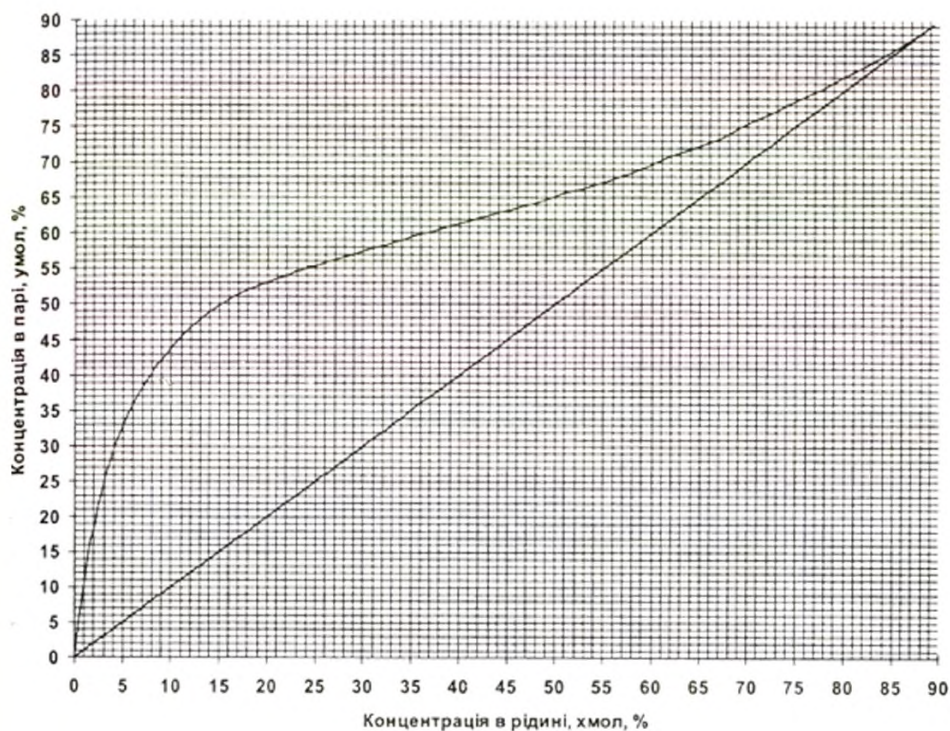


Рис. 9.31. Лінія рівноваги вмісту спирту у рідині та парі, що утворюється при кипінні, при атмосферному тиску (дані табл. 9.3)

11. Висота колони:

$$H = (n_d - 1)h + h_1 + h_2 = (32 - 1)0,3 + 0,7 + 0,3 = 10,3 \text{ м.}$$

12. За табл. 9.3 за числовим значенням та x_R , (% мол.), визначають рівноважний вміст спирту у парах для суміші (45,41 % мол. або 68,0 % мас.). Для дистилляту вона дорівнює: $x_D = 81,82$ % мол. або $a_D = 92,0$ % мол.

13. Для вказаних значень (у масових процентах) вмістів спирту у парах і тиску 100 кПа за табл. 9.4 знаходять густини пари $\rho_{n_1} = 1,104$ кг/м³ та $\rho_{n_2} = 1,488$ кг/м³.

Тоді середня густина пари:

$$\rho_n = \frac{\rho_{n_1} + \rho_{n_2}}{2} = \frac{1,104 + 1,488}{2} = 1,296 \text{ кг/м}^3.$$

14. Об'ємну витрату пари, що проходить через вільний переріз колони, знаходять за формулою:

$$V = \frac{D(\mathcal{G}+1)}{\rho_n} = \frac{0,104 \cdot (2,12+1)}{1,296} = 0,250 \text{ м}^3/\text{с}.$$

15. За графіком на рис. 9.30і колони: $w=0,85$ м/с.

16. Знаходять внутрішній діаметр колони:

$$d = \sqrt{\frac{V}{0,785w}} = \sqrt{\frac{0,250}{0,785 \cdot 0,85}} = 0,612 \text{ м}.$$

17. Питома витрата пари на кілограм дистилляту, кг/кг:

$$\begin{aligned} p &= (1,285 - 0,009a_D)v - 0,012a_D + 1,707 = \\ &= (1,285 - 0,009 \cdot 92)2,12 - 0,012 \cdot 92 + 1,707 = 1,57 \end{aligned}$$

Тоді загальна витрата грючої пари P :

$$P = p \cdot D = 1,57 \cdot 0,104 = 0,163 \text{ кг/с}.$$

9.2.4. Запитання для самоперевірки

1. Що таке випаровування та за яких умов воно відбувається?
2. Що таке конденсація та які фактори впливають на її перебіг?
3. Які основні способи реалізації процесів випаровування і конденсації ви знаєте?
4. У чому полягає суть процесу перегонки (дистиляції)?
5. Що лежить в основі розділення компонентів у процесі перегонки?
6. Що таке дистиллят і кубовий залишок?
7. У яких галузях харчової промисловості застосовується перегонка?
8. У чому полягає принципова суть процесу ректифікації?
9. Які основні компоненти входять до складу ректифікаційної колони?
10. Як визначити масові витрати дистилляту та кубового залишку за матеріальним балансом?
11. Як визначити кількість теоретичних тарілок методом графічного побудови?
12. Які фактори впливають на ефективність масообміну у колоні?

Навчальне видання

Мирончук Валерій Григорович
Якимчук Микола Володимирович
Олішевський Валентин Вікторович
Яровий Володимир Леонідович
Якобчук Роман Леонідович
Бабко Євген Миколаєвич
Люлька Дмитро Миколаєвич
Миколів Іван Михайлович
Пономаренко Віталій Володимирович
Слюсенко Андрій Михайлович
Погорілий Тарас Михайлович
Серьогін Олександр Олександрович
Кузьмін Олег Володимирович
Серпученко Вадим Геннадійович
Вересоцький Юрій Іванович
Пушанко Микола Миколаєвич

ОБЛАДНАННЯ ХАРЧОВИХ ТА БІОТЕХНОЛОГІЧНИХ ВИРОБНИЦТВ

Підручник

Видано в авторській редакції

Підписано до друку 12.01.2026.
Формат 60x 84/16. Гарнітура Times New Roman.
Папір офсетний 80 г/м². Друк електрографічний.
Умов.-друк. арк. 37,2. Обл.-вид. арк. 28,63
Тираж 100 примірників. Замовлення № 01/26/2-6.

Видавець та виготувач:

ФОП Осадца Ю.В
м. Тернопіль, вул. 15 Квітня, 2Д/10
тел. (097) 988-53-23

*Свідоцтво про внесення суб'єкта видавничої справи до державного
реєстру видавців, виготівників і розповсюджувачів видавничої продукції
серія ТР № 46 від 07 березня 2013 р.*