

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ  
НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ

# ТЕХНОЛОГІЯ СПИРТУ

Під редакцією д-ра техн. наук, проф., члена-кор. АНУ В.О.Маринченка

Допущено Міністерством освіти і науки України  
як підручник для студентів вищих навчальних закладів

Київ НУХТ 2003

ББК 36.872я73  
УДК 663.5(075.8)  
Д 16

Технологія спирту. В.О.Маринченко, В.А.Домарецький, П.Л.Шиян, В.М.Швець, П.С.Циганков, І.Д.Жолнер. /Під ред. проф. В.О.Маринченка. – Вінниця: “Поділля-2000”, 2003. – 496 с.

У підручнику подається біохімічна і технологічна характеристика сировини. Описані способи зберігання і підготовки сировини до зброджування. Викладені питання одержання ферментних препаратів і солоду, культивування дріжджів, бактерій, пліснявих грибів, зброджування сусла, виділення спирту із бражки і його ректифікації. Наведені способи використання побічних продуктів і очистки стічних вод.

Велика увага приділена енерго- і ресурсозберігаючим технологіям у спиртовому виробництві, а також актуальним проблемам у спиртовій промисловості, що сприятиме творчому вирішенню студентами та фахівцями підприємств основних задач розвитку спиртової промисловості, спрямованих на зниження собівартості продукції і покращання її якісних показників.

Для студентів, магістрантів та аспірантів вищих навчальних закладів, а також працівників спиртової промисловості, які підвищують свою кваліфікацію.

Рецензенти:

*завідувач кафедри технології органічних продуктів Національного університету “Львівська політехніка”, д.х.н., професор З.Г.Піх;*

*директор УкрНДІспирту і продовольчих продуктів, д.т.н., академік УТА С.Т.Олійничук.*

Допущено Міністерством освіти і науки України як підручник для студентів вищих навчальних закладів. Лист № 1/11-3199 від 27.09.2002р.

**ISBN 966-8213-01-7**

© В.О.Маринченко,

В.А.Домарецький

© Видавництво "Поділля-2000":  
оформлення, 2003



# З М І С Т

Вступ .....	9
<b>Розділ 1. Сировина, вода і допоміжні матеріали (Швець В.М.) .....</b>	<b>15</b>
Основні види сировини .....	15
Зернові культури .....	15
Меляса .....	19
Нетрадиційні види сировини .....	25
Топінамбур .....	26
Цикорій .....	27
Молочна сироватка .....	27
Допоміжні матеріали .....	29
Антисептики та миючі засоби .....	31
Правила безпечної роботи з допоміжними матеріалами .....	32
<b>Розділ 2. Приймання і зберігання сировини та допоміжних матеріалів (Швець В.М.) .....</b>	<b>33</b>
Приймання зерна .....	33
Приймання меляси .....	35
Зберігання сировини .....	36
Біохімічні основи зберігання рослинної сировини .....	36
Біофізичні процеси, які відбуваються при зберіганні сировини .....	39
Зберігання зерна .....	41
Зберігання меляси .....	42
<b>Розділ 3. Підготовка сировини і допоміжних матеріалів до переробки (Швець В.М.) .....</b>	<b>44</b>
Підготовка зерна .....	44
Підготовка меляси .....	45
<b>Розділ 4. Одержання солоду та мікробних ферментних препаратів (Маринченко В.О.) .....</b>	<b>55</b>
Оцукруючі матеріали .....	55
Характеристика ферментів .....	56
Загальні поняття про ферменти .....	56
Механізм дії ферментів .....	58
Кінетика ферментативних реакцій .....	59
Класифікація і номенклатура ферментів .....	66
Активність ферментів .....	73
Виробництво солоду .....	73

Замочування зерна .....	75
Пророщування зерна .....	78
Приготування солодового молока .....	86
Технологія солоду з механічною активацією ферментів .....	87
Виробництво мікробних ферментних препаратів .....	89
Продуценти ферментів .....	90
Способи культивування мікроорганізмів-продуцентів ферментів .....	91
Глибинний спосіб культивування мікроорганізмів-продуцентів ферментів .....	91

## **Розділ 5. Приготування сусла з крохмалевмісної сировини**

(Маринченко В.О.) .....	98
Структурно-механічні і хімічні зміни сировини .....	98
Машини і апарати для одержання високодисперсних помелів і суспензій зерна .....	101
Одержання високодисперсних помелів зерна .....	102
Гранулометричний і хімічний склад високодисперсних помелів зерна ..	104
Приготування замісу .....	105
Безперервне розварювання замісів .....	106
Ємкісна (Мічурінська) апаратурно-технологічна схема .....	106
Трубчаста (Мироцька) апаратурно-технологічна схема .....	107
Оцукрювання розвареної маси .....	109
Оцукрювання з механоактивацією ферментів сусла .....	111

## **Розділ 6. Спиртові дріжджі (Маринченко В.О.)**

Загальна характеристика дріжджів .....	116
Умови життєдіяльності дріжджів .....	119
Температура і рН .....	119
Склад живильного середовища .....	120
Інші фактори .....	124
Біохімія бродіння та дихання .....	127
Анаеробний розпад вуглеводів .....	127
Аеробний розпад вуглеводів .....	129
Витрати цукру на біосинтетичні процеси і одержання продуктів бродіння .....	131
Мікроорганізми – супутники дріжджів .....	133
Характеристика сторонніх мікроорганізмів .....	133
Мікрофлора води та повітря .....	135
Природно чиста культура дріжджів .....	136

## **Розділ 7. Теоретичні основи безперервного культивування дріжджів**

<b>та спиртового бродіння (Швець В.М.)</b> .....	137
Накопичення біомаси дріжджів .....	137
Накопичення цільового продукту .....	141

<b>Розділ 8. Культивування виробничих дріжджів (Маринченко В.О.)</b> .....	143
Культивування дріжджів у виробництві спирту із крохмалевмісної сировини .....	143
Періодичне культивування .....	146
Технологія виробничих дріжджів з використанням електрохімічної обробки поживних середовищ .....	148
Культивування дріжджів у виробництві спирту із меляси .....	150
Розмноження чистої культури дріжджів .....	150
Розмноження виробничих дріжджів .....	154
<b>Розділ 9. Зброджування сусла (Маринченко В.О., Швець В.М.)</b> .....	159
Зброджування сусла з крохмалевмісної сировини .....	159
Періодичний спосіб .....	159
Безперервно–проточний спосіб .....	160
Проточно-рециркуляційний спосіб .....	165
Циклічний спосіб .....	166
Продуктивність бродильної батареї .....	167
Технологічні показники бродіння .....	169
Уловлювання спирту з газів бродіння .....	171
Зброджування м'ясного сусла .....	172
Фактори, що впливають на утворення і накопичення продуктів бродіння .....	172
Однопотоківі способи зброджування .....	176
Двопотоківі способи зброджування .....	179
Зброджування двома расами дріжджів .....	186
Особливості зброджування при одержанні хлібопекарських дріжджів .....	189
Порівняльна характеристика способів зброджування .....	190
Хіміко-технологічні показники бродіння .....	192
Санітарний режим у дріжджовому і бродильному відділеннях .....	194
<b>Розділ 10. Виділення спирту із бражки та його очищення (Циганков П.С.)</b> ....	196
Склад зрілої бражки, види спирту .....	196
Теоретичні основи процесів перегонки і ректифікації .....	201
Контактні пристрої ректифікаційних колон .....	207
Основні параметри роботи ректифікаційних колон .....	210
Одержання спирту-сирцю .....	218
Одержання ректифікованого спирту .....	223
Леткі домішки спирту, їх класифікація .....	223
Принципові схеми й основні типи брагоректифікаційних установок .....	226
Триколонна брагоректифікаційна установка непрямої дії .....	231
Брагоректифікаційна установка побічно-прямотечійної дії .....	234
Брагоректифікаційні установки, що працюють під розрідженням .....	235

Брагоректифікаційні установки з додатковими колонами .....	236
Робота брагоректифікаційних установок .....	239
Виділення сивушного масла .....	261
Одержання технічного спирту .....	266
Одержання абсолютного спирту .....	268
Побічні продукти ректифікації та їх утилізація .....	271
Вихід ректифікованого спирту і втрати спирту на ректифікаційних установках .....	273
Продуктивність брагоректифікаційних установок .....	274
Умови безпечної експлуатації ректифікаційних установок .....	275
<b>Розділ 11. Вихід спирту, його облік та зберігання (Швець В.М.) .....</b>	<b>277</b>
Вихід спирту .....	277
Облік і зберігання спирту .....	282
<b>Розділ 12. Використання побічних продуктів та відходів виробництва (Маринченко В.О., Швець В.М.) .....</b>	<b>284</b>
Технологія хлібопекарських дріжджів .....	284
Виділення дріжджів із зрілої бражки та їх промивка .....	284
Пресування, формування, пакування та зберігання дріжджів .....	287
Сушка дріжджів .....	289
Вихід та хлібопекарські властивості дріжджів .....	291
Виробництво кормів і кормового вітамінного концентрату .....	292
Виробництво сухих кормових дріжджів .....	293
Характеристика культур дріжджів, які вирощують на барді .....	296
Приготування поживного середовища .....	296
Розмноження дріжджів чистої культури .....	299
Вирощування товарних дріжджів .....	300
Виділення і промивка дріжджів .....	303
Термоліз дріжджів .....	304
Сушіння дріжджів .....	305
Пакування, транспортування і тимчасове зберігання сухих кормових дріжджів .....	306
Вимоги до якості сухих кормових дріжджів .....	307
Упарювання мелясної барди .....	308
Технологія кормового концентрату вітаміну В <sub>12</sub> .....	310
Виробництво рідкого і твердого діоксиду вуглецю .....	312
<b>Розділ 13. Очистка стічних вод спиртових заводів (Швець В.М.) .....</b>	<b>318</b>
Характеристика стічних вод .....	318
Вимоги до складу і якості води для постачання підприємств харчової промисловості і скиду у водні об'єкти .....	321
Способи очистки стічних вод .....	322
Механічні способи .....	322

Хімічні способи .....	323
Фізико – хімічні способи .....	324
Біологічні способи.....	324
Очистка стічних вод заводів, які переробляють зерно-картопляну сировину .....	326
Очистка стічних вод заводів, які переробляють мелясу .....	329
Особливості біологічної очистки лютерної води .....	331
<b>Розділ 14. Технологія спирту етилового технічного (СЕТ)</b> (Шиян П.Л., Жолнер І.Д.) .....	332
Використання спирту етилового технічного як органічної сировини .....	332
Застосування спирту етилового як моторного палива .....	335
Виробництво спирту етилового технічного з нехарчової сировини ...	339
Виробництво спирту етилового технічного з вуглеводовмісної сировини .....	345
Брагоректифікаційні установки для виробництва СЕТ з вуглеводовмісної сировини .....	349
Дегідратація етилового спирту .....	356
Денатурація спирту етилового технічного .....	365
Перспективні напрями використання спирту етилового технічного в Україні .....	367
<b>Розділ 15. Енерго- і ресурсозберігаючі технології в спиртовому виробництві</b> (Шиян П.Л.).....	369
Маловідходні та безвідходні технології .....	369
Основні напрями створення мало- та безвідходних технологій .....	370
Вторинні енергетичні ресурси та їх раціональне використання .....	375
Ресурсо- і енергозберігаюча технологія спиртових бражок .....	376
Вплив технологічних параметрів на ефективність дії концентрованих ферментних препаратів .....	377
Особливості використання концентрованих ферментних препаратів у залежності від технологічної схеми водно-теплової обробки сировини .....	378
Особливості приготування виробничих дріжджів та спиртової бражки .....	388
Закордонний досвід комплексної переробки зернової сировини в етиловий спирт .....	389
Ресурсо- і енергозберігаюча технологія перегонки та ректифікації спирту .....	399
Переробка спиртовмісних вторинних продуктів ректифікації в системі БРУ мелясних заводів .....	400
Вилучення етилового спирту з головної фракції, збагаченої метиловим спиртом .....	409

Централізована переробка головної фракції етилового спирту .....	412
Утилізація концентрату головної фракції .....	417
Енергозбереження в процесі перегонки та ректифікації спирту .....	420
Брагоректифікаційні установки зі ступеневим використанням теплової енергії .....	420
Підвищення теплового потенціалу вторинних енергоресурсів .....	433
Енергетична характеристика брагоректифікаційних установок .....	447
<b>Розділ 16. Актуальні проблеми в спиртовій промисловості</b> (Домарецький В.А.) .....	452
Економічні і технологічні аспекти розвитку спиртової промисловості .....	452
Загальна характеристика стану та основні завдання по розвитку галузі .....	452
Актуальні проблеми енергозбереження спиртової промисловості .....	458
Актуальні проблеми водопостачання та очистки стічних вод у спиртовій промисловості .....	460
Актуальні проблеми розділення сумішей за допомогою молекулярних фільтрів у спиртовій промисловості .....	473
Фільтруючі елементи і устаткування .....	476
Застосування в спиртовій промисловості мембранної технології .....	478
Концентрування ферментних препаратів .....	482
Мембранна технологія води в спиртовому виробництві .....	483
Мембранна технологія мелясних розчинів .....	483
Мембранна технологія при фільтруванні барди .....	483
Мембранна технологія спирту .....	484
<b>Розділ 17. Правила охорони праці на спиртових заводах</b> (Домарецький В.А.) .....	487
Надання першої долікарської допомоги при нещасних випадках .....	487
Загальні вимоги до охорони праці в приміщеннях спиртзаводу .....	488
Охорона праці при прийманні, збереженні і підготовці сировини до її переробки .....	489
Основні вимоги до техніки безпеки при водно-тепловій обробці сировини .....	490
Охорона праці при приготуванні поживних розчинів .....	491
Типова інструкція для апаратника процесу бродіння .....	491
Охорона праці оператора вирощування чистої культури дріжджів .....	492
Основні вимоги до роботи апаратника ректифікації спирту, а також приймальника-здавача та зливальника-розливальника спирту .....	493
Література .....	494

*Присвячується*  
*75-річчю Національного університету харчових технологій,*  
*який готує висококваліфікованих фахівців*  
*для спиртової і лікеро-горілчаної промисловості.*

## ВСТУП

Технологія спирту – це наука про способи та процеси переробки різних видів сировини у етиловий спирт. У цьому підручнику викладена технологія виробництва етилового спирту із крохмалевмісної сировини – зерна, картоплі і цукровмісної сировини – бурякової меляси.\*

При сучасній номенклатурі наук технологія спирту належить до біотехнології. Основні процеси одержання спирту – перетворення крохмалю в цукор і цукру в етиловий спирт під дією біологічних каталізаторів (ферментів). Оскільки ферменти для гідролізу крохмалю до цукрів синтезуються пліснявими грибами і бактеріями, а перетворення цукрів у спирт – дріжджами, технологія спирту нерозривно зв'язана з технічною мікробіологією.

Технологія спирту включає у себе такі процеси: підготовку сировини до розварювання, розварювання зерна і картоплі з водою для руйнування клітинної структури і розчинення крохмалю; охолодження розвареної маси і оцукрення крохмалю ферментами солоду або мікроорганізмів; зброджування цукрів дріжджами у спирт; виділення спирту із бражки і його ректифікацію, а також приготування солоду шляхом пророщування зерна або культивування пліснявих грибів і бактерій для одержання амілолітичних і протеолітичних ферментних препаратів, виведення та розмноження засівних дріжджів. При одержанні спирту із меляси переробляється цукроза, яка міститься у ній, тому процеси розварювання та оцукрення виключаються.

У виробництві, крім основних продуктів, – спирту і діоксиду вуглецю – одержують побічні – головну фракцію етилового спирту (ГФ), сивушне масло. Діоксид вуглецю, який утворюється при спиртовому бродінні, вловлюють, очищують від домішок і перетворюють в рідкий або твердий продукт ("сухий лід"). Із мелясної бражки у двопродуктовій схемі, крім спирту і діоксиду вуглецю, одержують хлібопекарські дріжджі. Сивушне масло (суміш в основному ізоамілового, ізобутилового і н-пропілового спиртів) і ГФ, які виділяються у процесі ректифікації етилового спирту, випускають у вигляді технічних продуктів. ГФ у суміші з бензином цілком може бути використана як добавка до палива для автомобілів.

Барда – залишок після відгонки спирту із бражки. Зерно-картопляна барда містить усі складові компоненти вихідної сировини, за винятком крохмалю, і дріжджі. Невелика кількість азотистих речовин солоду і сировини витрачається на жив-

---

\* Виробництво етанолу гідратацією етилену при комплексній переробці деревини методом кислотного гідролізу й утилізації сульфідних лугів розглядається в інших підручниках.

лення дріжджів, якими синтезуються повноцінні білки, вітаміни і інші біологічно важливі речовини. Тому нативна зерно-картопляна барда – чудовий корм для тварин. У цілях збереження складу при короткочасному літньому зберіганні на деяких заводах рідку барду використовують для вирощування кормових дріжджів, концентрують і сушать.

М'ясна барда, на жаль, по сьогодні вважається відходом, що забруднює природу, її скидають на поля фільтрації, під які використовують родючі землі, крім цього, забруднюється повітряний басейн. На деяких заводах на барді вирощують кормові дріжджі, але натомість одержують у такому ж об'ємі вторинну (післядріжджову) барду або виробляють кормовий концентрат вітаміну В<sub>12</sub> (культивуванням метанових бактерій). Хоч у м'ясній барді міститься багато гліцерину, глютамінової кислоти, бетаїну, калійних солей та ін., але вилучають їх у дуже незначних кількостях.

Етиловий спирт знаходить широке застосування. Харчова промисловість – його головний споживач: спирт використовують при виготовленні лікєро-горілочних та плодово-ягідних напоїв, для кріплення виноматеріалів і купажування виноградних вин, у виробництві оцету, харчових ароматизаторів і парфюмерно-косметичних виробів. У мікробіологічній і медичній промисловості спирт потрібний для осадження ферментних препаратів із культуральної рідини або екстракту із твердофазної культури, для одержання вітамінів та інших препаратів і ліків, також етиловий спирт використовується як дезинфікуючий засіб і як речовина, яка запобігає інфікуванню і псуванню лікувальних екстрактів (валеріани, пустирнику та ін.). Невелика кількість спирту використовується у хімічній, машинобудівній, автомобільній та інших галузях промисловості, а також у ветеринарії і фармакопеї.

Таким чином, спиртова промисловість тісно зв'язана, з одного боку, з численними галузями народного господарства, для яких спирт є сировиною, основним і допоміжним матеріалами, з другого – із сільським господарством. Одержуючи від сільського господарства рослинну сировину і вилучаючи з неї і з м'яси вуглеводи, спиртова промисловість повертає йому білкові вітамінізовані корми. Вона є єдиною галуззю промисловості, яка здатна перетворювати дефектні (зіпсовані) зерно і картоплю у доброякісні продукти.

Спиртова промисловість на початку ХХ сторіччя була представлена малими заводами, кожний з яких виробляв біля 22 тис. дал спирту на рік. Більша частина спирту вироблялася у вигляді “білого вина” (горілки). Поступово виробництво спирту і горілки розділилося, причому спиртові заводи залишилися у зонах сільськогосподарської сировини, а горілочні (тоді називалися казенними винними складами) зосередилися у містах – місцях найбільшого збуту алкогольних напоїв.

З початком першої світової війни різко знизилася виробництво спирту, а виробництво горілки зовсім припинилося. Спирт вироблявся тільки для задоволення невідкладних потреб народного господарства.

У 1925 – 1926 рр. у к. СРСР почалося відновлення спиртової промисловості, у цей час діяло біля 370 заводів із загальним виробленням спирту 16 млн. дал на рік. У наступних роках виробництво спирту неухильно збільшувалося, реконструювалися заводи і збільшувалися потужності діючих підприємств. У цей час побудовані



і введені в експлуатацію комбінати-гіганти великої потужності (6000...12000 дал/добу) – Лохвицький, Докшукицький, Єфремівський, Маріїнський та ін. Загальна річна потужність у 1940 р. становила 145 млн. дал.

Під час Великої Вітчизняної війни значна частина спиртових заводів опинилася на тимчасово окупованій території і була зруйнована. У 1946 р. було вироблено лише 32,2 млн. дал спирту. З 1947 р. почалося швидке відновлення промисловості при широкому впровадженні найновітніших науково – технічних досягнень.

У 1980 р. виробництво спирту досягло 200 млн. дал, що було викликане потребами у збільшенні його витрат на кріплення вин у виноробстві. З початку антиалкогольної кампанії у 1985 р. за три роки об'єм виробленого спирту зменшився до 70 млн. дал на рік, а багато заводів було перепрофільовано на виробництво іншої продукції і частково закрито. Різко скоротилося виробництво вина і горілчаної продукції, розширилося самогоноваріння. У кінці 1988 р. антиалкогольні обмеження почали частково відмінити, збільшилося виробництво спирту, лікєро-горілчаних напоїв, вина і іншої продукції. У 1990 р. відновлюється виробництво спирту на раніше закритих заводах і виробництво його за рік становило більш 146 млн. дал.

Спиртова промисловість – одна із значних технічно розвинених галузей, у якій освоєні безперервні процеси розварювання зерна і картоплі, оцукрення розвареної маси і її вакуумне охолодження, безперервно-проточне зброджування сусла. Побудовані і працюють заводи і цехи, в яких глибинним способом одержують ферментний препарат Глюкаваморин Гх. Останнім часом широко впроваджуються у виробництво амілолітичні ферментні препарати данської фірми “Novo Nordisk” та ін.

При переробці меляси у спирт впроваджено технологію зброджування мелясного сусла з підвищеним вмістом речовин, що зброджуються, і накопиченням спирту до 10,5 об.% у зрілій бражці, високопродуктивні штами дріжджів, енергозберігаючі брагоректифікаційні установки, маловідхідні технології комплексної переробки меляси.

Загальний рівень механізації в основному виробництві складає більше 90%, вантажно-розвантажувальних, транспортних і складських робіт – біля 80%.

Технологія спирту як наука пройшла довгий шлях розвитку, перш ніж досягла високого сучасного науково-технічного рівня, у створенні і вдосконаленні її брали участь видатні вчені й інженери багатьох країн, у тому числі російські й українські.

Одержання спирту як самостійного продукту належить до більш пізнього періоду, ніж приготування алкогольних напоїв за допомогою бродіння, що було відомо з глибокої давнини. Про будівництво винокурні у Київській Русі згадувалося у В'ятському літописі у 1174 р. В Італії вперше спирт стає товаром у XIII ст. Через два століття його почали виробляти й у інших країнах. Однак до другої половини XIX ст. способи одержання спирту були примітивними і наукової технології взагалі не існувало.

Перший розварювач конічної форми періодичної дії був винайдений Генце у Німеччині у 1873 р., проіснував більше 100 років і зустрічається на заводах навіть зараз.

У 1945-1950 рр. у к. СРСР була освоєна “напівбезперервна” схема виробництва спирту, яка включала в себе три ступені розварювання сировини і безперервне оцук-

рювання розвареної маси. Початковий прогрів речовини здійснювався у окремому передрозварювачі, основне розварювання у розварювачі і доварювання – у витримувачі. Вторинною парою, яка утворилася при видуванні маси із розварювача у витримувач, підварювалася маса у передрозварювачі. Ця пропозиція М.М.Кузнецова була опублікована у 1940 р. і втілена у схемі Головспирту (автори А.А.Малченко, М.П.Чистяков і співробітники З.К.Ашкинuzі, А.Ф.Беренштейн та ін.), к. Київської філії ВНДІСП і к. ВНДІСП (автори А.Г.Логінов, В.Б.Фремель, В.Г.Чусов). У 1932 р. І.П.Бобриком і А.І.Логіновим покладений початок розробки способу безперервного розварювання з попереднім подрібненням сировини. Потім над розв'язанням цієї проблеми працювали А.Л.Малченко, М.А.Кондак, П.О.Вечерський, В.Г.Чусов та ін. Внаслідок цього були запропоновані декілька конструкцій розварювачів безперервної дії (“Бобло”, “Лагер”, МАІ та ін.). Однак до Великої Вітчизняної війни через недостатню енергетичну базу заводів вони не знайшли застосування.

Після війни у 1953-1954 рр. теоретичні і конструкторські розробки завершилися створенням двох установок. Одна з них була запропонована З.К.Ашкинuzі, М.М.Кузнецовим, П.О.Чацьким та ін. і передбачала використання діючих періодичних розварювачів шляхом з'єднання їх трубопроводами. У другій установці (автори – співробітники к.ВНДІПрБ В.Б.Фремель, Б.О.Устинников, С.С.Кісільєр) розварювання вели у колонах нової конструкції. Обидві установки були випробувані і впроваджені відповідно на Чемерському і Мічуринському спиртових заводах. У 1958 р. впроваджується розроблена З.К.Ашкинuzі, О.С.Єгоровим, А.У.Мамунею та ін. швидкісна схема розварювання крохмалевмісної сировини у трубчатому варочному апараті (Мироцька установка). Потім з'явилися і інші варіанти установок. Чемерська установка і зараз широко використовується на заводах Чернігівського спиртоб'єднання та ін.

Відкриття у Росії в 1814 р. К.С.Кірхгофом оцукрення крохмалю солодом, теорія утворення проміжних сполук між субстратом і каталізатором А.І.Ходнєва дали початок науковим основам ферментативного каталізу крохмалю.

У розвиток учення про ферменти рослинного походження та їх роль у живій клітині внесли вклад А.І.Опарін і А.Л.Курсанов.

У виробництві спирту глибоко вивчені ферменти солоду і мікроорганізмів, з'ясовані механізми їх дії і роль при гідролізі крохмалю дослідженнями у к. ВНДІПрБ Д.М.Климовським, В.І.Родзевичем, С.А.Коноваловим, Б.О.Устинниковим, В.Л.Яровенко, А.В.Феніксовою. Під керівництвом А.В.Феніксової і С.П.Колоскова створені спосіб і апаратура поверхневого культивування мікроорганізмів, В.В.Вяткіним, В.Л.Яровенко, О.П.Левчиком – глибинного культивування пліснявих грибів – продуцентів амілолітичних ферментів.

На результатах досліджень наших співвітчизників Л.А.Іванова, А.Н.Лебедєва, С.П.Костичєва у значній мірі базуються сучасні уявлення про хімію спиртового бродіння. Теорія безперервного зброджування мелясного сусла була розроблена у 1909 – 1915 рр. С.В.Лебедєвим. Теорія і практика безперервного збродження сусла із крохмалевмісної сировини розвинена В.Л.Яровенком разом з С.В.Пиховою і С.П.Скалкіною (1949-1953 рр.). Ними запропоновані безперервно-протоковий і

циклічний способи зброджування. Безперервне зброджування мелясного сусла здійснено в результаті досліджень Д.М.Климовського, Л.М.Ясинського, Ф.І.Гладких і А.Л.Малченко.

Фундаментальні роботи з теорії структури і фізико-хімічних властивостей водно-спиртових розчинів, виділення спирту із бражки і ректифікації спирту були виконані в Росії ще до 1917 р. вченими Д.І.Менделєєвим, А.Г.Дорошевським, Д.П.Коноваловим, М.С.Вревським. Є.Сорель і Е.Барбе у Франції заклали основи теорії і методу очистки спирту від домішок.

Тарілчастий брагоперегонний апарат з'явився у 1813 р., у 1867 р. Сорель винайшов кубовий ректифікаційний апарат періодичної дії, а у 1881 р. Е.Барбе – безперервнодіючий ректифікаційний апарат.

У 1876 р. російськими інженерами Недошивиним і Новицьким був конструктивно покращений лічильник спирту фірми “Сіменс-Гальске” для об'ємного обліку кількості спирту, під маркою КС-35 він використовувався заводами до 1953 року.

Покращанню якості спирту у періодичному способі сприяв єдиний метод ректифікації на кубовому апараті, запропонований А.Л.Покровським і Г.І.Фертманом. Суттєві вдосконалення у теорію, методи і апаратурні схеми виділення із бражки і ректифікації спирту внесли О.О.Кіров, В.М.Стабніков, С.Є.Харін, П.С.Циганков, В.П.Грязнов, М.С.Терновський, В.О.Маринченко.

А.П.Рухлядевою розроблені нові методи визначення крохмалю у сировині і методи контролю виробництва спирту.

Значний внесок у розвиток теорії і практики спиртового виробництва внесли вчені КТІХП (НУХТ) і к.УкрНДІСП (УкрНДІспиртбіопроду).

У довоєнний період наукові дослідження у галузі спиртового виробництва проводилися науково-дослідним сектором к.КТІХП під керівництвом А.А.Фукса і були спрямовані на докорінну модернізацію підприємств і впровадження більш досконалої технології.

Цінним внеском у теорію і практику спиртового і дріжджового виробництва є дослідження закономірностей розмноження дріжджів, установа оптимальних умов зброджування мелясного сусла, вибору раси дріжджів, які зіграли значну роль у створенні сучасних ефективних способів безперервного зброджування цього середовища.

У 1936 р. розроблена конструкція установки МАІ для безперервного розварювання подрібненої крохмалевмісної сировини.

У післявоєнний період науково-дослідний сектор був реорганізований в Український науково-дослідний інститут спиртової і лікєро-горілчаної промисловості. Роботи у галузі технології спирту у КТІХП продовжувалися в основному на кафедрі технології бродильних виробництв і на кафедрі процесів і апаратів харчових виробництв.

В.О.Маринченко і В.М.Швець розробили принципово нові способи підготовки цукро- і крохмалевмісної сировини до зброджування. Велику увагу було приділено дослідженням з підбору високопродуктивних штамів спиртових дріжджів, більш повному використанню рафінози меляси і целюлози крохмалевмісної сировини у спиртовому виробництві (В.О.Маринченко, В.М.Швець), розробкам ресурсо- і енергозберігаючих технологій.

Уперше в харчовій промисловості досліджені та широко впроваджені на спиртових заводах процеси механохімічної деструкції та механоактивування сировини і ферментних препаратів (В.О.Маринченко).

Під керівництвом В.М.Стабнікова на основі розвиненої ним теорії масо- і теплообмінних процесів, які відбуваються у ректифікаційних колонах, досліджено нові типи контактних пристроїв, найбільш ефективні з них впроваджені у виробництво. Проведені дослідження стали основою удосконалення брагоректифікаційних установок з метою підвищення якості і виходу ректифікованого спирту, а також техніко-економічних показників їх роботи (П.С.Циганков, В.О.Аністратенко, В.М.Таран).

У к.УкрНДІСП під керівництвом А.Й.Скірстимонського і П.В.Рудницького разом з іншими співробітниками проводилися важливі дослідження з комплексної переробки меляси у спиртовій промисловості. Одержані вагомі результати, але способи економічного і екологічно чистого використання первинної і вторинної мелясної барди не були знайдені. Немає вирішення цієї проблеми і за кордоном.

Багаторічні дослідження завершені розробкою і впровадженням удосконалених одно- і двопотокових способів зброджування мелясного суслу (О.Д.Коваленко, С.Т.Олійничук, В.К.Янчевський, Л.В.Левандовський). Великі технологічні і методологічні дослідження на усіх стадіях виробництва кормових дріжджів на мелясі і мелясній барді виконані А.Г.Забродським і А.М.Осовиком. Значні досягнення у галузі розробок брагоректифікаційних установок під вакуумом з елементами неадіабатичної ректифікації і новими масообмінними пристроями (І.Ф.Малежик, В.Г.Артюхов, Г.К.Дроговоз, Є.О.Міхненко), очистки стічних вод (М.І.Кошель, Ю.М.Кравець, Ю.А.Каранов, С.П.Циганков).

Зараз розвиток спиртової промисловості повинен бути обумовлений ринковими умовами заготівлі сировини і збуту виробленого спирту. Виробників зерна – фермерські і кооперативні сільські господарства – необхідно наближати до спиртових заводів, і вирішувати питання використання барди у тваринницьких господарствах і очистки стоків.

Особливої уваги заслуговує різке скорочення скидів мелясної барди на поля фільтрації, консервування зерно-картопляної барди у літній період часу, розробка безвідходної, екологічної та економічної переробки меляси у спирт. Доцільним було б об'єднання наукового потенціалу, фінансових і матеріальних ресурсів у цій галузі ряду передових країн.

Безперервне культивування мікроорганізмів (дріжджів, бактерій і грибів), мембранна ультрафільтрація, адсорбція і зворотний осмос у обробці води, спирту, різних напівпродуктів та інших продуктів залишаються дуже актуальними.

Автори висловлюють вдячність начальнику концерну “Укрспирт” Жолнеру І.Д., виробничим об'єднанням спиртової промисловості, підприємствам, к.т.н., доценту Тодосійчуку С.Р., к.т.н. Сосницькому В.В., к.т.н. Бойку М.П., акад. Гулому С.Р., проф. Дробей В.І, операторам спиртзаводів, які надали допомогу у підготовці до видання цього підручника, і сподіваються, що він сприятиме високопрофесійному зростанню рівня наших фахівців.

## РОЗДІЛ 1

# СИРОВИНА, ВОДА І ДОПОМІЖНІ МАТЕРІАЛИ

### ОСНОВНІ ВИДИ СИРОВИНИ

Сировина, яка використовується для одержання спирту, повинна щорічно відтворюватися у кількості, достатній для промислової переробки, містити високу концентрацію крохмалю чи цукру і добре зберігатися, що забезпечуватиме економічну доцільність виробництва. Цим умовам відповідають зерно рослин, які належать до м'ятликових (злаків), меляса і бульби картоплі.

У відповідності з географічним розташуванням і структурою господарства для виробництва спирту використовують різні види сировини. Це залежить від змін у споживанні, від кон'юнктурних та інших факторів.

Так, у 2001 році спиртзаводи України переробили близько 420 тис. т зерна, 298 тис. т меляси. Останнім часом картопля у спирт не переробляється: велика вартість, значні витрати на транспортування сировини, тому економічна доцільність виробництва спирту з картоплі сумнівна. Таким чином, основними видами сировини спиртового виробництва є зернові культури та буряково-цукрова меляса.

### ЗЕРНОВІ КУЛЬТУРИ

У спирт переробляють будь-яке зерно, і в тому числі й не придатне для харчових і кормових цілей. Щорічний об'єм переробки коливається в залежності від багатьох факторів і приблизно становить (%): пшениці – 50 (переважно дефектної), ячменю – 20, жита – 12, кукурудзи – 8, проса – 5, вівса – 2 та інших культур – 3. Для приготування солоду використовують кондиційне високоякісне зерно.

#### Основні види та ботанічна характеристика зернової сировини

**Кукурудза.** Із зернових культур найкращою сировиною для виробництва спирту є кукурудза (*Zea mays*). У ній міститься відносно більше крохмалю, менше клітковини, більше жиру (що підвищує кормову цінність барди). Урожайність у 2–3 рази вища врожайності інших зернових культур.

Кукурудзу вирощують в Україні, Молдові, на Північному Кавказі, в Закавказзі, Середній Азії, на Нижній Волзі, у Воронезькій і Курській областях. Розповсюджені сорти кукурудзи Північно-Осетинська біла, Молдавська жовта, Одеська 10, а також гібриди ВІР – 42М, 156Т, 338, 63Т, Краснодарські – 1/49, 4Т, 5ТВ, 309, Дніпропетровський 56Т та інші.

На прямостоячому стеблі рослини заввишки від 0,6 до 2,6 м розвиваються 1 – 2 (інколи більше) качани, на поверхні яких розташовані уздовж початку від 300 до 1000 зернівок (зерен). Зернівки мають жовте або біле забарвлення, рідше – оранже-

ве та вишнево-червоне. Зернівка становить від 75 до 85% маси качану. Качан обгнаний декількома шарами листків.

У залежності від форми зерна та ступеню розвитку ендосперму, кукурудзу поділяють на 7 ботанічних груп: кремнисту, зубовидну, крохмалевмісну, восковидну, цукрову, лущату. Для виробництва спирту доцільніше використовувати крохмалисту і зубовидну кукурудзу, які легко розварюються.

**Жито, пшениця, ячмінь та овес.** Жито (*Secale*), пшениця (*Triticum*), ячмінь (*Hordeum*) і овес (*Avena*) широко культивують в Україні, Росії, овес – усюди – від субтропіків до Заполяр'я.

У невеликих кількостях переробляють круп'яні культури – просо, гречку і рис.

### Будова зерна

Зерно рослин родини тонконогих (злаків) принципово має однакову будову. Воно складається з трьох основних частин: зародку, ендосперму та оболонки; останні

дві – плодова та насіннева. Плодова розташована зовні зерна, а насіннева – під нею. У ячменю оболонки зрощені. При обмолоті зерна жита, пшениці і кукурудзи повністю вивільняються від квіткових оболонки (м'яких оболонки); зерна вівса, проса і майже всіх сортів ячменю та гречки зберігають квіткові оболонки. Перші культури називають голозерними, другі – плівковими («шкіряними»).

Мікроскопічна будова зерна ячменю показана на рис. 1.1. Внутрішня частина зерна – ендосперм – мучниста; шар ендосперму, який прилягає до насінневої оболонки – алейроновий – містить багато білку. Цей шар складається з одного (у жита, пшениці, вівса, кукурудзи, проса) або декількох (у ячменю) рядів клітин з потовщеними стінками. Ендосперм має крупні тонкостінні клітини з висохлою протоплазмою, які суцільно заповнені крохмальними зернами.

У нижній частині зерна розташований зародок. Він відділений від ендосперму щитком.

Зерна кукурудзи різних ботанічних груп розрізняються об'ємом роговидної (скловидної) частини ендосперму, в якій крохмальні гранули «зцементовані» білком, внаслідок чого мають багатокутну форму. У крохмалистій частині ендосперму білкова стінка тонка та ніжна, крохмальні зерна округлі. Роговидна частина у кремнистій кукурудзі майже повністю заповнює ендосперм, у кро-

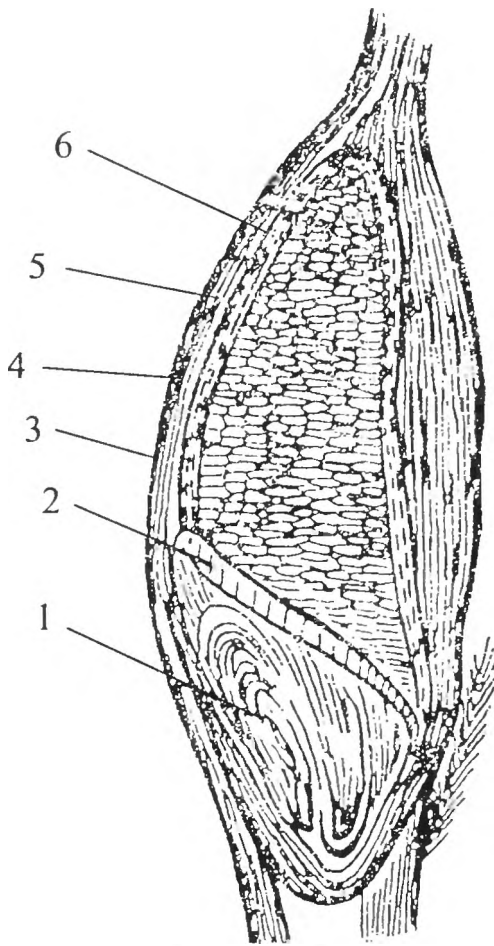


Рис. 1.1 Мікроскопічна будова ячмінного зерна:

- 1 – зародок;
- 2 – щиток;
- 3 – квіткова плівка;
- 4 – плодова оболонка;
- 5 – алейроновий шар ;
- 6 – ендосперм

хмалистій кукурудзі займає невеликий об'єм зерна, у зубовидній – приблизно половину у вигляді сегментів, які симетрично розташовані вздовж зародку.

### Хімічний склад зерна

Хімічний склад зерна сильно залежить від культури і сорту, ґрунтово-кліматичних умов, прийомів агротехніки, умов зберігання та інших факторів. У середньому зерно складається із 14% вологи і 86% сухих речовин.

**Вода.** Вологість зерна залежить не тільки від його гігроскопічних властивостей, але і від зрілості та інших умов.

Розрізняють чотири стани товарного зерна: сухе, середньої сухості, вологе і сире. Наприклад, для жита, пшениці і ячменю, ці стани характеризуються такими показниками вмісту вологи (%): сухе – до 14, середньої сухості – від 14 до 15,5, вологе – від 15,5 до 17 і сире – більш 17. У дефектному та змокрілому зерні вологість може досягати 30 % і більше. Волога, яка відповідає сухому стану, є колоїдно – зв'язною, життєві процеси зведені до мінімуму, при середній сухості з'являється невелика кількість вільної води, і зерно може пробуджуватися до життя. Вологість, яка відповідає цьому стану зерна, називається критичною.

**Сухі речовини.** У зерні в середньому 84 % органічних і 2 % мінеральних речовин, а саме (%): крохмалю – 52, цукрів – 3, клітковини – 6, пентозанів і пектинових речовин – 9, азотистих речовин – 11, жиру – 3.

**Крохмаль** міститься (%): у здорових зрілих зернах пшениці – 48...57, житі 46...53, ячменю 43...55, проса 42...60, вівса 34...40, кукурудзи крохмалистої 61...70, зубовидної 58...64, кремнистої 54...71. У дефектному зерні кількість крохмалю знижується.

**Цукрів** у здоровому зерні звичайно від 0,6 до 7,0 %. Вони складаються в основному із цукрози і невеликих кількостей три- і тетрацукридів. У ячмені і житі в помітних кількостях присутня рафіноза. Мальтози немає, але вона з'являється при пророщуванні зерна.

У недозрілому, мерзлому і пророслому зерні цукрів більше, вони складаються головним чином з редуруючих цукрів (інвертного цукру, мальтози).

**Целюлози** в зерні, яке звільнене від квіткових оболонки, відносно мало – 1,5...2,5 %. У зерні з плівками вміст клітковини збільшується і складає (%): у вівсі – 10, просі – 8, ячмені – 4...5, горосі – 7,7.

**Пентозани** – домінуюча складова частина гумі (слизів). У зерні містяться геміцелюлози (напівклітковини), які складаються з гексозанів (манана, галактана, глюкана) і пентозанів (ксилана, арабана), які поряд з клітковиною входять до складу клітинних стінок.

Загальна кількість пентозанів у зерні 7...15 %. Багато пентозанів у вівсі (13...15 %), ячмені (9...13 %) і житі (біля 10 %). Особливо багато гумі у зерні жита (до 2,8 %), що викликає високу в'язкість розвареної маси, одержаної з неї. У кукурудзі містяться декстрини (1...6 %). У недозрілому зерні жита і пшениці у значних кількостях виявлені фруктозани.

Пектинових речовин у зерні відносно небагато.



**Азотисті речовини** у здоровому зрілому зерні складаються головним чином з білків, яких міститься від 7 до 25 %. Вільні амінокислоти, аміді і пептиди присутні в дуже невеликих кількостях. Лише в зерні жита їх дещо більше, що зумовлює благотворний вплив жита на дріжджі. Вміст небілкового азоту (включаючи аміачний) складає в середньому 2 %. У незрілому зерні, яке піддалось самозігріванню, і пророслому зерні кількість амінокислот збільшується.

У зерні знайдені альбуміни – білки, що розчиняються у воді; глобуліни – білки, які розчиняються у слабких (3...10 %-них) розчинах нейтральних солей, а деякі з них – у слабких (0,2 %-них) розчинах кислот; проламіни – білки, що розчиняються у 60...80 %-них розчинах спиртів; глютеліни – білки, які розчиняються у слабких (0,2 %-них) розчинах лугів.

Типові представники білків: альбумінів – лейкозин пшениці, глобулінів – едестин ячменю, глютелін пшениці, проламінів – гліадин пшениці, зсін кукурудзи, гордеїн ячменю, авенін вівса, глютелинів – зеїнин кукурудзи.

Невелика кількість водорозчинних азотистих речовин в зерні кукурудзи та неповноцінність амінокислотного складу більшої частини білків при розмноженні дріжджів на суслі з цієї сировини вимагають внесення азотистого живлення.

**Жири** – тригліцериди жирних кислот – містяться у зерні у відносно невеликій кількості: у кукурудзі 5...7 %, у вівсі 5...6 %, у просі 3,5...5 %. Приблизно 85 % їх локалізовано у зародку, 12 % - в алейроновому шарі і 3 % - у мучнистій частині ендосперму. У склад жиру входять в основному ненасичені кислоти – ліноленова, ліолева і олеїнова, з насичених – головним чином пальмітинова.

Крім власне жирів, зерно містить фосфатиди, стероли, віски, пігменти та інші речовини. Головним і найбільш поширеним представником фосфатидів у злаках є лецитін – тригліцерид, який містить фосфорну кислоту і азотисту основу холину. Вміст лецитинів невеликий (0,3...0,7 %). При гідролізі фосфатидів вивільняється фосфорна кислота – одна з речовин, яка зумовлює кислотність зерна. Фосфатиди грають важливу роль у проникливості клітин. Із стеролів у зерні присутні високомолекулярні одноатомні спирти – фітостероли (0,03...0,07 %), які близькі до вітамінів групи D. У зерні міститься також фітин – кальцій-магнієва сіль інозитфосфорної кислоти. З пігментів у зерні знайдені каротини, антоціани, флавоїни.

Вітаміни зерна представлені жиророзчинними вітамінами – токоферолами (у зародку, особливо в значних кількостях у пшеничному) і водорозчинними (мг на 100 г): тіамін – 0,3...0,8, рибофлавін – 0,07...0,30, нікотинова кислота – 1,3...7,2, а також піридоксин, біотин, пантотенова кислота. Аскорбінова кислота з'являється тільки при пророщуванні зерна.

**Мінеральні речовини (зола) і кислоти** складають 1,5...3,0 % від маси зерна. Вони знаходяться головним чином у оболонках і квіткових плівках, а також у зародку. Відносно багато золи у плівчатих культурах.

Основна частина золи складається з фосфату калія. Біля 85 % фосфору від загального його вмісту у зерні знаходиться в органічних сполуках – нуклеопротеїдах, фосфатидах і фітині.



Кислоти представлені фосфорною, щавлевою, яблучною і молочною. Загальна кислотність зерна 1,5...2,5 мл 1 н розчину гідроксиду натрія на 100 г зерна. Активна кислотність водної витяжки відповідає рН 5,5...6,5. При псуванні зерна кислотність зерна підвищується.

## МЕЛЯСА

Мелясою називають останній маточний розчин – відтік, який отримують при відокремленні кристалів цукрози на центрифугах. У мелясі містяться цукроза, яку виділити методом кристалізації вже економічно не вигідно, і нецукри соку цукрового буряку чи цукрової тростини. При виробництві цукру з буряку вихід меляси в розрахунку на безводну коливається від 3,5 до 5 % від її маси. З мелясою відходить від 10 до 15 % усього цукру, який міститься у буряку.

У залежності від вихідної сировини для виробництва цукру одержують бурякову чи тростинну мелясу. У нашій країні цукрова тростина не вирощується. Спиртові заводи переробляли тростинну мелясу, яку імпортували з Куби.

Меляса – це концентрований розчин різних мінеральних і органічних речовин, частина яких знаходиться в колоїдному стані. Меляса – густа в'язка рідина темнокоричневого кольору відносною густиною 1,35..1,40.

Серед різних видів сировини меляса є найбільш вигідною для виробництва етилового спирту. У ній високий вміст зброджуваних цукрів, а також речовин, які потрібні для нормальної життєдіяльності дріжджів. При переробці меляси спрощується технологічна схема, тому що виключаються операції розварювання сировини і оцукрювання крохмалю ферментами солоду або ферментних препаратів. У мелясному суслі відсутні декстрини і неоцукрений крохмаль, тому воно швидше зброджується, при цьому зменшуються втрати зброджуваних вуглеводів і збільшується вихід спирту у перерахунку на умовний крохмаль, знижується собівартість спирту і зростає продуктивність праці. При комплексній переробці меляси можна одержувати великий асортимент цінних для народного господарства продуктів.

### Хімічний склад меляси

Бурякова меляса має складний і непостійний хімічний склад, який залежить від ґрунтово-кліматичних умов вегетації, від добрив, які застосовуються, способів збирання, умов і тривалості зберігання цукрового буряку, технології цукроваріння та інших факторів.

У загальному вигляді склад меляси можна представити таким чином: цукор і нецукри, які разом складають сухі речовини; вода. Вміст сухих речовин становить у середньому 75 %, з них 45 % зброджуваних цукрів, води – 25 %, значна частина якої знаходиться у зв'язаному стані внаслідок гідратації колоїдів, молекул цукрози й іонів мінеральних речовин. Коли концентрація сухих речовин не менша 75 %, меляса знаходиться у самоконсервованому стані і дуже добре зберігається у виробничих умовах. У спиртовому виробництві беруть на облік усі цукри, які повністю або частково зброджуються дріжджами у спирт.

**Цукроза і зброджувані цукри.** Вміст цукрози у мелясі може змінюватися від 45 до 50 %, в мелясах деяких партій кількість її досягає 52–54 %. Звичайно, прийнято вважати, що меляса повинна бути розчином, який насичений цукрозою, однак практично це пересичений розчин, оскільки у виробництві кристалізація обмежена часом. Крім цього, на вміст цукрози суттєво впливають вихідна густина сиропу і кінцева температура кристалізації: чим вища густина і нижча температура (у межах, які допустимі), тим менше у мелясі залишається цукру.

Інвертний цукор – це суміш еквімолекулярних кількостей глюкози й фруктози. У мелясі міститься невелика кількість інвертного цукру – від 0,03 до 0,5 %. У мелясі, яка одержана при переробці буряку, який тривалий час зберігався, кількість інвертного цукру збільшується до 1,5...2 %, а в інфікованій мелясі, яка має кислу реакцію, кількість її досягає 5...10 %.

Із трисахаридів у мелясі містяться рафіноза (0,2 %), кестоза й ізокестоза (0,5...1,6 %), плантеоза (0,01 %). Кількість рафінози у мелясі підвищується до 2 % при переробці у цукор буряку з підвищеним вмістом цього цукру. Рафіноза складається із залишків фруктози, глюкози і галактози, кестоза й ізокестоза – з двох залишків молекул фруктози й одного залишку молекули глюкози. Кестоза й ізокестоза у буряку не містяться, поява їх у мелясі, мабуть, викликана життєдіяльністю мікроорганізмів у цукровому виробництві. У мелясі виявлений тетрасахарид стахіоза (0,02 %).  $\beta$ -фруктофуранозидаза (сахараза, інвертаза) дріжджів розщеплює рафінозу на фруктозу і дисахарид – мелібіозу. Тому що у спиртових дріжджах *Saccharomyces cerevisiae* немає ферменту  $\alpha$ -галактозидази (мелібіази), то рафіноза зброджується ними на одну третину. Однак у гібридних рас дріжджів (Г-67, Г-73 та ін.) цей фермент присутній, тому рафіноза зброджується майже повністю. Вміст інших цукрів звичайно невеликий, вони або частково зброджуються, або (як пентози) не зброджуються. Тому до зброджуваних цукрів відносять цукрозу, інвертний цукор і 1/3 рафінози. При цьому кількість двох останніх цукрів перераховують на цукрозу.

Нецукри меляси розділяють на дві групи: органічний та мінеральний нецукор. Органічна частина нецукрів складається з безазот- і азотвмісних сполук.

**Безазотисті органічні речовини.** Вони представлені продуктами лужного розкладу цукрів, меланоїдинами й органічними кислотами.

**Продукти лужного розкладу цукрів.** Інвертний цукор, особливо фруктоза, у лужних умовах цукрового виробництва при нагріванні швидко розкладаються. Спочатку внаслідок кето-енольної таутометрії відбуваються взаємні перетворення глюкози і фруктози і утворення нових моноз, наприклад, маннози і психози. При розкладі моноцукридів з'являються нелеткі забарвлені кислоти – глюцинова, апоглюцинова, сахарумова, мелясинова і більш високомолекулярні гумінові кислоти, невелика кількість молочної і летких кислот – мурашиної й оцтової.

Карамелі – назва складної суміші продуктів, які утворюються при термічному розкладі цукрози і моноцукридів. У склад карамелей входять ангідриди цукрів, темнозабарвлені та інші маловивчені сполуки. У залежності від ступеня дегідратації цукрози (втрати маси при нагріванні) карамелі умовно називають: карамелан (10 %), карамелен (15 %) і карамелін (20 %).

Концентрація продуктів лужного розкладу інвертного цукру у мелясах становить 1,5...5,1 %, карамелану – 0,2...0,9 %.

У мелясі виявлений фурфурол у кількості від 6 до 14,5 мг на 100 г сухих речовин меляси.

**Меланоїдини** – також не менш складна суміш продуктів, які утворюються при хімічній взаємодії редуруючих цукрів з амінокислотами. Крім нелетких забарвлених сполук, які містять невелику кількість азоту, присутні аліфатичні альдегіди, метилглюксаль, диацетил, ацетоїн та ін.

Забарвленість меляси зумовлена барвними речовинами, які утворюються при лужному розкладі моноз і меланоїдиновій реакції. Більша частина барвних речовин утворює справжні водні розчини.

Усі барвні речовини мають індикаторні властивості: інтенсивність забарвлення із зниженням рН зменшується, з підвищенням – збільшується, що, можливо, пов'язано із зміною дисоціації хромофорних груп. Деякі функціональні групи здатні впливати на окислювально-відновний потенціал.

Кольорність меляси виражають у мілілітрах 0,1 н розчину йоду, який треба додати до 94 мл дистильованої води, щоб одержати таку ж інтенсивність забарвлення, як у 2 %-ного розчину меляси. Але для усунення впливу індикаторних властивостей барвних речовин розчини меляси треба доводити до однакового значення рН, наприклад, до рН 5,0, який звичайно підтримується у виробничих умовах. Кольорність змінюється у широких межах – від 1,2 до 4,6, частіше 1,5...2 мл 0,1 н розчину.

У мелясі 4...6 % речовин знаходяться у колоїдному стані. Колоїди групи забарвлених продуктів лужного розкладу цукрів мають негативний електрокінетичний потенціал, колоїди з забарвленими продуктами меланоїдинової реакції – позитивний електрокінетичний потенціал. Дріжджові клітини заряджені негативно, тому дріжджі індиферентні до продуктів лужного розкладу цукрів (однойменно заряджені), але протилежно заряджені дріжджові клітини сорбують на своїй поверхні меланоїдини, які утруднюють обмін між клітинами і живильним середовищем і надають дріжджам темного кольору.

Колоїди меляси у великій кількості є причиною піноутворення при зброджуванні м'ясного суслу.

**Органічні кислоти**, які утворюють з гідроксидом кальція нерозчинні солі (шавлева, лимонна, оксилимонна і винна), в основному видаляються з дифузійного соку у процесі дефекації, інші – глутарова, малінова, адипінова, янтарна, молочна, яблучна, гліколева та інші) переходять у мелясу. З летких кислот присутні мурашина (0,1...0,4 %), оцтова (0,6...1,3 %), пропіонова (сліди – 0,4 %). Більша частина летких кислот утворюється внаслідок життєдіяльності мікроорганізмів. Практично всі леткі та нелеткі кислоти знаходяться у мелясі у вигляді солей калію і кальцію.

При підкисленні меляси мінеральними кислотами з солей утворюються вільні леткі кислоти. Вільні кислоти більш токсичні для дріжджів, ніж їх солі. Інгібуюча дія на дріжджові клітини підсилюється із збільшенням кількості атомів вуглецю у молекулі кислоти, тобто її молекулярної маси. Зниження виходу спирту відбувається при таких концентраціях летких кислот у мелясі (%): мурашиної 0,3, оцтової

1,5, пропіонової 0,4, масляної 0,15 і капронової 0,19. У таких концентраціях можуть міститися усі леткі кислоти, за винятком капронової.

**Азотисті речовини.** Вміст цих речовин у мелясі залежить від кількості азотистих добрив, осадів, які випали, температури у період вегетації, а також тривалості зберігання буряку: він підвищується із збільшенням дози добрив і зменшується із зростанням кількості осадів, зниженням температури і збільшенням тривалості зберігання буряку.

У мелясі міститься від 1,2 до 2,3 % загального азоту, який складається в основному з амінного (42 % від загальної кількості) і бетаїнного (50 %) азоту. У невеликій кількості присутній амідний (3 %), аміачний та нітратний (3 %) і білковий (2 %) азот.

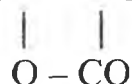
Вміст у мелясі азоту, який засвоюється дріжджами, становить від 12 до 20 % від загального азоту. Для нормальної життєдіяльності дріжджів достатньо 0,25 % засвоюваного азоту.

Амінокислоти переходять у мелясу з буряку тільки на 50...60 %.  $\gamma$ -аміномасляна кислота утворюється в процесі переробки буряку із глютамінової кислоти в результаті декарбоксілювання. Глутамінова кислота легко відщеплює воду, перетворюючись у циклічну пірролідонкарбонову кислоту, у вигляді якої вона на 75 % і знаходиться у мелясі.

З амінокислот у мелясі найбільша кількість глютамінової кислоти (1,6...5 % до загального азоту). Крім неї, у мелясі міститься лейцин та ізолейцин – 0,7...1,5, валін і метіонін – 0,3...0,6, аспарагінова кислота – 0,3...0,5, тирозин – 0,02...0,40, аланін – 0,6...1,2, серин – 0,6 – 2,0 % від загального азоту та деякі інші амінокислоти.

З амінокислот у процесі зброджування живильного середовища утворюються побічні продукти спиртового бродіння – вищі спирти: з лейцину – ізоаміловий, валіну – ізобутиловий,  $\alpha$ -аміномасляної кислоти – н-пропіловий спирт, які входять до складу побічного продукту ректифікації спирту – сивушного масла.

Бетаїн  $(\text{CH}_3)_3\text{N} - \text{CH}_2$  - органічна основа, яка міститься у буряку і практично



повністю переходить у мелясу. У мелясі знаходяться й аміни – продукти термічного розкладу бетаїну – триметиламін, диметиламін, етиламін і метиламін. Вони надають мелясному спирту неприємний присмак спирту, погіршують його органолептичні властивості.

Бетаїн майже повністю не засвоюється спиртовими расами дріжджів і майже увесь залишається у післяспиртовій барді. Раніш з нього на Лохвицькому спирткомбінаті одержували медичний препарат - бетаїн солянокислий (холін-хлорид, ацидин), який використовують як лікувальний препарат при зниженій кислотності шлункового соку.

**Вітаміни.** У мелясі у невеликій кількості знаходяться вітаміни. У мелясу вони переходять лише частково: вітаміни  $\text{B}_1$  і  $\text{B}_2$  руйнуються в процесі переробки буряку у цукровому виробництві. Вітамін  $\text{B}_6$  екстрагується у кількості 25 % від вмісту його у буряку.

Одна третина біотину і фолієвої кислоти переходить у м'ясо, нікотинова кислота повністю зберігається у м'ясі, пантотенова кислота може втрачатися у процесі хімічної обробки соку буряку.

**Мінеральні речовини.** Мінеральні речовини представляють собою карбонати, сульфати, нітрати, хлориди і фосфати катіонів калію, натрію, магнію, алюмінію, заліза, амонію. Вміст зольних елементів у м'ясі досягає 10 %. При одержанні дифузійного соку його очищають вапновим молоком. Тому у м'ясі переважають карбонати і сульфати, але дуже мало фосфатів, бо вони випадають в осад у цукровому виробництві. Так, з досліджень, які були проведені в Національному університеті харчових технологій, при загальному вмісті карбонатної золи у 8 зразках м'яса від 7,8 до 12 % кількість оксиду калію складала від 4,1 до 7,1%, оксиду натрію – 0,3...1,4%, оксиду кальцію – 0,05...0,9%, оксиду магнію – 0,01...0,34%.

У м'ясі містяться у невеликих кількостях мікроелементи (мкг/кг): бор – 2...4,2, залізо – 80...170, кобальт – 0,3...0,8, марганець – 10...30, мідь – 1,2...10, молібден – 0,1...0,3, цинк – 26...40, сліди нікелю, літію та ін.

**Ростові речовини** у невеликій кількості містяться у буряку і у м'ясі переходять тільки частково.

Ростові речовини у м'ясах містяться у таких кількостях (мкг/кг): біотин – 40...130, пантотенова кислота – 50...110 тис., інозит – 5,6...8 млн.

У м'ясі потрапляють сторонні домішки: нафтопродукти з недостатньо підготовлених залізничних цистерн, піногасники, які використовують у цукровому виробництві, пестициди та ін. Кількість сторонніх домішок може бути значною, наприклад, піногасників 1...2 % до маси м'яса.

### Мікрофлора м'яса

Мікрофлора м'яса дуже різноманітна та змінна. У м'ясі потрапляють у великій кількості мікроорганізми як у цукровому виробництві, так і під час транспортування та зберігання, а також з повітря, води та ін.

Мікрофлора м'яса представлена трьома групами мікроорганізмів: бактеріями, дріжджами і в значно меншій кількості пліснявими грибами. Однак в умовах сучасного спиртового виробництва можуть розвиватися тільки деякі мікроорганізми. Сторонні мікроорганізми для спиртового виробництва особливої небезпеки не представляють. Вони більш небезпечні для зберігання хлібопекарських дріжджів, які виділяють із зрілої м'ясної бражки. Більшість бактерій – шкідників спиртового виробництва – гинуть. Цьому сприяє висока концентрація м'ясного сула (22...23 %), рН середовища і етиловий спирт, який накопичується у бражці. Найбільш небезпечними для спиртового виробництва є різноманітні кислотоутворюючі бактерії, особливо молочнокислі, для яких характерна висока кислото- та спиртостійкість; для пресованих дріжджів – кислотоутворюючі бактерії, які мають високу протеолітичну активність. Встановлено, що у нормальних м'ясах переважають бактерії у формі паличок – *Lactobacterium plantarum*, *L.breve*, *L.fermentii*, *L.pastorianus*, рідше – *L.helveticum*, *L.delbruckii*, *L.leichmanii*.

У наслідок життєдіяльності кислотоутворюючих бактерій у мелясі накопичуються оцтова і молочна кислоти, вони викликають інверсію сахарози з утворенням інвертного цукру. Тому високий вміст інвертного цукру свідчить про інфікування меляси кислотоутворюючими бактеріями.

У дефектних мелясах переважно містяться гетероферментативні коки – *Leuconostoc mesenteroides* і *L.dextranicum* та незначна кількість паличковидних молочнокислих бактерій. Лейконосток (цукровий кльок) є особливо небезпечним. Це стрептококи, які оточені щільною капсулою, завдяки чому лейконосток витримує навіть нетривале кип'ятіння чи нагрівання до температури 90° С. У рідких середовищах, які містять цукрозу, *L.mesenteroides* утворює декстран і середовище перетворюється у густий слиз.

Ефект пастеризації меляс при температурі 85...90° С, які інфіковані молочнокислими і спороутворюючими бактеріями, ледве відчутний. Після неї залишається значна кількість життєздатних клітин кислотоутворюючих бактерій. Практично повна стерилізація досягається у результаті термообробки меляси при температурах 120...130° С протягом короткого часу – біля 1 хвилини.

Інфікованість меляс характеризують кількістю мікроорганізмів, які містяться у 1 г меляси. Нормальні за якістю меляси мають до 100 тис. мікроорганізмів у 1 г, дефектні – від 100 тис. до 1 млн./г, гостродефектні – більше 1 млн./г.

#### **Дефектні меляси.**

Якість бурякової меляси регламентується галузевим стандартом (ОСТ 18-395-82), який розповсюджується на мелясу, що використовується для виробництва етилового спирту, харчових кислот, хлібопекарських і кормових дріжджів та як добавка у корм тваринам. Відповідно до нього, вміст сухих речовин повинен бути не менше 75 %, цукрози – не менше 43 %, зброджуваних речовин – не менше 44 %, рН від 6,5 до 8,5. Гарантований термін зберігання при додержанні умов транспортування та зберігання – 9 місяців з моменту приймання споживачем. Меляси, які хоч за яким-небудь одним з цих показників не відповідають вимогам, відносять до дефектних або важкозброджуваних. При їх переробці вихід спирту знижується. Це пояснюється хімічним складом (леткі органічні кислоти, барвні речовини, колоїди) та інфекцією.

Виробнича цінність меляси характеризується доброякісністю – відношенням зброджуваних речовин до загальної кількості сухих речовин (у %). Вона становить у середньому 60 % (58 – 62%). Чим вища доброякісність, тим більш цінною є меляса.

Однак, крім небагатьох показників галузевого стандарту, є ще ряд технологічних вимог до меляси у спиртовому виробництві: вміст загального азоту не менше 1,3 %, інвертного цукру не більше 0,5 %, діоксиду сірки не більше 0,05 %, піногасників не більше 0,5 %, кольорність не більше 2 мл 0,1 н розчину йоду. Ступінь інфікованості меляси мікроорганізмами визначають і непрямим методом – за зростанням кислотності при «самозакисанні» проби (через 20...24 години при 30 °С кислотність не повинна зростати більше, ніж на 0,3 град.).

Зниження вмісту сухих речовин може викликати розвиток мікрофлори і великі втрати цукру під час зберігання меляси. При нестачі азоту, великому вмісті діоксиду сірки і піногасників порушується нормальна життєдіяльність дріжджів: вони

повільно розмножуються і зброджують цукор; знижується вихід спирту і погіршується його якість.

Такі показники як високий вміст інвертного цукру, сильна кольорність і рН менше 6,5 самі по собі не відіграють негативної ролі у виробництві, бо інвертний цукор повністю зброджується дріжджами, а мелясу і при цьому значенні рН доводиться підкислювати. Кольорність меляси має значення лише при виділенні дріжджів з бражки і використанні їх як хлібопекарських дріжджів (темний колір). Однак саме ці показники є найбільш надійним критерієм придатності меляси. Відхилення їх від норм свідчить про те, що у цукровому виробництві перероблявся буряк, який довго зберігався, або гнилий, у мелясі міститься багато діоксиду сірки, летких кислот і кальцієвих солей, піногасників, мало азоту. Звичайно, це характерно для меляс останніх місяців цукроваріння.

У зв'язку з механізацією збирання і складування цукрового буряку, технологічна якість буряку знизилась, а відповідно, погіршилась і якість меляси. Тому треба вдосконалювати способи підготовки меляси такого складу для зброджування.

Тростинна меляса нормальної якості гірше зброджується, ніж навіть дефектна бурякова; її слід переробляти разом із буряковою мелясою, яку додають у невеликій кількості (до 30 %).

### **Коротка характеристика хімічного складу тростинної та рафінадної меляс**

На спиртзаводи інколи поступає тростинна меляса, яку одержують при переробці на вітчизняних цукрових заводах імпортного тростинного цукру-сирцю у білий цукор. Тростинна меляса містить біля 80% сухих речовин, 62% зброджуваних цукрів, 52% цукрози, 8% інвертного цукру та 2% рафінози. Як бачимо доброякісність її висока – у середньому 75%. Це пояснюється тим, що тростинна меляса має знижений вміст азоту (до 0,5%), мінеральних речовин (3,8%). У ній містяться такі ж самі вітаміни, що і у буряковій мелясі. Реакція тростинної меляси слабокисла (рН 6,2).

При виробництві цукру-рафінаду з цукру-піску одержують як відход виробництва рафінадну мелясу, яка може бути сировиною для виробництва спирту.

Склад рафінадної меляси (%): сухих речовин – 80%, цукру – 49%, загального азоту – 1,6%, золи – 4,2%.

## **НЕТРАДИЦІЙНІ ВИДИ СИРОВИНИ**

Помилкою у технічній політиці розвитку спиртової промисловості к. СРСР була вузька профілізація більшості заводів з переробки у спирт тільки одного виду сировини – крохмалевмісної сировини чи бурякової меляси. В умовах нестабільності сільського господарства і відповідно сировинного балансу галузі на початку 90-х років багато підприємств тривалий час не працювали через відсутність сировини. Треба розширити асортимент сировини спиртової промисловості за рахунок нетрадиційних видів сировини – топінамбуру, цикорію і молочної сироватки.

## ТОПІНАМБУР

Топінамбур або земляна груша – бульбоносна рослина з родини складноквіткових Composita і належить до роду Helianthus. Ботанічна назва Helianthus tuberosus L у перекладі на українську мову означає “бульбоносний соняшник”.

У природних умовах більшість видів роду Helianthus є мешканцями відкритих місць і навіть болота. У залежності від сорту і умов вирощування у топінамбура буває від 10 до 20 бульб найрізноманітнішої форми і забарвлення. Зазвичай одержують бульби масою 10...20 г, іноді більше 20 г. В окремі роки при високому рівні агротехніки маса бульб досягає 50-80 і навіть 100 г.

Слабкий розвиток коркової тканини у бульб земляної груші є причиною легкого інфікування їх різними хворобами при зберіганні.

При достатній кількості тепла і опадів топінамбур дає великий урожай клубнів і зеленої маси, ця культура невибаглива до ґрунту. Середній хімічний склад бульб земляної груші такий (%): вода – 80,8; протеїн – 2,2; жир – 0,2; клітковина – 0,8; безазотисті екстрактивні речовини – 14,9; зола – 1,1.

Одним з найбільш цінних і переважаючих вуглеводів топінамбура є інулін. У бульбах топінамбура міститься від 12 до 20 % інуліну разом з цукрами, серед них біля 6 % цукрози. Значно менше його у стеблах (2...4%), і він цілковито відсутній у листях топінамбуру.

У складі зольних елементів бульб особливо виділяється великий вміст солей заліза, який у 3 рази перевищує вміст заліза в інших коренеплодах.

З точки зору збирання урожаю та одержання високого виходу вуглеводів з одного гектара доцільно збирати бульби наприкінці жовтня.

У перезимуваних у полі бульбах у 3...10 разів збільшується вміст редуруючих речовин внаслідок розпаду інуліну і його високомолекулярних гомологів з утворенням фруктози і глюкози. Збільшується вміст розчинного пектину.

Топінамбур – рослина, яка має великі можливості як харчова та кормова культура, а також як сировина у ряді мікробіологічних виробництв, у тому числі в спиртовому.

У довоєнний час у к.СРСР було проведено дуже багато досліджень з розробки технології спирту із топінамбуру і цикорію, основною умовою якого був обов'язковий гідроліз інуліну до фруктози. Виходячи з цього, установлені оптимальні умови конверсії інуліну під дією ферментів сировини, та при розварюванні під надлишковим тиском. Деякий час до і після війни топінамбур і цикорій, як рідкісні види сировини, перероблялись у спирт.

Та у проблемній науково-дослідній лабораторії НУХТ під керівництвом В.М.Швеця встановлено, що ферменти дріжджів здатні швидко гідролізувати при температурі 30° С інулін до зброджуваних цукрів – фруктози і частково глюкози. Мабуть, у цьому процесі вирішальну роль відіграє фермент β-фруктофуранозидаза. У зв'язку з цим у порівнянні з виробництвом спирту із крохмалевмісної сировини (зерна і картоплі) технологія спирту з топінамбуру має ряд переваг: виключаються витрати теплоти на розварювання сировини під надлишковим тиском, немає



потреби в оцукрюючих матеріалах, у солодових відділеннях або цехах ферментних препаратів, виключаються витрати кондиційного зерна на виробництво оцукрюючих матеріалів, скорочується тривалість зброджування живильного середовища. Також розроблені різні технології спирту із зеленої маси топінамбуру.

## ЦИКОРІЙ

Цикорій - коренеплід з родини складноквіткових (Composita). У його бульбах, схожих за формою на цукровий буряк, міститься, як у топінамбурі, інулін. Урожай цикорію коливається від 60 до 450 ц/га.

За даними Євтеєва і Беренштейна, вміст інуліну, в залежності від сорту і місцевості, змінюється у межах 8,06...10,89 %, фруктози після гідролізу – 8,96...12,1%, глюкози - 1,98...5,02 %, сума вуглеводів – 11,79...15,67 %. Паншин вказує на значно більшу кількість інуліну – від 15,4 до 24,7 %.

Свого часу припускалося, що цикорій може замінити картоплю як основна сировина для виробництва спирту. Але при переробці на спиртових заводах з'ясувалося, що цикорій як у сільськогосподарському, так і у виробничому відношеннях переваг перед картоплею не має.

Дуже важко зберігати цикорій, тому що навіть при температурі 2...3 °С відбуваються інтенсивний ріст і витрати резервних речовин.

Принципово важливим є те, що цикорій можна переробляти у спирт, як і топінамбур, без попереднього гідролізу інуліну.

## МОЛОЧНА СИРОВАТКА

У процесі переробки молока на білково-жирові концентрати одержують 90% і більше молочної сироватки від об'єму молока. Частина її використовують при відгодівлі худоби, силосуванні кормів, у хлібовипіканні, для виробництва кристалічної лактози, білкових та інших біологічно-активних речовин. У той же час приблизно половина сироватки на молокозаводах залишається нереалізованою і скидається у каналізацію. На підприємствах молочної промисловості України щорічно одержують біля 2 млн. т молочної сироватки, яка може бути додатковим джерелом сировини для виробництва спирту. Так, переробка у спирт 1 млн. т молочної сироватки дає можливість зберегти біля 100 тис.т зерна.

Молочна сироватка містить (%): сухих речовин – до 6,5; лактози у середньому – 4,5; білку – 0,5... 1,1; мінеральних речовин – 0,3...0,8. Лактоза дріжджами *Saccharomyces cerevisiae* не зброджується.

Білкові речовини представлені головним чином альбумінами і глобулінами, вміст яких складає 90% і більше від загальної кількості білків.

Вільних амінокислот, звичайно, у сироватці небагато, і кількість їх залежить від виду сироватки.

Мінеральні речовини представлені іонами калію, натрію, кальцію, магнію та ін., а також аніонами фосфорної, соляної, сірчаної, лимонної і вуглевої кислот. З мікроелементів переважають цинк, залізо, мідь і кобальт.

У сироватку переходять вода та жиророзчинні вітаміни молока.

Сучасні способи зброджування нативної і концентрованої молочної сироватки можна розділити на дві групи. Перша група передбачає використання вільних чи іммобілізованих лактозозброджуючих мікроорганізмів, частіше всього видів *Kluveromyces fragilis* і *Kl. lactis*; друга - попередній гідроліз лактози β-галактозидазою і зброджування утворених глюкози і галактози дріжджами *Saccharomyces cerevisiae*.

Співробітниками відділу фізіології промислових мікроорганізмів Інституту мікробіології та вірусології НАНУ встановлено, що з 74 штамів родів *Kluveromyces*, *Debaryomyces* і *Cryptococcus* найбільшу біосинтетичну здатність мають деякі штами *Kluveromyces* і *Debaryomyces*. Досліди, проведені в Національному університеті харчових технологій, показали, що дріжджі родів *Debaryomyces* і *Cryptococcus* мають низьку бродильну активність, бо не зброджували лактозу. Із роду *Kluveromyces* штам *Kl. Lactis* 42 К найбільш ефективно зброджував лактозу молочної сироватки.

Але переробка у спирт нативної молочної сироватки економічно недоцільна – мала міцність зрілої бражки (2...2,5 об. %), у зв'язку з цим великі витрати теплоти на виділення спирту із бражки.

Україна одержала патенти на винаходи, які передбачають використання молочної сироватки у виробництві спирту з м'яси і крохмалемісткої сировини з одержанням зрілої бражки міцністю 8...9 об. % .

### Вода

На спиртових заводах вода витрачається на технічні потреби, для охолодження напівпродуктів та продуктів, живлення парових котлів. У технологічних процесах вода використовується для приготування замісу або картопляної кашки, м'ясного суслу, для замочування зерна, приготування солодового молока і миття технологічного обладнання. Вода, що використовується для технологічних цілей, входить до складу напівпродуктів спиртового виробництва, і хімічний склад її має суттєвий вплив на протікання технологічних процесів та якість продукції.

Для технологічних потреб використовують артезіанську воду, для технічних цілей – воду з відкритих джерел водопостачання (річок, ставків).

Вода для технологічних цілей повинна відповідати таким самим вимогам, що і до питної води.

Із солей у воді містяться бікарбонати і сульфати кальцію і магнію, що надають воді жорсткості, яка не повинна перевищувати 7 мг-екв/л, бути прозорою, без кольору і неприємних запахів. Не допускається присутність важких металів – ртуті, барію та ін. Окислюваність не повинна перевищувати 2 мл 0,01н розчину перманганату калію. Густий осад не повинен бути більше 1000 мг/л. Природну воду, яка не відповідає цим вимогам, піддають виправленню: фільтруванню крізь кварцевий пісок, інколи з коагуляцією колоїдних домішок, обеззараженню хлором, а при необхідності і пом'якшенню содово-вапняним або іонітним способом.

Дуже небажана для виробництва вода з великою жорсткістю. Для проведення усіх технологічних процесів потрібна слабкокисло реакція середовища (рН 4,5... 5,5). Так, крохмалевмісна сировина розварюється тим швидше і повніше, чим нижче рН. При рН 4,5... 5,5 крохмаль швидше оцукрюється, рН 5...5,5 найбільш сприятливе для спиртового бродіння. Нейтральна та слаболужна реакція сприяють розвитку кислотоутворюючих бактерій. У лужному середовищі при бродінні утворюється більше гліцерину.

Надлишок гідрокарбонатів кальцію та магнію шкідливий, бо зміщує рН розвареної маси в бік підвищення, аж до нейтральної реакції. Окрім того, гідрокарбонат кальцію, вступаючи у реакцію обмінного розкладу з фосфатами сировини, перетворює їх у нерозчинні сполуки, які не можуть засвоюватися дріжджами.

При занадто високій тимчасовій жорсткості води, яка використовується для замочування солодового зерна, затримується його проростання, а також знижується амілолітична активність солоду. При великій карбонатній жорсткості води збільшуються витрати сірчаної кислоти для підкислення меляси.

У воді з кальцієвими і магнієвими солями сірчаної, соляної, азотної кислот підвищується кислотність розвареної маси, і з цієї точки зору такі солі корисні. Вони сприяють також стабілізації амілази у процесі оцукрювання. У зв'язку з цим при розварюванні зернового замісу дуже жорстку воду підкислюють сірчаною кислотою або фільтратом барди, а воду, яка йде на замочування зерна і приготування солодового молока, підкислюють сірчаною кислотою вже при жорсткості 8 мг-екв/л.

Показниками бактеріальної чистоти води є колі-титр і колі-індекс. Колі-титр дорівнює найменшій кількості води в мл, у якій виявляється одна шлункова паличка (*Escherichia.coli*), а колі-індекс – кількість шлункових паличок, які виявляються у 1 л води. Колі-титр повинен бути не меншим 300, а колі-індекс не більшим 3. Загальна кількість мікроорганізмів у 1 мл води не повинна перевищувати 70, а під час повені – 100.

Води відкритих водоймищ (річок і ставків) містять відносно невелику кількість солей – 40..500 мг/л. Концентрація органічних домішок становить від 2 до 100 мг/л. У артезіанській воді більше мінеральних солей – 500...3000 мг/л, вміст органічних речовин не перевищує 4 мг/л, бездоганна з точки зору бактеріальної чистоти.

## ДОПОМІЖНІ МАТЕРІАЛИ

У мелясі недостатньо фосфору, а часто і азоту для нормальної життєдіяльності дріжджів, тому у неї додають як джерело фосфорного живлення ортофосфорну кислоту, а як джерело азотного живлення – сульфат амонію, карбамід (сечовину). Діамонійфосфат містить обидва елементи.

Для пригнічення сторонньої мікрофлори і створення умов природно-чистої культури при підготовці меляси до зброджування у неї вносять кислоти – соляну або сірчану – і антисептики некіслотного походження – хлорне вапно, формалін, сульфонол та ін.

### Ортофосфорна кислота

У спиртовому і дріжджовому виробництвах використовують технічну ортофосфорну кислоту. Це малопрозора рідина, безкольорна або слабо-жовтого кольору. Відносна густина 1,530. Вміст ортофосфорної кислоти у термічній кислоті біля 70 % (50,7 % у перерахунку на  $P_2O_5$ ) і не більше 0,0003 % миш'яку.

### Карбамід

Карбамід  $CO(NH_2)_2$  – амід карбамінової кислоти або повний амід вугільної кислоти. Виробляється у кристалічному і гранульованому вигляді з вмістом азоту не менше 46%. Карбамід одержують синтетичним шляхом з аміаку і діоксиду вуглецю. Відносна густина 1,335, добре розчиняється у воді: розчинність при  $50^\circ C$  – 67,23 %.

### Діамонійфосфат

Діамонійфосфат  $(NH_4)_2HPO_4$  – технічний для харчової промисловості, представляє собою білу сіль, яка містить (%): азоту – 21; фосфорної кислоти – 74;  $P_2O_5$  – 53,5; миш'яку – не більше 0,005 і фтору – не більше 0,3. Розчинність при  $50^\circ C$  – 89,2 г на 100 г води.

### Біостимулятори

Біостимулятори у спиртовій промисловості застосовують для прискорення пророщування зерна і підвищення ферментативної активності солоду. Дуже сильним стимулятором є гібберелінова кислота, або гіббереллін  $A_3$  – похідне гібберену.

Гіббереллін – білий чи злегка жовтуватий порошок – погано розчиняється у воді, добре – у спирті. При нагріванні гіббереллін швидко руйнується і втрачає біологічну активність.

### Кислоти

Для підкислення дріжджового сусла у виробництві спирту з крохмалевмісної сировини використовують сірчану кислоту, для підкислення мелясного сусла – сірчану або соляну кислоту.

### Сірчана кислота

Сірчана кислота акумуляторна або технічна контактна покращена містить 92...94% моногідрату ( $H_2SO_4$ ). Неприпустима наявність азоту, миш'яку та свинцю. Колір – від безбарвного до світло-коричневого. Враховується і дозується за моногідратом ( $H_2SO_4$ ).

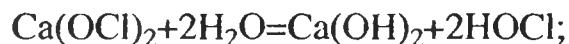
### Соляна кислота

Соляна кислота технічна синтетична і технічна містить не менше 35 і 27,5 %  $HCl$  і не більше 0,0002 та 0,01 % миш'яку відповідно. Враховують і дозують соляну кислоту у перерахунку на кислоту зі 100 %-ним вмістом  $HCl$ .

## АНТИСЕПТИКИ ТА МИЮЧІ ЗАСОБИ

### Хлорне вапно

Хлорне вапно – суміш  $\text{Ca}(\text{OCl})_2$  і  $\text{CaCl}_2$ . Хлорне вапно – білий порошок з різким запахом, який має сильні окислювальні властивості. Головна складова частина хлорного вапна – гіпохлорит-кальцієва сіль хлорноватистої кислоти –  $\text{Ca}(\text{OCl})_2$ , при взаємодії з водою розкладається таким чином:



Згубну дію на мікрофлору чинять як хлор, так і кисень у момент його виділення.

Якість хлорного вапна характеризують кількістю в ньому “активного” хлору, який виділяється. Хлорне вапно марок А і Б повинно містити 35% активного хлору, марки В - 32%. По цьому показнику вираховують дозу хлорного вапна.

### Формалін

Формалін технічний – 37% водний розчин формальдегіду ( $\text{НСОН}$ ). На спиртових заводах використовують формалін технічний, який містить у вигляді домішок не більше 1% метанолу.

### Сульфонол

Сульфонол  $\text{C}_{12}\text{H}_{23}\text{C}_6\text{H}_4\text{SO}_3\text{Na}$  – додецилбензолсульфонат натрію. Містить (%): натрієвих солей алкілбензолсульфонових кислот не менше 80 для другого сорту і 84 – для першого, сульфат і сульфід натрію – не більше 12...15. Наявність діючої речовини (алкіларилсульфонату) у порошці не менше 70, у пасті – не менше 40, у рідкому розчині – не менше 35%.

### Каустична сода

Каустична сода – рідкий натр технічний, у твердому вигляді містить 94...98,5%  $\text{NaOH}$ , 0,8...1,9%  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  і 0,05...3,5%  $\text{NaCl}$ . Ця біла непрозора маса розчиняється у воді з виділенням теплоти і сильно роз’їдає шкіру. У 0,1% - ному розчині каустичної соди (рН 10) при температурі 40° С мікрофлора гине за 1...2 хвилини. Для миття обладнання звичайно використовують 3%-ний розчин соди.

Відомі інші антимікробні миючі препарати – антиформін, хлорамін Б, катамін АБ, катапін та ін., але у спиртовій промисловості вони не використовуються.

### Піногасники

Для гасіння піни застосовують поверхнево-активні речовини, головним чином жири, олію та продукти їх гідролітичного розщеплення – високомолекулярні жирні кислоти.

### Олеїнова кислота

Найкращим піногасником у спиртовому виробництві є олеїнова кислота  $\text{CH}_3 - (\text{CH}_2)_7 - \text{CH} = \text{CH} - (\text{CH}_2)_7 - \text{COOH}$ . Це безколірна або жовто-червоного кольору масляниста рідина. Вміст жирних кислот у марках А і Б становить 95%, у марці В – 92%.

### Соапсток

Соапсток – відхід лужної рафінації олії, містить від 30 до 60 % олії і значну кількість білкових, слизових і барвних речовин.

Як піногасники у спирто-дріжджовому виробництві можуть застосовуватися гідрофузи, кашалотовий жир та ін.

## ПРАВИЛА БЕЗПЕЧНОЇ РОБОТИ З ДОПОМІЖНИМИ МАТЕРІАЛАМИ

Більшість допоміжних матеріалів малотоксична, але при роботі з ними треба дотримуватись відповідних правил. Усі працюючі з цими матеріалами повинні бути заздалегідь ознайомлені з їх властивостями та умовами безпечної роботи.

З хімічними речовинами треба працювати у спеціальному одязі: у необхідних випадках користуватися протигазом чи марлевою пов'язкою. Гумові частини протигазів та респіраторів перед застосуванням слід промивати теплою водою з милом, протерти ватою зі спиртом або з 0,5% -ним розчином перманганату калію, сполоснути чистою водою та висушити при температурі біля 30<sup>0</sup> С.

При попаданні розчинів кислот, лугів та інших отруйних речовин на тіло відповідну його ділянку необхідно негайно добре помити холодною водою, протерти ватою, а потім промити 1% розчином питної соди.

Під час роботи з допоміжними матеріалами не можна приймати їжу, курити або пити воду, після роботи треба ретельно вимити руки.

Кислотопроводи всередині приміщень повинні бути укладені на спеціальних каркасах збоку від проходів, дверей та робочих місць. Хімікати необхідно перевозити, зберігати і відпускати у виробництво у герметичній тарі, на етикетці якої вказане найменування хімікату. Площі, де розташовані зовнішні кислотні цистерни і насоси, повинні бути огорожені.

### Контрольні питання і завдання

1. Порівняльна економіко-технологічна характеристика різних видів сировини.
2. Нетрадиційні види сировини.
3. Допоміжні матеріали.

## РОЗДІЛ 2

### ПРИЙМАННЯ І ЗБЕРІГАННЯ СИРОВИНИ ТА ДОПОМІЖНИХ МАТЕРІАЛІВ

#### ПРИЙМАННЯ ЗЕРНА

Сурово визначених вимог до виробничого зерна, яке переробляється у спиртовій промисловості, не встановлено. Бажано, щоб зерно було здоровим, з високою крохмалистістю, вологістю від 14 до 17%, в залежності від культури, і з невеликою засміченістю. Але інколи спиртові заводи переробляють дефектне зерно.

Розрізняють чотири ступені дефектності зерна: перша – зерно з солодовим запахом; друга – зерно з пліснявозатхлим запахом; третя – зерно з гнилісно-затхлим запахом; четверта – зерно, яке знаходилось у стані сильного самозігрівання, з оболонкою бурого або чорного кольору.

На спиртові заводи приймають також недозріле зерно, зерно, яке підлягло дії морозу або суховію, підгоріле, дуже вологе, а також те, що перезимувало в полі під снігом.

Для приготування солоду використовують високоякісні ячмінь, жито, овес і просо, які повинні відповідати вимогам, що наведені у табл. 2.1. Колір ячменю світло – жовтий, припускається потемнілий; вівса – білий чи жовтий; проса – жовтий, червоний, сірий, білий; жита – жовтий і зелений різних відтінків; не припускається використання зерна з будь-якими сторонніми запахами – затхлим, пліснявим та ін.

**Табл. 2.1. Характеристика якості зерна**

Показники	Зерна			
	жита	ячменю	вівса	проса
Вологість, %, не більше	15,5	15,5	16,0	15,0
Сміттєві домішки, %, не більше	2,0	2,0	2,0	3,0
Серед них, %, не більше				
Мінеральні домішки	-	0,2	0,2	0,2
Галька	-	0,1	0,1	-
Шлак, руда	-	0,05	0,05	-
Шкідливі домішки	-	0,2	0,2	0,2
Головня і спориння	-	0,1	0,1	-
Кукіль	-	0,3	0,2	-
Зернова домішка, %, не більше	-	3,0	3,0	4,0
Дрібні зерна, %, не більше	-	5,0	-	-
Схожість (здатність проростати) на п'яту добу, %, не менше	-	92	92	92
Енергія проростання на третю добу, %, не менше	85*	85	85	85
Натура, г/л, не менше	685	565	420	-
Зараження комірчаними шкідниками	Не припускається, окрім кліща від 20 шт. на 1 кг зерна			

\* - На четверту добу.

Зерно перевозять насипом у критих чотирьохосних залізничних вагонах і на автосамоскидах. Основну масу його доставляють по залізничній дорозі на спиртові заводи, які мають залізничну гілку, – безпосередньо до заводських складів, на інші заводи – на пристанційні зернові склади. З пристанційних складів після короточасного зберігання зерно передається до заводських складів автотранспортом.

Із вагонів чи автомашин зерно вивантажують механічними лопатами. Авторозвантажувачами і автоперекидачами зерно вивантажують у бункер, з якого воно подається норією чи пневмотранспортом у повітряно-ситовий сепаратор, а потім – на стрічковий транспортер, що розподіляє зерно по площі складу.

Для великих спиртзаводів доцільна доставка зерна саморозвантажуючими (крізь нижні люки) вагонами-зерновозами – хоперами.

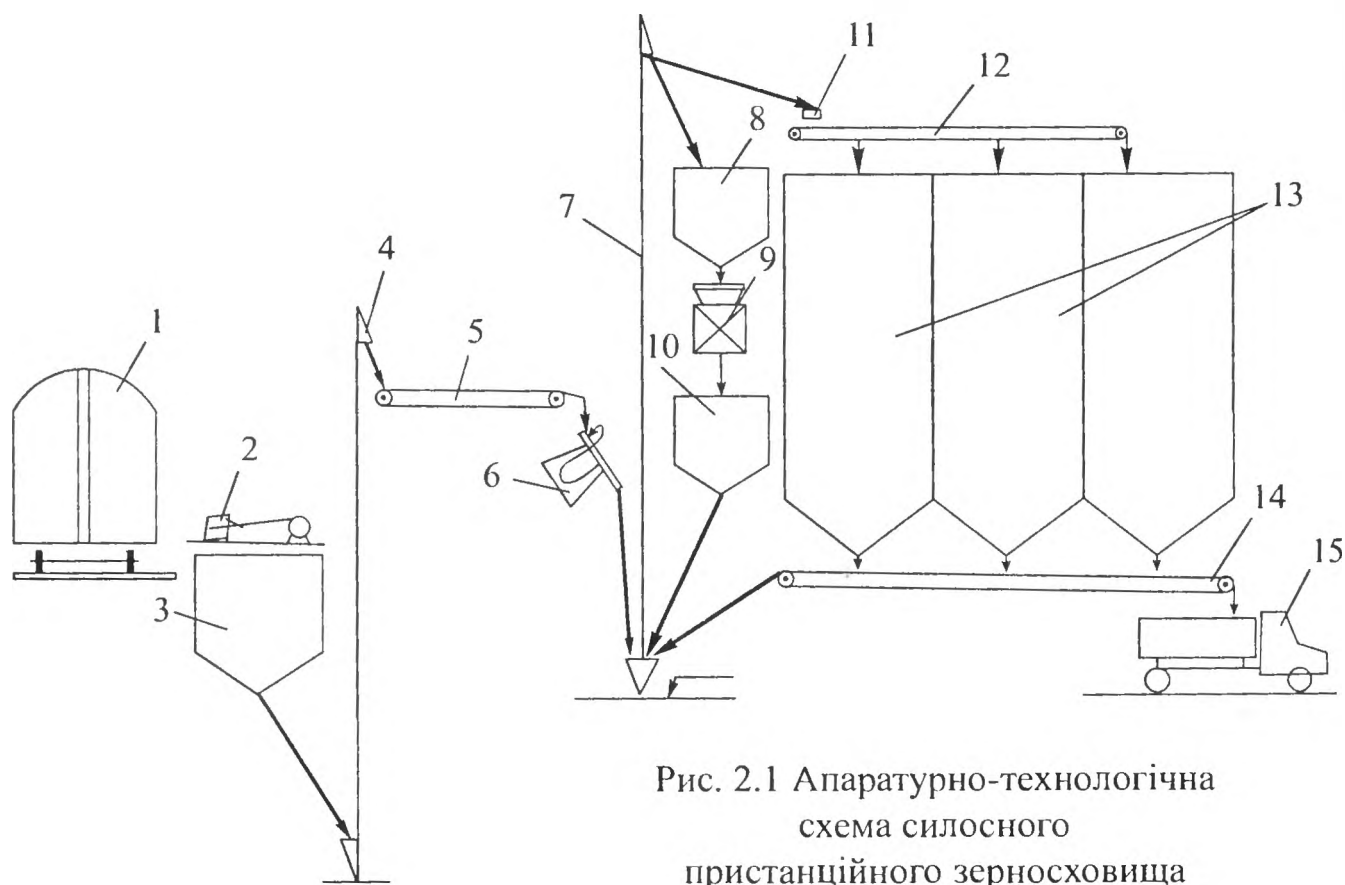


Рис. 2.1 Апаратурно-технологічна схема силосного пристанційного зерносховища

Один із варіантів схеми силосного пристанційного зерносховища приведений на рис. 2.1. Із залізничного вагону 1 зерно з допомогою механічної лопати 2 вивантажують у бункер 3, з якого норією 4 подають на стрічковий транспортер 5, а з нього - у магнітний сепаратор 6 для видалення магнітних домішок. По похилому жолобу зерно спрямовується у черпак елеватора 7 і далі по жолобу – у надваговий бункер 8, зважується на автоматичних вагах 9 і надходить у підваговий бункер 10. Далі самопливом воно поступає у другу половину елеватора 7 і потім по жолобу – на стрічкові транспортери 11 і 12, з допомогою яких завантажується у силоси 13. Силоси розвантажуються самопливно на стрічкові транспортери 14, які подають зерно в автомашину 15. Для рециркуляції зерна у випадку необхідності його аерування й інвентаризації використовують транспортер 14. При надходженні зерна від-



бирають проби з кожного вагону і складають середні проби для визначення засміченості, вологості і крохмалистості. Результати аналізу реєструють у спеціальних журналах.

## ПРИЙМАННЯ МЕЛЯСИ

Меляса надходить на завод у залізничних цистернах вантажопідйомністю від 25 до 120 т, автоцистернах. Тара повинна бути чистою, без стороннього запаху та речей. Цистерни повинні мати нижні зливні пристрої. Кожна цистерна супроводжується накладною і доданим до неї сертифікатом, у якому зазначається маса меляси та вміст сухих речовин.

Після прибуття залізничних цистерн з мелясою представник заводу разом з представником залізниці перевіряють неушкодженість пломб, цистерн і спускного вентиля, після чого визначають масу меляси, що надійшла, зважуванням на залізничних вагах. При відсутності їх, а також у випадках, коли маса меляси при виграції була встановлена заміром висоти наливу у цистерну, масу меляси визначають замірно - калібровочним методом, використовуючи таблиці калібровки залізничних цистерн.

Меляса із цистерн зливається самопливом у розташовані нижче приймальні збірники – сталеві резервуари прямокутної форми, об'єм яких повинен бути розрахований на добову роботу заводу. З приймальних збірників мелясу коловоротним насосом перекачують у резервуари для зберігання. У холодну пору року мелясу у цистернах підігрівають парою за допомогою шланга з насадкою або барботеру. Деякі цистерни обладнані стаціонарними змішувачами.

Під час зливу меляси із залізничних цистерн відбирають середні проби, які зберігають у пляшках з етикетками, де вказані найменування продукту і заводу – відправника, номери цистерн та залізничних накладних, дати відбору проби, етикетки підписують представники заводу. Пляшки з пробями щільно закорковують, заливають сургучем або мастикою і опечатають печаткою заводу або пломбують. Середні проби відбирають також із цистерн і оформляють аналогічно пробам із залізничних цистерн.

У середніх пробах визначають вміст сухих речовин, цукру за прямою та інверсійною поляризацією, цукристість (сума зброджуваних цукрів), реакцію меляси (рН).

За основу розрахунків приймають ціну 1 т меляси цукристістю 46%. За кожен процент цукристості більше 46 % надають додаткову плату.

Втрати від неповного опорожнювання цистерн складають 0,15...0,25 % від маси меляси.

На деякі спиртзаводи, які розташовані поруч з цукровими заводами (наприклад, Лохвицький, Чернівецький та ін.) мелясу перекачують насосами по трубопроводу.

## ЗБЕРІГАННЯ СИРОВИНИ

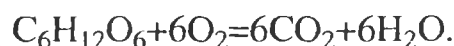
Для забезпечення безперервної роботи спиртзаводу повинен бути запас сировини. Картопля не витримує навіть легких приморозків, тому заготовляють усю її кількість і закладають на тривале зберігання восени. Зерно надходить більш-менш рівномірно протягом року, але інколи виникає потреба приймати значні партії сировини, тому зерносховища розраховують не менш, ніж на трьохмісячну потребу заводу у зерні.

### БІОХІМІЧНІ ОСНОВИ ЗБЕРІГАННЯ РОСЛИННОЇ СИРОВИНИ

#### Дихання

Бульби картоплі і зерна злаків, відокремлені від рослин, продовжують жити. Необхідною умовою зберігання сировини є підтримка цієї життєдіяльності, при припиненні її сировина починає розкладатися.

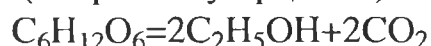
Життєдіяльність виявляється насамперед у диханні – окисленні органічних речовин, головним чином, гексоз киснем повітря. При цьому виділяється енергія, яка є джерелом для різних хімічних перетворень, переважно синтетичних. Частина енергії виділяється у вигляді теплоти. Баланс хімічних перетворень при аеробному диханні виражають рівнянням:



Аеробне дихання протікає складним шляхом; починається воно реакціями, які приводять до утворення пірвіноградної кислоти, і закінчується циклом трикарбонових кислот. При повному окисленні пірвіноградної кислоти відщеплюються діоксид вуглецю а також водень, який при перенесенні на молекулярний кисень утворює воду.

При повному окисленні гексози виділяється енергії 2822 кДж/моль. Біля 36% цієї енергії акумулюється у пірофосфатних зв'язках АТФ і витрачається для здійснення різноманітних реакцій синтезу. Частина енергії витрачається на виконання механічної роботи у клітині. Решта енергії розсіюється у навколишньому середовищі у вигляді теплоти.

При анаеробному диханні (спиртовому бродінні) згідно рівняння :



виділяється значно менше теплоти (118 кДж/моль) і тому для одержання необхідної кількості енергії рослинний організм витрачає більше вуглеводів. У макроергічних зв'язках запасється лише 25% вивільненої енергії.

Бульби картоплі не пристосовані до анаеробного обміну, внаслідок чого вони швидко псуються навіть при короткочасному анаеробіозі.

За відсутності кисню замість спирту утворюється молочна кислота:



Виділення вільної енергії становить 198,5 кДж/моль, з яких 29,6 % запасється у макроергічних зв'язках.

Аеробне і анаеробне дихання тісно зв'язані, переваги того чи іншого типу залежать головним чином від присутності кисню у середовищі. Загальним для більшості

організмів є аеробний шлях розкладу вуглеводів. У зерні і бульбах картоплі анаеробне дихання пілслюється при підвищенні температури і у кінці зберігання, коли активність окислюючих ферментів знижується. Анаеробне дихання може тривати до тих пір, поки шкідливі метаболіти не придушуть життєдіяльність організму.

Інтенсивність дихання виражають числом міліграмів діоксиду вуглецю, який виділився певною масою організму за одиницю часу. Наприклад, у 1 кг бульб картоплі за 1 год при температурі 30° С вона дорівнює біля 2 мг/(кг · год).

Інтенсивність дихання залежить від багатьох факторів. Бульби картоплі у перші дні після збирання, а також недозрілі, дрібні, ушкоджені дихають інтенсивніше. Енергія дихання більша у ранніх сортів і менша у пізньоспілих сортів. За даними Церевітінова Ф. В. , при підвищенні температури на 10° С кількість діоксиду вуглецю, який виділився з 1 кг картоплі за 1 год, зростає в середньому на 0,16 мг. Максимальна інтенсивність дихання при температурі 2...40° С.

Через те, що у зерні в порівнянні з картоплею міститься менше вологи, інтенсивність дихання у нього менша. Вона виражається у міліграмах CO<sub>2</sub> на 100 г сухих речовин за добу. Зародок дихає енергійніше, що пояснюється не тільки його фізіологічною роллю, але і більшим вмістом вологи. Недозріле та дефектне зерно дихає сильніше, ніж доброякісне.

Інтенсивність дихання зерна залежить від вологості і температури, із збільшенням яких вона зростає (рис.2.2). При температурі біля 55° С інтенсивність ди-

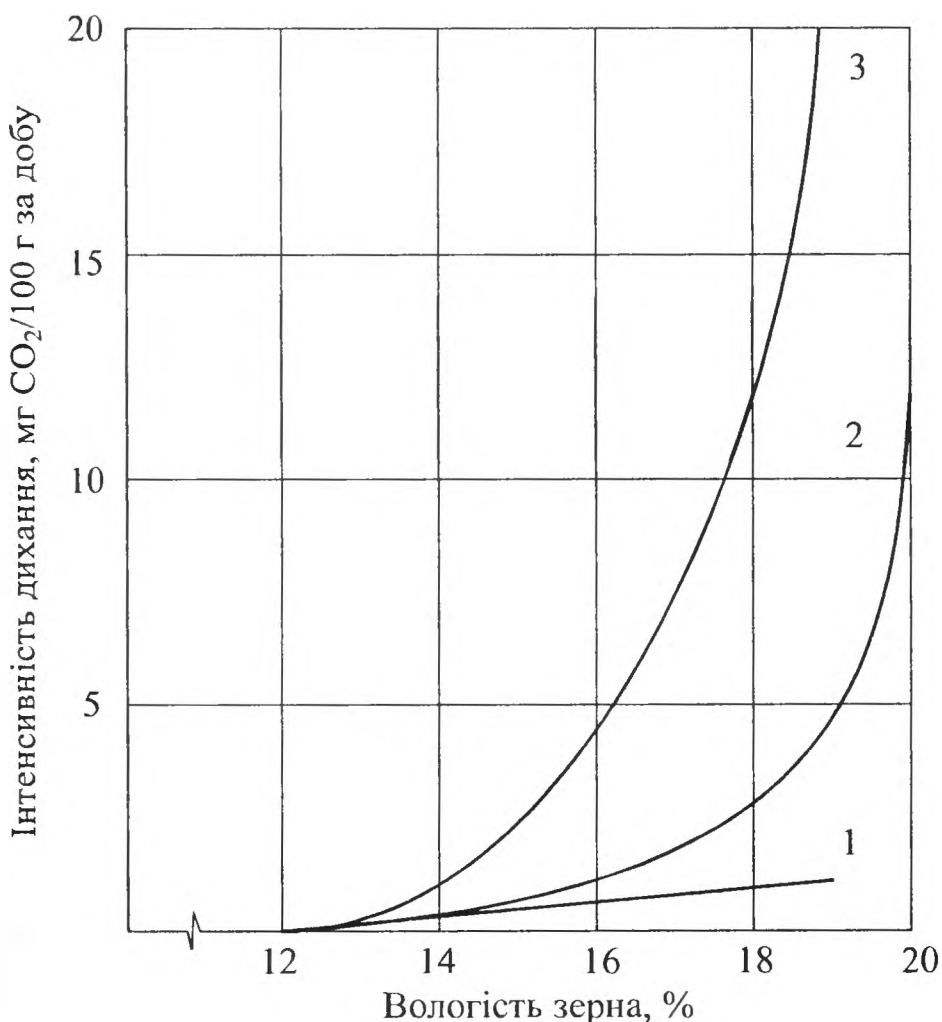


Рис. 2.2 Залежність інтенсивності дихання зерна від вологості і температури:  
 1 - при 10° С;  
 2 - при 18° С;  
 3 - при 25° С

хання досягає максимуму, потім з підвищенням температури загасає внаслідок часткової інактивзації окислюючих ферментів, а далі припиняється. При однакових температурах та вологості зерно кукурудзи дихає значно енергійніше зерна пшениці та інших зернових і бобових культур, що пов'язано з наявністю у кукурудзи великого добре розвинутого зародку. Виходячи з цього, для кукурудзи (і проса) прийнятною є критична вологість 13...14%. Мінімальна інтенсивність дихання зерна при вологості не більше критичної і низькій температурі.

Згідно з загальним рівнянням аеробного дихання на 1 об'єм поглинутого кисню виділяється 1 об'єм діоксиду вуглецю і відношення  $\text{CO}_2/\text{O}_2$ , яке називається дихальним коефіцієнтом, дорівнює 1. При обмеженому доступі повітря дихальний коефіцієнт зростає, при зберіганні вологого зерна – зменшується, мабуть, у зв'язку із споживанням частки кисню аеробними мікроорганізмами, які за цих умов добре розвиваються.

### Зміни хімічного складу сировини

На початку зберігання свіжозібраної сировини продовжуються синтетичні процеси і відбувається післязбиральне дозрівання – перетворення цукру у крохмаль, амінокислот у білки та ін. Після цього настає фізіологічна зрілість і стан глибокого спокою. Дозрівання картоплі при сприятливих умовах триває 1,25...1,5 міс., у зерна – 1,5...2 міс. Дозрівання кукурудзяного зерна закінчується після досягнення нормальної вологості.

При подальшому зберіганні сировини відбувається розщеплення частини крохмалю до моноцукридів, протопектину і білкових речовин – до розчинних сполук.

Розпад і синтез крохмалю у картоплі здійснюється не амілазами, а фосфорилазами, які здатні переносити глікозил та фосфорну кислоту з утворенням глюкозо-1-фосфату.

При підвищенні та зниженні температури швидкість реакцій дихання, розпаду і синтезу крохмалю змінюється неоднаково. Так, при зниженні температури з 20 до 0° С гідроліз крохмалю сповільнюється на 1/3, синтез крохмалю – у 20 разів, а інтенсивність дихання – у 3 рази. Внаслідок цього при температурі 0° С накопичується цукор. При підвищенні температури і відповідному прискоренні деяких реакцій більша частина цукру (3/4...4/5) ресинтезується у крохмаль, інша частина витрачається на дихання.

Перетворення крохмалю зерна у цукор відбувається також з участю фосфорилаз, але основну роль грають амілази.

При зберіганні сировини втрачаються органічні речовини, головним чином зброджувані речовини, які витрачаються на дихання, відбувається випаровування води, внаслідок чого склад сировини змінюється.

Особливо великими є зміни вологості і, щоб правильно обчислити втрати зброджених вуглеводів, необхідно визначити вологість і масу сировини до зберігання і після. Це потрібно також для обліку товарної сировини.

## **БІОФІЗИЧНІ ПРОЦЕСИ, ЯКІ ВІДБУВАЮТЬСЯ ПРИ ЗБЕРІГАННІ СИРОВИНИ**

### **Випаровування та поглинання вологи**

Великий вплив на інтенсивність дихання зерна має його вологість. У зерні є високополімерні сполуки, які знаходяться у колоїдному стані. Вони здатні зв'язувати воду за допомогою сорбційних зв'язків. Крім того, частина водяних парів сорбується у капілярах оболонки і внутрішніх шарах зерна. При зберіганні зерна між сорбцією водяних парів з повітря і їх випаровуванням досягається рівновага. Якщо пружність водяних парів над рослинним організмом дорівнює пружності парів у повітрі, то вологість, що відповідає цьому стану, називають рівноважною. Вона залежить від хімічного складу сировини та відносної вологості повітря. Рівноважна вологість залежить також від температури і дещо зростає з її зниженням. У залежності від параметрів повітря, при зберіганні відбувається випаровування чи поглинання вологи рослинним організмом. Із збільшенням відносної вологості повітря збільшується і вологість зерна і навпаки.

При зберіганні зерна з різною вологістю остання поступово вирівнюється, знижуючись чи підвищуючись до досягнення величини рівноважної вологості, яка відповідає відносній вологості повітря у зерносховищі.

Явище рівноважної вологості лежить у основі міграції вологи. Наприклад, при локальному охолодженні зерна біля стінки сховища відносна вологість повітря у цьому місці збільшується, одночасно збільшується і рівноважна вологість зерна. Зерно починає поглинати вологу з повітря і рівновага порушується. На місце зниклої вологи надходить волога з інших місць зерносховища, де відносна вологість повітря стає меншою, а це, у свою чергу, викликає випаровування вологи із зерна. Таким чином волога "перекачується" з теплих місць у холодні.

Відносна вологість повітря у процесі зберігання зерна при температурі 12...25° С не повинна перевищувати 80 %. Відносна вологість повітря при зберіганні картоплі повинна становити 80...85 %, при меншій вологості, внаслідок втрати вологи, бульби стають зморшеними, втрачають пружність, послаблюється імунітет по відношенню до мікроорганізмів.

### **Дія від'ємних температур**

Зерно нормальної вологості не втрачає життєдіяльності при досить низьких температурах, але вже при температурі біля -5° С воно може втратити здатність сходити.

Бульби картоплі замерзають при відносно від'ємних температурах. Зі зниженням температури нижче 0° С кристалики льоду спочатку утворюються у міжклітинних проміжках, а потім і всередині клітин. Якщо у міжклітинних проміжках ще мало льоду, то при повільному розтаванні вода назад надходить у клітину і бульбу можна повернути до життя. При великій кількості льоду, який утворюється всередині клітин, бульба гине внаслідок механічних ушкоджень оболонок клітин і денатурації протоплазми.

При швидкому заморожуванні цукор не накопичується і картопля може зберігатися досить довгий час без втрат вуглеводів, однак при розтаванні бульби швидко розм'якшуються і псуються.

### Вплив мікроорганізмів на зберігання сировини

Рослинна сировина містить велику кількість мікроорганізмів. Вони потрапляють із ґрунту, повітря та ін. Внутрішня частина неушкодженої сировини стерильна, мікроорганізми знаходяться на її поверхні. Так, у 1 г зернової маси налічується від декількох десятків тисяч до мільйонів різних мікроорганізмів.

Найбільшу шкоду приносить фітопатогенна мікрофлора, яка проникає у середину зерна та бульб і викликає захворювання.

Дія її викликає глибокі хімічні зміни і нарешті – псування зерна чи картоплі. Епіфітною мікрофлорою називаються ті види мікроорганізмів, які здатні розмножуватись на поверхні сировини.

Ураження картоплі грибами, наприклад *Phytophthora infestans*, викликає фітофторіоз, *Fusarium sulfureum* – фузаріоз (суха гниль), *Rhizoctonia solani* – різоктонію, бактеріями *B.solanacearum*, *B.sepidonicum* – кільцеву гниль, *Pseudomonas xanthochlorum* – мокру гниль. Гниль картоплі зумовлена головним чином бактеріями.

Епіфітна мікрофлора дуже впливає на самозігрівання зерна – підвищення температури зерна при зберіганні. Самозігрівання зерна – результат активної життєдіяльності зерна і мікрофлори, якій сприяє підвищена вологість, температура і достатній доступ повітря. Через те що теплопровідність зернової маси мала, теплота, що виділяється при диханні, затримується, і температура зерна безперервно підвищується.

Плісняві гриби, які здатні розмножуватись при меншій вологості зерна і повітря, відіграють більш активну роль у самозігріванні зерна, ніж дріжджі і бактерії. Крім того, плісняві гриби мають дуже високу інтенсивність дихання, достатній доступ повітря для якого забезпечується шпаруватістю зернової маси.

Розрізняють чотири стадії самозігрівання: у першій стадії температура підвищується до 30° С, у другій – до 40° С, у третій – до 50° С і у четвертій – до 70...75° С. У першій стадії переважають безспоріві бактерії і плісняві гриби; у другій значно знижується кількість епіфітних бактерій і підсилюється розмноження *Aspergillus*, *Penicillium*, *Fusarium*, актиноміцетів, бацил – *Bac.subtilis* і *Bac.mesentericus*; у третій стадії повністю зникають епіфітні бактерії; у четвертій стадії гинуть усі вегетативні форми мікроорганізмів.

У першій стадії зерно на дотик здається сухим, зберігає сипучість і ніякого стороннього запаху немає. У другій стадії зерно пріє, виникає солодовий запах. Вологі зерна жита і пшениці трохи темніють, зерна вівса і ячменю жовтіють, недозрілі зерна розм'якшуються. При температурі 50° С і вище зерно втрачає сипучість, воно має гострий гнилистий запах. Зерна жита і пшениці мають вигляд пригорілих, півки вівса та ячменю червоніють, недозрілі зерна вівса вкриваються чорною і зеленою пліснявою. При 70...75° С зерно “обвуглюється”.

При самозігріванні зерна різко змінюється якість і хімічний склад зерна. Уже в першій стадії самозігрівання на 30 % втрачається схожість зерна і воно непридатне для приготування солоду, знижується вміст крохмалю, зростає вміст цукрів і розчинних білкових сполук. У наступних стадіях самозігрівання ще більше втрачається цінність зерна.

При зберіганні меляси з концентрацією сухих речовин 75 % та вище наявність у ній мікроорганізмів не виявляється, тому що меляса знаходиться у самозаконсервованому стані. Коли ж вміст сухих речовин знижується, виявляють свою життєдіяльність кислотоутворюючі бактерії, які перетворюють цукор у органічні кислоти. Внаслідок цього меляса набуває кислої реакції середовища і стає менш цінною.

## ЗБЕРІГАННЯ ЗЕРНА

На спиртзаводах зерно зберігають у механізованих сховищах насипом. При цьому способі найбільш повно використовується площа і об'єм приміщень, збільшується можливість механізації усіх робіт з переміщення і переробки зерна, створюються кращі умови для спостереження за зерновою масою.

При нестачі місця у зерносховищі під час масового надходження зерна для короткочасного зберігання можна використовувати асфальтові або інші площадки – бунти. Розміри площадок визначають, виходячи із розміщення на 1 м<sup>2</sup> до 1 тонни зерна об'ємною масою 750 кг/м<sup>3</sup> – на площадках, не обладнаних щитами, і до 2 т зерна – на площадках, які мають по периметру щити. Позначка покриття площадки в залежності від ґрунту повинна бути на 1...2 м вище найвищого рівня ґрунтових вод.

Площадки, які призначені для тимчасового зберігання вологого і сирого зерна, обладнують переносними установками активного вентилявання.

У залежності від вологості зерна і від пори року зерно насипають шаром різної висоти. При вологості зерна вище критичної у в осінній період шар повинен бути не більшим 1,5 м. Коли зерно трохи полежить, шар збільшують до 2...3 м восени і до 4 м узимку. Об'ємна маса зернових культур коливається у таких межах (т/м<sup>3</sup>): вівса – 0,30...0,50, ячменю – 0,48...0,68, кукурудзи – 0,60...0,85, проса – 0,68...0,75, жита – 0,67...0,75, пшениці – 0,73...0,85.

При зберіганні зерна контролюють головним чином температуру, а також вологість, вміст домішок, зараженість шкідниками і свіжість зерна (запах і колір), у партіях солодового зерна перевіряють його енергію проростання та здатність до проростання.

Механізовані сховища призначені для зберігання зерна на підлозі чи в силосах. У обох випадках, крім внутрішніх транспортних засобів і автоматичних вагів, їх обладнують сепаратором для очищення зерна від пилу і грубих домішок.

На великих спиртзаводах зерно зберігають у силосних елеваторах. У кожний силос зерно загрузають окремо по культурах. Зберігання сирого зерна у силосах забороняється, вогке зерно зберігають тільки в охолодженому стані.

На початку самозігрівання зерна у сховищах комірною типу переміщують з одного місця в друге за допомогою зернометів, у механізованих сховищах – з

допомогою різних транспортних засобів, у сховищах силосного типу – переміщення зерна з одного силосу у інший через зерносушарку.

Для запобігання псування зерна комахами і кліщами сховища перед їх завантаженням ретельно дезинфікують отрутохімікатами – хлорпікрином, трихлорніт-рометаном та іншими нешкідливими для виробництва спирту речовинами. Для захисту зерна від гризунів у сховищах підлогу біля стін на відстані біля 1 м роблять бетонною, нижню частину стін штукатурять.

Свіжозібрані качани кукурудзи мають вологість більше 17 %, тому зберігають їх у буртах або у сапетках. Ширина основи буртів не повинна перевищувати 3 м. Сапетки представляють собою довгі вузькі дерев'яні сховища, стіни і підлога їх зроблені з зазором між дошками, дах дерев'яний чи черепичний. Ширина і висота сапеток по 2 м, довжина до 30 м, інколи і більша. Підлога впирається в цегляні стовпи і піднята над землею на 30...50 см. З ціллю інтенсивної природної вентиляції сапетки розташовують перпендикулярно напрямку пануючих вітрів.

При вологості зерна у качанах не вище 17 % їх можна зберігати у звичайних зерносховищах чи тимчасово на відкритих площадках, які захищені від атмосферних опадів.

При зберіганні відбувається усушка зерна – зменшення вологи по відношенню до початкової маси (у %).

## ЗБЕРІГАННЯ МЕЛЯСИ

Мелясу зберігають у вертикальних циліндричних резервуарах місткістю від 500 до 2000 тонн. Найбільш вигідне співвідношення висоти до діаметру 1:1. Їх загальну місткість розраховують, виходячи із забезпечення заводу запасом меляси на 5 місяців.

Кожний резервуар повинен мати зовнішню драбину, крани діаметром 25 мм, встановлені по висоті на відстані 1 м один від другого поряд із зовнішньою драбиною, поплавковий рівнемір, шкалу з зовнішнього боку резервуару для контролю за його наповненням, комунікації для надходження меляси, води і пари, у нижній частині трубу для перекачування меляси у виробництво і зміювик для підігріву меляси зимою парою до температури не вище 40° С. На резервуарах олійною фарбою пишуть їх номер, місткість у кубічних метрах, кількість меляси у тоннах. Дефектну мелясу приймають і зберігають у спеціальних резервуарах, які повинні мати самостійні мелясопроводи. Усі резервуари комунікують таким чином, щоб мелясу можна було подавати у виробництво з кожного резервуару окремо, одночасно з усіх, а також рециркулювати та перекачувати мелясу з одного резервуару у інший.

Тривалий час зберігають мелясу, яка містить сухих речовин не менше 75 %, має лужну або близьку до нейтральної реакції (рН не нижче 6,8) і витримує пробу на “самозакисання”.

При зберіганні протягом 6 місяців нормально забрудненої мікроорганізмами меляси з 75 % сухих речовин втрати цукру за 1 місяць у середньому 0,5 % від маси



його у мелясі. При 68 % сухих речовин і сильній інфікованості споровими бактеріями і дріжджами (до 500 тисяч клітин у 1 г) втрати зростають до 2,8 % за 1 місяць.

Відомі випадки, коли при зберіганні великої кількості меляси вона раптово починала розігріватися і виливатися з резервуару, виділяючи їдкі гази, а при охолодженні утворювалася нерозчинна губчата маса. При накопиченні газів у резервуарі відбувався вибух. Вірогідніше всього, це викликається екзотермічною меланоїдиною реакцією. Температура меляси поступово підвищується, що прискорює реакцію, відбувається підкислення меляси, інверсія сахарози і накопичення моноцукридів. У мелясі міститься значна кількість амінокислот. Таким чином реакція має автокаталітичний характер.

Розвитку цієї реакції сприяє також завантаження меляси, яка підігріта до 50...60° С, у неочищені резервуари, високий вміст сухих речовин (83...85 %) і тривалі зберігання.

### Контрольні питання і завдання

1. Біохімічні основи зберігання зерна.
2. Біофізичні процеси при зберіганні сировини.
3. Умови і способи зберігання зерна і меляси.

## РОЗДІЛ 3

# ПІДГОТОВКА СИРОВИНИ І ДОПОМІЖНИХ МАТЕРІАЛІВ ДО ПЕРЕРОБКИ

## ПІДГОТОВКА ЗЕРНА

Усі види зерна, яке надходить у виробництво, очищають від пилу, землі, каміння, металевих предметів (шматочків дроту, цвяхів, гайок) та ін. Домішки засмічують, викликають швидкий знос і навіть пошкодження обладнання, порушують нормальне протікання технологічних процесів, тому їх видаляють. Зерно, яке призначене для приготування солоду, звільняють від зіпсованого зерна, половинок та насіння бур'янів.

### Повітряно-ситове сепарування

Домішки, які відрізняються від зерна даної культури товщиною або шириною і аеродинамічними властивостями, відокремлюють на повітряно-ситовому сепараторі.

Зерно, яке надходить у сепаратор, спускається по аспіраційному каналу, у ньому маса зерна пронизується потоком повітря, що створюється вентилятором, і очищується від легких домішок. Потім на двох ситах, які коливаються, відокремлюються крупні та дрібні домішки. Очищене зерно з другого сита надходить у інший аспіраційний канал. Сита мають круглі отвори, діаметр яких залежить від культури зерна.

Швидкість повітря у аспіраційних каналах не повинна перевищувати 7 м/с (при більшій швидкості можливе здування зерна). У очищеному зерні вміст домішок повинен бути не більше 1 %.

### Магнітне сепарування

Дрібні металеві домішки, які містяться у зерні після очистки у повітряно-ситових сепараторах, відокремлюють з допомогою магнітних сепараторів. Сепаратори з постійним магнітом вмонтовуються у дно похилого жолобу, по якому рухається зернова маса. Металеві частки, які затримуються у заглибленнях біля полюсів магніту, періодично видаляють вручну. При несвоєчасному видаленні домішок можливе замикання полюсів, і тоді дія магніту припиняється. Сепаратори з постійним магнітом установлюють під кутом біля 40°. Вони мають довжину магнітного поля від 288 до 816 мм, силу притягання 88,3 Н і продуктивність по зерну від 1,08 до 3,06 т/год.

Більш досконалі є електромагнітні сепаратори з постійним магнітним полем. Вони складаються із циліндричного барабану, який виготовлений з немагніт-

ного матеріалу, і розташованого всередині нього електромагніту, що утворює магнітне поле. Зверху на барабан, який обертається за годинниковою стрілкою з круговою швидкістю до 0,5 м/с, по усій довжині поступає зерно шаром не більше 5 мм. Металеві домішки притягуються до поверхні барабану й утримуються на ній до тих пір, доки не вийдуть з дії магнітного поля. При діаметрі барабану 300 мм сепаратор, у залежності від культури зерна, має продуктивність від 4 до 9 т/год, витрачаючи 0,6...0,9 кВт·год електроенергії.

### Відділення насіння бур'янів

Домішки, які відрізняються від основної культури довжиною зерна, відділяють на машинах, що звуться триєрами. Робочий орган триєра – циліндр або диск з чашечками, які вибирають із зернової маси дрібні частки. У залежності від призначення, розрізняють два види триєрів: куклевідбірники – виділяють із основної культури половинки зерен і кулеподібні домішки, наприклад, насіння куколю; вівсюговідбірники – виділяють зерно основної культури із суміші її з довгими зернами вівса і вівсюга.

У спиртовій промисловості розповсюджені циліндричні триєри. У циліндричному триєрі виштамповані або висверлені на внутрішній поверхні чашечки, які мають форму півкулі або кишені. При відділенні куколю, дикого гороху, віки і битого зерна від ячменю діаметр чашечок повинен бути 6,25...6,5 мм, при відділенні вівсюга від жита – 8...8,5, вівсюга від вівса – 11,5 мм. На 1 м<sup>2</sup> поверхні розташовано біля 30 тис. чашечок. Барабан встановлюють під нахилом 75...100 мм на 1 м, він обертається з круговою швидкістю 0,25...0,4 м/с (10...20 хв<sup>-1</sup>). Усередині барабана розташований жолоб зі шнеком.

При роботі триєра як куклевідбірника чашечки заповнюються кулеподібним насінням і половинками зерен, які при обертанні барабану піднімаються на певну висоту, випадають з чашечок у жолоб і виводяться шнеком. Довгі зерна, які вкладаються у чашечки, випадають з них за допомогою скребачки, яка шарнірно закріплена на краю жолоба, скидаються назад.

При роботі триєра як вівсюговідбірника у жолоб, навпаки, потрапляє основна культура. Продуктивність триєра при цьому зменшується.

Зерно, яке призначене для приготування солоду (крім проса), розділяють у сортувальних машинах – циліндричних барабанах, які обтягнені металевою сіткою, на три сорти: 1 і 2 використовують для одержання солоду, 3 сорт направляють на розварювання.

## ПІДГОТОВКА МЕЛЯСИ

При переробці у спирт меляси підготовка її зводиться до гомогенізації (усереднення складу), підкислювання, асептування, внесення живильних речовин для дріжджів і розведення водою. Мелясу, яка сильно інфікована мікроорганізмами, піддають тепловій стерилізації, а при виробництві спиртових дріжджів як хлібопекарських ще і очищують від завислих домішок.

У залежності від способу переробки меляси – одно - чи двопотокового – готують мелясне сушло одної чи двох концентрацій сухих речовин: 22 % чи 12 і 32 % відповідно. Сушло концентрацією 12 % називають сушлом для дріжджів, сушло концентрацією 32 % - основним. Однопотоковий спосіб використовують на заводах, які виробляють спирт і хлібопекарські дріжджі.

По однопотоковому способі зброджування мелясу перед зважуванням гомогенізують шляхом перекачування насосом із нижньої частини гомогенізатора (циліндричного резервуару) у різні місця за його висотою. Дефектна меляса спочатку стерилізується, охолоджується і змішується з нормальною мелясою.

Після зважування меляса підкислюється, асептується і збагачується живильними речовинами для дріжджів у спеціальному змішувачі, розводиться водою до концентрації сухих речовин 35...40 % , очищується від завислих домішок у кларифікаторі і, нарешті, розводиться до концентрації 22 %.

За двопотоковим способом зброджування гомогенізована меляса, яка призначена для приготування дріжджового сушла, зважується, підкислюється, асептується, збагачується живильними речовинами і розводиться водою до концентрації сухих речовин 12 %. При цьому усю кількість кислоти і живильних солей, яка розрахована на всю мелясу, вносять у сушло для дріжджів. Мелясу, що призначена для приготування основного сушла, після зважування тільки асептують і потім розводять до концентрації 32 %.

Кількість меляси, яка витрачається щодоби, розраховують, виходячи із добової продуктивності заводу, нормованого виходу спирту з 1 т умовного крохмалю і вмісту зброджуваних речовин у мелясі.

Добову продуктивність спиртового заводу виражають у декалітрах (дал) безводного спирту – сирцю, який міститься у всіх продуктах ректифікації, з врахуванням втрат при виділенні спирту із зрілої бражки (0,2 %). Припустимо, що на заводі за добу виробляється **A** (дал) ректифікованого спирту вищої очистки міцністю **K<sub>a</sub>** (об. %), **B** (дал) головної фракції етилового спирту міцністю **K<sub>b</sub>** (об. %), **C** (дал) сивушного масла міцністю **K<sub>c</sub>** (об. %), **D** (дал) сивушного спирту міцністю **K<sub>d</sub>** (об. %). Тоді добова продуктивність заводу **Q** (дал) складає :

$$Q = (AK_a + BK_b + CK_c + DK_d / 100) \cdot 1,002.$$

При нормативному виході спирту **V** (дал) з 1 т умовного крохмалю і вмісті зброджених речовин у мелясі  $\Sigma_{збр}$  у перерахунку на цукрозу витрата меляси **M**(т) складає :

$$M = 100 Q / V \cdot 0,95 \Sigma_{збр} .$$

де **0,95** – коефіцієнт перерахунку цукрози в умовний крохмаль.

Для обліку меляси використовують платформені ваги вантажопідйомністю 3,5 і 10 т у залежності від продуктивності заводу.

### Підкислення і асептування меляси

Мелясне сушло треба зброджувати в умовах, які виключають розвиток сторонніх мікроорганізмів, продукти обміну яких негативно впливають на життєдіяльність дріжджів. У спиртовому виробництві більшість мікроорганізмів гине внаслідок

док високої концентрації сухих речовин мелясного сусла, рН середовища і вмісту спирту у бражці. Для спиртового бродіння найбільш небезпечні різні кислотоутворюючі бактерії, які мають високу кислото- і спиртостійкість, для пресованих дріжджів – кислотоутворюючі бактерії з високою протеолітичною активністю.

Зброджування мелясного сусла дріжджами нормально протікає при рН біля 5. Для пригнічення розвитку сторонньої мікрофлори активну концентрацію водневих іонів у суслі треба довести до рН 2,8...3, але при цьому пригнічувалося би розмноження і бродильна енергія дріжджів. Тому при однопотоковому способі зброджування рН сусла підтримують біля 5, чому відповідає титруєма кислотність 0,4...0,6 град. (у залежності від буферної ємності меляси); при двопотоковому – кислотність дріжджового сусла становить 1,1...1,3 град. і після змішування з основним сусликом – 0,6...0,7 град. При обох способах для пригнічення сторонньої мікрофлори додають антимікробні речовини.

Нерозведеним мелясу ефективніше підкисляти й асептувати, тому що створюються більш високі кислотність середовища (1,6...2,4 град. при однопотоковому і 3,5...4,5 град. при двопотоковому способі) і концентрація антисептику. Для підкислення використовують сірчану і соляну кислоти. Витрата соляної кислоти менша, ніж сірчаної (140 кг проти 198,1 кг у перерахунку на 100 % - ну концентрацію і на 1000 дал спирту), однак при цьому обладнання повинно бути виконане з кислостійкої сталі. Приведена витрата кислот нормативна, фактична залежить від вихідної лужності і буферності меляси, а також від прийнятої кислотності сусла.

Прийнято вважати, що при підкислюванні меляси сірчаною кислотою утворюється гіпс, який викликає утруднення у процесах сепарування дріжджів та упарювання мелясної барди. Внаслідок цього перевагу віддають соляній кислоті. У той же час відомо, що сульфат-іон менш токсичний по відношенню до дріжджів, ніж хлорид-іон. Досліди, які були проведені в Національному університеті харчових технологій (к. КТІХП), показали, що при підкисленні меляси сірчаною кислотою до рН 5 гіпс не утворюється, більш повно зброджуються цукри мелясного сусла, вихід спирту вищий, ніж при використанні соляної кислоти. Це також було підтверджено співробітниками Паневежиського дослідного спирткомбінату. Вони встановили, що при упарюванні нейтралізованої до рН 6 "сірчаної кислоти" барди значно зменшується корозія обладнання, не утворюється накипу у випарних установках, покращується якість конденсату, стічних вод і випареної барди.

Антимікробні препарати для асептування меляси повинні мати високу бактерицидну дію, не впливати негативно на життєдіяльність дріжджів і якість спирту, не бути токсичними для тварин. Нормативна витрата антимікробних препаратів (кг на 1000 дал спирту для кожного окремо): хлорного вапна 11,0, 40 %-ного формаліну 5,0, сульфонолу 2,13. При одержанні хлібопекарських дріжджів виділенням їх з мелясно-спиртової бражки норма витрати хлорного вапна може бути збільшена до 20...25 кг. Хлорне вапно використовують у вигляді водного розчину.

Мелясу змішують з кислотою, антисептиком і живильними речовинами у змішувачі (рис. 3.1), це циліндричний посуд, усередині якого розташований вал – 4 з закріпленими на ньому стержнями – 2. Такі ж, але нерухомі стержні 3 має і внутрішня

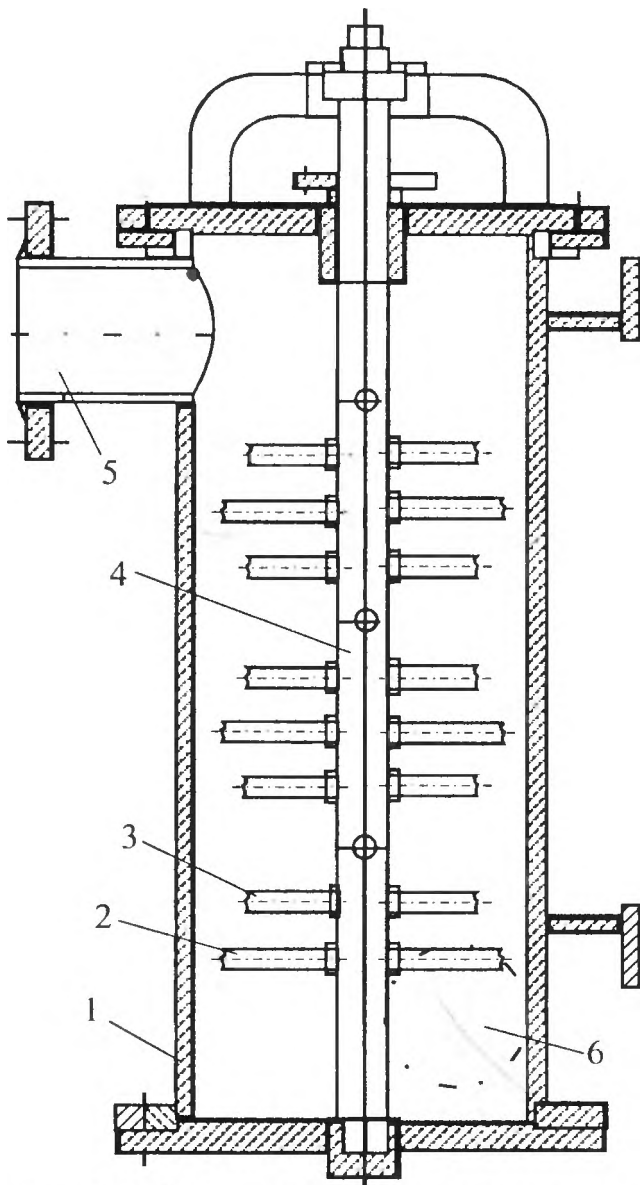


Рис. 3.1 Змішувач м'яса з кислотою, антисептиком і живильними речовинами

поверхня корпусу змішувача. Завдяки чергуванню рухомих і нерухомих стержнів забезпечується завихрення, яке сприяє кращому перемішуванню м'яса з допоміжними матеріалами. Частота обертання валу 70...80 хв<sup>-1</sup>. Об'єм змішувача розраховується на обробку м'яса протягом 15...20 с. Допоміжні матеріали надходять у змішувач через патрубок – 5, асептована м'яса виводиться через патрубок – 6 у два – три збірники загальною ємністю на добовий запас.

### Стерилізація м'яса

Швидкість загибелі мікроорганізмів при летальній температурі описується кінетичним рівнянням хімічної реакції першого порядку:

$$N = N_0 e^{-Kt}$$

де  $N$  – кількість мікроорганізмів через час  $t$  у хв;  $N_0$  – початкова кількість мікроорганізмів;  $e$  – основа натуральних логарифмів;  $K$  – константа швидкості відмирання мікроорганізмів.

Спорові мікроорганізми більш терморезистентні, ніж вегетативні форми. Молоді клітини гинуть швидше старих.

Через те, що при підвищенні летальної температури різко знижується тривалість її дії на мікроорганізми, то найбільш ефективна

короткочасна стерилізація при температурі до 140° С. Щоб загальмувати швидкість інверсії цукрози і розкладу інвертного цукру, рН м'ясного розчину підтримують не нижче 6. Для досягнення більшого ефекту відмирання мікроорганізмів концентрацію м'яса знижують до 60...65 %.

Теплову обробку м'яса за способом *Alvo – therm* на установці “*Alfa – Javal*” проводять таким чином.

М'яса із збірника 1 (рис. 3.2) і вода із збірника 2 змішуються у насосі 3 до концентрації сухих речовин 45...50 %, суміш подають у збірник 4, а з нього насосом 5 у кларифікатор 6. Завдяки надлишковому тиску на виході з кларифікатору освітлений розчин надходить у збірник 7, з якого насосом 8 передається у теплообмінник 9. У ньому розчин нагрівається у дві стадії: у першій – екстрапарою з випарувальної камери 11, у другій – гострою парою і при температурі 85...90° С насосом 12 подається в стерилізатор 10, де нагрівається гострою парою до температури стерилізації 140° С. Після витримки протягом біля 4 с розчин над-

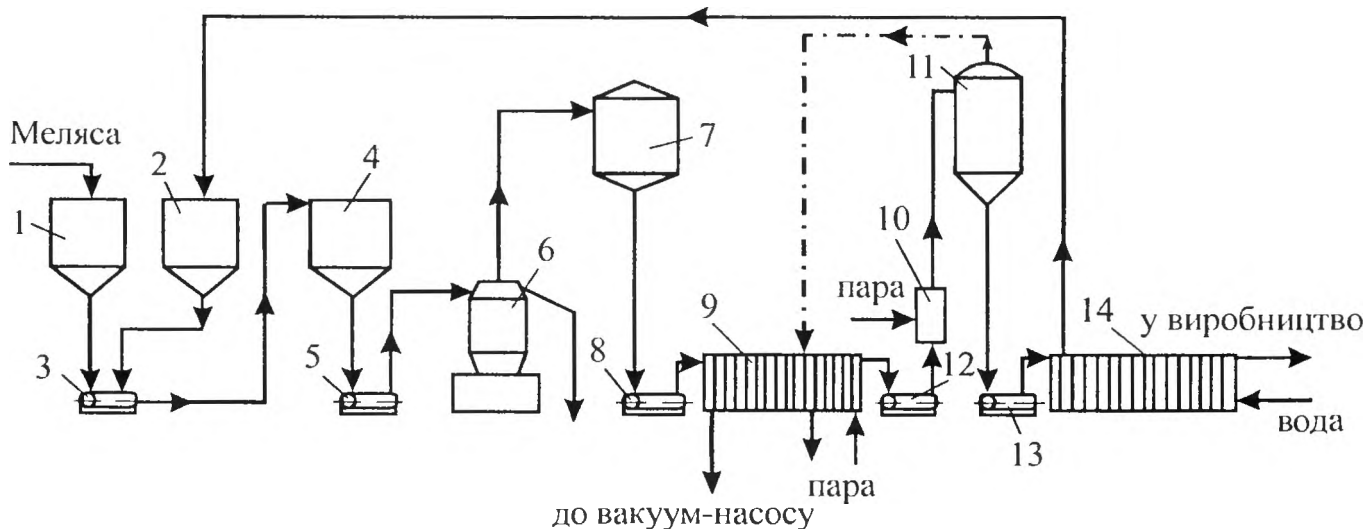


Рис. 3.2 Апаратурно-технологічна схема розведення, кларифікації та стерилізації м'яса за способом Albo-therm

ходить у випаровувальну камеру – 11, де створене слабе розрідження. Тут відбувається миттєве охолодження розчину до  $85^{\circ}\text{C}$ , яке супроводжується виділенням вторинної пари, яку направляють у теплообмінник – 9. Насосом – 13 розчин подають у пластинчатий теплообмінник – 14 для охолодження водою. Відпрацьовану воду використовують для розведення м'яса.

Національним державним університетом харчових технологій (к. КТІХП) рекомендовано проводити стерилізацію інфікованої м'яса при концентрації сухих речовин 50 %, температурі  $120\dots 130^{\circ}\text{C}$  протягом 1 хв в установці, яка складається із парової контактної головки (стерилізатора), витримувача, випаровувальної камери, конденсатора і вакуум-насоса. Висока ефективність такого способу стерилізації м'яса встановлена також співробітниками ВНДІ харчової біотехнології.

### Збагачення м'яса живильними речовинами для дріжджів

Для кращого харчування дріжджів при бродінні до м'яса у змішувачі додають ортофосфорну кислоту, сечовину, інколи діамонійфосфат. Як антисептики додають розведену сірчану або соляну кислоту, а також інші речовини, які забезпечують біологічну чистоту бродіння.

Витрати 70 %-ної ортофосфорної кислоти  $G_p$  (кг на 1000 дал спирту):

$$G_p = (FP + 0,3 FP - MP_1) \cdot 1,97 \cdot 10,$$

де  $F$  – вміст у зрілій бражці дріжджів вологістю 75 %, т;  $P$  – вміст  $P_2O_5$  у дріжджах, % (біля 1%); 0,3 – коефіцієнт, що враховує 30%-ні витрати  $P_2O_5$  на обмінні реакції;  $M$  – витрати м'яса, т;  $P_1$  – вміст  $P_2O_5$  в м'ясі, %; **1,97** – коефіцієнт перерахунку  $P_2O_5$  на 70 %-ну ортофосфорну кислоту, яка містить 50,7 %  $P_2O_5$  (100:50,7).

Формулою можна користуватися для розрахунку витрат будь-якого джерела фосфору, змінивши відповідно значення коефіцієнта 1,97.

Норма витрати 70 %-ної ортофосфорної кислоти на виробництво спирту становить 13 кг на 1000 дал, на виробництво хлібопекарських дріжджів – 5 кг/т. Для підвищення виходу дріжджів рекомендується встановити єдину (загальну) витрату ортофосфорної кислоти – 0,06 % до маси меляси, або 21,5 кг на 1000 дал спирту.

При дефіциті у мелясі засвоюваного азоту вносять сульфат амонію або сечовину. Діамоній фосфат, який містить азот і фосфор, використовують досить рідко. У сечовині азоту міститься у 2,2 рази більше, ніж у сульфаті амонію, відповідно менші і її витрати. При засвоєнні дріжджами азоту сечовини не звільнюється кислотний залишок, внаслідок чого рН зброджуваного сусла не знижується.

Витрати речовин, які містять азот, (кг на 1000 дал спирту):

$$G_N = (FN_1 + 0,07FN_1 - MN_2) \cdot K \cdot 10,$$

де  $N_1$  – вміст азоту у дріжджах 75 %-ної вологості, % (звичайно біля 2 %); **0,07** – коефіцієнт, що враховує 7 %-ну втрату азоту на обмінні реакції;  $N_2$  – вміст засвоюваного азоту у мелясі, %;  $K$  – коефіцієнт перерахунку азоту на джерело азотистого живлення.

Нормальна витрата сульфату амонію 40 кг, сечовини 9-20 кг на 1000 дал спирту. Застосовують їх у вигляді декантованих розчинів з п'яти – шестикратною кількістю води.

Живильні речовини і кислоту змішують з мелясою у змішувачі, аналогічному зображеному на рис. 3.1.

Співробітниками Воронежського об'єднання спиртової промисловості запропонована установка для безперервного підкислювання, асептування меляси і збагачення її живильними солями. Установка складається із чотирьох чи більше циліндричних посудин з конічним дном, які з'єднані переточними трубами. Загальна місткість усіх цистерн розрахована на добовий запас меляси.

Перша посудина розташована на 0,6...1 м вище наступних і призначена для змішування меляси з розчинами соляної чи сірчаної кислоти, антисептиків і живильних солей. У нижній частині збірника знаходиться повітряний барботер для перемішування, аерування і видалення легких органічних кислот з меляси. Для кращого перемішування і підвищення ступеня використання повітря на внутрішній поверхні циліндричної частини змішувача закріплено п'ять – шість гвинтоподібних направляючих із листової сталі, що має товщину 5...6 мм і ширину 200...250 мм. У другому збірнику – відстоювачі – осідають гіпс та інші нерозчинені домішки. На внутрішній поверхні наступних (не менше двох) посудин – витримувачів під кутом 40...45° приварені дві такі ж гвинтоподібні пластини, як і у змішувачі. Вони надають обертальний рух мелясі, що сприяє усуненню застоїв біля стінок. Для розділення меляси на кінцях перетокових труб встановлені розсікачі.

Меляса з вагів надходить у змішувач, куди одночасно дозуються кислота та інші допоміжні речовини. Змішуючись з ними, меляса послідовно проходить по перетокових трубах у відстоювач і витримувачі, потім подається у напірний збірник асептованої меляси. Осади виводять із відстоювача при дезінфікації обладнання. Установка дозволяє покращити асептування меляси і впровадити автоматизацію на цій ділянці.



### Змішування м'яса з водою

Кількість м'яса і води, потрібні для приготування суслу, розраховують на основі рівняння балансу сухих речовин.

При однопотоковому способі зброджування м'ясного суслу баланс сухих речовин:

$$MC/100 = V d C_1/100 ,$$

де  $M$  – кількість м'яса, кг;  $C$  – вміст сухих речовин у м'ясі, %;  $V$  – об'єм м'ясного суслу, л;  $d$  – відносна густина суслу;  $C_1$  – вміст сухих речовин у суслі, %.

У лівій частині рівняння виражена кількість сухих речовин м'яса, у правій частині – сухих речовин суслу.

Величину  $d$  знаходять по таблицях залежності між вмістом сухих речовин і відносною густиною м'ясних розчинів.

Маса суслу (кг):

$$M_C = Vd = MC/C_1 .$$

Кількість води, яка додається до м'яса:  $(M_C - M)$  (кг або л).

При двопотоковому способі зброджування м'ясного суслу баланс сухих речовин виражається такими рівняннями:

для основного суслу –

$$M_1 C_1 = V_1 d_1 C_1^1 ,$$

для суслу для дріжджів –

$$M_2 C_2 = V_2 d_2 C_2^1 ,$$

де  $M_1$  і  $M_2$  – кількість м'яса для основного і суслу для дріжджів, кг;  $C_1$  і  $C_2$  – вміст сухих речовин у м'ясі для основного і суслу для дріжджів, %;  $V_1$  і  $V_2$  – об'єми основного і суслу для дріжджів, л;  $d_1$  і  $d_2$  – відносна густина основного і суслу для дріжджів;  $C_1^1$  і  $C_2^1$  – вміст сухих речовин у основному і суслі для дріжджів, %.

В умовах безперервного зброджування м'ясного суслу особливу увагу слід приділити безперервному приготуванню суслу. Одержання однорідного за концентрацією сухих речовин суслу – необхідна умова для розмноження дріжджів з метою рівномірного розподілу його між дріжджогенераторами, нормальної дії приладів системи автоматичного регулювання роботи дріжджобродильного відділення та підтримання стабільних умов життєдіяльності дріжджових клітин.

Для розведення м'яса використовують безперервнодіючі змішувачі двох типів: з механічним розмішуванням і без нього. Конструкція змішувача першого типу така ж як і в описаного вище механічного змішувача.

Із змішувачів без розмішувачів найбільш досконалий апарат конструкції УкрНДІ спиртбіопроду (к. УкрНДІСП) (рис. 3.3). Він має вигляд вертикальної циліндричної посудини 5, у його нижній частині є патрубки 7, 6 і 2 для підводу відповідно м'яса, гарячої і холодної води. Кільцеву гребінку 3 закріплюють до нижньої кришки 1 так, щоб утворилася камера, у яку надходить м'яса, а також вода для кращого перемішування і нагрівання м'яса. Перемішуванню сприяють також тангенціально встановлений патрубок холодної води. У верхній частині змішувача роз-

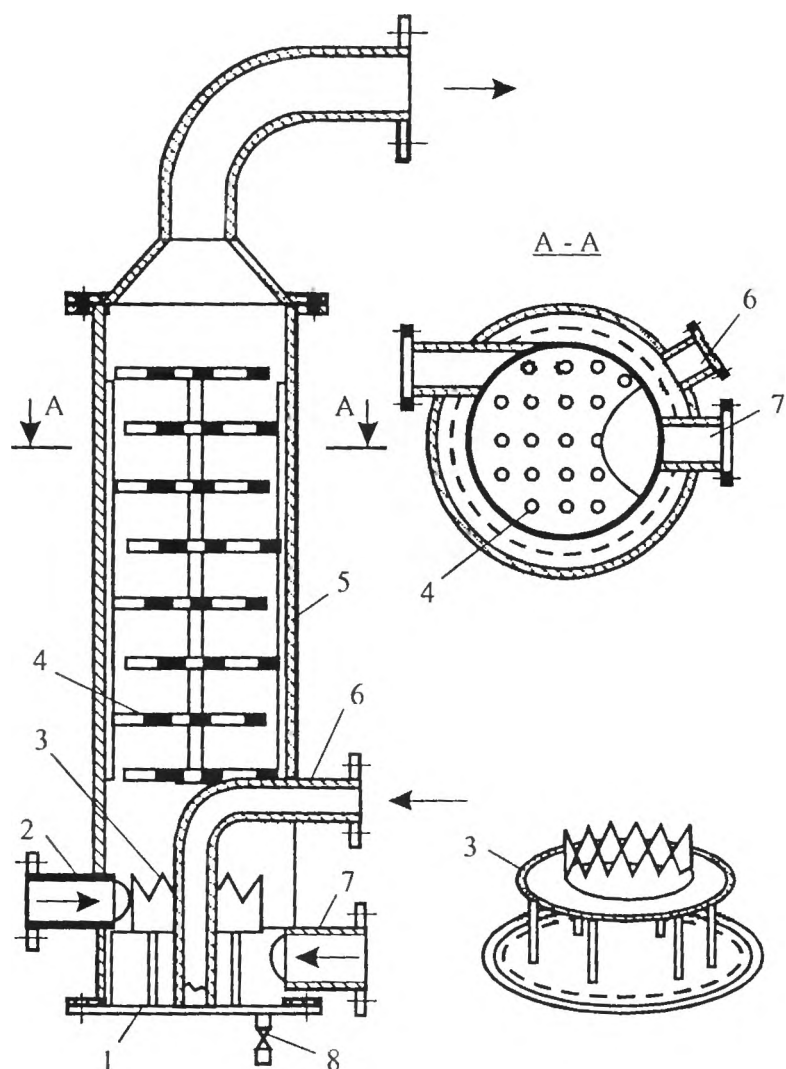


Рис. 3.3 Змішувач м'яса з водою

ташовані від 8 до 10 ситчастих тарілок: 4 з вирізами, які по черзі розташовані з протилежного боку. Тарілка має 24...26 отворів діаметром 15...20 мм. Завдяки розташуванню вирізів з протилежних боків подовжується шлях проходження м'ясного сусла і покращується перемішування внаслідок зустрічі повздовжніх і поперечних напрямів сусла. У нижній частині змішувача є вентиль 8 для його випорожнення.

З метою зменшення витрати артезіанської води і кількості виробничих стоків для розведення м'яса можна частково використовувати післяспиртову м'ясну барду, воду після промивання сивушного масла, конденсатів парів м'ясної барди та промивні води з цеху хлібопекарських дріжджів.

Можливості повернення післяспиртової барди на розведення м'яса на спиртових заводах, які

виробляють хлібопекарські дріжджі, дуже обмежені – біля 10 % від загальної витрати води на приготування сусла. При більшому поверненні нездріждженої барди вихід спирту зменшується і погіршується якість хлібопекарських дріжджів.

При додержуванні повних умов – нетривале перебування у збірниках, біологічна чистота транспортних пристроїв і комунікацій – барда не викликає закисання бражки. Продукти автолізу дріжджових клітин, які містяться у нездріждженій післяспиртовій барді, активують процес головного бродіння.

Ректифікований спирт, одержаний із бражки з бардою, відповідає вимогам до ректифікованого спирту вищої очистки. Вихід спирту при поверненні у виробничий цикл до 40 % нездріждженої барди не змінюється протягом декількох місяців.

Повернення первинної м'ясної барди на розведення м'яса дозволяє зменшити витрати артезіанської води на приготування м'ясного сусла, кількість важкоочисних стоків, площу полів фільтрації.

Співробітниками УкрНДІ спиртбіопроду встановлено, що використання конденсатів парів первинної і вторинної м'ясної барди для розведення м'яса не впливає негативно на процес спиртового бродіння, розмноження дріжджів і вихід спирту. Витрати конденсату парів вторинної м'ясної барди складає 43 % від витрат артезіанської води на розведення м'яса.

Велика кількість спиртових заводів не має достатніх джерел артезіанської води і тому для розбавлення меляси вимушені використовувати ставкову воду, яку необхідно піддавати знезараженню і очистці. А.М. Кривчун розробив спосіб очистки ставкової води методом електрокоагуляції і електрофлотації з метою використання її для технологічних цілей у спиртовому виробництві.

### Кларифікація мелясних розчинів

У мелясі міститься від 0,3 до 0,5 % завислих частинок, які приблизно наполовину складаються з органічних речовин (колоїдів). З мінеральних речовин присутні переважно вапно, солі кремнієвої кислоти, окиси заліза. Завислі частинки засмічують дріжджові сепаратори і затруднюють промивання дріжджів. Крім того, вони зменшують вихід дріжджів, надають їм темного кольору і знижують стійкість при зберіганні.

Під терміном кларифікація у цьому випадку слід розуміти не освітлення, а очистку мелясних розчинів. Цей процес відбувається у кларифікаторах (сепараторах-очищувачах) під дією відцентрових сил, які виникають при обертанні барабана (рис. 3.4).

Використовують кларифікатори з барабаном і циліндричними вставками, які утворюють грязеві камери. Кларифікатор ВСМ – чотирьохкамерний, діаметр барабана 620 мм, кількість вставок 3, частота обертання  $4170 \text{ хв}^{-1}$ . Він належить до типу напівзакритих кларифікаторів: приплив і виведення мелясного розчину відбувається під надлишковим тиском, процес сепарування не ізольований від доступу повітря.

У грязевих камерах залишається осад вологістю біля 80 %. Його вибирають вручну, кларифікатор миють 2 %-ним розчином соди і сполоскують водою. У деяких моделях осад вивантажують гідравлічно без зупинки кларифікатора. Ступінь очистки зростає із збільшенням кратності розведення меляси (менша в'язкість) й із зниженням завантаження кларифікатора мелясним розчином. При концентрації сухих речовин у мелясному розчині 35...40 % осад складає у середньому 0,08 % до маси очищеної меляси. Поряд з відділенням суспендованих речовин з меляси видаляється приблизно 40 % мікрофлори, яка міститься у ній, головним чином паличок і стрептококів.

В осад виводиться 0,013 ...0,026 % цукру в перерахунку на цукор меляси. 90...92 % його можна екстрагувати водою, а після обробки антисептиком і відстоювання декантувати і використовувати для розведення меляси.

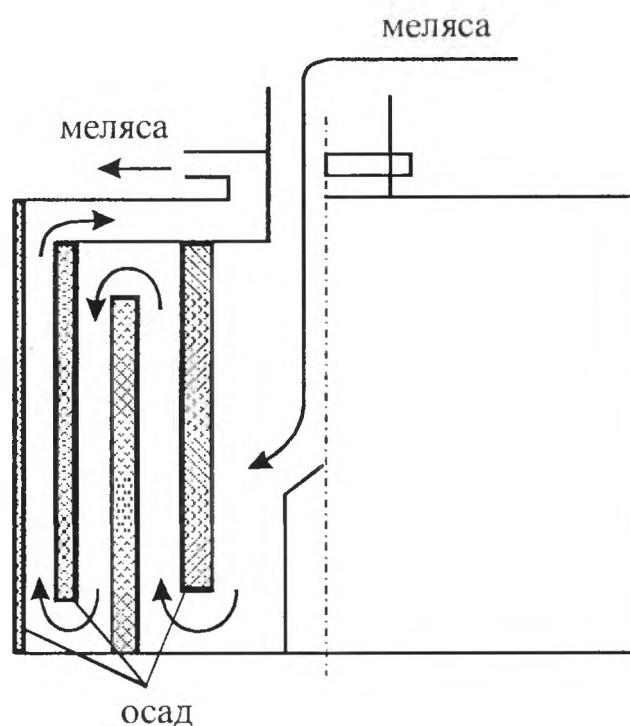


Рис. 3.4 Барабан кларифікатора (схема)

Досвід Лохвицького спирткомбінату, на якому раніше були встановлені кларифікатори, показав, що при переробці очищеної меляси у бражці на 4...6 % збільшується кількість дріжджових клітин і різко підвищується стійкість хлібопекарських дріжджів при зберіганні. Однак є й інші експериментальні дані. Мелясне сусло, яке було піддане механічній очистці, зброджується повільніше, ніж неочищене. Припускають, що при кларифікації мелясного розчину в осад переходять біостимулятори.

### **Приготування розчинів живильних солей і емульсій піногасників**

Рідкі допоміжні матеріали транспортують і зберігають у металевих резервуарах або скляних бутелях, кристалічні речовини – у дерев'яних бочках, фанерних або металевих барабанах, поліетиленових та крафт-мішках.

Як живильні речовини, що містять азот і фосфор, у виробництві спирту з меляси та кормових дріжджів використовують карбамід разом з ортофосфорною кислотою чи з діамонійфосфатом. Карбамід і діамонійфосфат розчиняють у 5...6 – кратній кількості теплої води у збірнику. До приготовленого розчину карбаміду з мірника додають ортофосфорну кислоту.

Розчини живильних солей готують на добову потребу спиртового цеху і цеху кормових дріжджів. Із збірника для приготування солей розчин подають насосом у мірники, розташовані у спиртовому цеху і цеху кормових дріжджів, з яких він самотпливом надходить на збагачення меляси чи мелясної барди.

Вода, яку використовують для приготування розчинів живильних солей, повинна бути біологічно чистою. Тому при використанні води з відкритих водоймищ її необхідно знезаражувати.

Соляну і сірчану кислоти один раз у зміну насосом подають без розведення з резервуарів для зберігання у мірники.

Олеїнову кислоту чи сапесток змішують з 8...10 – кратною кількістю води чи конденсату від випарної установки й у підігрітому стані емульгують у збірнику-емульсорі.

При приготуванні емульсії олеїнової кислоти емульсор наповнюють на 1/3 теплою водою (60° С), додають 5...10 % за об'ємом олеїнової кислоти і перемішують суміш протягом 1,5...2,0 год.

Кожну партію сапестоку аналізують на вміст жиру. Для одержання стійкої емульсії у лабораторії експериментально підбирають потрібну кількість їдкого натрію, який додається.

Для приготування емульсії сапесток і гарячу воду змішують у емульсорі у співвідношенні, яке забезпечує 8...10 %-ну концентрацію жиру. Суміш кип'ятять 1,5...2,0 год з перемішуванням, додають розчин їдкого натрію до рН 7,0...8,0 (2...4 кг на 100 л сапестоку) і крізь сітчатий фільтр насосом у мірник-дозатор, звідки використовують для піногасіння у різних апаратах.

При карбонатному омиленні витрачається до маси жиру 6,1 % кальцинованої соди і 1,5 % їдкого натрію. В емульсор заливають воду, додають необхідну кількість кальцинованої соди і вміст підігрівають парою до кипіння. Потім при перемішуванні вводять послідовно сапесток і їдкий натрій. Перемішують при температурі 90...95° С протягом 40 хвилин.

### **Контрольні питання і завдання**

1. Особливості підготовки зерна.
2. Антисептування і збагачення меляси мінеральним живленням.

# ОДЕРЖАННЯ СОЛОДУ ТА МІКРОБНИХ ФЕРМЕНТНИХ ПРЕПАРАТІВ

## ОЦУКРУЮЧІ МАТЕРІАЛИ

У виробництві спирту із крохмалевмісної сировини (зерна злакових та ін.) використовують оцукруючі матеріали, які містять, як правило, комплекс ферментів для гідролізу полімерів: крохмалю, білків, пектинових речовин, пентозанів, целюлози та ін. Як оцукруючі матеріали використовують солод, ферментні препарати мікробного походження або їх суміш.

Вуглеводовмісні полімери (крохмаль, целюлоза) використовуються як джерела вуглецю для мікробіологічного утворення етанолу і утворення біомаси дріжджів. Але вони можуть бути використані мікроорганізмами тільки після гідролізу їх до моно- і дицукридів. Кислотний гідроліз їх у виробництві спирту для харчових цілей неприйнятний, бо в результаті його утворюються небажані речовини, які переходять у “гідролізний спирт” і негативно впливають на організм людини. Крім того, кислотний гідроліз полімерів дорогий. Тому етиловий ректифікований спирт для харчових цілей одержують тільки з використанням ферментного гідролізу полімерів сировини.

Азотисті речовини потрібні для життєдіяльності дріжджів, тому необхідний ферментативний гідроліз білків до амінокислот, які є джерелом не тільки азоту для дріжджів, а і вуглецю. При їх наявності у суслі на утворення біомаси дріжджів витрачається менше цукрів, а значить, і збільшується вихід спирту.

Гідроліз пектинових речовин не має важливого значення у виробництві спирту, бо продукти їх гідролізу не використовуються дріжджами. Але на стадії приготування замісу їх гідроліз бажаний в зв'язку з тим, що сприяє зменшенню в'язкості середовища.

Целюлоза сировини під дією целюлолітичних ферментів частково гідролізується до глюкози, що сприяє збільшенню виходу спирту і зменшенню в'язкості напівпродуктів спиртового виробництва.

Таким чином, у спиртовому виробництві із крохмалевмісної сировини потрібні гідролітичні ферменти, які каталізують гідроліз крохмалю, целюлози, азотистих і пектинових речовин.

Здатність солоду оцукрювати крохмаль відома з дуже давніх часів і використовується у виробництві спирту з часу його виникнення. Так, ще в 1814 р. на засіданні Петербурзької Академії наук академік К.С. Кірхгоф зробив доповідь на тему “Про одержання цукру під час осолоджування злаків і обварювання муки окропом.”

Виробництво і використання солоду має ряд суттєвих недоліків: для його виробництва необхідне зерно злакових високої якості (ячменю, проса, вівса) в значних кількостях - до 14% по масі крохмалю, частина крохмалю солоду у виробниц-

тві спирту не оцукрюється і складає втрати, солод не має необхідного для спиртового виробництва комплексу гідролітичних ферментів, його виробництво дуже трудомісткий процес і тривалість зберігання сирого солоду обмежена, а сухий солод в нашій країні не використовують у виробництві спирту.

Ферментні препарати в порівнянні із солодом мають ряд переваг, які зумовлюють їх широке використання: для їх виробництва застосовують більш дешеву сировину (зерно кукурудзи, пшениці, відходи спиртового, цукрового і мукомельного виробництв); вони мають більш широкий комплекс гідролітичних ферментів, у тому числі целюлолітичних і протеолітичних, повніше гідролізується крохмаль, що дозволяє збільшити вихід спирту на 1-2%; у більшості випадків вони стерильні, що сприяє створенню умов для мікробіологічної чистоти спиртового бродіння; концентровані ферментні препарати (сиропоподібні або у вигляді сухого порошку) мають високу питому активність і зберігаються тривалий період часу; використання комплексу ферментів мікробного походження в підвищених концентраціях до субстрату дозволить значно прискорити процеси оцукрювання сировини і зброджування суслу. Ферменти мікроорганізмів більш стійкі до фізико-хімічних умов середовища. Це дозволяє використовувати їх при високих температурах (до 105° С) під час ферментативно-теплової обробки замісів сировини і значно зменшити витрати теплової енергії та втрати зброджуваних речовин у процесі розварювання, а також проводити зброджування при порівняно низьких рН бражки, що забезпечує мікробіологічну чистоту бродіння. Використання ферментних препаратів дозволяє виготовляти сусло з високим вмістом сухих речовин (до 20-21%) і накопичувати у дозрілій бражці до 11 об.% спирту, що сприяє збільшенню потужності відповідного обладнання і зменшенню питомих енергозатрат.

Ферментні препарати виробляють у спеціалізованих цехах на деяких спиртових заводах (Вузлівський, Артемівський) і на заводах ферментних препаратів (Ладжинський), а також отримують від іноземних фірм (Novo Norgisk та ін.). Тому необхідні знання з їх виробництва, будови і механізму дії.

## **ХАРАКТЕРИСТИКА ФЕРМЕНТІВ**

### **ЗАГАЛЬНІ ПОНЯТТЯ ПРО ФЕРМЕНТИ**

Ферменти або ензими, – це каталізатори білкового походження, які утворюються і функціонують в усіх живих організмах ( ферменти від лат. Fermentum - закваска; ензім від грец. En zyme - в дріжджах). Походження термінів пояснюється тим, що початкові відомості щодо ферментативних процесів були відкриті і вивчені в бродильних виробництвах. Вони здатні, як і неорганічні каталізатори, каталітично прискорювати хімічні реакції. Усі біохімічні процеси, які проходять у живому організмі, відбуваються за присутності ферментів.

Ферменти знижують енергію активації, яка потрібна для здійснення хімічних реакцій, направляючи їх через проміжні реакції, які потребують значно меншої енергії. Ферменти прискорюють швидкість реакції, не витрачаються і не входять у склад кінцевих продуктів реакції.

Ферменти відрізняються характерними властивостями від неорганічних катализаторів. Вони надзвичайно ефективні і проявляють високу каталітичну активність в умовах помірної температури, нормального тиску і невисокої (близької до нейтральної) кислотності середовища.

Ферменти мають високу специфічність дії по відношенню до природи субстрату і типу хімічної реакції, тобто кожний фермент каталізує в основному тільки одну хімічну реакцію. Суттєвою особливістю ферментів є і те, що їх активність у клітинах строго контролюється як на генетичному рівні, так і за допомогою низькомолекулярних сполук: субстратів і продуктів реакцій, які відбуваються за присутності цих самих ферментів. Кожний фермент сприяє певним змінам у структурі молекули даної речовини, після чого діє наступний фермент.

Це забезпечує упорядкований обмін речовин у живому організмі, без чого він не міг би існувати.

За будовою ферменти можуть бути протеїнами (простими білками), а також дво- і багатокомпонентними ферментами, в склад яких входять специфічні речовини (додаткова група небілкового походження, присутність якої необхідна для того, щоб ці ферменти мали активність).Dodatkowa група дуже мала, наприклад, складає біля 1% від білкової частини. До таких груп належать органічні молекули, іони металів (заліза, цинку, міді, марганцю та ін.) або їх комбінації. Небілкову частину ферменту називають коферментом або простетичною (тобто активною) групою. Білкову частину складного ферменту – апоферментом або білковим компонентом, фероном (носієм).

У деяких випадках простетична група так міцно зв'язана з білком, що зв'язок між ними не порушується навіть при різних сильних діях. В інших випадках простетична група може бути легко відділена. Терміном “кофермент”, як правило, називають ті простетичні групи, які можуть бути легко відділені від білка. Коферменти здійснюють перенесення окремих атомів і груп (водню, фосфатної групи та ін.) під час ферментативних реакцій, забезпечують погоджену дію ферментів. У ролі коферментів виступають більшість вітамінів (Е, С, Н, В<sub>1</sub>, В<sub>2</sub>, В<sub>12</sub> та ін.) або сполуки, утворені за участю вітамінів (коензим А, НАД та ін.). Крім того, функцію коферментів виконують такі сполуки, як HS-глутатіон, нуклеотиди, розчинні РНК, фосфорні ефіри деяких моноцукридів та ін.

Ні білкова частина складного ферменту, ні його додаткова група окремо не мають каталітичної активності.

У ферментів протеїнів, які не мають додаткової групи, що могла б вступати в безпосередній контакт із субстратом, цю функцію виконує частина білкової молекули (активний центр). Він є унікальною сполукою певних амінокислотних залишків. Часто в активних центрах зустрічаються залишки сірину, гістидину, триптофану, аргініну, цистеїну, аспарагінової кислоти. Радикали цих амінокислот виконують ту ж саму функцію, що і кофермент. Активних центрів у молекулі ферменту може бути один або два.

У ферментів розрізняють ще два центри: субстратний і алостеричний.

Субстратний центр - ділянка молекули ферменту, відповідальна за приєднан-

ня субстрату. Цю роль часто виконують радикали лізину, карбоксильна група радикалу глютамінової кислоти, сульфгідрильні групи радикалу цистеїну, їх буває від одного до чотирьох.

Алостеричний центр – ділянка молекули ферменту, в результаті приєднання до якого певної низькомолекулярної речовини змінюється третична структура білкової молекули. У результаті цього змінюється конфігурація активного центру, що спричиняє збільшення або зменшення каталітичної активності ферменту.

У ферментах субстратний центр може співпадати або перекиватися активним центром, а зміна третичної структури білкової молекули може наступити в момент приєднання субстрату.

Ферменти мають різну просторову структуру, тому можуть бути їх ізомери (ізозоми), які відрізняються за активністю, фізичним властивостям і навіть специфічністю.

## МЕХАНІЗМ ДІЇ ФЕРМЕНТІВ

Головною проблемою ферментології (ензимології) є з'ясування механізму дії ферментів. Незважаючи на те, що до цього часу немає єдиної теорії, яка пояснює цей механізм, розгляд її основи допоможе подальшим науковим розробкам і більш раціональному використанню ферментів.

В основі всіх відомих уявлень щодо дії ферментів є загальна думка про те, що при з'єднанні молекули субстрату з ферментом проходить її активування внаслідок поляризації, зміщення електронів або деформації зв'язків, які беруть участь у реакції.

Це призводить до підвищення реакційної здатності частини субстрату в результаті напруги, розтягнення або поляризації зв'язків, або ініціювання ланцюгових процесів утворення вільних радикалів.

Визначальну роль у механізмі ферментативного каталізу відіграє утворення фермент-субстратних комплексів, на існування яких вперше звернув увагу Браун в 1902 р.

Послідовність процесів ферментативних реакцій описують такою схемою:



де E - фермент; S - субстрат; S<sup>1</sup> - активний субстрат; P - продукт реакції.

На першій фазі ферментативного каталізу між субстратом і ферментом утворюється сполука, в якій вони зв'язані поміж собою ковалентним або другого типу зв'язком. Друга фаза - субстрат під дією приєданого до нього ферменту змінюється так, що він є більш доступним для відповідної хімічної реакції. На третій фазі проходить сама хімічна реакція на поверхні ферменту, і на четвертій фазі утворені продукти реакції звільнюються із фермент-субстратного комплексу.

Така схема початково розроблена Генрі (1903 р.), а потім Міхаелісом і Ментеном (1913 р.). Пізніше було виділено ES-, ES<sup>1</sup>- і EP - комплекси.



У процесі утворення фермент-субстратного комплексу і на подальших фазах ферментативного каталізу проходять неодноразові зміни третинної структури ферменту, що призводить до послідовного зближення із субстратом і орієнтування в просторі тих активних груп, які взаємодіють одна з одною на різних етапах перетворення субстрату.

Унікальна структура і взаємодія активного, субстратного й алостеричного центрів ферменту забезпечує кооперативність здійснення багатоступеневих процесів. Саме впорядкованість реакцій у просторі і часі, їх кооперативність і відрізняють дії біокаталізаторів, забезпечуючи високу специфічність і швидкість процесу в цілому.

## КІНЕТИКА ФЕРМЕНТАТИВНИХ РЕАКЦІЙ

Під ферментативною кінетикою розуміють залежність швидкості реакції, яка прискорюється ферментом, від хімічної природи субстрату і ферменту й умов їх взаємодії (концентрації, температури, рН середовища, наявності активаторів та інгібіторів).

Доцільно звернути увагу на закономірності, які визначаються природою і концентрацією реагуючих речовин (субстратів і ферментів) і їх зміною.

Швидкість ферментативної реакції в значній мірі залежить від хімічної природи і походження субстрату. Наприклад, різні за природою складові крохмалю – амілоза і амілопектин з різною швидкістю гідролізуються амілазами і до того ж потребують неоднакового набору амілолітичних ферментів. Зокрема, для гідролізу амілози достатньо  $\alpha$ -амілази, а для гідролізу амілопектину, крім  $\alpha$ -амілази необхідні і ферменти, які каталізують гідроліз  $\alpha$ -1, 6 - глюкозидних зв'язків, тобто глюкоамілаза або декстриназа.

На швидкість і умови ферментативних реакцій впливає і походження ферменту. Ферменти солоду гідролізують крохмаль до декстринів, мальтози і незначної кількості (3-5%) глюкози, а ферменти мікробного походження – до декстринів і глюкози. Крім того,  $\alpha$ -амілаза бактеріального походження (ферментні препарати Амілодіастатін, Термаміл та ін.) мають більш високу оптимальну температуру дії (до 90-115° С), що можна корисно використати для створення нових технологій оцукрювання крохмалю сировини.

Ферменти мікробного походження більш стійкі в порівнянні із ферментами солоду до низьких значень рН середовища. Це особливо важливо для створення у виробничих умовах асептичних умов за рахунок зниження рН живильних середовищ, що запобігає розвитку кислотоутворюючих бактерій.

### Концентрація ферменту

Швидкість більшості ферментативних реакцій пропорційна концентрації ферменту, особливо це справедливо на найбільш ранніх стадіях. Ця пропорційність є основою методів визначення концентрації ферменту.

Початкову швидкість реакції можна визначити з тангенсу кута нахилу кривої залежності кількості субстрату, яка вступила в реакцію від тривалості реакції на

початку координат (до перетворення субстрату не більше 20-25%). Під час подальшого перетворення субстрату не зберігається пропорційність залежності тривалості реакції від кількості ферменту.

### Концентрація субстрату

Вплив концентрації субстрату на початкову швидкість ферментативної реакції має суттєве значення. Криві, які характеризують цю залежність є частиною гіперболи (рис. 4.1).

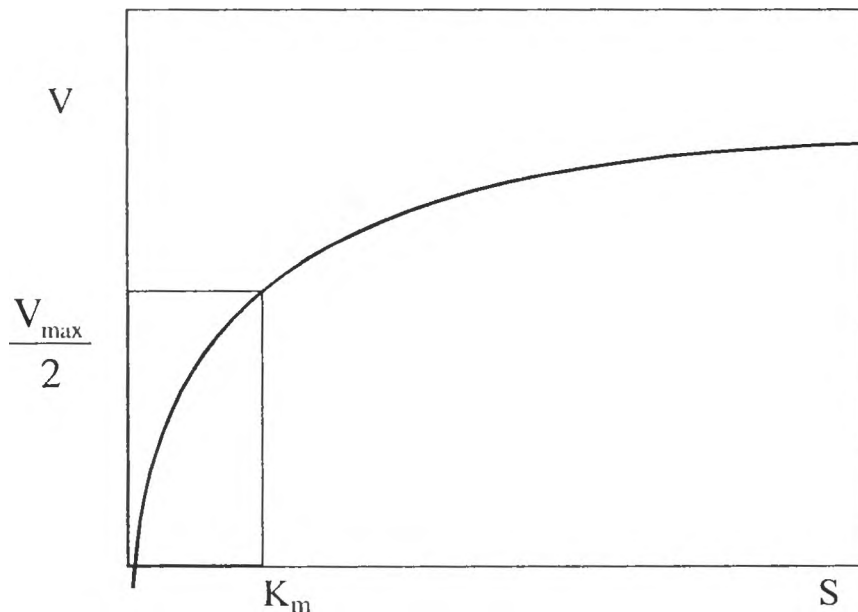


Рис. 4.1 Залежність швидкості ферментативної реакції  $V$  від концентрації субстрату  $S$  при постійній кількості ферменту

Такі криві характерні для всіх процесів, під час яких проходить проста дисоціація.

У 1913 р. Л.Мехаеліс і М.Ментен розробили теорію дії ферментів, яка передбачає утворення комплексу фермент-субстрат внаслідок оборотної реакції



Константа рівноваги цієї реакції, або її зворотна величина, яку називають константою дисоціації фермент-субстратного комплексу ( $K_S$ ) залежить від природи субстрату і ферменту і відображає ступінь їх спорідненості. Чим нижче значення  $K_S$ , тим вища спорідненість ферменту до субстрату. Наприклад, для  $\beta$ -фруктофуранозидази (сахарази)  $K_S=0,0167$ , тобто концентрація фермент-субстратного комплексу перевищує концентрацію вільних ферментів і субстрату приблизно в 60 разів.

Концентрація фермент-субстратного комплексу змінюється внаслідок перетворення останнього в продукт реакції із регенерацією вільного ферменту



Припустивши, що комплекс  $ES$  утворюється дуже швидко, так що він завжди знаходиться в рівновазі з  $E$  і  $S$ , а розщеплення  $ES$  на  $E$  і  $P$  проходить порівняно

повільно і практично не впливає на концентрацію фермент-субстратного комплексу, отримуємо рівняння, яке характеризує зв'язок швидкості ферментативної реакції  $V$  із концентрацією субстрату  $S$ :

$$V = \frac{V_{\max}}{1 + K_m/S},$$

де  $V_{\max}$  - максимальна швидкість реакції, яка досягається при великих значеннях  $S$ , і при оптимальній температурі та рН середовища, тобто в тих випадках, коли знаменник правої частини рівняння близький до 1;

$K_m$  - константа Михаеліса, константа дисоціації в реакції утворення комплексу фермент-субстрат, вона має розмірність концентрації і при  $V = 0,5V_{\max}$ ;  $K_m$  дорівнює концентрації субстрату, при якій швидкість ферментативної реакції дорівнює половині максимальної (рис. 4.1).

Величина  $K_m$  залежить від природи ферменту і субстрату і відображає спорідненість ферменту субстрату. Низька величина  $K_m$  свідчить про високу спорідненість ферменту із субстратом, бо максимальна швидкість реакції досягається уже при низьких концентраціях субстрату.

Якщо фермент насичений субстратом, то його дія не залежить від концентрації субстрату, а тільки від кількості ферменту і прямо пропорційна їй.

У тому випадку, коли концентрація субстрату менша величини  $K_m$ , тоді дія ферменту не залежить від його кількості, а залежить головним чином від концентрації субстрату.

Для прикладу в табл. 4.1 наведені значення  $K_m$  для глюкоамілази в залежності від субстрату.

**Табл. 4.1 Вплив виду лінійних поліцукридів на величину  $K_m$**

Субстрат	Довжина ланцюга субстрату, глюкозних одиниць	$K_m$ , молярна концентрація	$V \cdot 10^4$ , моль/хв
Мальтоза	2	$1,16 \cdot 10^{-3}$	0,513
Мальтотріоза	3	$2,02 \cdot 10^{-4}$	1,150
Амілодекстрин	15	$4,90 \cdot 10^{-5}$	0,855
Амілоза	800	$3,84 \cdot 10^{-6}$	0,783

Для коротких інтервалів часу і для найбільш ранніх стадій ферментативної реакції можна припустити, що концентрація субстрату залишається майже постійною, особливо у випадках, коли субстрату міститься значний надлишок. У таких умовах проходження реакції підпорядковується закону нульового порядку, а кількість утвореного продукту пропорційна тривалості реакції

$$\frac{dP}{d\tau} = k_0.$$

де  $k_0$  - константа реакції нульового порядку. У цих реакціях кількість кінцевого продукту подвоюється, якщо подвоюється тривалість реакції.

Якщо ж ферментативна реакція виходить за межу початкової стадії, необхідно враховувати безперервне зменшення концентрації субстрату, що приводить до сповільнення реакції. Більшість ферментативних мономолекулярних реакцій підпорядковується кінетичному закону реакції першого порядку

$$\frac{dP}{d\tau} = k_1(S - P).$$

де  $k_1$  – константа реакції першого порядку;  $(S - P)$  – концентрація субстрату, що залишився в будь-який заданий час.

Швидкість реакції прямо пропорційна концентрації субстрату, що залишився. У рівні проміжки часу перетворюється половина кількості субстрату, що залишилась. Наприклад, якщо за першу годину перетворилося 50% субстрату, то за другу – 25% початкового, за третю – 12,5% і так далі.

Після інтегрування попереднього рівняння одержимо

$$k \cdot \tau = 2,3 \cdot \lg S(S - P).$$

Таким чином, швидкість гідролізу поліцукридів при постійній концентрації ферменту і температурі пропорційна тільки концентрації поліцукридів у розчині. Гідроліз поліцукридів одним ферментом описується кінетичним рівнянням першого порядку.

У випадку дії на поліцукриди декількох амілаз у результаті дії  $\alpha$ -амілази утворюється значна кількість нередукуючих кінців, що полегшує і прискорює дію інших амілаз –  $\beta$ -амілази або глюкоамілази.

### Температура

Температура впливає на швидкість реакції утворення фермент-субстратного комплексу і на всі наступні етапи перетворення субстрату, що призводить до прискорення каталізу. При енергії активації  $48 \text{ кДж} \cdot \text{кмоль}^{-1}$  (для ферментативного гідролізу крохмалю вона дорівнює  $45 \text{ кДж} \cdot \text{кмоль}^{-1}$ ) швидкість реакції подвоюється при збільшенні температури від  $22$  до  $32^\circ \text{C}$ .

При значному підвищенні температури проходить теплова денатурація ферментативного білку, що призводить до поступової втрати ферментом каталітичних властивостей, проявляється теплова інактивація.

Тому при температурах, вищих  $50^\circ \text{C}$ , денатурація ферментативного білка різко посилюється, і хоч швидкість перетворення субстрату продовжує рости, активність ферменту, виражена кількістю перетвореного субстрату за одиницю часу, падає.

Температура, при якій каталітична активність ферменту максимальна, називається його температурним оптимумом.

Температурний оптимум для різних ферментів неоднаковий.

Якщо визначити константу швидкості реакції при двох різних температурах, то енергія активації може бути виражена такою формулою (відповідно із рівняння Арреніуса)

$$A = \frac{R \cdot T_1 \cdot T_2}{T_1 - T_2} (\text{Ln}k_1 - \text{Ln}k_2),$$

де  $A$  - енергія активації, кДж·кмоль<sup>-1</sup>;

$R$  - універсальна газова постійна, дорівнює 8,3134 кДж/(моль · К);

$T_1$  і  $T_2$  - абсолютні температури, К;

$k_1$  і  $k_2$  - константи швидкості реакцій відповідно при температурі  $T_1$  і  $T_2$ .

Чим нижча енергія активації, тим досконаліше проходить процес.

Зміни активності в залежності від температури різні у одного і того ж ферменту, але різного походження. Наприклад, термостабільність амілаз можна записати в такій послідовності: бактеріальна > солодова > грибна.

Температурний оптимум для ферментів солоду із різних культур зерна неоднаковий (рис. 4.2). Для ячмінного і просяного солодів він не перевищує 55° С, для вівсяного – 50° С.

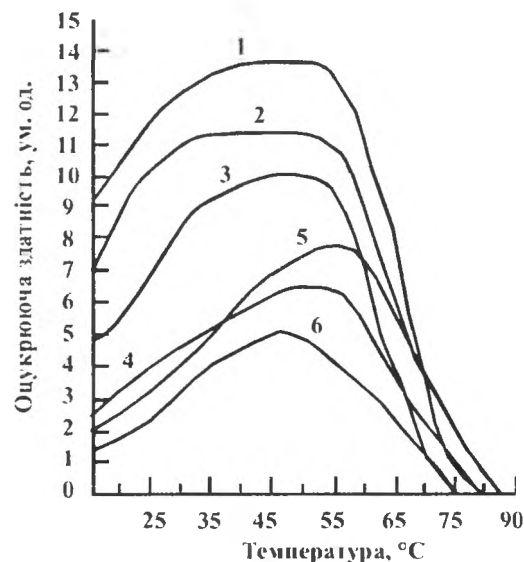


Рис. 4.2 Вплив температури на оцукрюючу здатність солодів:  
1 – житнього; 2 – пшеничного; 3 – ячмінного; 4 – кукурудзяного;  
5 – просяного; 6 – вівсяного

При подальшому підвищенні температури проходить теплова денатурація білкової молекули фермента і зниження або повна втрата (75-85° С) каталітичної активності (дані приведені для гідролізу 2%-ного розчину крохмалю). Підвищення концентрації вуглеводів у суслі сприяє збільшенню їх термостабільності. Наприклад, оптимальна температура для дії  $\alpha$ -амілази ячмінного солоду в суслі – біля 70° С,  $\beta$ -амілази – 60° С. У виробничих умовах температуру оцукрювання тримають в межах 57-58° С. Небажана менша температура, бо вона може сприяти розвитку кислотоутворюючих бактерій.

$\alpha$ -амілази мікробного походження мають різні температурні оптимуми дії (в °C): *Asp. oryzae* – 52, *Asp. avamori* – 55, *Asp. batatae* – 60, *Bac. subtilis* – 70, *Bac. diastaticus* – 80. Глюкоамілази різних продуцентів мають температурний оптимум 55-60° C.

Іноземні фірми (Novo Nordisk, Данія та ін.) виробляють концентровані ферментні препарати, які мають різні температурні оптимуми. Наприклад, ферментні препарати, які містять  $\alpha$ -амілазу, Termamyl (продуцент селекційований штам *Bacillus licheniformis*) відрізняється високою термостабільністю - 90-95° C; BAN (продуцент селекційований штам *Bac. subtilis*) – 75° C.

Ферментний препарат AMG, що містить глюкоамілазу (продуцент селекційований штам *Aspergillus niger*) має температурний оптимум 75° C, рН – 4,0-4,5. Активно діє протягом усього періоду бродіння.

Ферментний препарат SAN Super, містить глюкоамілазу, грибку  $\alpha$ -амілазу і бактеріальну нейтральну протеїназу. Оптимум дії – 55° C.

Під час зброджування суслу (температура 28-30° C) бактеріальні  $\alpha$ -амілази майже припиняють каталітичну дію, тоді як  $\alpha$ -амілаза мікроміцетів продовжує діяти.

Оптимум температури дії ферментів залежить від тривалості реакції – для коротких періодів оптимальна температура більш висока, ніж для тривалих.

Температурний оптимум дії амілаз не співпадає з оптимальною температурою їх стабільності. Оптимальна температура стабільності ферментів нижча температурного оптимуму їх активності.

У першій основній стадії оцукрювання крохмаль гідролізується частково і гідроліз продовжується при зброджуванні суслу. Тому для зберігання активності амілолітичних ферментів температура в першій стадії оцукрювання не повинна перевищувати оптимальну. У виробничих умовах вона складає 57-58° C.

Продукти гідролізу крохмалю і білки сповільнюють інактивацію ферментів. Тому у виробничому суслі оптимальна температура оцукрювання може збільшуватися з підвищенням концентрації сухих речовин.

### Величина рН середовища

Зміни рН середовища значно впливають на активність ферментів. Вплив концентрації іонів водню на каталітичну активність ферментів полягає у впливі на їх активні центри. При різних значеннях рН реакційного середовища активний центр може бути більше або менше екранований сусідніми з ним фрагментами поліпептидного ланцюга білкової частини ферменту, більш сильно або слабоіонізований. Кислотні й основні групи ферментів здатні до іонізації. При зміні рН середовища внаслідок приєднання  $H^+$  або  $OH^-$  іонів зменшується ступінь іонізації одних або других груп. У тому випадку, коли ці групи є активними центрами ферментів, іони  $H^+$  або  $OH^-$  відіграють роль конкурентних інгібіторів ферментів. В інших випадках іони  $H^+$  або  $OH^-$  призводять до порушення конформації і комплементарності ферменту і субстрату, тобто виступають як реконкурентні інгібітори.

Крім того, рН середовища впливає на сутність іонізації субстрату, фермент-субстратного комплексу і продуктів реакції, має великий вплив на стан ферментно-

го білка, визначаючи співвідношення в ньому катіонних і аніонних центрів, що впливає на третичну структуру білкової молекули. Певна третична структура білка-фермента необхідна для утворення фермент-субстратного комплексу.

Оптимальне значення рН дії ферменту залежить від природи ферменту і субстрату, його концентрації, від стабільності ферменту, температури середовища та тривалості каталітичної реакції.

Термін “оптимум рН” не має строго визначеної фізичної суті. Правильніше показувати межі рН, сприятливі для даної ферментативної реакції.

Максимальна активність  $\alpha$ -амілази ячмінного солоду при рН 5,4-5,7, ( $\beta$ -амілази – 4,5-5,0.

З підвищенням температури середовища оптимальне значення рН дії ферменту збільшується. Наприклад, оптимальне значення рН дії амілаз при температурі 50° С – 4,8, 60° С – 5,1, 70° С – 5,9.

Більшість глюкоамілаз *Asp. awamori* має оптимальне значення рН 4,5. Тому в процесі зброджування сусла активність глюкоамілаз у значній мірі зберігається, навіть при зниженні рН до 4,0.

Амілази мікробного походження більш стабільні в порівнянні з амілазами солоду при знижених значеннях рН бражки, що дуже важливо для умов спиртового виробництва. Це дозволяє більш повно провести дооцукрення граничних декстринів бражки навіть при зниженні її рН.

### Активатори та інгібітори ферментів

До числа активаторів, що підвищують активність ферментів, посилюють їх дію, відносяться іони багатьох металів і деякі аніони. Найчастіше активаторами ферментів бувають іони магнію, марганцю, кальцію, калію, кобальту, цинку та ін. В одних випадках іони металів (заліза, магнію, кобальту та ін.) входять у склад простетичної групи ферменту, по-друге – полегшують утворення фермент-субстратного комплексу, по-третє – сприяють приєднанню коферменту до апоферменту, по-четверте – забезпечують становлення четвертинної структури ферменту та ін. Значний вплив на активність ферментів мають алостеричні активатори, які приєднуються по алостеричному центру ферменту і змінюють третинну структуру білкової молекули. Внаслідок цього субстратний і каталітичний центри ферменту набувають найвигіднішої конфігурацію для ферментативних функцій.

Інгібітори гальмують дію ферментів. Усі ферменти інгібуються в результаті денатурації білка внаслідок нагрівання до високих температур, осаджування хімічними речовинами, гідролізу кислотами, лугами, протеїназами.

Розрізняють два типи інгібування: конкурентне і неконкурентне. Під час конкурентного гальмування інгібітор, який подібний за структурою до субстрату (ізостерія), з'єднується з ферментом, замінюючи собою субстрат, конкурує з ним. Внаслідок того, що утворюється комплекс фермент-інгібітор, кількість комплексів фермент-субстрат зменшується.

Конкурентне інгібування може бути зворотним при підвищенні концентрації субстрату.

Інгібітор може міцніше зв'язуватись з активним центром ферменту в порівнянні з субстратом і надовго виводити його з ладу. Так діють, наприклад, нервові отрути.

Неконкурентне інгібування звичайно (але не завжди) незворотне. Внаслідок такого гальмування інгібітор взаємодіє з ферментним білком або простетичною групою і фермент втрачає активність. До таких інгібіторів належать: важкі метали (ртуть, свинець, срібло, миш'як та ін.), які приєднуються до сульфгідрильних груп (-SH) поліпептидного ланцюга; ціаніди (солі синильної кислоти), окис вуглецю, окислюючі речовини, які приєднуються до простетичних груп, що містять залізо. До неконкурентного гальмування дії ферментів відносять і алостеричні інгібування.

Алостеричними інгібіторами можуть бути проміжні або кінцеві продукти багатостадійного процесу біосинтезу.

Дію  $\alpha$ -амілази інгібують спирти: метанол, ізопропанол, гліцерин, пропіленгліколь, етиленгліколь.

Інгібіторами ферментів є також продукти оксиметилфурфурольного розкладу цукрів, меланоїдини і карамелі. У виробництві спирту із крохмалевмісної сировини вищеназвані продукти утворюються в основному в процесі розварювання замісів і їх тим більше, чим вища температура і більша тривалість розварювання. Тому застосування технологій теплової обробки сировини при низьких температурах дозволяє зменшити не тільки втрати зброджувальних речовин, а й інактивацію ферментів.

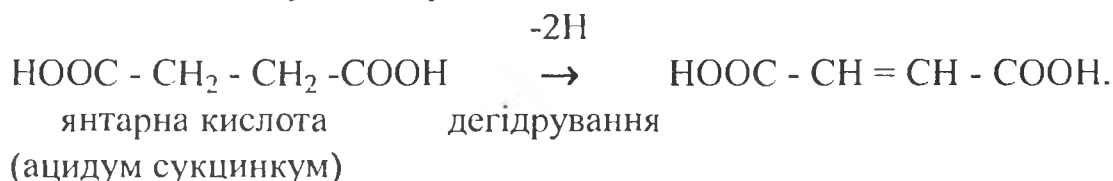
## КЛАСИФІКАЦІЯ І НОМЕНКЛАТУРА ФЕРМЕНТІВ

Спочатку назву ферментам давали за випадковими ознаками (тривіальна номенклатура), за назвою субстрату (раціональна), і за хімічним складом ферменту і в останній час за типом реакції, яку вони каталізують і характером субстрату.

Наприклад, за тривіальної номенклатури деякі ферменти мали такі назви: пепсин (від грец. пепсис - шлункове травлення), трипсин (від грец. трипсис - розріджую) і папаїн (від назви дерева *Carica papaya*, із соку якого він виділений). Усі ці ферменти є протеолітичними, тобто каталізують гідроліз протеїнів (білків).

Назви багатьох ферментів утворені із назви субстрату з добавкою суфікса -аза. Так, фермент, який прискорює реакцію гідролізу крохмалю, має назву амілаза (від грец. амилон – крохмаль), гідролаза жирів – ліпаза (від грец. ліпос – жир), протеїнів – протеаза, сечовини – уреаза (від грец. уреа – сечовина), фосфатаза – каталізує гідроліз ефірів фосфорної кислоти та ін.

Зустрічаються також назви ферментів, які вказують на характер субстрату і на тип реакції, що каталізується. Наприклад, сукциндегідрогеназа, фермент, що віднімає два атоми водню від молекули янтарної кислоти:

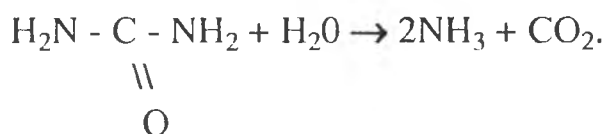




Комісія з ферментів Міжнародного біохімічного союзу в 1961 р. розробила нову систематичну класифікацію і номенклатуру реакцій, які каталізуються ферментами.

В основу класифікації ферментів покладений тип реакції, яку вони каталізують. За сучасною класифікацією всі ферменти поділяють на шість основних класів: 1) оксидоредуктази; 2) трансферази; 3) гідролази; 4) ліази; 5) ізомерази; 6) лігази (синтетази).

Відповідно до наукової номенклатури (1961 р.) назва ферменту складається із хімічної назви субстрату і назви тієї реакції, яка каталізується ферментом. Так, уреаза (тривіальна назва), яка прискорює реакцію гідролізу карбаміду на діоксид вуглецю й аміак, за науковою номенклатурою називається карбамідамідогідролазою:



У цій назві є хімічне найменування субстрату і вказано, що фермент каталізує реакцію гідролізу амідогрупи.

За цим принципом трагелаза має назву трагалоza - 1 - глюкогідролаза.

Нова номенклатура допускає збереження поряд з новими старих робочих назв ферментів. Систематичні назви ферментів використовують тоді, коли потрібна точна ідентифікація ферменту: в наукових статтях, в оглядах і рефератах, у різних покажчиках. Більшість систематичних назв громіздка і тому Міжнародною комісією складений детальний список усіх відомих ферментів, де поряд з новою систематичною назвою кожного ферменту присвоєну стару, а також вказаний хімізм каталізованої реакції і в деяких випадках природа ферменту. Цим самим виключається можливість плутанини у назві ферментів.

Кожний фермент має у списку свій ідентифікаційний номер (шифр) і систематичну назву, яка вказує на природу хімічної реакції, яку каталізує даний фермент.

У наукових публікаціях прийнято при першому згадуванні ферменту вказувати в дужках його шифр. Наприклад, шифр уреази пишуть цифрами 3.5.1.5. Шифр абсолютно точно вказує місце ферменту в загальному списку.

Для прикладу наведено ключ до класифікації найбільш поширених ферментів – гідролаз (назву класів, кодові номери та типи реакцій, які каталізуються):

3. Гідролази (реакції гідролізу).

3.1. Діють на складні ефірні зв'язки.

3.2. Діють на глікозидні зв'язки.

3.3. Діють на пептидні зв'язки.

3.4. Діють на C - N - зв'язки, які відрізняються від пептидних зв'язків.

3.5. Діють на кислотноангідридні зв'язки.

Кожний клас ферментів підрозділяється на підкласи і підпідкласи в залежності від природи індивідуальних перетворень.

Перше число шифру ферменту показує, до якого із шести класів належить фермент; друге і третє вказують підклас і підпідклас відповідно; четверте число –

порядковий номер ферменту в даному підпідкласі. Такий спосіб класифікації ілюструє табл. 4.2. (із списку ферментів, який опублікований Комісією з ферментів Міжнародного біохімічного союзу).

**Табл. 4.2 Приклад класифікації і номенклатури реакцій, які каталізуються ферментами**

Номер (шифр)	Систематична назва	Тривіальна назва	Реакція
1. Оксидоредуктази			
1.1. Діють на СН - ОН - групу донорів			
1.1.1. Акцептором є НАД або НАДФ			
1.1.1.1.	Алкоголь: НАД-оксидоредуктаза	Алкогольдегідрогеназа	Алкоголь+ НАД=Альдегід або кетон+ відновлений НАД
3. Гідролази			
3.5. Діють на С - N - зв'язки, які відрізняються від пептидних зв'язків			
3.5.1. В лінійних амідах			
3.5.1.5.	Карбамід-амідогідролаза	Уреаза	Сечовина+ $\text{H}_2\text{O}=\text{CO}_2+\text{NH}_3$

### Оксидоредуктази

До класу оксидоредуктаз належать ферменти, які каталізують окисно-відновні реакції. У них проходить перенос електронів або атомів водню від молекули, яка окислюється (донора) до молекули, яка відновлюється (акцептора). До оксидоредуктаз належать ферменти з тривіальними назвами дегідрогеназ, редуктаз, оксидаз, пероксидаз, оксигеназ, гідроксилаз, каталази та ін.

Характерними особливостями дії оксидоредуктаз є такі: перша полягає в тому, що вони утворюють системи (так звані ланцюги окисно-відновних ферментів), у яких здійснюється багатоступеневий перенос атомів водню або електронів від первинного субстрату до кінцевого акцептора, яким є, як правило, кисень. У результаті атоми водню переносяться на кисень і утворюється вода. Ті оксидоредуктази, які переносять водень або електрони безпосередньо на атоми кисню, називаються аеробні дегідрогенази, або оксидази. Із них важливе значення мають глюкозооксидаза і поліфенолоксидаза. На відміну від них, анаеробні дегідрогенази переносять атоми водню й електрони від одного компонента окислювального ланцюга ферментів до іншого без передачі їх на кисневі атоми.

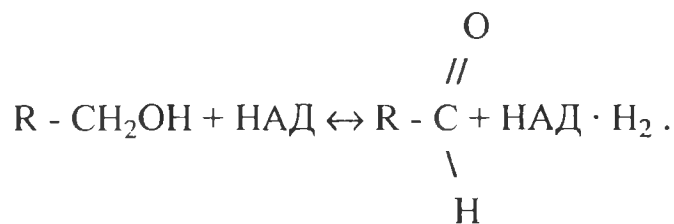
Друга особливість оксидоредуктаз полягає в тому, що вони є двокомпонентними ферментами з дуже обмеженим набором активних груп (коферментів), але

здатні прискорювати багато різноманітних окисно-відновних реакцій. Це досягається за рахунок того, що один і той же кофермент здатний з'єднуватися з багатьма апоферментами.

Третя особливість оксидоредуктаз як особливого класу ферментів полягає в тому, що вони прискорюють хімічні реакції, пов'язані з вивільненням енергії, яка використовується для біохімічних процесів.

Відомо більше двохсот індивідуальних оксидоредуктаз. Найбільш поширені оксидоредуктази, які мають у своєму складі в якості активної групи нікотинамідаденіндинуклеотид (НАД) або нікотинамідаденіндинуклеотидфосфат (НАДФ). Утворений фермент-протеїд здатний віднімати від субстратів (спиртів, альдегідів, дикарбонових і кетокислот та ін.) атоми водню, окислюючи таким чином названі сполуки. Такі фермент-протеїди (піридинпротеїди) є анаеробними дегідрогеназами.

Розглянемо механізм дії одного із піридинпротеїдів - алкогольдегідрогенази. Він складається з двох субодиниць, кожна із яких має молекулу НАД і атом цинку. У процесі відняття атому водню від спирту утворюється потрійний апофермент – кофермент-субстратний комплекс, який утримується атомом цинку. Безпосередньо від молекули спирту до НАД переходить один атом водню ( $H^-$ ). Другий атом водню, який віднімається від молекули спирту, втрачає електрон і перетворюється в протон ( $H^+$ ) і поступає в реакційне середовище. Рівняння реакції окислення спирту з участю НАД має такий вигляд –



Найбільш складний і найпоширеніший варіант окислювально-відновлювального процесу в клітині полягає в окисленні атомів водню, які зняті з субстрату первинними дегідрогеназами з участю цитохромної системи. Цитохромну систему утворюють декілька оксидоредуктаз, які мають в якості простетичних груп залізопорфірини. З'єднуючись з білками різної побудови, залізопорфірини 4 типів дають початок родині хромопротеїдів, які об'єднують загальною назвою – цитохроми. Відомо декілька десятків цитохромів. Вони є переносниками електронів.

Оксидоредуктази окислюють спирти до відповідних альдегідів, альдегідів або кетонів - до кислот, відщеплюють атоми водню від  $CH-CH$  - груп з утворенням подвійного зв'язку, окислюють групи  $CH-NH_2$  або  $CH-NH$ . До них належать каталаза, яка розкладає перекис водню, і піроксидаза, яка окислює за допомогою  $H_2O_2$  поліфеноли.

## Трансферази

Ці ферменти прискорюють реакції переносу атомних груп і молекулярних залишків від одних сполук до інших. У цей клас входять більше 200 індивідуальних ферментів. У залежності від тих груп, які переносяться, розрізняють фосфотрансферази, амінотрансферази, глікозилтрансферази, трансферази, метилтрансферази та ін. До цього класу ферментів належать також фосфорилази, пірофосфорилази, кінази. Трансферази каталізують реакції переносу метильних, альдегідних або кетонних, ацильних, алкільних і глікозильних залишків, аміногруп, а також залишків фосфорної кислоти і сульфатної групи від однієї молекули до іншої.

Фосфотрансферази, які прискорюють реакцію переносу залишку фосфорної кислоти, мають виключно важливе значення для життєдіяльності організмів, бо вони забезпечують перетворення органічних сполук у фосфорні ефіри, які більш легко вступають у наступні реакції.

Трансферази беруть участь у багатьох реакціях обміну речовин.

## Гідролази

До складу гідролаз відносять ферменти, які прискорюють реакції гідролізу - розщеплення складних органічних сполук за участю води, її приєднанням (катаболізм) або виділенням. Ферментативне розщеплення вуглеводів, білків, жирів проходить через ряд послідовних реакцій, які називають катаболітичним шляхом. Катаболізм супроводжується виділенням вільної енергії із складних органічних молекул, яка запасається у формі енергії фосфатних зв'язків АТФ.

Катаболізм і анаболізм проходять у клітинах одночасно, це дві сторони одного процесу - обміну речовин.

До гідролаз належать амілази, протеази, целюлази і геміцелюлази, пектинази, амідази, естерази, карбогідази,  $\alpha$  - галактозидида,  $\beta$  - галактозидаза,  $\beta$ -фруктофуранозидаза та ін.

Важливе виробниче значення мають амілази - ферменти, які каталізують гідроліз крохмалю. Ці гідролази ще називають глікозидазами, бо вони беруть участь у розщепленні глікозидних зв'язків поліцукридів.

$\alpha$  - Аміліза (К.Ф.3.2.1.1.,  $\alpha$  -1,4 -глюкан -4 глюканогідролаза) каталізує розрив  $\alpha$ -1,4 -глюкозидних зв'язків в амілозі й амілопектині. Утворені декстрини є порівняно низькомолекулярними декстринами (5-8 глюкозних залишків). Це зумовлено тим, що фермент не діє на  $\alpha$  - 1,6 - глюкозидні зв'язки в місцях розгалуження амілопектину. У результаті дії  $\alpha$ -амілази на амілозу й амілопектин утворюються низькомолекулярні декстрини, які не забарвлюються йодом, і невелика кількість олігоцукридів, мальтози і глюкози. У зв'язку з характером дії,  $\alpha$  - амілазу називають декстриногенною або ендогенною амілазою.

Дія  $\alpha$  - амілази на амілозу призводить до швидкого зменшення в'язкості середовища і збільшенню відновлювальної здатності.

$\beta$  - Амілаза (К.Ф. 3.2.1.2,  $\alpha$  - 1,4 - глюкан-мальтогідролаза) гідролізує  $\alpha$  -1,4 -глюкозидні зв'язки з нередукуючих кінців ланцюга амілози й амілопектину, послі-

довно відщеплюючи молекули мальтози. Амілоза цим ферментом повністю розщеплюється до мальтози, амілопектин - на 50 - 55%.

$\alpha$  - і  $\beta$  - амілази не гідролізують  $\alpha$  - 1,6 - глюкозидні зв'язки в амілопектині. При їх спільній дії на крохмаль залишаються розгалужені декстрини з 5–8 глюкозидними залишками, які називають граничними декстринами. У них зосереджені всі  $\alpha$  - 1,6 - глюкозидні зв'язки крохмалю.

В амілазах мікробного походження  $\beta$  - амілаза відсутня, разом з тим  $\alpha$  - амілаза мікроміцетів і бактерій сприяє утворенню уже на початку гідролізу значної кількості глюкози і мальтози.

Оліго - 1,6-глюкозидаза (КФ 3.2.1.10; декстрин - 6 - глюканогідролаза; декстриназа) присутня в солоді, каталізує розщеплення  $\alpha$  - 1,6 - глюкозидних зв'язків в кінцевих декстринах, пентозах, ізомальтозі. Особливо велика кількість цих ферментів накопичується в просяному солоді.

Глюкоамілаза (КФ 3.2.1.3;  $\alpha$  - 1,4 - глюкан - глюкогідролаза; синонім - амілоглюкозидаза) містяться в мікроорганізмах, каталізує розрив  $\alpha$ -1,4 - і  $\alpha$ -1,6- глюкозидних зв'язків у крохмалі. Від нередукуючих кінців амілози й амілопектину послідовно відщеплюються по одному глюкозидному залишку, тобто глюкоза. Під дією цього ферменту крохмаль може гідролізуватися повністю.

Целюлаза (КФ 3.2.1.4;  $\beta$  - 1,4 - глюкан - 4 глюканогідролаза каталізує розщеплення  $\beta$  - глюкозидних зв'язків у целюлозі до целодекстринів і целобіози.

Геміцелюлаза. Під цією назвою об'єднані ферменти, які каталізують розщеплення геміцелюлоз з утворенням різних моноцукридів і уронових кислот. Ксиланаза (КФ 3.2.1.8; ксилан- 4 - ксиланогідролаза) розщеплює ксилан до ксилози.

Протеїназа (3.4.4; пептидилпептидгідролаза, пептидгідролаза, або протеаза, протеолітичні ферменти) каталізує гідролітичне розщеплення білків і поліпептидів, тобто розрив зв'язків - CO-NH-. До цієї групи ферментів належать пепсин (3.4.4.1), трипсин (3.4.4.4), папаїн (3.4.4.10). Кінцевий продукт гідролізу-амінокислоти.

Пектинази. Ця група ферментів каталізує процеси розщеплення складних пектинових речовин. Найбільш вивчені два види пектолітичних ферментів: пектинестераза і полігалактуроноза.

Пектинестераза (КФ 3.1.1.11; пектин - пектилгідролаза) гідролізує метоксильні групи СН<sub>3</sub>О молекули розчинного пектину. У результаті розщеплення складноєфірних зв'язків утворюється полігалактуронова кислота і метиловий спирт. Діє також на нативний пектин.

Полігалактуроноза (КФ 3.2.1.15; полі -  $\alpha$  - 1,4 - галактуронід - гліканогідролаза) каталізує гідроліз -  $\alpha$  - 1,4 - Д - галактуронідні зв'язки в пектинах та інших полігалактуронидах з утворенням вільних  $\alpha$  - галактуронових кислот.

У склад пектолітичного комплексу входять й інші ферменти, детально не вивчені.

Інвертаза (КФ 3.2.1.26;  $\beta$ -Д-глюкуронид-глюкуроногідролаза;  $\beta$ -фруктофуранозидиза; сахараз) каталізує гідроліз цукрози до глюкози і фруктози.

Дезамідази (3.5) утворюють групу гідролаз, які каталізують гідроліз лінійних або циклічних амідів (амідогідролази або амідази) і деяких інших ферментів, які роз-

щеплюють зв'язки С–N. Із амідаз найбільше розповсюдження має аспарагіназа (КФ 3.5.1.1; L-глутамін-амідогідролаза). У результаті гідролізу цими ферментами лінійних амідів виділяється аміак і відповідні амінокислоти. Уреаза каталізує розпад сечовини (карбаміду) на аміак і вугільну кислоту. До лінійних амідиназ (3.5.3) відноситься аргіназа (L-аргінін-урогідролаза), що каталізує гідролітичне розщеплення аргініну до орнітину і сечовини. До циклічних амідиназ (3.5.4) відносяться цитозин - дезаміназа, аденін-дезаміназа, аденозин-дезаміназа, АМФ-дезаміназа. Вони каталізують гідроліз (дезамінування) піридинових або пуринових основ, також нуклеотидів.

Пірофосфатази (3.6) каталізують розщеплення ангідридного зв'язку, наприклад зв'язки фосфорної кислоти. До них належать неорганічна пірофосфатаза (3.6.1.1), аденозинтрифосфатаза або АТФ-аза (3.6.1.3), яка звільнює із молекули АТФ кінцевий залишок фосфорної кислоти з утворенням АДФ.

Ліази каталізують негідролітичне (безпосереднє) розщеплення субстратів на декілька компонентів. При зворотній реакції з окремих компонентів утворюється речовина. Ліази поділяють на п'ять підкласів. Карбоксиліази (карбоксилази і дикарбоксилази) каталізують відщеплення або фіксацію  $\text{CO}_2$  із молекул амінокислот і оксикислот. Піруватдекарбоксилаза або карбоксилаза (КФ 4.1.1.1; карбоксилаза - 2 - оксикислот) каталізує розщеплення пірвіноградної кислоти на ацетальдегід і  $\text{CO}_2$ , що є важливою реакцією під час спиртового бродіння. Альдолаза (КФ 4.1.2.7; кетозо - 1 - фосфат - альдегід - ліаза) каталізує розщеплення кетозо - 1 - фосфата на діоксиацетонфосфат і відповідний альдегід. Значна кількість із цих ферментів має важливе значення в реакціях циклу Кребса.

### Ізомерази

Ферменти цієї групи змінюють положення атома або групи атомів у межах однієї молекули або змінюють просторову будову молекул. До ізомераз належать також ферменти, які здійснюють внутрішньомолекулярні процеси різних типів: окисно-відновлювальні процеси (шифр 5.3), ті, що супроводжуються перебудовою молекули субстрату, внутрішньомолекулярним транспортом ацильних, фосфорильних та інших груп (шифр 5.4).

Ізомерази (5) каталізують ізомерацію органічних сполук, підтримують рівновагу в організмах між двома ізомерами. Ці ферменти включають чотири підкласи.

Лігази (6) або синтази каталізують синтез нових речовин з утворенням зв'язку атома вуглецю з іншими атомами - киснем, азотом, сіркою або вуглецем і одночасним розривом макроергічного зв'язку АТФ або іншого нуклеозидфосфату.

Фосфорні складні ефіри в живих системах підлягають ізомерації, яка каталізується специфічними ферментами ізомеразами. Із гексоз утворюються фосфорні складні ефіри глюкози або фруктози - глюкозо - 6 - фосфат і фруктозо - 6 - фосфат. У результаті каталітичної дії глюкозофосфатізомерази (фосфоглюкомутази) встановлюється рівновага між глюкозо - 6 - фосфатом і глюкозо - 1 - фосфатом.

## АКТИВНІСТЬ ФЕРМЕНТІВ

Наявність ферментів солоду або ферментних препаратів мікробного походження визначають з кількості утворених продуктів реакції або зменшення вихідного субстрату. Активність ферментів умовно визначають за початковою швидкістю ферментативної реакції. В оцукрюючих матеріалах визначають амілолітичну, оцукрюючу, глюкоамілазну, протеолітичну й інвертазну активність і виражають їх в умовних одиницях.

Амілолітичну активність (здатність) (АЗ), яка характеризує дію  $\alpha$ -амілази в ферментних препаратах і  $\alpha$ - та  $\beta$ -амілази в солоді, визначають з швидкості ферментативної реакції гідролізу крохмалю, яку встановлюють з кількості крохмалю, що прогідролізована в процесі цієї реакції. За одиницю амілолітичної активності приймають таку кількість ферменту, яка в строго визначених умовах (температура 30° С, рН 4,7–4,9 і час дії 10 хвилин) каталізує гідроліз до незабарвлених декстринів 1 г розчинного крохмалю.

Оцукрююча активність (ОА) характеризує здатність усіх амілолітичних ферментів каталізувати гідроліз крохмалю до редуруючих речовин. Активність оцукрюючих матеріалів характеризують числом одиниць оцукрюючих ферментів, що містяться в 1 г солоду, в 1 г ферментного препарату, або в 1 мл глибинної культури.

За одиницю оцукрюючої активності приймають таку кількість ферментів, яка в строго визначених умовах (температура 30° С, рН 4,7–4,9, термін дії 60 хв) каталізує гідроліз 1 г крохмалю, який не перевищує 30 % введеного в ферментативну реакцію.

Глюкоамілазна активність ( $\Gamma_{дА}$ ) характеризується кількістю одиниць активності в 1 г сухого ферментного препарату або в 100 мл глибинної культури. За одиницю глюкоамілазної активності приймають таку кількість ферменту, яка при температурі 30°С і рН 4,7 протягом 1 хв звільнює 1 мкмоль глюкози.

Протеолітична активність (ПА) – здатність протеаз гідролізувати білок. За одиницю ПА приймають таку кількість ферменту, яка каталізує гідроліз 1 г казеїну в прийнятих стандартних умовах (температура 30° С, рН 7,0, термін дії 30 хв), що складає 50 % від уведеного в ферментативну реакцію.

Інвертазна активність (ІА) – здатність ферменту  $\beta$ -фруктофуранозідази каталізувати гідроліз цукрози. За одиницю активності прийнято таку кількість ферменту, яка за 1 хв гідролізує 1,25 г цукрози при рН 4,6 і температурі 30° С, що складає не більше 50 % субстрату. Активність препарату виражають в одиницях редуруючих речовин на 1 г препарату або 1 мл розчину ферменту.

## ВИРОБНИЦТВО СОЛОДУ

Солод – це зерно хлібних злаків, пророщене для утворення в ньому гідролітичних ферментів, в основному амілолітичних і протеолітичних. На вітчизняних спиртових заводах для оцукрювання розвареної маси сировини використовують сирий, свіжопророщений солод. Тому його постійно пророщують під час роботи спиртового заводу.

У деяких країнах (США, Німеччина та ін.) використовують сухий ячмінний солод.

Основні вимоги до солоду в спиртовому виробництві: здатність швидко і повністю оцукрювати крохмаль сировини та частково білкові речовини до амінокислот. Останні використовуються дріжджами як джерело азоту і частково вуглецю. Тому при наявності амінокислот на утворення біомаси дріжджів менше витрачається цукрів, які перетворюються під час зброджування суслу в спирт.

Для нормального ведення технології спирту з солодом потрібно внести такі ферменти:  $\alpha$ -амілазу,  $\beta$ -амілазу, декстриназу і протеолітичні ферменти. Солод із зерна різних злаків містить неоднакову кількість цих ферментів. У зв'язку з цим для вирощування солоду використовують культури зерна ячменю, проса і вівса. Вимоги до зерна для приготування солоду наведені в таблиці 4.3.

Табл. 4.3 Характеристика зерна на солод

Назва показника	Ячмінь ДСТУ 3769-98	Просо ГОСТ 22983-88	Овес ГОСТ 28673-90	Жито ГОСТ 16990-88
Вологість, %, не більше	15,5	15,0	16,0	15,5
Натура, г/дм <sup>3</sup> , не менше	570	не нормується	420	685
Засміченість, %, не більше	2,0	3,0	2,0	2,0
Зернові домішки, %, не більше	3,0	4,0	3,0	не нормується
Здатність до проростання на 5 добу, %, не менше	92	86	90	92
Зараженість шкідниками	не допускається, крім зараженості кліщем, не вище 1 ступеня			

Дуже важливим показником якості зерна на солод є його схожість, яку виражають кількістю зерна в процентах, що проросло на 5-ту добу. Крохмаль непророслих зерен погано оцукрюється в технологічному процесі і складає втрати вуглеводів з дозрілою бражкой. Низьку схожість має свіжезібране зерно.

Ячмінний солод має високу  $\alpha$ - і  $\beta$ -амілолітичну активність і низьку декстринолітичну активність.

Просяний солод має слабу  $\beta$ -амілолітичну, середню  $\alpha$ -амілолітичну і високу декстринолітичну активність.

Вівсяний солод має невисоку амілолітичну, але значну протеолітичну активність. У ньому накопичується значна кількість амінокислот, у зв'язку з чим цей солод бажано використовувати в основному для приготування суслу для дріжджів.

Технологія солоду спиртового виробництва включає такі стадії: замочування зерна, пророщування зерна і приготування солодового молока.



В.О. Маринченком, В.М. Ісаєнко, Р.І. Чіпчаром розроблена матеріало- і енергозберігаюча технологія солоду, яка дозволяє майже в 2 рази скоротити термін вирощування і витрати солоду. Проте традиційні способи ще використовують на багатьох спиртових заводах. Тому спочатку розглянемо їх.

## ЗАМОЧУВАННЯ ЗЕРНА

Мета замочування – збільшити вологість зерна до 40-48%, відділити його від пилу, видалити легкі зернові і незернові домішки і дезинфікувати зерно. Для підтримання життєдіяльності зерна і прискорення процесів його миття зерно з водою аерують. Переважно використовують повітряно-водяне замочування, при якому зерно по чергово знаходиться то під шаром води, то без нього.

Під час замочування проходять фізико-хімічні та біохімічні процеси, що викликають значні зміни в зерні.

### Фізико-хімічні процеси під час замочування зерна

У замочувальних апаратах зерно зволожують до 38-40%, а потім додатково зрошують його водою під час пророщування. Квіткава (м'якинна) оболонка на початку замочування непроникна, і вода проходить по тонким капілярам-трахеїдам зародкової частини, яка не покрита цією оболонкою. Вода поступає в зерно через напівпроникні плодове і насінневу оболонки, тому важливе значення мають процеси ультрафільтрування і осмодифузії. Через деякий час вимиваються інкрустуючі речовини і м'якинна оболонка стає проникною. Зародок поглинає воду швидше, ніж інші частини зерна у зв'язку з тим, що він має гідрофільні білкові речовини, а також повітряні прошарки і капіляри. Тому найбільшу кількість води містить частина зерна, де розміщений зародок (біля 47 %). У самому зародку вологість складає 68-75%. У середині зерна вологість 38%, в кінчику – 39-40%.

Різні складові речовини зерна здатні поглинати неоднакову кількість води: гумі-речовини – до 800%, крохмаль – до 70%, клітковина – до 30%. Максимально зерно ячменю може поглинути до 68% води.

Після досягнення зерном вологості 40% проникнення води в зерно значно сповільнюється, тому в замочувальному апараті замочують зерно ячменю і овса до 40-42%, проса – до 38-40%.

Швидкість замочування залежить від розмірів, структури зерна, температури води та її іонного складу. Зерно, вирощене в сухому жаркому кліматі, поглинає вологу повільніше зерна, вирощеного в помірному кліматі.

Зерно ячменю і вівса замочують при температурі води 18-20°C. При більш високій температурі збільшується ймовірність розвитку мікроорганізмів, необхідна більш часта заміна води, енергійне аерування, що ускладнює процес.

Для замочування доцільно використовувати воду з жорсткістю до 7 мг-екв/дм<sup>3</sup>. У більш жорсткій воді тривалість замочування збільшується.

### Біохімічні процеси при замочуванні зерна

У зерні, вологість якого менша 14 %, вода знаходиться тільки у зв'язаному стані, і тому її достатньо тільки для підтримання життєдіяльності зерна. Більша вологість зерна забезпечує розчинення поживних речовин та переміщення їх до зародка. В ендосперм поступають ферменти, які каталізують гідроліз полімерів зерна в розчинні речовини, що засвоюються зародком, прискорюються біохімічні процеси, посилюється дихання і активується діяльність ферментів.

Процес дихання зерна потребує безперервного використання розчиненого в воді кисню. Під час замочування концентрація кисню в воді швидко зменшується і у випадку відсутності аерування за 15–20 хв він повністю зникає. Тому можуть утворюватися продукти анаеробної життєдіяльності зерна, які є клітинними отрутами, що пригнічують нормальні життєві процеси, призводять до порушення структури тканин зерна й автолізу. Для забезпечення нормального дихання зерна під час замочування проводять його аерування.

Хімічні зміни зерна під час замочування незначні. Частина вуглеводів під час дихання перетворюється в  $\text{CO}_2$  та інші продукти, речовини оболонки зерна частково розчиняються. У воду для замочування переходять цукри, пентозани, азотисті та мінеральні речовини. Їх втрати при замочуванні складають біля 1 % по масі сухих речовин зерна.

### Способи замочування зерна

Використовують два способи замочування зерна: повітряно-водяний і зрошувальний. На спиртових заводах більш поширений перший.

Повітряно-водяний спосіб. Для замочування зерна використовують замочувальні апарати (рис. 4.3). Замочувальний апарат виготовляють у вигляді відкритого циліндро-конічного апарату. Нахил стінки конуса біля  $45^\circ$ , що забезпечує розвантаження замоченого зерна самопливом. У центрі апарата встановлена циркуляційна труба 5 для перемішування зерна з водою, яка працює за принципом ерліфта, знизу в неї підводять стиснене повітря по трубі 6, зверху встановлено сегнерове колесо 4 або конусоподібний відбивач. Для аерування суміші зерна з водою всередині апарата встановлені кільцеві барботери 3. У нижній конічній частині є штуцер для випуску замоченого зерна 1 із коробки 2, над якою є решітка 7, що утримує зерно під час випуску води. У коробці 2 встановлено клапан 8.

Від верхнього краю циліндричної частини апарата закріплена зливна коробка з сітчастою решіткою для видалення брудної води і легких домішок.

Замочування очищеного зерна проводять у такій послідовності. У замочувальний апарат набирають приблизно половину об'єму води, засипають зерно і продовжують безперервно подавати воду до тих пір, поки вона покриє зерно шаром 10–15 см. Зерно залишають на деякий час під водою (1,5–2,0 год), збирають сплав. Циркуляцію зерна здійснюють подачею по трубопроводу стисненого повітря. Суміш зерна, води і повітря має меншу густину в порівнянні з сумішшю зерна і води навколо циркуляційної труби і виштовхується вгору. Зверху циркуляційної труби

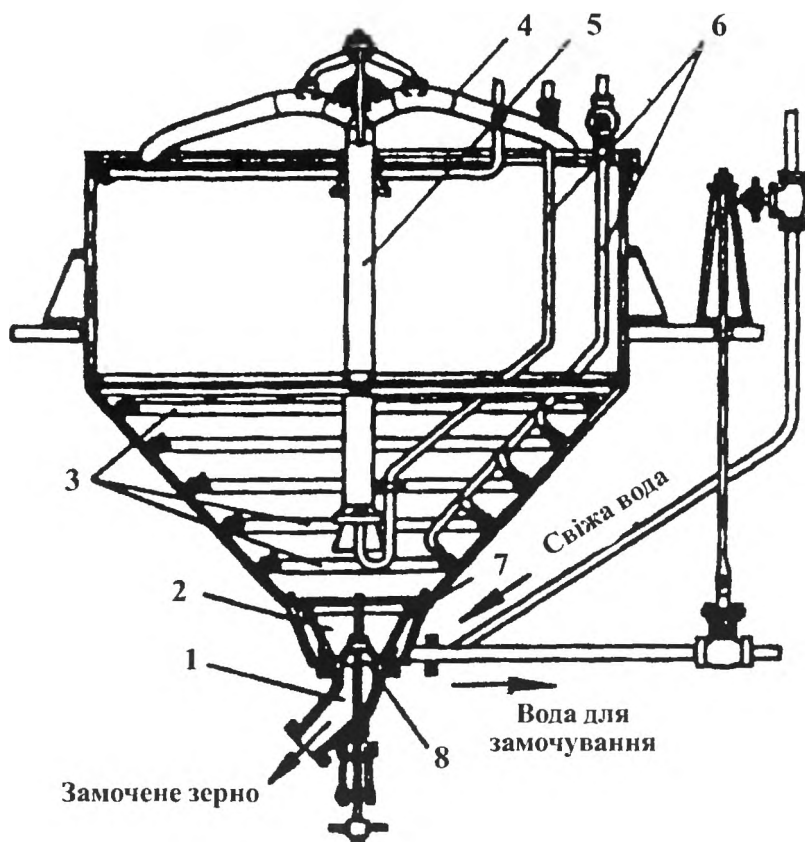


Рис. 4.3 Замочувальний апарат

суміш зерна з водою проходить через сегнерове колесо і обертає його або відбивається вниз конусним пристроєм.

Потім зерно промивають подачею води знизу вверх до тих пір, поки через зливну коробку не піде чиста вода. Під час промивки зерна воду спускають в каналізацію через нижній штуцер замочувального апарату. Декілька годин зерно залишається без води. У цей період в результаті дихання зерна утворюється діоксид вуглецю. Для його відводу залишають відкритою каналізаційну засувку на трубопроводі.

У подальшому зерно витримують то під водою (водяне замочування), то без води (повітряне замочування). Таке чергування проходить через 3-4 години. Кисень повітря є активатором енергії проростання зерна, і тому передбачено аерувати зерно, що знаходиться під водою і після кожного спуску води протягом 5-7 хв через кожну годину. Сумарні витрати стисненого повітря на повний цикл замочування 140-160 м<sup>3</sup> на 1 т зерна при тиску 0,15-0,20 МПа.

Для дезинфекції у другу воду для замочування додають хлорне вапно з розрахунку 400 г на 1 т зерна.

Технологічний режим замочування наведений у табл. 4.4.

Якщо після другого замочування не досягнута зазначена вологість, процес замочування продовжують, витримуючи його в подальшому без води і під водою за таким же технологічним режимом.

Ступінь замочування зерна визначають висушуванням його проби до постійної маси або зважуванням 1000 зернин до і після замочування. У виробничих умовах кінець замочування зерна можна визначити за одним з таких показників: на поперечному розрізі всередині зерна залишається невелика мучниста пляма; при стисненні між великим і вказівним пальцями чути характерний тріск відокремлюваної квіткової оболонки, й укол не відчувається, а з перемоченого зерна витікає біла рідка маса.

При замочуванні маса зерна зменшується за рахунок вилучення мінеральних і екстрактивних речовин на 0,5-1,0 %, дихання зерна – на 0,5-1,0 % і за рахунок сплаву – на 0,5-1,5 %.

**Табл. 4.4 Технологічний режим замочування зерна**

Назва операції		Тривалість, год	Температура води для замочування, °С	Вологість замоченого зерна, %
Промивка водою	ячменю	1,5–2,0	18–20	
	вівса	1,5–2,0	18–20	
	проса	1,5–2,0	25–30	
Перше замочування	ячменю	3–4	18–20	
	вівса	3–4	18–20	
	проса	4	25–30	
Витримка без води	ячменю	3–4		
	вівса	3–4		
	проса	4–6		
Друге замочування	ячменю	3–4	18–20	40–42
	вівса	3–4	18–20	40–42
	проса	6	25–30	38–40

Зрошувальний спосіб замочування полягає в тому, що після миття зерна його поверхню в замочувальному апараті безперервно зрошують розпиленою водою, яка проходить через шар зерна і видаляється знизу в каналізацію. Таким чином забезпечується безперервне і рівномірне постачання зерна киснем повітря, створюються сприятливі умови для розвитку зародка і прискорення проростання зерна.

## ПРОРОЩУВАННЯ ЗЕРНА

### Теоретичні основи пророщування зерна

Мета солодощення – утворення гідролічних ферментів і розчинення міжклітинних стінок ендосперму, що необхідно для постачання зародка живильними речовинами.

Умови пророщування зерна повинні бути такими, щоб втрати вуглеводів на дихання і утворення нових вегетативних частин зерна були мінімальними при найменшій наявності мікроорганізмів.

### Морфологічні зміни при пророщуванні зерна

Процес пророщування зерна починається з розвитку корінців і пелюстки. Спочатку корінець розвивається під оболонками зерна, потім оболонки прориваються біля основи зерна і корінець виходить назовні. Цей період росту зерна називають “накльовуванням”. Потім корінець розгалужується, утворюючи 3–5 корінців. Пелюстка розвивається і росте в напрямку до верхньої частини зерна (рис. 4.4). Небажано, щоб цей зародковий паросток виступав із верхівкової частини зерна й утворював так званий “гусар”, оскільки це пов’язано з надмірними втратами цукрів та амінокислот.

## Доба пророщування

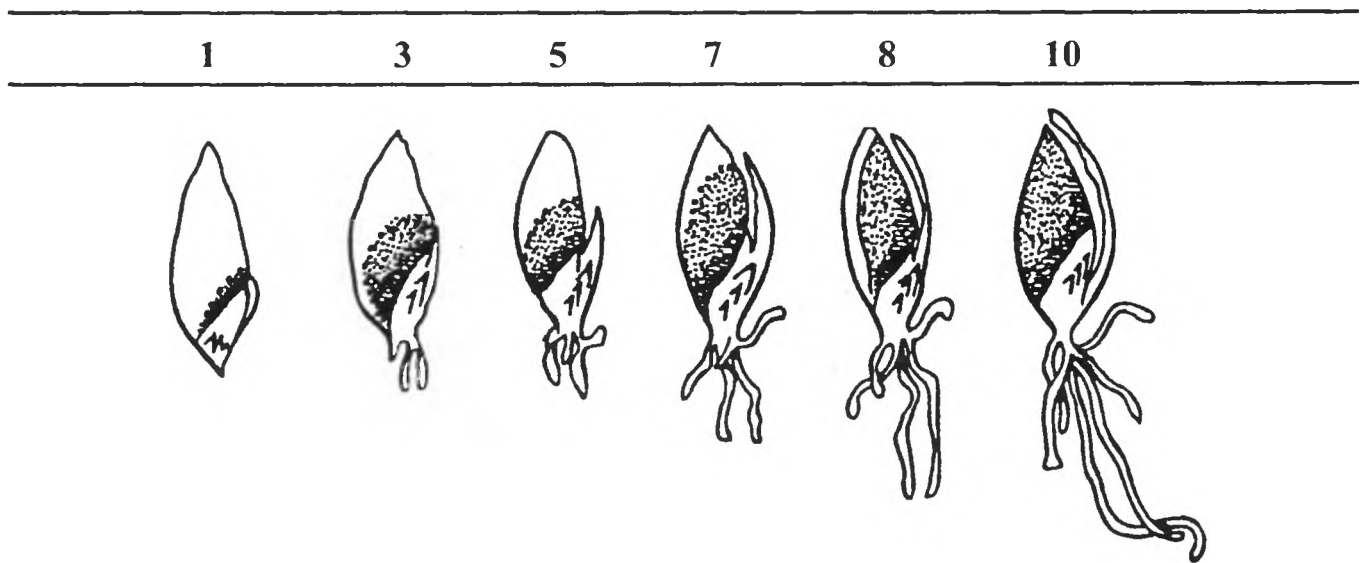


Рис. 4.4 Морфологічні зміни ячмінного зерна при проростанні

У просіяному солоді пелюстка під м'яккою оболонкою мало помітна, корінець тільки один, в 2–2,5 рази довший діаметра зерна. У вівсяному солоді стеблинка виходить зовні, корінці тонші, але довші, ніж у ячмінного солоду.

При проростанні зерна проходять цитологічні зміни його складових частин. Стінки клітин ендосперму, в яких розміщені крохмальні зерна, складаються в основному із целюлози, білкових та пектинових речовин. Під дією ферментів проходить їх гідроліз, тобто їх розчинення. Стінки клітин алейронового шару також частково гідролізуються.

Розчинення речовин зерна починається біля зародка і під час проростання просувається до його кінчика (рис. 4.4).

У результаті цього майже всі клітини розчиняються, ендосперм легко розтирається руками, залишаючи на пальцях білу смугу. Зона розчинення співпадає з довжиною пелюстки під оболонкою зерна.

**Біохімічні зміни в зерні при пророщуванні**

Відповідно до досліджень А.Н.Баха і А.І.Опаріна активність ферментів у зерні, що росте в колосках рослини, збільшується в результаті їх синтезу в листях і стеблах і міграції в зерно. Їх активність найвища в період молочної зрілості зерна. Потім ферменти адсорбуються на протоплазмних структурах клітин (білку, целюлозі та ін.) і в дозрілому зерні знаходяться в зимогенному (неактивному) стані.

У зерні жита і вівса міститься активна  $\alpha$ -амілаза, в зерні ячменю і вівса невелика кількість  $\beta$ -амілази. При пророщуванні зерна ферменти переходять в активний стан і, крім того, проходить їх новоутворення. У пророщеному зерні всіх культур вміст  $\beta$ -амілази не перевищує її концентрації в вихідному зерні, тобто вона накопичується в солоді в результаті звільнення із зимогенного стану.

$\alpha$ -амілаза під дією гіберелінів в алейроновому шарі синтезується при пророщуванні зерна, а також частково звільнюється із зимогену. При підвищенні вологості зерна і солоду активність амілаз зростає.

При солодоращенні активність протеолітичних ферментів збільшується майже в 4 рази. Розрізняють три групи цих ферментів: протеїнази (ендопептидази), що гідролізують нативні білки до поліпептидів і пептидів; пептидази (екзопептидази), які гідролізують поліпептиди і пептиди до амінокислот; амідази, що каталізують гідроліз амідів з утворенням аміаку й амінокислот. Пептидази беруть участь в активуванні амілолітичних ферментів, що знаходяться в зимогенному стані. В активуванні амілаз беруть участь також цитази, у склад яких входять целюлази, геміцелюлази і  $\beta$ -глюкозидази.

У солоді з протеїназ міститься фермент типу папаїну, із пептидаз – амінопептидази, карбоксипептидази і дипептидази. Активність протеїназ під час солодоращення збільшується майже в 40 разів, пептидаз – дещо менше.

Під час пророщування в зерні накопичуються також ліпази і фосфотази (фітаза та нуклеотидаза).

Активність мальтази ( $\alpha$ -глюкозидази) при солодоращенні збільшується приблизно в 2 рази.

Гідролітичні ферменти (амілази, протеази, фосфотази, ліпази) утворюються в основному під дією гормонів, біоактиваторів, ідентичних гіберелінам, які дифундують в алейроновий шар зерна і активують синтез ферментів. Тобто, ендосперм зерна розрихлюється в основному ферментами, що переходять із тканини алейронового шару зерна, і в меншій кількості ферментами зародка.

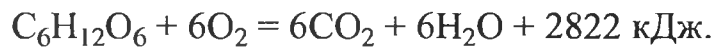
У солоді активуються оксидази, що активують молекулярний кисень, пероксидази, що активують кисень перекису водню, і каталази, що розкладають перекис водню на воду і неактивний кисень.

Важливим для оптимізації технології солодоращення є те, що з підвищенням ступеня замочування зерна збільшується кількість утворених амінокислот, але з подовженням тривалості солодоращення їх вміст знижується, бо амінокислоти використовуються для побудови високомолекулярних білків у паростках. Це може призвести до зменшення концентрації амінного азоту в солоді, що негативно вплине на азотне живлення дріжджів і швидкість їх накопичення. У розробленій В.О.Маринченком із співробітниками технології солоду з використанням процесу механоактивування ферментів передбачено збільшувати вологість солоду (до 48–50 %) і зменшувати майже в 2 рази термін його пророщування.

### **Хімічні зміни зерна при пророщуванні**

Під час пророщування в зерні відбуваються значні зміни його хімічного складу. Енергія, необхідна для життєдіяльності й утворення нових тканин (корінців і зародкового листочка) утворюється при використанні певної кількості вуглеводів, білків і жирів.

В аеробному процесі дихання під дією ферментів оксидаз цукри окислюються за рівнянням



При окисленні білків і жиру витрати кисню більші, ніж при окисленні цукрів. При пророщуванні зерно виділяє  $CO_2$ , воду і теплоту, які треба відводити аеруванням шару солоду кондиційованим повітрям.

Кількість повітря, необхідного для видалення теплоти, значно перевищує його кількість, необхідну для постачання кисню на створення аеробних умов дихання.

Якщо окислення цукрів часткове, то під час солодоращення утворюються щавлева і лимонна кислоти, а в анаеробних умовах – етиловий спирт. Ці речовини негативно впливають на дихання зерна і синтез ферментів.

При пророщуванні під дією амілолітичних ферментів проходить гідроліз крохмалю на 20–25 % від його загального вмісту, із них 8–9 % витрачаються на дихання, 3–4 % на утворення корінців і зародкового листочка і 8–10 % цукрів залишається в солоді, що обумовлює його солодкий смак. Вільні цукри складаються в основному із цукрози і мальтози.

Крохмаль, що залишився в солоді, під дією амілаз змінюється: на поверхні крохмальних зерен утворюються каналці, зменшується розмір зерен, підвищується температура клейстеризації приблизно на  $4^\circ C$ , зменшується співвідношення амілози й амілопектину.

Під дією цитолітичних ферментів з некрохмальних поліцукридів (геміцеллюлози, гуммі-речовин), що знаходяться в основному в клітинних стінках ендосперму, утворюється ксилоза, арабіноза і високомолекулярні продукти гідролізу.

Гідроліз білкових речовин під час солодоращення протеолітичними ферментами досягає 50 %, із яких 20–25 % зосереджено в паростках. Частина з утворених гідролізатів білку використовується на синтетичні процеси. У готовому солоді в 3–5 разів збільшується вміст амінокислот. Розчинні азотовмісні речовини є азотистим живленням для дріжджів. Під час процесу оцукрювання теж утворюються розчинні азотовмісні речовини. Їх використання дріжджовими клітинами більш доцільне в порівнянні з мінеральним азотовмісним живленням у зв'язку з тим, що на утворення біомаси використовується вуглець амінокислот і зменшуються витрати цукрів, які потім у процесі зброджування підуть на біосинтез спирту, а значить і збільшиться його вихід.

Внаслідок утворення під час пророщування зерна в частково анаеробних умовах щавелевої, лимонної, молочної, а також амінокислот титрована кислотність солоду збільшується у 2–3 рази. Значення рН при солодоращенні мало змінюється внаслідок буферних властивостей витяжок із солоду.

Кількість жиру в процесі солодоращення зменшується на 20–30 %.

При солодоращенні під дією ферменту фітази відщеплюється від фосфорної кислоти фосфорна кислота й інозит, також збільшується вміст вітамінів – тіаміну і рибофлавіну, які сприяють життєдіяльності і підвищують бродильну активність дріжджів.

Ячмінний солод внаслідок утворення ефірів має специфічний запах свіжих огірків, просяний – акації, меду або яблука.

### Оптимізація процесів солодоращення

Основні фактори, що впливають на пророщування зерна такі: температура в шарі солоду, вологість солоду та інтенсивність аерування.

Основні критерії оптимальності проведення процесу солодоращення – одержати солод з найбільш високою ферментативною активністю при мінімальних втратах сухих речовин і низькій собівартості.

Підвищення температури солодоращення призводить до збільшення втрат сухих речовин зерна внаслідок окислювальних процесів і значного росту вегетативних частин. Підвищення температури солодоращення на 1° С приводить до збільшення інтенсивності дихання зерна приблизно на 20 %.

Втрати цукрів і крохмалю при солодоращенні відповідно до технологічної інструкції не повинні перевищувати 16 % від їх вмісту в зерні, що складає 1,2 % від усіх зброджуваних речовин зерна на солод і основного зерна, що поступає на розварювання.

Оптимальна температура для нагромадження гідролітичних ферментів ячмінного солоду – 14-17° С, просяного – 25-30° С. Підвищення температури призводить до збільшення втрат сухих речовин внаслідок стимуляції росту вегетативних частин зерна.

На процеси накопичення ферментів під час пророщування зерна має значний вплив його вологість. Активність β-амілази у солоді зростає з підвищенням його вологості. Температура пророщування зерна має менший вплив на активність цього ферменту, ніж вологість.

Для більшості гідролітичних ферментів оптимальною під час пророщування зерна є вологість 44–48 %.

Важливу роль при солодоращенні зерна відіграє інтенсивність аерування солоду. Кисень бере участь у синтезі й активуванні ряду ферментів, особливо у першій стадії росту. При достатньому накопиченні ферментів біохімічні процеси продовжуються і при затримці розвитку зародка зерна. Підвищення концентрації CO<sub>2</sub> в повітрі для аерування до 8 % інгібує ріст зерна, але продовжується його розчинення. При концентрації CO<sub>2</sub> більше 20 % нормальне дихання припиняється і починається автоліз зерна.

Оптимальна температура пророщування зерна, висока вологість і достатнє аерування забезпечують скорочений процес пророщування при мінімальних втратах сухих речовин.

### Способи солодоращення

У спиртовій промисловості солод вирощують у пневматичних солодоростильних ящиках або на току. На деяких заводах використовують токове солодоращення тільки проса. Ячмінний і вівсяний солод вирощують тільки в пневматичних солодовнях.

#### Пророщування зерна в пневматичній солодовні

Основним обладнанням пневматичної солодовні є ящики прямокутної форми із залізобетону або цегли, вкриті цементною штукатуркою (рис. 4.5). Основне дно



ящика цементоване і має нахил у бік стоку води. Для зручності обслуговування на висоті біля 1,8 м закріплено металеве сито. Отвори сит не повинні пропускати зерно, для проса – не більше 1 мм, для інших культур – 1,5 мм. Живий перетин сит – біля 30 %.

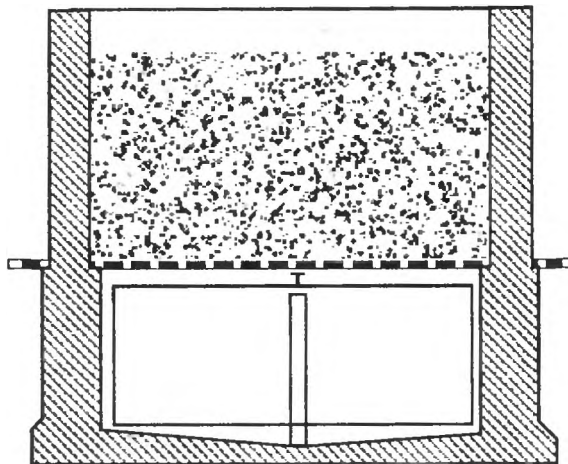


Рис. 4.5 Ящик пневматичної солодовні (поперечний розріз)

На спиртових заводах найбільш поширені солодоростильні апарати типу “пересувна грядка” (рис. 4.6). Підситовий простір у ящику солодовні для ячменю і жита розділений на 10 камер, для проса – на 6, що відповідає кількості діб пророщування. Механічне перемішування солоду проводять за допомогою рухомої каретки з ковшовим конвейєром, ширина якого дорівнює ширині грядки. Під час пересування солодоперемішувача вздовж грядки ковші зачерпують солод і скидають його через каретку назад. Перемішування зерна пересувною грядкою проводять завжди від останньої камери до першої, тобто від готового солоду до тільки завантаженого в грядку. Площа сит ящикної солодовні повинна бути не меншою  $0,25 \text{ м}^2$  на 1 дал добової потужності заводу по спирту.

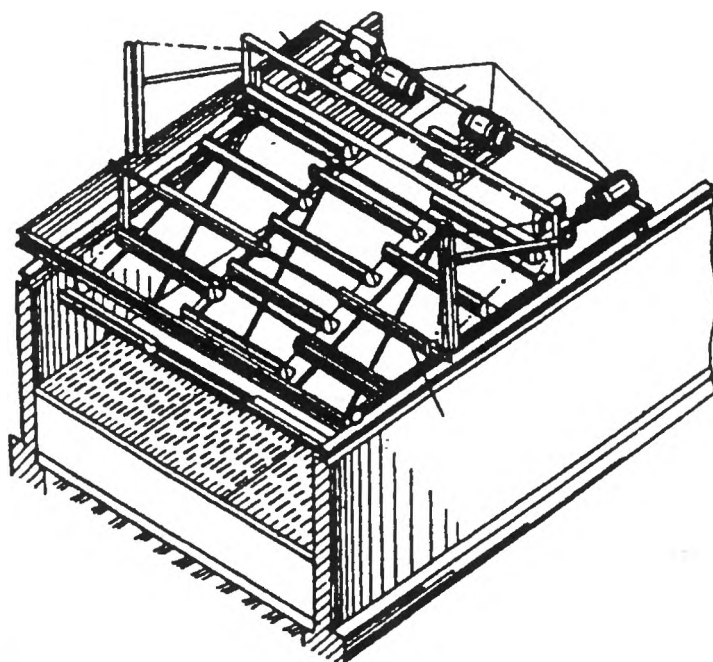


Рис. 4.6 Ковшовий солодоперемішувач

Пророщування зерна на солод проводять таким чином. Замочене зерно гідротранспортом розвантажують в ростильний ящик один раз на добу. Після відділення води і зігрівання купи ячменю до 22–24° С і 30–35° С проса зерно розкидають на ситі рівним шаром заввишки 0,5–0,6 м. Перемішування проводять через кожні 12 годин і через кожен добу солод переміщується по довжині ящика на одну секцію. Готовий солод із останньої секції вивантажують у приймальний бункер. Перші дві секції, що звільнилися, чистять, миють, дезінфікують і готують до наступного завантаження.

Важливими технологічними параметрами пророщування зерна є температура в шарі солоду, його вологість, достатнє аерування і вилучення діоксиду вуглецю. Це досягають продуванням кондиційованого повітря і поливанням солоду водою.

Зрошують солод водою під час його перемішування за допомогою форсунок, встановлених на солодоперемішувачі. Температура води 12–14° С, її витрати – 20–30 л на 1 т зерна. Поливку солоду припиняють за 1 добу до закінчення солодоращення.

Повітря для аерування солоду повинно охолоджувати і зволожувати зерно та видаляти з шару діоксид вуглецю. Тому повітря охолоджують у спеціальних апаратах кондиціювання за допомогою розпилення холодної води через форсунки. Апарати для кондиціювання повітря монтують поблизу солодоростильних ящиків. Повітря подають в кондиціонери потужним вентилятором, який працює в режимі нагнітання. Кондиційоване повітря для аерування можна брати, замішуючи свіже повітря з певною кількістю відпрацьованого або зрошуючи повітря теплою водою. Подачу повітря в кожен секцію солодового ящика регулюють в залежності від температури в шарі солоду. Температуру кондиційованого повітря підтримують на 4–5° С нижче заданої за технологічним режимом солодоращення. Якщо температура цього повітря буде занадто низькою, то зерно переохолоджується і нерівномірно проростає.

Повітря продувають 2–3 рази на добу протягом 20–30 хв. Витрати повітря на аерування солоду складають 80–100 м<sup>3</sup>/год на 1 м<sup>2</sup> площі сит.

Температура пророщування ячмінного солоду в перші дві доби 18–19° С з поступовим зниженням до кінця солодоращення до 13–14° С, просяного – відповідно 26–30 і 25–26° С.

Вологість готового солоду: ячмінного та вівсяного – 44–46%, просяного 40–42%.

Тривалість пророщування ячмінного солоду – 9–10 діб, просяного – 5–6 діб.

Витрати зброджуваних речовин (цукрів і крохмалю) під час солодоращення на утворення вегетативних частин солоду і його дихання не перевищують 16 % від початкової кількості зброджуваних речовин зерна.

### Токове солодоращення

Спосіб токового солодоращення використовують тільки на деяких спиртових заводах для вирощування просяного солоду.

Током називають цементовану площадку для пророщування зерна, розміщену всередині будівлі. Від середини до стін току є нахил біля 0,02°. Для збору і видалення стічних вод біля стін є канавки, з яких відведені труби з гідравлічними затворами.

Вікна солодовні невеликі і покриті вапном з додаванням ультрамарину. Солодовня має знизу і вверху вентиляційні канали. На 1 т зерна потрібно 59–66 м<sup>2</sup> токової солодовні.

**Пророщування ячменю, вівса і жита.** Замочене до заданої вологості зерно розміщують на току купою заввишки 0,6–0,7 м, а після підвищення температури до 23–24° С його перелопачують і складають із них грядку (“постіль”) заввишки 0,4 м. Температуру пророщування зерна в перші дві доби 19–20° С, а до кінця пророщування 13–14° С підтримують перелопачуванням солоду. Необхідно, щоб при перелопачуванні зерно розсипалося широким віялом і кожна зернинка пролітала окремо. При кожному перелопачуванні грядку “розпускають” – розміщують зерно на більшій площі, зменшуючи висоту грядки. Частота перелопачування залежить від швидкості підвищення температури в грядці. У перші дві доби і на 5–10 добу перелопачують через 8–12 год, а на 3–4 добу – через 6–8 год.

Перед кожним перелопачуванням грядку поливають водою із розрахунку 2–3 дал на 1 т зерна. За добу до передачі солоду на виробництво спирту поливку його припиняють.

**Пророщування проса.** Замочене до вологості 38–40 % зерно проса складають у купу заввишки 0,7–1,0 м в дерев'яний розбірний ящик. Охолодження зерна не допускають нижче 25° С і при необхідності просо поливають теплою водою.

В ящику просо витримують до тих пір, поки температура не підвищиться до 30–35° С. Потім ящик розбирають і зерно складають в грядку заввишки 0,4 м. Протягом перших двох діб у грядці підтримують температуру 26–30° С. На третій і наступні дні температуру в грядці знижують до 25–26° С і зменшують її висоту до 15–20 см. Перед перелопачуванням грядки солод поливають водою. Поливку припиняють за 12 год до надходження солоду у виробництво. Тривалість пророщування солоду 5–6 діб. Вологість готового солоду повинна бути 40–42 %.

### Оцінка якості солоду і визначення витрат зерна на солод

У готовому солоді визначають вологість, амілолітичну і оцукрюючу здатність, а також кількість пророслих і запліснявілих зерен. Якісні показники солоду приведені в табл. 4.5.

Табл. 4.5 Показники якості солоду

Солод	Вологість, %	Якість								
		добра			середня			задовільна		
		АЗ, од.		ОЗд, од.	АЗ, од.		ОЗд, од.	АЗ, од.		ОЗд, од.
		1	2		1	2		1	2	
Ячмінний	44–45	5	35	5,0	4,5	27	3,9	4	20	2,8
Просяний	40–42	3	12	1,0	2,5	10	0,75	2	8	0,5
Вівсяний	44–45	5	25	2,5	4,0	20	2,0	3	15	1,5
Житній	40–41	4	20	3,5	3,5	19	2,65	3	18	1,8

**Примітка.** АЗ – амілолітична здатність; цифра 1 означає, що АЗ визначили візуальним способом, цифра 2 – колориметричним. ОЗд – оцукрююча здатність.

### Витрати зерна на солод

Норма витрат зерна на солод (в % до маси крохмалю сировини, включаючи крохмаль зерна на солод) складає: для картоплі – 13, вівса, сорго і рису – 18,5, для інших культур зерна – 14,9.

На практиці в залежності від якості солоду його витрати можна зменшити.

Витрати солоду розраховують з урахуванням його оцукрюючої здатності (ОЗд). Загальну кількість солоду, g, необхідну для оцукрювання 1 г крохмалю, визначають за рівнянням

$$g = \frac{E}{\text{ОЗд}_1 z_1 + \text{ОЗд}_2 z_2 + \text{ОЗд}_3 z_3},$$

де E – число одиниць ОЗд на 1 г крохмалю переробленої сировини;  $\text{ОЗд}_1$ ,  $\text{ОЗд}_2$ ,  $\text{ОЗд}_3$  – оцукрююча здатність солоду відповідно ячмінного, вівсяного і просяного, од.;  $z_1$ ,  $z_2$ ,  $z_3$  – масова доля ячмінного, вівсяного і просяного солоду в суміші.

Норми витрат числа одиниць ОЗд на 1 г крохмалю в залежності від виду основної сировини і складу суміші солодів такі: при використанні ячмінного, вівсяного і просяного солодів, у суміші яких не менше 25 % просяного і вівсяного – 0,4 од. ОЗд на 1 г крохмалю картоплі, 0,59 – вівса і 0,48 інших зернових культур.

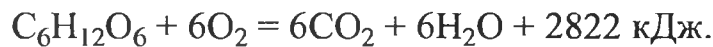
### ПРИГОТУВАННЯ СОЛОДОВОГО МОЛОКА

Розраховану суміш солодів гідротранспортом (або механічним видом транспорту) подають із солодових грядок у збірник солоду, де його промивають водою й обробляють хлорним вапном або формаліном. Розчин хлорного вапна готують із розрахунку 400 мг активного хлору на 1 л води. Наприклад, хлорного вапна марки Б другого сорту, що містить 32 % активного хлору, використовують 125 г на 100 л води. У такому водному розчині солод витримують 20–25 хв. Замість хлорного вапна можна використовувати формалін – 250 мл 40 %-ного формаліну на 100 л води і витримують солод у цьому розчині 20–25 хв. Після промивки цю воду зливають у каналізацію.

Солод подрібнюють на молоткових, вальцьових чи дискових дробарках для кращого розчинення крохмалю і повного вилучення ферментів. Для цього солод після промивки із збірника насосом перекачують разом з водою в розділювач із ситом, вода видаляється в каналізацію, а солод шнековим або іншим дозатором направляють у дробарку, і з неї подрібнений солод разом з водою поступає в збірник солодового молока.

У збірник солодового молока попередньо беруть 50 % від розрахункового об'єму води.

Для дезинфекції в концентроване солодове молоко додають 20–25 мл 40 %-ного розчину формаліну на 10 л солодового молока кінцевої концентрації. Розчин витримують з формаліном 20–25 хв, після чого перед передачею його у витратні збірники розбавляють чистою водою до кінцевої концентрації. Загальні витрати води складають 4–5 л на 1 кг солоду.



При окисленні білків і жиру витрати кисню більші, ніж при окисленні цукрів. При пророщуванні зерно виділяє  $CO_2$ , воду і теплоту, які треба відводити аеруванням шару солоду кондиційованим повітрям.

Кількість повітря, необхідного для видалення теплоти, значно перевищує його кількість, необхідну для постачання кисню на створення аеробних умов дихання.

Якщо окислення цукрів часткове, то під час солодоращення утворюються щавлева і лимонна кислоти, а в анаеробних умовах – етиловий спирт. Ці речовини негативно впливають на дихання зерна і синтез ферментів.

При пророщуванні під дією амілолітичних ферментів проходить гідроліз крохмалю на 20–25 % від його загального вмісту, із них 8–9 % витрачаються на дихання, 3–4 % на утворення корінців і зародкового листочка і 8–10 % цукрів залишається в солоді, що обумовлює його солодкий смак. Вільні цукри складаються в основному із цукрози і мальтози.

Крохмаль, що залишився в солоді, під дією амілаз змінюється: на поверхні крохмальних зерен утворюються каналці, зменшується розмір зерен, підвищується температура клейстеризації приблизно на  $4^\circ C$ , зменшується співвідношення амілози й амілопектину.

Під дією цитолітичних ферментів з некрохмальних поліцукридів (геміцелюлози, гуммі-речовин), що знаходяться в основному в клітинних стінках ендосперму, утворюється ксилоза, арабіноза і високомолекулярні продукти гідролізу.

Гідроліз білкових речовин під час солодоращення протеолітичними ферментами досягає 50 %, із яких 20–25 % зосереджено в паростках. Частина з утворених гідролізатів білку використовується на синтетичні процеси. У готовому солоді в 3–5 разів збільшується вміст амінокислот. Розчинні азотовмісні речовини є азотистим живленням для дріжджів. Під час процесу оцукрювання теж утворюються розчинні азотовмісні речовини. Їх використання дріжджовими клітинами більш доцільне в порівнянні з мінеральним азотовмісним живленням у зв'язку з тим, що на утворення біомаси використовується вуглець амінокислот і зменшуються витрати цукрів, які потім у процесі зброджування підуть на біосинтез спирту, а значить і збільшиться його вихід.

Внаслідок утворення під час пророщування зерна в частково анаеробних умовах щавелевої, лимонної, молочної, а також амінокислот титрована кислотність солоду збільшується у 2–3 рази. Значення рН при солодоращенні мало змінюється внаслідок буферних властивостей витяжок із солоду.

Кількість жиру в процесі солодоращення зменшується на 20–30 %.

При солодоращенні під дією ферменту фітази відщеплюється від фосфорної кислоти фосфорна кислота й інозит, також збільшується вміст вітамінів – тіаміну і рибофлавіну, які сприяють життєдіяльності і підвищують бродильну активність дріжджів.

Ячмінний солод внаслідок утворення ефірів має специфічний запах свіжих огірків, просяний – акації, меду або яблука.

шого типу солодоперемішувача проводять рівномірну поливку солоду водою з температурою 12–14° С за допомогою розпилювальних форсунок, вода із яких спрямована в ковші з солодом. Температуру солоду регулюють продуванням кондиційованого повітря, перемішуванням (не менше двох раз на добу) і поливкою водою. Температура солоду на 4–5 добу солодоращення ячменю і вівса – 13–14° С, проса – 22–24° С.

**Приготування солодового молока.** Приготування солодового молока складається із таких стадій: дезинфекція солоду, подрібнення солоду, активування ферментів солодового молока і його дезинфекція.

Дезинфекцію солоду та його подрібнення проводять так само, як і за класичною технологією.

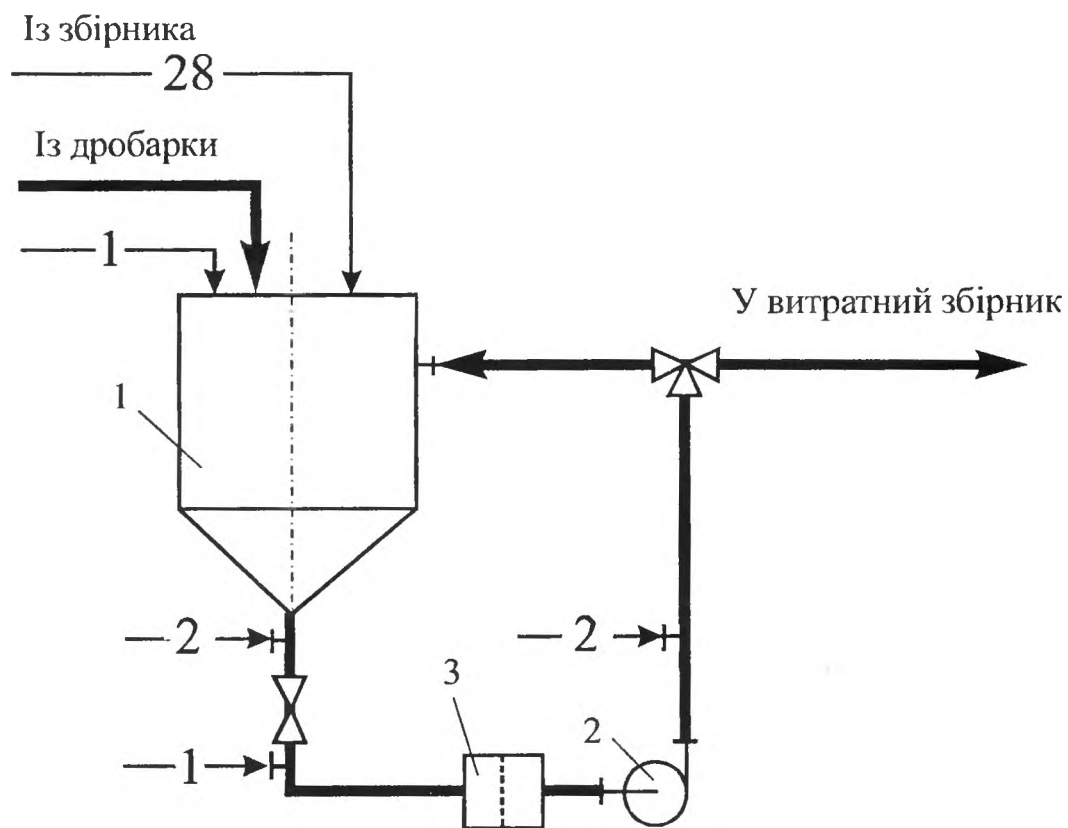


Рис. 4.7 Апаратурно-технологічна схема установки для механоактивації ферментів солоду:

- 1 - збірник солодового молока; 2 - роторно-пульсаційний апарат (РПА);  
3 - вловлювач

**Механоактивування ферментів солодового молока** (рис. 4.7) проводять у роторно-пульсаційному апараті (РПА) під дією гідроакустичних пружних коливань частотою 1–5 кГц протягом 10–30 циклів обробки. Під одним циклом обробки розуміють одноразове прокачування через активатор усього об'єму солодового молока, яке знаходиться в збірнику. Кількість циклів обробки визначають експериментально, знаючи об'єм солодового молока в збірнику і продуктивність РПА.

Необхідна кількість циклів обробки солодового молока залежить від таких факторів: величини щілин між ротором і статором активатора; ступеня зношування

робочих поверхонь; режиму вирощування солоду; якості солоду (культури зерна, величини активності амілолітичних і протеолітичних ферментів); співвідношення води і солоду і початкової температури солодового молока.

Враховуючи багатофакторну залежність оптимальної кількості циклів обробки солодового молока в активаторі від перелічених факторів, необхідно не менше одного разу на тиждень, а також кожний раз для нової партії солодового зерна дослідним шляхом визначити оптимальну кількість циклів його обробки. Для цього визначають оцукрюючу здатність (ОЗд) ферментів солодового молока до активування та через 5; 10; 15; 20; 25 і 30 циклів обробки. За одержаними результатами будують графік залежності ОЗд від кількості циклів обробки в активаторі (як приклад див. рис. 4.8).

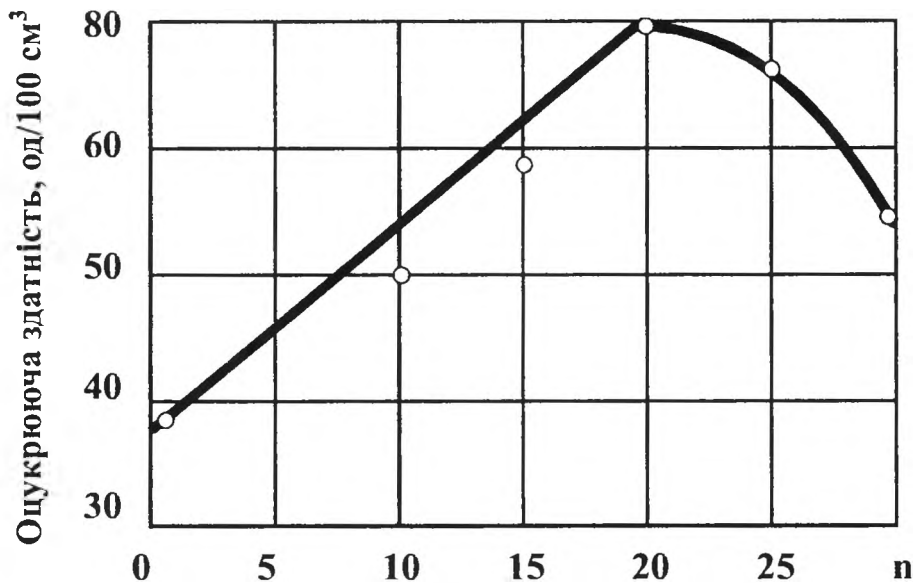


Рис. 4.8 Залежність активності ферментів солоду від кількості циклів його обробки (n) на роторно-пульсаційному апараті

Оптимальною приймають ту кількість циклів обробки, при якій активність амілолітичних ферментів солодового молока досягає найбільшої величини.

Слід пам'ятати, що тривалість обробки не повинна бути більша оптимальної, після якої знижується активність ферментів з причини їх механохімічної деструкції.

Після закінчення активування ферментів солодового молока в нього додають розчин хлорного вапна (з розрахунку 400 г активного хлору на 1 м<sup>3</sup> солодового молока) або формалін (з розрахунку 2,5 л 40 %-ного розчину формальдегіду на 1 м<sup>3</sup> солодового молока), суміш витримують 10–20 хв, після чого викачують у витратні збірники.

## ВИРОБНИЦТВО МІКРОБНИХ ФЕРМЕНТНИХ ПРЕПАРАТІВ

Мікроорганізми синтезують комплекс ферментів. У залежності від складу поживного середовища й умов культивування продуценти ферментів накопичують різний їх склад, серед яких переважає один із ферментів. У виробництві спирту з крох-

малевмісної сировини для найбільш повного використання її складових речовин необхідні амілолітичні, протеолітичні, целюлолітичні та геміцелюлазні ферменти.

У результаті оптимального гідролізу білкових речовин для утворення біомаси дріжджів використовуються амінокислоти, які є не тільки джерелом азоту, а і вуглецю. Це приводить до збільшення виходу спирту у зв'язку з тим, що на синтез біомаси дріжджів зменшується витрата цукрів. Ще недостатньо досліджений оптимальний склад комплексу гідролітичних ферментів, який розраховують лише за амілолітичними ферментами –  $\alpha$ -амілази і глюкоамілази.

## ПРОДУЦЕНТИ ФЕРМЕНТІВ

Продуцентами гідролітичних ферментів для спиртового виробництва використовують мікроміцети (мікроскопічні гриби), дріжджоподібні мікроорганізми і бактерії. Для промислового виробництва ферментних препаратів використовують як природні штами мікроорганізмів, так і мутантні штами.

Мікроорганізми в оптимальних умовах ростуть дуже швидко і за короткий проміжок часу можуть синтезувати велику кількість ферментів. Перед поділом формуються оболонки і мембрани клітини і батьківська клітина поділяється на дві ідентичні дочірні клітини, кожна із яких росте так само, як і вихідна клітина. Тому в технологічних процесах вказують не вік мікроорганізму, а час “подвоєння”. Для бактерій найбільш типовий час подвоєння 45–60 хв, для дріжджоподібних мікроорганізмів – 90–120 хв, для мікроміцетів – 4–8 год.

**Мікроміцети** широко використовують для синтезу амілолітичних ферментів. Мікроміцети роду *Aspergillus*, видів: *awamori*, *oryzae*, *niger*, *batatae*; роду *Rhizopus*, видів: *delemar*, *tonkinensis*, *niveus*, *japonicum* та ін.

Мікроміцети мають ниткоподібну будову тіла і специфічну форму плодоносних органів. Тіло грибів складається із довгих переплетень ниткоподібних гіфів сірого або білого кольору. Вони розміщуються на поверхні субстрату, утворюючи міцелій. Деякі гіфи мають органи плодоношення, які називають конідіями – або спорангієносцями. На кінці спорангієносця муковорих грибів знаходиться кулеподібне розширення, покрите оболонкою, всередині якої утворюються спори.

Конідії або спори відділяються, попадають у поживне середовище і проростають, потім гіфи розгалужуються, утворюючи міцелій. Якщо поживних речовин недостатньо в середовищі, то грибок переходить у стадію споро- або конідієутворення.

Аспергілі – типові аерофіли, тому вони розмножуються тільки на поверхні поживного середовища або в рідкому середовищі при достатньому аеруванні. Для більшості аспергілів оптимальна температура 25–30° С, для деяких – до 35° С.

**Дріжджоподібні мікроорганізми** родів *Saccharomyces*, *Endomycopsis* синтезують амілази. Синтезують активну глюкоамілазу *End. bispora*, *End. species 20–9*, які синтезують в основному глюкоамілазу і мало –  $\alpha$ -амілазу й інші ферменти, тому їх використовують у спиртовому виробництві разом з ферментними препаратами із мікроміцетів або бактерій.



**Бактерії** синтезують в основному високоактивну термостабільну  $\alpha$ -амілазу, що використовується у спиртовому виробництві для розріджувння і декстринізації крохмалю на стадіях теплової обробки замісу й оцукрювання. Продуцентами амілаз використовують бактерії: *Bac. subtilis*, *Bac. polymycus*, *Bac. mesentericus* та ін. Вони мають паличкоподібну форму діаметром 0,6–0,8 мкм і завдовжки 1,2–1,3 мкм. Палички з'єднані по декілька, іноді утворюючи ланцюжки.

## СПОСОБИ КУЛЬТИВУВАННЯ МІКРООРГАНІЗМІВ-ПРОДУЦЕНТІВ ФЕРМЕНТІВ

Розроблено і впроваджено у виробництво два способи культивування продуцентів ферментів: поверхневий і глибинний.

Поверхневий спосіб використовують для культивування мікроміцетів на поверхні твердого субстрату з розвиненою поверхнею: пшеничні висівки, дробина барди та ін.

Пшеничні висівки зволожують і стерилізують. Посівну культуру вирощують у стерильних умовах, виробничу – в нестерильних умовах у кюветах, які встановлені в негерметичних камерах. Через ростильну камеру продувають стерильне повітря для видалення утвореної в процесі росту продуцентів теплоти. Культуру на висівках висушують до вмісту вологи 10–11 %.

Недоліки поверхневого способу культивування – недостатня мікробіологічна чистота культури, наявність ручної праці з кюветами і висока собівартість ферментного препарату. У зв'язку з цим на спиртових заводах поверхневу культуру мало використовують. Тому детально розглянемо тільки глибинний спосіб культивування.

Глибинний спосіб культивування продуцентів амілаз на рідкому поживному середовищі в герметично закритих апаратах у стерильних умовах використовують для масового виробництва ферментів. Процес культивування повністю механізований, ферментний препарат одержують стерильним, що дуже важливо для спиртової промисловості.

## ГЛИБИННИЙ СПОСІБ КУЛЬТИВУВАННЯ МІКРООРГАНІЗМІВ-ПРОДУЦЕНТІВ ФЕРМЕНТІВ

Технологічний процес культивування мікроорганізмів–продуцентів ферментів включає такі стадії: приготування посівного матеріалу в лабораторії; приготування чистої культури мікроорганізмів у виробничих умовах; приготування поживного середовища для ферментації; ферментація.

На спиртових заводах використовують ферментні препарати Глюкаваморин Гх–466, який містить як основний фермент глюкоамілазу і Амілоглюкаваморин Гх–466, що містить  $\alpha$ -амілазу і глюкоамілазу у співвідношенні приблизно 1: 3. Продуцент в обох випадках – *Asp. awamori* – 466, але різний склад поживного середовища.

Для синтезу  $\alpha$ -амілази використовують продуценти *Bac. subtilis*, *Bac. diastaticus* та ін.

**Поживні середовища.** Вибір середовищ для кожного продуцента проводять дослідним шляхом з врахуванням фізіологічних потреб мікроорганізму й умов його культивування. Для глибинного культивування використовують рідке середовище з додаванням джерел азоту, вуглецю, мікроелементів, активаторів росту і стабілізаторів ферментів.

Джерелом азоту можуть бути фосфат амонію двозаміщений,  $(\text{NH}_4)_2\text{HPO}_4$ , кукурудзяний екстракт, витяжка із солодових паростків та ін. Кращі результати отримують при поєднанні мінерального й органічного азоту, наприклад, при внесенні дріжджового автолізу, кукурудзяного екстракту та інших природних субстратів, які містять значну кількість аспарагінової і глютамінової кислот.

Джерелом вуглецю для продуцентів амілаз найчастіше є крохмаль різного походження. Може використовуватися кукурудзяна, пшенична або інших культур зерна мука. У процесі приготування живильного середовища крохмаль частково гідролізують ферментами.

Використання середовищ для культивування глюкоамілазних продуцентів *Aspergillus awamori* з високою концентрацією крохмалю дозволяє синтезувати глюкоамілазу концентрацією більше 250 од. в 1 мл культурального середовища.

Наприклад, поживне середовище для *Asp. awamori* 466 складається із кукурудзяного суслу, оцукреного солодом або мікробними ферментними препаратами за технологічним режимом, близьким до спиртового виробництва і містить 18–20 % сухих речовин.

**Розмноження посівної культури.** Вид і склад посівного матеріалу залежить від продуцента: для грибів це вегетативна міцеліальна маса або спороносна поверхнева, для бактерій – молода культура на початковій стадії спороутворення.

Споровий матеріал гриба *Asp. awamori* – 466 готують у лабораторії в пробірках на агаризованому поживному середовищі, що містить (в %): глюкози – 2,0; нітрат натрію – 0,91; хлорид калію – 0,05; сульфат магнію – 0,05; дигідрофосфат – 0,10; сульфат заліза ( $\text{Fe}^{2+}$ ) – 0,001. Середовище стерилізують при 0,1 МПа протягом 40 хв. Культуру гриба культивують протягом 12 діб в термостаті при 25° С. Цю культуру використовують для приготування рідкого посівного матеріалу.

Посівну культуру готують у декілька стадій, поступово збільшуючи масу культури продуцента.

Для гриба *Asp. awamori* готують рідке середовище такого складу (в %): кукурудзяна мука – 5,0; вода – 94,5. рН середовища доводять розчином  $\text{H}_2\text{SO}_4$  до 4,8. Приготоване середовище розливають у качалочні колби по 300 мл в кожную і стерилізують при 120–125° С упродовж 40–60 хв. Після охолодження до 26° С в середовище засівають суспензію конідій з пробірок. Вирощування на качалках проводять при температурі 24–26° С упродовж 36–48 год. Готову культуру передають на другу стадію.

Живильне середовище для другої стадії культивування таке ж, як і для першої. Стерильне середовище розливають в ємкості 6 л по 2,5 л в кожную і засівають посівною культурою першої стадії в кількості 10–12 % до об'єму середовища. Культивують упродовж 48 год при 24–26° С.

У третій стадії посівну культуру вирощують у виробничих умовах в інокуляторах на кукурудзяному суслі концентрацією 6 % СР протягом 48 год при температурі 27° С. Середовище перемішують мішалкою і аерують з інтенсивністю 16 м<sup>3</sup>/ (м<sup>3</sup>·год). Об'єм посівного матеріалу із другої стадії складає 0,5–1,0 % до об'єму поживного середовища в інокуляторі.

Посівну культуру продуцентів *Asp. awamori* 466 або ВУД Т–2 можна вирощувати за спрощеною схемою приготування спорового замість вегетативного посівного матеріалу. Вихідну культуру пересівають з пробірки на агаризованому поживному середовищі в колби зі стерильними висівками, які витримують в термостаті до повного дозрівання культури. Безпосередньо з колб посівний матеріал у вигляді водної суспензії спор пересівають у виробничий ферментатор. Тривалість вирощування виробничої культури при цьому не збільшується при високій активності культури.

Культивування на всіх стадіях проводять при оптимальних температурі, інтенсивності аерації і тривалості процесу. Посівний матеріал не повинен бути інфікований контамінуючою мікрофлорою, в ньому мають зберігатися стійкі властивості продукування ферментів.

**Промислове вирощування культури.** Процес вирощування глибинної культури *Asp. awamori* у виробництві здійснюють у ферментаторі з нержавіючої сталі в стерильних умовах при постійному перемішуванні й аеруванні середовища.

Процес проводять періодичним способом постадійно: підготовка ферментатора до прийому поживного середовища, приготування поживного середовища, стерилізація поживного середовища, охолодження і засів поживного середовища в ферментаторі, ферментація.

Розглянемо технологічну схему глибинного культивування *Asp. awamori* для виробництва ферментного препарату Глюкаваморин Гх–466 (рис. 4.9).

Посівний матеріал готують у виробничому інокуляторі 23, який має аератор, мішалку й оболонку для охолодження.

Живильним середовищем є кукурудзяне сусло (або інших зернових культур), яке готують у змішувачі 15 і яке містить 6% сухих речовин. У змішувач 15 набирають воду і при постійному перемішуванні перекачують насосом 19 сусло з оцукрювача. Співвідношення сусла і води повинно бути 1:2. Після ретельного перемішування живильне середовище нагрівають у контактній головці до 85° С шляхом багаторазового перкачування насосом 16.

Підігріте середовище передають у підготовлений посівний апарат. Для запобігання утворення піни перед підігрівом у середовище додають соняшникову олію з розрахунку 0,10...0,15 % його об'єму.

У посівному апараті 23 середовище спочатку підігрівають до 100° С гострою парою, яку подають через форсунку, лінію передавлювання і нижній спускний штуцер при відкритій вихлопній повітряній лінії. Потім вентиль на вихлопній лінії закривають, і температура середовища піднімається до 121–123° С (тиск 0,1... 0,15 МПа витримують впродовж 1 год). Після закінчення стерилізації тиск в апараті поступово знижують до 0,03...0,05 МПа. Потім в апарат подають стерильне повіт-

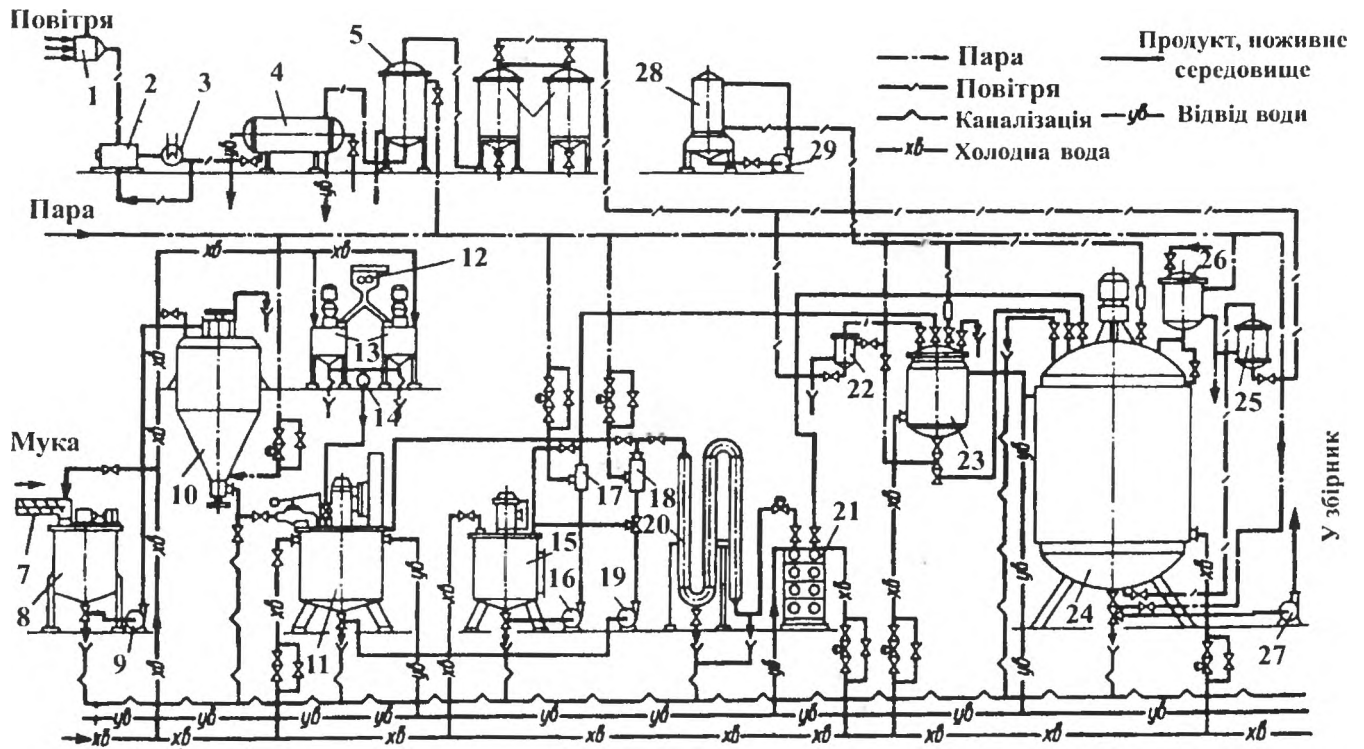


Рис. 4.9 Апаратурно-технологічна схема виробництва Глюкаваморину Гх-466: 1 – фільтр грубого очищення; 2 – компресор; 3 – вологовідділювач; 4, 21 – теплообмінники; 5 – масловідділювач; 6, 22, 25 – фільтри; 7 – шнек для подачі муки; 8 – змішувач; 9, 16, 19, 27, 29 – насоси; 10 – варильний апарат; 11 – оцукрювач; 12 – солододробарка; 13 – збірник солодового молока; 14 – дозатор; 15 – змішувач; 17, 18 – контактні головки; 20 – стерилізатор; 23 – інокулятор; 24 – фермен-тер; 26 – збірник піногасника; 28 – скрубєр

ря для підтримання надлишкового тиску в ньому 0,02...0,03 МПа, а в охолоджувальну оболонку апарата поступає холодна вода.

Після охолодження маси до 27° С живильне середовище засівають культурою, одержаною на другій стадії, в кількості 0,5... 1,0 % через посівний люк з додержанням стерильних умов.

Режим вирощування посівного матеріалу: тиск в апараті 0,02...0,03 МПа, температура 27...28° С, інтенсивність аерування 16 м<sup>3</sup> / (м<sup>3</sup> · год), частота обертів мішалки 5,8 с<sup>-1</sup>. Тривалість вирощування посівного матеріалу 24 год.

Через 12 год після початку вирощування і перед посівом у фермен-тер у стерильних умовах з апарата відбирають проби для визначення рН, контамінуючої мікрофлори, концентрації сухих речовин.

Глибинну культуру вирощують у фермен-тері в стерильних умовах при безпер-рвному перемішуванні й аеруванні середовища.

Процес вирощування глибинної культури складається з таких стадій: підгото-вка фермен-тера до внесення живильного середовища, приготування живильного середовища, його стерилізація, охолодження і засів живильного середовища посів-ною культурою в фермен-тері, ферментація.

Ферментер 24 має пароводяну оболонку, аератор, патрубки для підводу пари, посівну і спускную лінії, гільзу для термометра, штуцер для манометра, паровідбірник, піногасний збірник та індивідуальний повітряний фільтр.

Підготовка ферментера до внесення живильного середовища включає миття, огляд, перевірку герметичності і стерилізацію при температурі 120...125° С впродовж 60 хв.

Після зняття тиску й охолодження до температури 27...28° С в ферментер подають живильне середовище.

Для приготування живильного середовища використовують кукурудзяне (або пшеничне) сусло з концентрацією сухих речовин 18...20 %, яке одержують за такою схемою: кукурудзяну муку через порційні автоматичні ваги шнеком 7 завантажують у змішувач 8, в який одночасно і при постійній роботі мішалки подають воду температурою не більше 45° С. Співвідношення муки і води 1:(2,5...3,0).

Одержану масу насосом 9 перекачують у варильний апарат 10, який працює під тиском. Масу в апараті нагрівають гострою парою, яку підводять знизу. Розварювання проводять при температурі 143...145° С, тиску 0,3...0,4 МПа протягом 15 - 20 хв.

Розварена маса поступає в оцукрювач 11, обладнаний змішувачем для охолодження. Перед подачею маси в оцукрювач додають воду в кількості 5 % об'єму розвареної маси.

Розварену масу охолоджують до 63° С й оцукрюють солодовим молоком, яке одержують змішуванням у ємностях 13 подрібненого на дробарці 12 солоду і води. Співвідношення солоду і води 1:(6...8). Тривалість оцукрювання при температурі 58...60° С складає 30 хв.

Живильне середовище концентрацією сухих речовин 18... 20 %, рН 5,3...5,6 і температурою 75...80° С із оцукрювача 11 насосом 19 подають через контактну голівку 18, де воно нагрівається до 120...125° С, в трубчатий стерилізатор 20, де витримується 30...40 хв, потім охолоджується в теплообміннику 21 до 35° С і поступає в ферментер, у якому в процесі заповнення підтримується тиск 0,1...0,12 МПа.

Після заповнення ферментера всю систему звільняють від середовища, промивають водою і стерилізують парою впродовж 30...40 хв при 0,20... 0,25 МПа. При звільненні та прокачці системи живильне середовище і вода спускаються в змішувач 15. Витрати води при цьому повинні в 2...3 рази перевищувати об'єм системи.

Середовище засівається в ферментер лінією передавлювання, попередньо простерилізованою гострою парою впродовж 1 год.

Перед засівом із ферментера відбирають проби середовища через пробовідбірник для мікробіологічного висіву (на м'ясо-пептонний бульйон або м'ясо-пептонний агар) і біохімічного аналізу. На вихідній повітряній лінії біля посівного апарата закривають вентиль і піднімають тиск до 0,06...0,08 МПа, а в ферментері залишають тиск 0,02...0,03 МПа. Після цього відкривають вентиль на лінії передавлювання посівного апарата в ферментер, і посівна культура в результаті різниці тисків поступає в ферментер. Закривають вентиль на лінії передавлювання, включають змішувач і починають процес вирощування культури в ферментері. Кількість посівного матеріалу складає 3 % об'єму живильного середовища в апараті.

Режим вирощування культури: температура 34... 35° С, тиск 0,02...0,03 МПа, інтенсивність аерування 30...60 м<sup>3</sup>/(м<sup>3</sup> · год), частота обертів мішалки 2,5...2,8 с<sup>-1</sup>, тривалість вирощування 120-160 год.

Необхідно строго слідкувати за стерильністю повітря для аерування. Від механічних домішок і мікроорганізмів повітря очищується за допомогою систем потрійного очищення, для цього перед компресором встановлюють висциновий фільтр грубого очищення 1.

Повітря подають компресором 2. Волога і масло відділяються з повітрям в відділювачі вологи 3 і масловідділювачі 5.

У теплообміннику 4 повітря підігрівається до 60... 80° С в залежності від температури зовнішнього повітря. Очищення повітря від мікрофлори проходить в загальному (головному) фільтрі 6, який заповнений базальтовим волокном. Після цього фільтру повітря поступає в колектор, а потім додатково очищується в індивідуальних фільтрах 22 і 25, які заповнені базальтовим волокном і встановлені відповідно перед кожним маточником і ферментером.

Індивідуальні фільтри стерилізуються разом з посівним апаратом і ферментером гострою парою впродовж 2 год при тиску 0,18...0,20 МПа. Волога із фільтрів видаляється продуванням через них гарячого повітря.

Необхідно систематично контролювати стерильність повітря, що поступає на аерування. Для перевірки стерильності повітря колбу місткістю 0,5... 1,0 л з 100...150 мл стерильного м'ясо-пептонного бульйону стерильно приєднують до спеціального пробного крану повітропроводу і продувають повітря через м'ясо-пептонний бульйон впродовж 10... 12 год, в цьому процесі бульйон не повинен сильно пінитися. Потім щільно зажимають шланги виходу і входу повітря, закривають пробний кран повітропроводу, від'єднують колбу і витримують її в термостаті при 37 + 0,5° С впродовж 48 год. Наявність навіть незначного помутніння вказує на нестерильність повітря.

Для мікробіологічного і біохімічного контролю розвитку культури з дотриманням усіх умов стерильності відбирають проби із ферментера: на початку через 72 год після посіву, а потім через кожну добу росту. У пробах визначають глюкоамілазну активність, рН, концентрацію сухих речовин, стерильність, стан культури.

Готовий ферментний препарат Глюкаваморин Гх повинен відповідати таким вимогам: активність глюкоамілази не менше 200 од./см<sup>3</sup>; концентрація сухих речовин у фільтраті 8...10%; рН 3,0...3,5; контамінуюча мікрофлора відсутня.

У випадку розвитку контамінуючої мікрофлори ферментер стерилізують протягом 2 год при 126...133° С і тиску 0,18...0,20 МПа, а препарат подають на мікрофільтраційну систему. Інфікування ферментера не допускається.

Готовий препарат насосом подають у стерильні збірники, в яких є система охолодження до 8... 12° С.

На такій же установці можна отримувати і інші ферментні препарати: Амілодіастатин Гх, Глюкобататин Гх, Амілорізін Гх та ін. Відмінності, зумовлені біологічними особливостями мікроорганізмів, полягають у різних способах ведення посівного матеріалу і технологічних режимах вирощування мікроорганізмів, різному складові живильних середовищ.

Після закінчення ферментації в ферментер при перемішуванні додають 40 %-ний розчин формаліну з розрахунку 2 л на 1 м<sup>3</sup> культуральної рідини. Після цього препарат перекачують у розхідні збірники.

Витрати глибинної культури мікроорганізмів, а також концентрованих ферментних препаратів на оцукрювання розвареної маси розраховують за їх активністю.

Ферментний препарат Глюкаваморин Гх 466 має незначну кількість  $\alpha$ -амілази, тому його необхідно використовувати в суміші з іншими препаратами  $\alpha$ -амілази, наприклад, Амілосубтиліном Гх. Витрати ферментів розраховують за нормами в одиницях активності на 1 г перероблюваного крохмалю сировини. Ці витрати змінюються в залежності від прийнятої тривалості бродіння. При 72-годинному бродінні витрати  $\alpha$ -амілази складають 1,5... 2,0 од. АЗ, глюкоамілази - 6 од. на 1 г крохмалю. При 48-годинному бродінні витрати  $\alpha$ -амілази залишаються такі ж, а глюкоамілази збільшуються до 15 од. ГлА на 1 г крохмалю. У цьому випадку досягають рівних показників дозрілої бражки.

Ферментний препарат можна використовувати і в суміші з солодом. Наприклад, при 72-годинному бродінні і витратах зерна на солод 5 % маси переробленого крохмалю необхідно 4 од. ГлА на 1 г крохмалю.

Найбільш ефективний спосіб концентрування глибинних культур – це ультрафільтрація.

### Контрольні питання і завдання

1. Характеристика оцукрюючих матеріалів.
2. Механізм дії ферментів.
3. Кінетика ферментативних реакцій.
4. Класифікація і номенклатура ферментів.
5. Які умови замочування і пророщування зерна.
6. Технологія солоду з механоактивацією ферментів.
7. Глибинний спосіб культивування мікроорганізмів – продуцентів ферментів.

## РОЗДІЛ 5

# ПРИГОТУВАННЯ СУСЛА З КРОХМАЛЕВМІСНОЇ СИРОВИНИ

Підготовка крохмалевмісної сировини до зброджування в етиловий спирт складається із таких технологічних стадій: подрібнення сировини, змішування помелу з водою (приготування замісу), попередній підігрів замісу, водно-теплова обробка сировини, оцукрювання розвареної маси.

## СТРУКТУРНО-МЕХАНІЧНІ ТА ХІМІЧНІ ЗМІНИ СИРОВИНИ

Мета водно-теплової обробки зерна та картоплі полягає в зруйнуванні клітинної структури сировини і переведенні крохмалю в розчинний стан. Це необхідно для забезпечення оптимальних умов оцукрювання крохмалю амілолітичними ферментами і гідролізу білкових речовин.

Порушення клітинної структури сировини досягають подрібненням її на дробарках і спеціальних машинах з наступною водно-тепловою обробкою замісів із помелу сировини. Високодисперсні помоли зерна, одержані з використанням дезинтеграторів, шарових дробарок, корундових, струменевих та інших машин, мають не тільки порушену структуру зерна, клітин і крохмальних зерен, а і механодеструктуровані полімери – крохмаль, білки та ін., що дозволяє проводити їх водно-теплову обробку при температурах не вище 100° С. У результаті використання ВД помелів зерна зменшуються втрати зброджуваних речовин при розварюванні і зменшуються витрати теплової енергії.

Одним із нових наукових напрямів на стику двох наук – механіки і хімії є механохімія. Механохімія вивчає хімічні перетворення речовин, що проходять під дією механічних сил та перехід механічної енергії в різні форми хімічної. Такі перетворення відкривають перспективи створення нових оригінальних способів переробки зерна в спирт.

Саме тому перспективним для спиртової промисловості є створення прогресивних технологій спирту з використанням дезинтеграторних, вібраційних, електромагнітних та інших подрібнювачів з метою більш ефективного використання сировини й оцукрюючих матеріалів, а також зменшення витрат теплової енергії.

На всіх спиртових заводах України, що переробляють крохмалевмісну сировину, встановлені безперервно діючі апарати для подрібнення, водно-теплової обробки й оцукрювання розвареної маси. Усі безперервні способи переробки сировини в спирт потребують попереднього його подрібнення.



Зернові культури подрібнюють механічним способом з використанням молоткових дробарок різних конструкцій або валкових станків. Найбільш поширені молоткові дробарки типу ДМ, ДДМ, А1–ДДМ або валкові станки типу ЗМ, ЕМ–200–100.

При використанні таких подрібнювачів дисперсність помелів характеризується такими показниками: прохід помелу зерна через сито з діаметром отворів 1 мм складає 60–90 %. Такий помел неоднорідний за розміром частинок, тому мілкі частинки підлягають надмірній тепловій обробці, утворюється значна кількість продуктів оксиметилфурфурольного розкладу цукрів і меланоїдинової реакції, а крохмаль великих частинок не повністю переходить у розчинний стан, внаслідок цього збільшуються втрати зброджуваних речовин.

На деяких заводах для одержання більш високодисперсного і рівномірного помелу використовують спосіб подрібнення зерна в дві стадії. На першій стадії зерно подрібнюють на молотковій дробарці, одержаний помел пневмотранспортом або системою механічних транспортерів спрямовують на розділювач з ситами для одержання двох фракцій помелу з різними розмірами частинок, наприклад, більше 1 мм і менше 1 мм. На другій стадії крупну фракцію помелу подають на повторне подрібнення на валкових станках.

Використання двохступеневого способу подрібнення зерна дозволяє зменшити температуру і тривалість розварювання замісів сировини і зменшити втрати зброджуваних речовин. Але використання такого способу ускладнює технологічну схему, потребує додаткового обладнання і виробничих площ, збільшує витрати електроенергії на подрібнення зерна та транспортування помелу.

Витрати пари на розварювання досить значні – біля 15 кг на 1 дал виробленого спирту (приблизно 50 % по масі сировини). Використання високодисперсного помелу дозволяє проводити теплову обробку замісів сировини при температурі не вище 100 ° С, зменшити витрати пари на розварювання замісів на 50–70 % у порівнянні з розварюванням замісів із крупного помелу зерна і збільшити вихід спирту на 2,5–3 %.

**Особливості механохімічної деструкції (МХД) зерна.** Механічна міцність зерна залежить від його виду, сорту і вологості. Різні частини одного і того ж зерна мають також різні структурно–механічні і фізико–хімічні властивості. Ендосперм і зародок мають порівняно велику крихкість, а оболонка – велику еластичність.

Ендосперм має зернисту будову і складається головним чином з крупних тонкостінних клітин з крохмальними зернами, проміжки між якими заповнені білком. Ендосперм скловидної пшениці – це монолітна система крохмаль–білка, в якій проміжний білок міцно з'єднаний із зернами крохмалю. Консистенція ендосперму впливає на його міцність. При подрібненні пшениці з мучнистою будовою проміжний білок відділяється значно легше, звільнюючи крохмальні зерна. Проміжний білок скловидного ендосперму руйнується при подрібненні разом з міцно приєднаними до нього зернами крохмалю. Руйнівна сила при стисненні мучнистого ендосперму пшениці складає 1,7 МПа, скловидного ендосперму – 3,3 МПа. Значно менший опір ендосперму силам сколювання (в 3–5 разів) і найменший – різанню. Зародок більш пластичний у порівнянні з іншими частинами зерна, бо в ньому міститься

значна кількість жиру (до 12–14 % до маси.). Ця його властивість погіршує умови руйнування, особливо у випадку переважаючих зусиль стиснення і при незначних сколюючих зусиллях.

Алейроновий шар складається з дрібних клітин, які містять білкові, мінеральні речовини і жир. Клітини алейронового шару міцні і нелегко піддаються подрібненню.

Величина руйнівних зусиль для оболонок зерна залежить від культури зерна, його сорту, вологості і напряму цих зусиль (по довжині чи ширині зерна) і коливається у різних сортів від 9,4 до 31,6 МПа. Наприклад, руйнівне зусилля для оболонки твердої пшениці вологістю 18 % досягає величини 31,6 МПа (для порівняння – руйнівне зусилля деревини липи – біля 30 МПа).

У здерев'янілих клітинних стінках роль цементуючої речовини виконує лігнін, який скріплює поліцукридні структури і заповнює пустоти між фібрилами целюлози і геміцелюлоз. Лігнін має високу міцність на стиснення, а целюлозні мікрофібрили надають клітинним стінкам міцність на розтягнення.

Ціле зерно злакових культур можна розглядати як монолітну конструкцію або як “комплексну споруду”, в якій стінки клітин є каркасом, а крохмальні зерна разом з білком – наповнювачем. І цей наповнювач за аналогією із залізобетоном працює головним чином на стиснення, а стінки клітин ендосперму і, головним чином, оболонок підлягають більш складним зусиллям зрізу.

Механічні властивості зерна в значній мірі залежать від його вологості. Сухе зерно – крихке, вологе – більш пластичне. Це пов'язано зі зміною колоїдних властивостей крохмалю і білків. Питомі витрати енергії руйнування зерна з підвищенням його вологості збільшуються.

Ці особливості механохімічної деструкції зерна враховують при його переробці в спирт і виборі подрібнюючих машин.

Утворення нової поверхні при диспергуванні пов'язано з утворенням на поверхні й у всьому об'ємі частинок дефектів. Для тонкого диспергування характерне створення великої кількості дефектів, у результаті чого суттєво порушується структура твердого тіла. Це спричиняє зміни фізичних властивостей і хімічної активності речовин.

У результаті механохімічної деструкції високомолекулярних речовин змінюються їх механічні властивості, зменшується молекулярна маса, змінюються розчинність, прискорюються хімічні реакції за участю всіх речовин і їх складових, збільшується біохімічна активність.

Механічне диспергування супроводжується зміною розмірів і форм частинок, молекулярної маси, мікроструктури, розвитком поверхні, зміною її властивостей.

Збільшення в сотні разів величини поверхні частинок подрібнювального матеріалу при його механічному диспергуванні сприяє прискоренню швидкості технологічних процесів. Так, високодисперсні помели зерна не потребує розварювання під тиском, вищим від атмосферного, збільшується коефіцієнт використання складових речовин сировини. Тому умови інтенсифікації процесів, які призводять до збільшення питомої поверхні сировини, мають велике практичне значення в спиртовій промисловості.

Властивості високодисперсних матеріалів залежать не тільки від їх питомої поверхні, а й від типу диспергатора. Для одержання високої активації матеріалу, який подрібнюють, необхідне здійснення швидкодійних послідовних зустрічних ударів при зростаючій відносній швидкості. Машини ударної дії активують матеріали більш інтенсивного, ніж шарові та вібраційні.

Наприклад, у дезінтеграторах подрібнення речовин відбувається в результаті ударів їх частинок з ударними елементами роторів, які обертаються в протилежний бік. Швидкість співударів частинок досягає 270 м/с, тривалість подрібнення –  $10^{-3}$  с і залежить від швидкості обертання і розмірів роторів. За цей час розміри частинок можуть зменшуватися від 1–0,5 мм до 1 мкм, тобто одна частина подрібнюється більш ніж на  $10^6$  частинок.

## МАШИНИ Й АПАРАТИ ДЛЯ ОДЕРЖАННЯ ВИСОКОДИСПЕРСНОГО ПОМЕЛУ ТА СУСПЕНЗІЙ ЗЕРНА

При виборі машин і апаратів для одержання ВД помелів зерна необхідно враховувати такі фактори: розмір і вид зерна; допустиму забрудненість помелу зерна продуктами зносу помольного агрегату; економічність і тривалість процесу; допустиму температуру нагріву помелу зерна; простоту конструкції і надійність роботи подрібнювачів.

У зв'язку з різноманітністю вимог до подрібнюючих машин і апаратів створено значну кількість їх конструкцій, які відрізняються принципом дії і будовою.

Для диспергування сухих матеріалів використовують такі подрібнювачі: шарові, вібраційні, струменеві, корундові, роликово-маятникові, дезінтегратори, планетарні та ін. Більшість із них випробувані для подрібнення зерна для спиртового виробництва і тому заслуговують на те, щоб провести їх коротку характеристику а в подальших розділах і результати подрібнення зерна.

Шарові дробарки прості за конструкцією, надійні в експлуатації, їх широко використовують в гірно-збагачувальній та хімічній промисловості. Але вони дуже громіздкі й енергомісткі, тривалість тонкого подрібнення матеріалів у них складає декілька годин. Тому, наприклад, результати досліджень М.С.Шульмана з тонкого подрібнення зерна в спиртовій промисловості не знайшли промислового використання, хоча була доведена доцільність використання у виробництві спирту ВД помелів зерна.

Вібраційні дробарки значно ефективніші шарових, але також енергомісткі.

Шарові дробарки подвійної дії реактивні значно ефективніші інших типів шарових машин: мають менші габаритні розміри і питомі витрати енергії, невелику тривалість подрібнення. Такі млини досліджені для подрібнення зерна в спиртовому виробництві і доведена їх висока ефективність.

Дезінтегратори і дисмембратори належать до подрібнювачів ударної дії. За їх допомогою одержують високодисперсні помели будівельних матеріалів. Однією з важливих особливостей роботи дезінтеграторів є те, що оброблений у них матеріал

підлягає механічній активізації. Активізація речовин під дією великої механічної енергії є новим прогресивним видом удосконалення технологічних процесів. У подальшому будемо називати це явище механохімічною активізацією (МХА) сировини і напівпродуктів спиртового виробництва.

Під керівництвом В.О.Маринченка розроблено конструкцію дезінтегратора-активатора для одержання високодисперсного помелу зерна в спиртовому виробництві. Налагоджено їх виготовлення на Вузлівському спиртовому заводі (Львівська область). Дезінтегратори впроваджені на багатьох спиртових заводах України, Білорусі, Росії, Казахстану та ін.

Ролико-маятникові млини з сепаратором типу СМ-493 випробувані в промислових умовах з позитивними результатами. Проте вони забезпечують помелом зерна потребу спиртового заводу потужністю біля 1000 дал спирту на добу, громіздкі за конструкцією. Тому можуть бути широко використані тільки після виготовлення таких млинів більшої продуктивності.

Високодисперсні суспензії одержують за допомогою ультразвукових прохідних хімічних апаратів типу УПХА-Р3, УПХА-Р18 та ін., створені на основі циліндричних магніострикційних або п'єзокерамічних випромінювачів різних діаметрів (від 76 до 260 мм). Суспензія безперервно проходить в апараті через ультразвукове поле високої інтенсивності. Вони працюють при заданих регулюючих тисках і температурах на різних частотах: 4,8; 8,0; 16,0; 18,0 кГц. Такі апарати випробувані в лабораторних умовах НУХТ, і розроблено спосіб одержання ВД суспензій зерна для спиртового виробництва.

Перспективними для спиртової промисловості є апарати з вихровим шаром типу АВС, в яких на суспензію зерна діє вихровий шар феромагнітних частинок, який створюється дією на них обертаючого електромагнітного поля. Інтенсифікація технологічних процесів у таких апаратах проходить внаслідок спільної дії інтенсивного перемішування, диспергування, тертя, високих локальних тисків, акустичної й електромагнітної обробки. Ці апарати випробувані в промислових умовах і можуть у подальшому використовуватися в спиртовій промисловості.

## ОДЕРЖАННЯ ВИСОКОДИСПЕРСНОГО ПОМЕЛУ ЗЕРНА

Для одержання високодисперсного (ВД) помелу зерна сконструйовано дезінтегратор (В.О.Маринченко, Р.І.Чіпчар), який складається з корпусу, всередині якого розміщені два ротори, виконані у вигляді дисків з мелючими елементами, що обертаються в протилежні боки. Ротори встановлені безпосередньо на валах електродвигунів. На найбільшому за діаметром роторі встановлені вентиляційні лопатки. Продуктивність дезінтегратора до 5 т за годину помелу зерна з розміром частинок менше 250 мкм. Більші за розміром частинки помелу відділяються в сепараційній камері і повертаються на повторне подрібнення в дезінтегратор. Витрати електроенергії на одержання 1 т ВД помелу складають 18–20 кВт·год.

Сконструйована і впроваджена на спиртових заводах установка для одержання високодисперсного помелу зерна і приготування замісів (рис. 5.1). Зерно із роз-

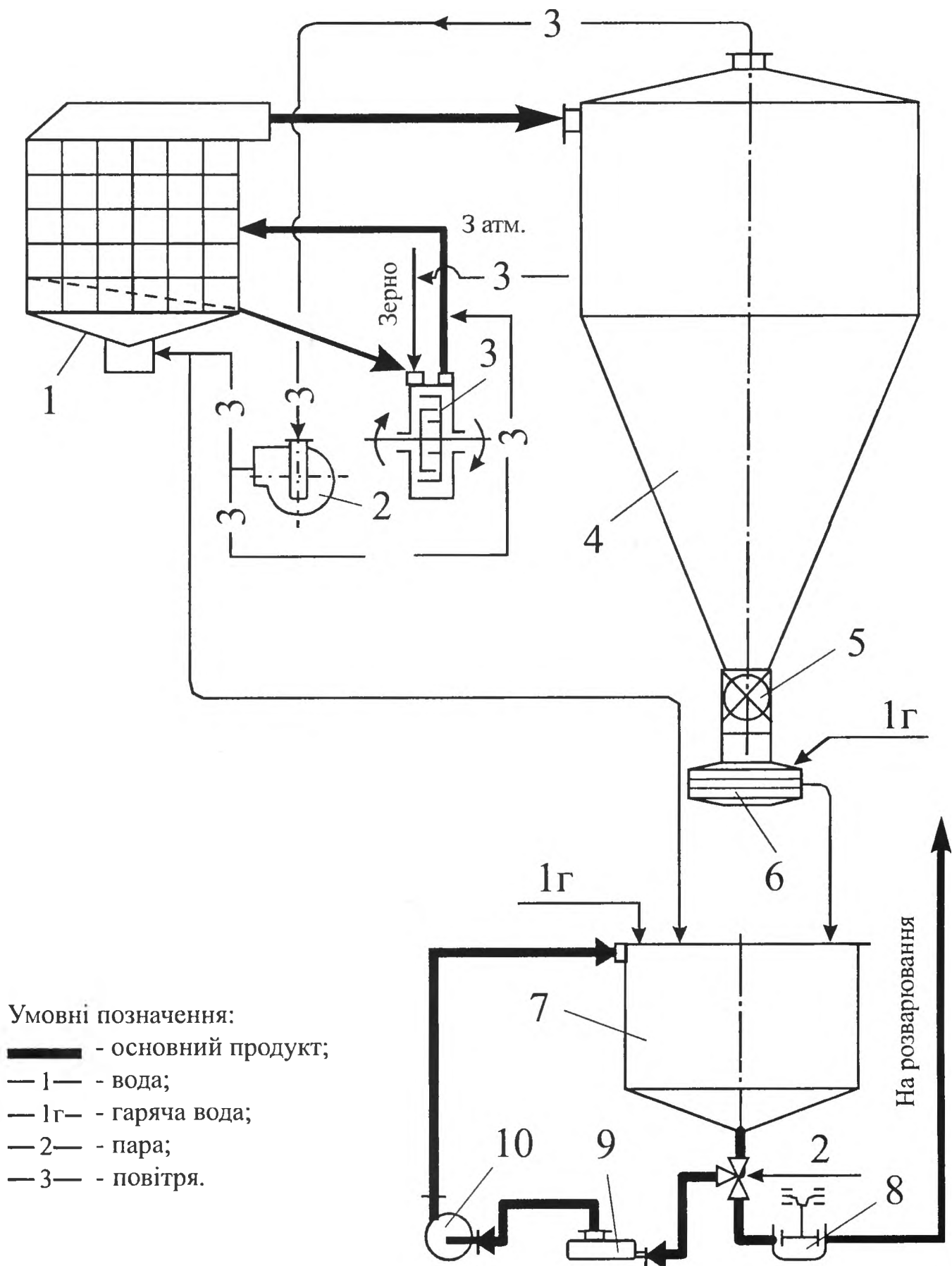


Рис. 5.1 Апаратно-технологічна схема установки для одержання високодисперсного помелу зерна: 1 - сепараційна камера; 2 - вентилятор; 3 - дезинтегратор; 4 - циклон; 5 - шлюзовий затвор; 6 - дисмембратор-змішувач; 7 - збірник замісів; 8 - плунжерний насос; 9 - уловлювач; 10 - механоактиватор

хідного бункера дозуючим шнеком подають у дезінтегратор 3. Помел зерна під дією відцентрової сили та повітряного потоку від вентилятора 2 по трубопроводу надходить у середню частину сепараційної камери 1.

Повітря, що подається вентилятором 2 в нижню частину сепараційної камери 1, виносить з собою помел зерна з розміром частинок менше 250 мкм в циклон 4, з якого помел шлюзовим затвором подається в змішувач 6 для змішування з водою. Замість надходить у збірник 7.

Повітря, яке виходить з циклону 4, спрямовується в вентилятор 2 для повторного використання. Для забезпечення обміну повітря в системі установки частина повітря всмоктується в дезінтегратор з атмосфери.

Кількість повітря, яке подає вентилятор 2 в сепараційну камеру 1 регулюють таким чином, щоб на ситі сепараційної камери створився і постійно підтримувався рівномірно по всій площині псевдозріджений прошарок грубих частинок помелу і не утворились “завали” в окремих його місцях. Частинки помелу розміром більше 250 мкм із сита повертаються в дезінтегратор для повторного подрібнення.

Пуск установки здійснюють у такій послідовності: вмикають двигуни змішувача 6, шлюзового затвору 5, вентилятора 2, однорядного ротора, двохрядного і шнекового дозатора зерна в дезінтегратор. Навантаження на двигун дезінтегратора регулюють за величиною показників відповідних амперметрів.

Для забезпечення доподрібнення найбільш крупних частинок замісу, а головне, механодеструкції помелу зерна біля збірника замісу встановлено механоактиватор типу ротаційно-пульсаційного апарата. Він працює постійно в режимі “на себе”.

Продуктивність установки регулюють зміною кількості подачі зерна в дезінтегратор шнековим дозатором, яка забезпечує необхідну для заводу кількість замісу. Його концентрація повинна бути такою, щоб у суслі спиртового виробництва вміст сухих речовин знаходився в межах 18–20 %, а концентрація спирту в дозрілій бражці – 10–11 об. %.

## ГРАНУЛОМЕТРИЧНИЙ І ХІМІЧНИЙ СКЛАД ВИСОКОДИСПЕРСНИХ ПОМЕЛІВ ЗЕРНА

Високодисперсні помели різних видів зерна, одержані на дезінтеграторній установці, зручно характеризувати інтегральними кривими (рис. 5.2), по яких можна визначити середній вміст кожної фракції. Так, ВД помели пшениці містять 98% фракції з розміром частинок менше 250 мкм, кукурудзи – 90 %, сорго – 88%. У ВД помелі пшениці містилось 60% фракції з розміром частинок 100 мкм і менше.

У помелі пшениці, одержаному на молотковій дробарці, містилося 30–40% частинок з розміром менше 250 мкм.

Унаслідок деструкції поліцукридів у високодисперсних помелах зерна міститься майже в 10 разів більше розчинних вуглеводів, ніж у грубих. Наприклад, в 1%-ній суспензії грубого помелу пшениці концентрація розчинних вуглеводів складала 0,027 %, високодисперсного помелу – 0,265 %.

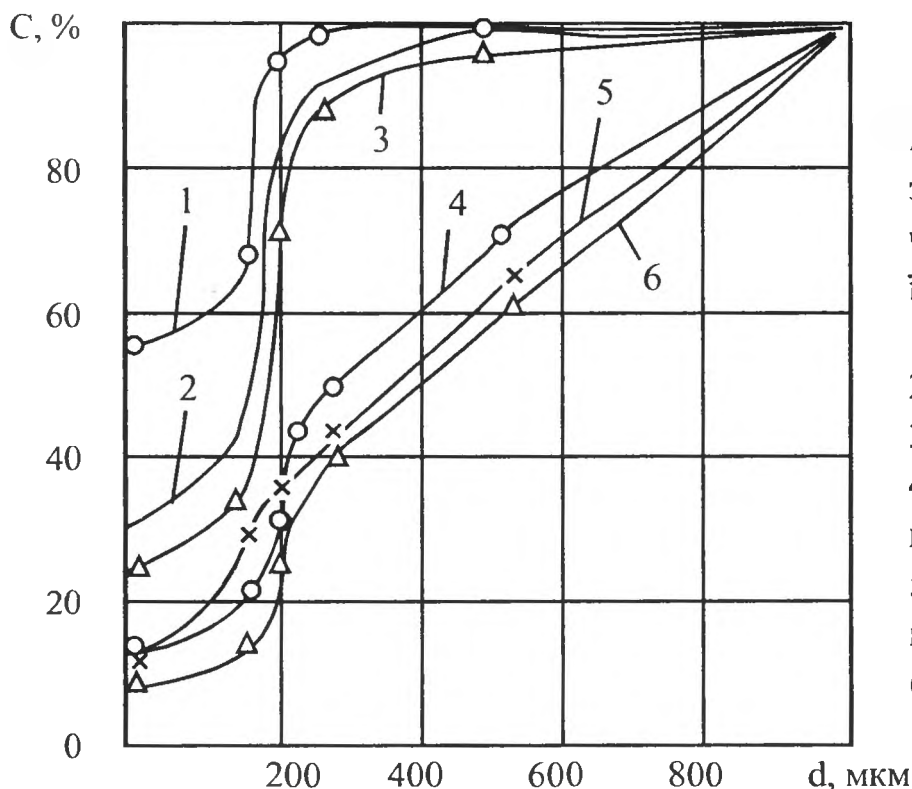


Рис. 5.2 Інтегральні криві залежності вмісту різних частинок помелу зерна від їх середніх розмірів:

- 1 – ВД помели пшениці;
- 2 – ВД помели кукурудзи;
- 3 – ВД помели сорго;
- 4 – грубого помелу пшениці;
- 5 – грубого помелу кукурудзи;
- 6 – грубого помелу сорго

Вміст амінного азоту в ВД помелу збільшувався на 30–50 % в порівнянні з їх вмістом в грубих помелах. Так, у грубом помолі зерна пшениці амінного азоту було 0,24 %, у високодисперсному – 0,36 %; у помолі кукурудзи відповідно 0,16 і 0,31 %. Таким чином, ВД помел зерна містить більше амінного азоту, що забезпечує додаткове азотне живлення для дріжджів і звільняє вуглеводи для збільшення утворення спирту.

Початкова температура клейстеризації суспензій із ВД помелів зерна на 18–20 ° С менша, ніж суспензій із грубих помелів млива зерна. Це підтверджує наявність у крохмальних зернах ВД помелів поверхневих і глибинних дефектів, що підтверджено мікроскопічними дослідженнями.

## ПРИГОТУВАННЯ ЗАМІСУ

Помел зерна змішують з водою у співвідношенні 2,5–3,0 л на 1 кг помелу. Кількість води змінюють у залежності від крохмалистості і вологості зерна з урахуванням того, щоб концентрація сусла була 18–20 % за цукроміром.

Температуру замісу регулюють у залежності від дисперсності помелу зерна. Для замісів із грубого помелу вона повинна бути 40–45° С.

Оптимальні температури для приготування замісів із ВД помелів зерна пшениці, ячменю і жита – 60° С, сорго – 70° С, кукурудзи – 80° С. Найбільша кількість розчинних вуглеводів накопичується в замісах, приготовлених при температурі 60–65 °С. Для приготування замісу використовують воду від дефлегматорів брагоректифікаційної установки. Підігрівають заміс вторинною парою.

Для зменшення в'язкості замісу використовують бактеріальні препарати  $\alpha$ -амілази – Амілосубтилін ГЗх, Аміломезентерин Гх-467, Термамил-120 L та ін. Дози препаратів складають 0,3–0,4 од. амілолітичної здатності на 1 г крохмалю, або 0,2–0,3 кг Термамілу 120 L на 1 т крохмалю. Використання цих ферментних препаратів приводить до розрідження замісів, не викликає значного накопичення цукрів і не впливає на втрати зброджуваних речовин при розварюванні.

При переробці картоплі в заміс додають 0,2–0,5 л води на 1 кг сировини.

Для забезпечення гомогенності замісу його перемішують пропелерною мішалкою і роторно-пульсаційним апаратом.

## БЕЗПЕРЕРВНЕ РОЗВАРЮВАННЯ ЗАМІСІВ

Мета розварювання замісів сировини – вивільнити крохмаль з рослинних клітин та перевести крохмаль у розчинний стан.

У процесі розварювання проходить також стерилізація замісів, що важливо в подальших технологічних процесах оцукрювання і зброджування.

На вітчизняних спиртових заводах використовують безперервно діючі установки для розварювання замісів. Основними вимогами до них є підготовка крохмалевмісної сировини для оцукрювання при мінімальних витратах теплової і електричної енергії. Установки повинні бути зручні в обслуговуванні і безпечні в експлуатації.

Типовими схемами установок для розварювання є: ємкісна (Мічурінська), трубчаста (Мироцька) або комбінована (Немирівська).

### ЄМКІСНА (МІЧУРІНСЬКА) АПАРАТУРНО-ТЕХНОЛОГІЧНА СХЕМА

Апаратурно-технологічна схема (рис. 5.3) розроблена працівниками науково-дослідного інституту продуктів бродіння (м. Москва) і вперше впроваджена на Мічурінському спиртовому заводі.

Робота установки здійснюється таким чином. Заміс плунжерним насосом подають в екстра-паровий підігрівач 1, де заміс помелу зерна підігрівається вторинною парою до температури не вище 80–90° С. Картопляну кашку нагрівають до температури не вище 45° С. Потім масу плунжерним насосом 2 подають у контактну головку 3 для підігріву гострою парою всіх видів зерна, крім кукурудзи до температури 138–140° С, кукурудзи – до 144–150° С. З контактної головки заміс поступає у варильну колону 5 і з неї послідовно проходить через витримувачі 6 у витримувач-паросепаратор 7. Кількість витримувачів залежить від продуктивності заводу, дисперсності помелів зерна і виду сировини. Маса переміщується через витримувачі по переточним трубам за рахунок різниці рівнів у колонах при однакових тисках у парових просторах колон, що забезпечується урівнювальним трубопроводом.

Тривалість перебування маси у варильному апараті 40–60 хв.

У витримувачі-паросепараторі підтримується тиск біля 0,05 МПа, що відповідає температурі 105° С. Розварена маса перебуває в ньому 20–45 хв.



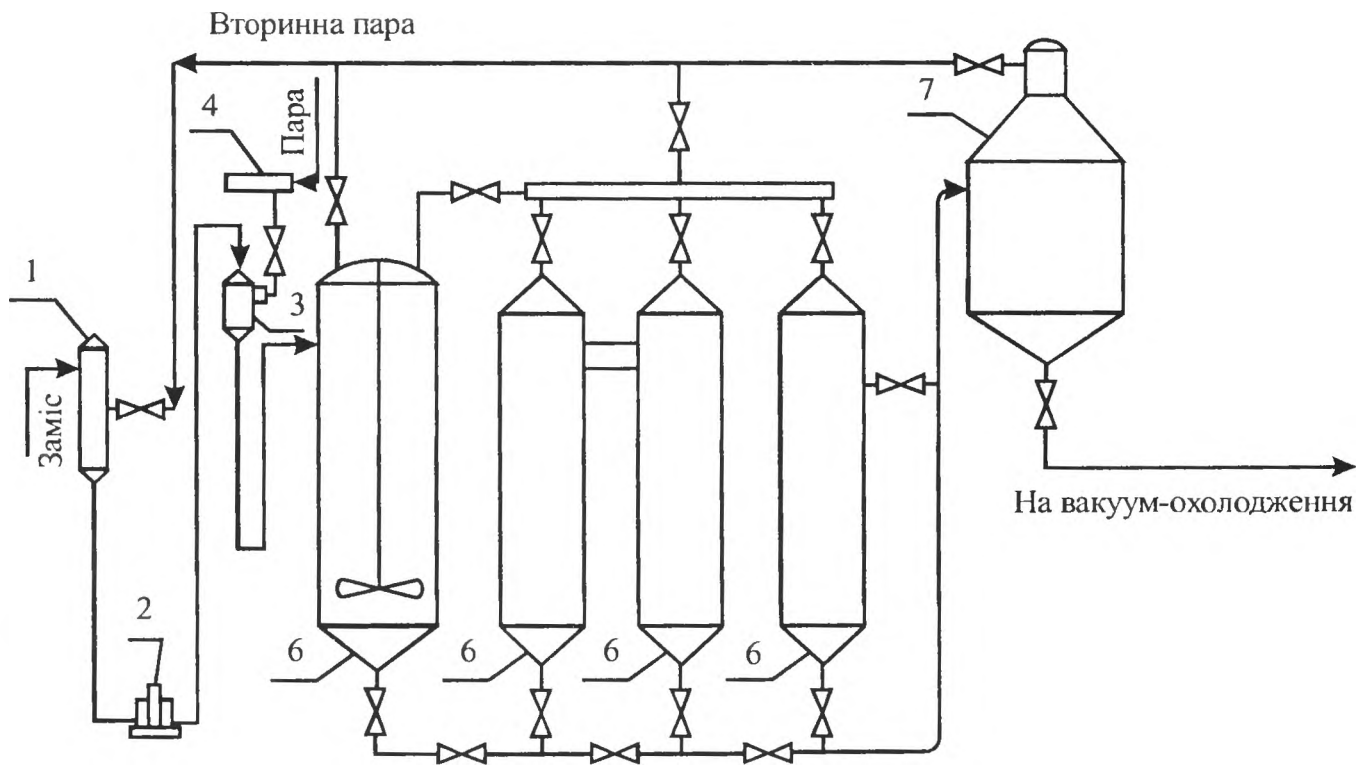


Рис. 5.3 Ємкісна схема розварювання замісу з крохмалевмісної сировини:  
 1 - пігрівач замісу; 2 - насос плунжерний; 3 - контактна головка; 4 - колектор;  
 5 - варильна колона I ступеня; 6 - варильна колона II ступеня; 7 - паросепаратор

Якість розвареної маси визначають за кольором маси, відібраної з пробних кранів, встановлених на видувній трубі варильного апарата і на трубі витримувача–паросепаратора. Колір маси із зерна повинен бути темно-жовтим із світло-коричневим відтінком, із картоплі – світло-коричневим із зеленуватим відтінком.

### ТРУБЧАСТА (МИРОЦЬКА) АПАРАТУРНО-ТЕХНОЛОГІНА СХЕМА

Схема розроблена працівниками Українського науково–дослідного інституту спиртової промисловості і вперше впроваджена на Мироцькому спиртовому заводі (рис. 5.4).

Трубчаста схема установки складається зі збірника замісу, екстрапарової контактної головки, гостропарової контактної головки, прямоточного діафрагмованого трубчастого розварника, витримувача–паросепаратора.

Заміс безперервно подають плунжерним насосом із збірника замісу в екстрапарову контактну головку 1, де він миттєво підігрівається вторинною парою з 40–45° С до 85–95° С. Підігрітий заміс поступає в розширювач, де автоматично підтримується рівень таким, щоб він був на висоті 15–30 см від низу циліндричної частини.

Розширювач встановлюють на висоті 2,5–3 м над плунжерним насосом 3 для забезпечення його нормальної роботи.

Із розширювача заміс плунжерним насосом відкачують у гостропарову контактну головку 4, в якій він перед входом в діафрагмований трубчастий розварник 5

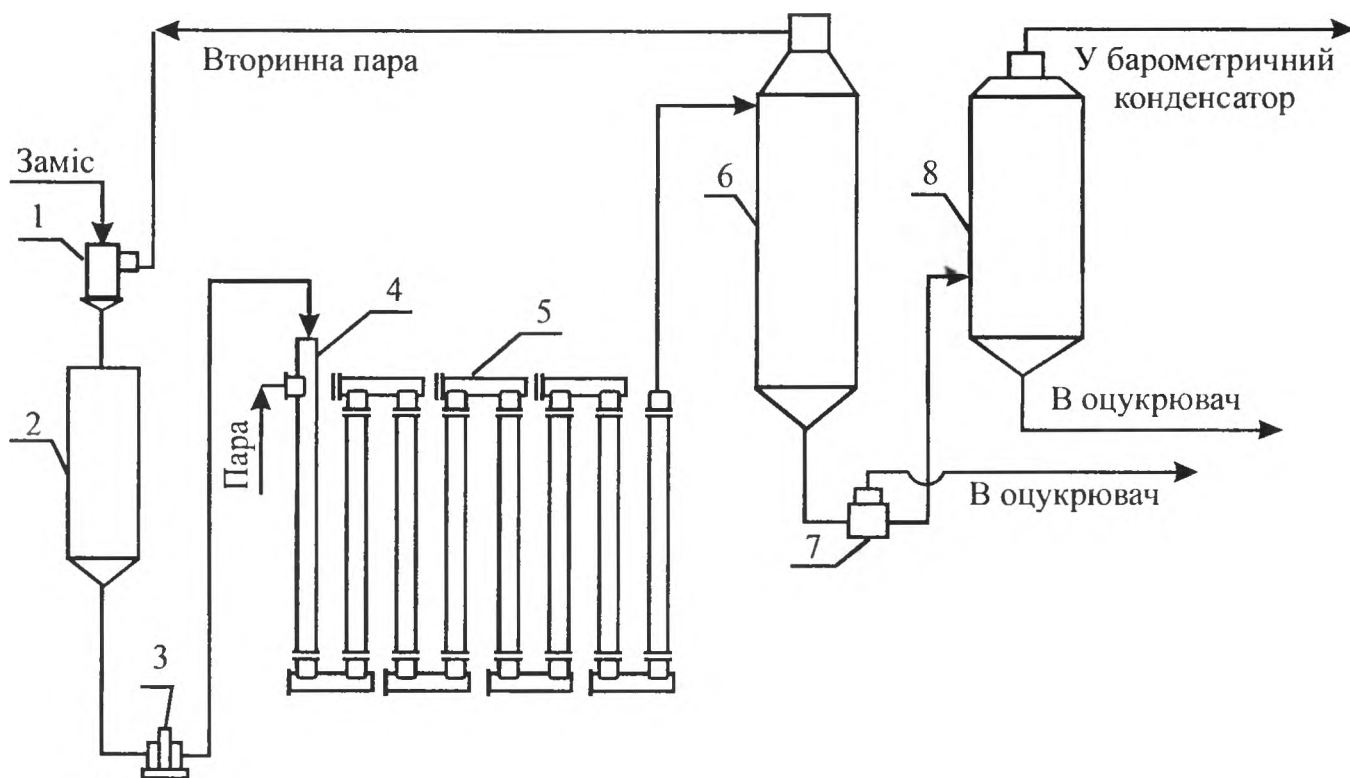


Рис. 5.4 Трубчаста схема розварювання замісу із крохмалевмісної сировини:

- 1 - екстрапарова контактна головка; 2 - розширювач; 3 - насос плунжерний;  
 4 - гостропарова контактна головка; 5 - діфрагмований трубчастий розварник;  
 6 - паросепаратор-витримувач; 7 - клапан мембранний; 8 - випарна камера

нагрівається гострою парою: заміс всіх видів зерна, крім кукурудзи, до  $165\text{--}170^\circ\text{C}$ , кукурудзи до  $175\text{--}180^\circ\text{C}$ , картопляної кашки до  $165\text{--}166^\circ\text{C}$ . Тривалість перебування маси в трубчастому апараті 2–3 хв.

Трубчастий розварник складається з вертикально і горизонтально розмішених труб. Число вертикальних труб заввишки 7–8 м – 10–20 в залежності від потужності заводу. На фланцевих з'єднаннях, які скріплюють вертикальні і горизонтальні труби (рис. 5.4), встановлені діафрагми з отворами, діаметр яких по ходу маси збільшується з 35 до 55 мм. При дроселюванні через діафрагми частина рідини перетворюється в пару. Тиск перед діафрагмами більший тиску після діафрагм. У результаті миттєвого випаровування всередині клітин після діафрагми проходить до подрібнення сировини. Діаметр труб трубчастого розварника для заводу потужністю 1000 дал спирту за добу 150 мм, для заводу потужністю 3000 дал – 219 мм.

При проходженні маси по апарату утворена пара займає об'єм біля 80 % усього об'єму апарата. Швидкість маси в першій трубі апарата 0,10–0,12 м/с, в останній – 1,3–1,5 м/с. Швидкість паро-рідинної емульсії через першу діафрагму 1,6 м/с, через останню 20,5 м/с. У результаті перепаду тисків температура маси із пшениці на виході із трубчастого розварника  $142\text{--}145^\circ\text{C}$ , із кукурудзи –  $165\text{--}167^\circ\text{C}$ , картопляної кашки –  $145\text{--}152^\circ\text{C}$ . Якщо дисперсність помелу зерна покращується, то температура розварювання зменшується. Наприклад, при ступені подрібнення пшениці (прохід через сито з діаметром отворів 1 мм) 96–100 % температура після гостропарової контактної головки  $152\text{--}155^\circ\text{C}$ , на виході із апарата – не нижче  $132\text{--}135^\circ\text{C}$ .

Використовують також комбіновану (Немирівську) схему розварювання. Вона складається із укороченого трубчатого апарата і колон витримувачів за Мічурінською схемою розварювання. Розварюють заміс при температурі в трубчатці – 140–145° С, на виході з колон-витримувачів другої ступені – 130–135° С. Тривалість розварювання можна регулювати шляхом підключення в роботу необхідної кількості колон-витримувачів від однієї до чотирьох.

Температуру на вході в трубчастий розварник і тиск на виході із апарата підтримують автоматичними приладами.

Розварену масу видувають у витримувач–паросепаратор, де вона перебуває при температурі 104–108° С протягом 25–60 хв.

## ОЦУКРЮВАННЯ РОЗВАРЕНОЇ МАСИ

Мета оцукрювання розвареної маси крохмалевмісної сировини – гідроліз крохмалю і білків охолодженої розвареної маси ферментами оцукрюючих матеріалів – солоду або ферментних препаратів мікробного походження.

Як *оцукрюючі матеріали* використовують солодове молоко або ферментні препарати мікробного походження різного ступеня концентрування. Витрати оцукрюючих матеріалів найбільш доцільно розраховувати по одиницях їх активності на одиницю маси крохмалю (од.ГлА/г; од.ОЗд/г).

*Сусло* (спиртового виробництва) – охолоджена розварена маса, оброблена ферментами оцукрюючих матеріалів.

Процес оцукрювання складається з таких стадій: охолодження розвареної маси до заданої температури оцукрювання; змішування розвареної маси з оцукрюючим матеріалом; оцукрювання крохмалю; охолодження сусла до початкової температури зброджування сусла (температури "складки"). Ці технологічні стадії здійснюють в окремих апаратах, послідовно з'єднаних, або в одному апараті.

Оцукрювання проводять безперервним способом з вакуум-охолодженням розвареної маси.

Оцукрювання з виносним вакуум-охолодженням проводять в оцукрювачі після охолодження розвареної маси у окремо змонтованій вакуум-випарній камері (рис. 5.5). Розрідження в ній підтримують 80-82 кПа, температура маси миттєво знижується від 104-107° С до 60-62° С. Після змішування з оцукрюючим матеріалом в оцукрювачі температура маси знижується до оптимальної величини – 57-58° С.

Розварена маса із паросепаратора–витримувача поступає у вакуум-випарну камеру 2, встановлену на висоті не менше 9 м від рівня сусла в оцукрювачі, в якій підтримується розрідження 80–82 кПа. Розрідження створюється внаслідок самовипаровування води в камері 2 і конденсації пари в поличковому (або кожухотрубному) конденсаторі 3. Із 1 м<sup>3</sup> розвареної маси випаровуються біля 60 кг води. Неконденсуючі гази разом з невеликою кількістю води та конденсатом відкачуються вакуум-насосом типу РМК (або іншого типу) 4.

Охолоджена розварена маса по барометричній трубці стікає в оцукрювач 1, в який безперервно подають оцукрюючий матеріал. Тривалість оцукрювання 10–20 хв.

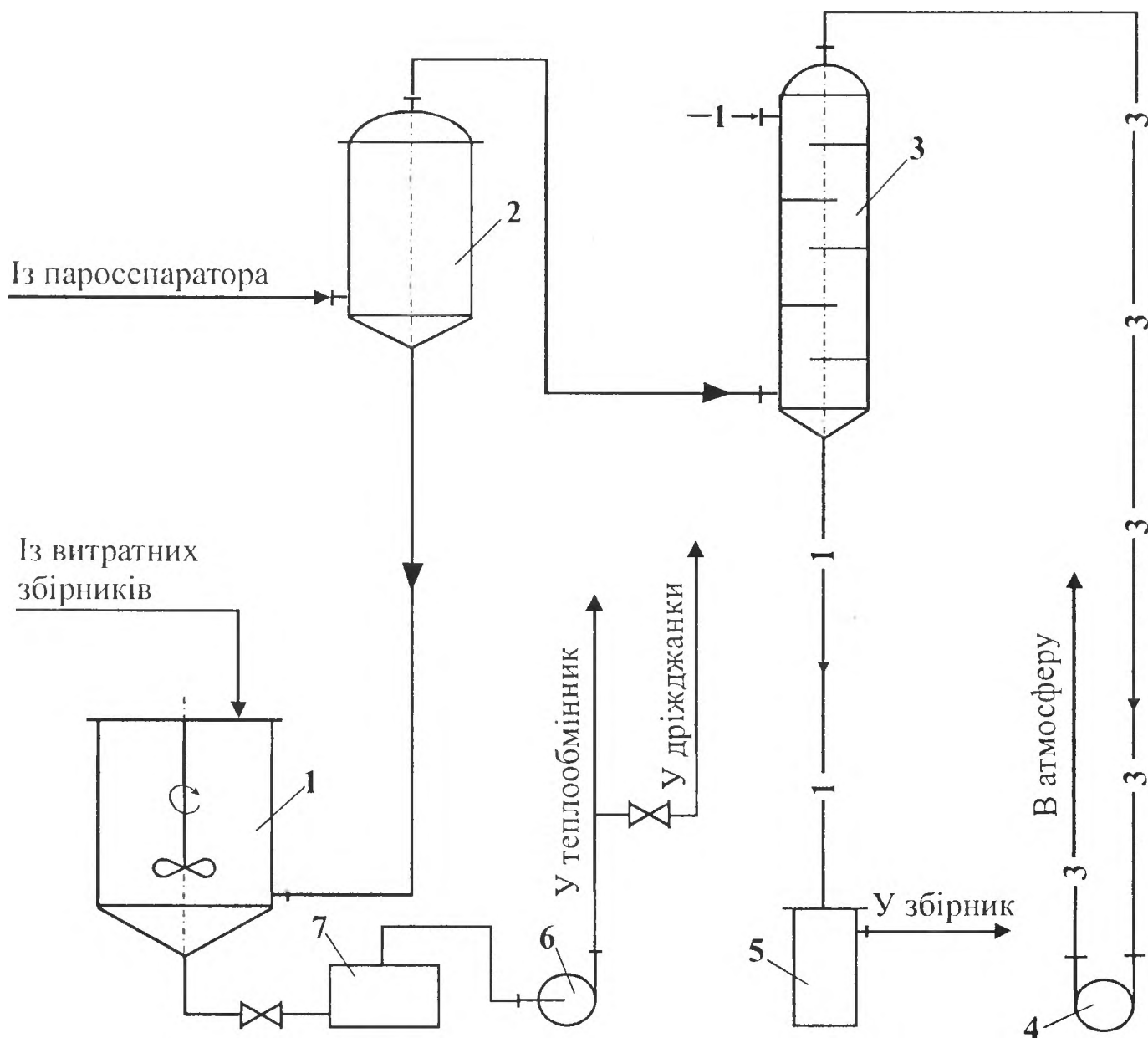


Рис. 5.5 Оцукрювання з виносним вакуум-охолодженням у вакуум-випарній камері

Рівень маси в оцукрювачі підтримують автоматично поплавковим регулятором. Сусло із оцукрювача через уловлювач 7 відкачують у теплообмінник типу “труба в трубі”, де воно охолоджується до температури 18–20°C. Сусло для дріжджів подають із оцукрювача в дріжджанки без охолодження.

У процесі оцукрювання розвареної маси 75–80 % крохмалю гідролізується до мальтози ферментами солоду або до глюкози і мальтози ферментами мікробного походження, залишаються 20–25 % граничних декстринів, які дооцукрюються в процесі зброджування сусла.

У залежності від довжини ланцюга декстрини дають з розчином йоду різне забарвлення. Декстрини, які мають 4–6 залишків глюкози (ахродекстрини) не забарвлюються йодом, ті, що мають 8–12 глюкозних залишків (еритродекстрини) забарвлюються йодом у червоний колір, а декстрини із 30–35 залишків глюкози (амілодекстрини) забарвлюються йодом у синій колір.

Із загального крохмалю, введеного у виробництво з сировиною і солодом, у дозрілій бражці залишається нерозчинним від 1 до 3,5 %, що при максимальному значенні складає біля третини всіх втрат. Крохмаль основної сировини майже повністю розчиняється при розварюванні. Крохмаль ячмінного солоду в процесі всього виробництва розчиняється на 60–65 %, просяного – на 25–30 %. Тому для зменшення втрат крохмалю й інтенсифікації процесів оцукрювання і зброджування доцільно використовувати комплекс мікробних ферментних препаратів.

Білки розвареної маси під дією протеолітичних ферментів гідролізуються до пептидів і амінокислот, які використовуються для живлення дріжджів у процесі зброджування. У суслі вміст амінного азоту збільшується в 2–4 рази в порівнянні з розвареною масою.

Різні види продуцентів ферментів мають неоднакову протеолітичну активність. Наприклад, *Asp. awamori*, *Vac. subtilis* майже не синтезують протеїнази, *Asp. oryzae* містить її. Таким чином, при заміні солоду більшістю ферментних препаратів не забезпечується необхідна для живлення дріжджів кількість азоту і для покриття його дефіциту використовують додаткове азотовмісне живлення.

Фосфорорганічні сполуки, наприклад, фітин, під час оцукрювання під дією фосфотаз частково гідролізуються. Продуктами розпаду є неорганічні фосфати, солі фосфорної кислоти й інозит (шестиатомний циклічний спирт). Інозит стимулює ріст дріжджів. Крім того, фосфорна кислота бере участь у деяких проміжних реакціях при бродінні.

## ОЦУКРЮВАННЯ З МЕХАНОАКТИВАЦІЄЮ ФЕРМЕНТІВ СУСЛА

Для збільшення масообміну між ферментами і субстратом сусла, переводу частини нерозчинних речовин зерна і солоду в розчинний стан, а також механоактивації ферментів сусла запропоновано новий спосіб одержання сусла. Сутність його полягає в тому, що сусло спиртового виробництва механоактивують дією на нього гідроакустичних пружних коливань частотою 1–5 кГц і тривалістю імпульсу  $1 \cdot 10^{-3}$ – $5 \cdot 10^{-4}$  с в роторно-пульсаційному апараті протягом 2,5–10 циклів обробки.

За цикл обробки сусла приймають одноразове прокачування через механоактиватор об'єму сусла, що знаходиться в оцукрювачі. Кількість циклів обробки сусла в безперервному процесі визначають за рівнянням

$$n = \frac{G_a}{G_c},$$

де  $G_a$  – продуктивність механоактиватора, м<sup>3</sup>/год;

$G_c$  – витрати сусла, м<sup>3</sup>/год.

Наприклад, при  $G_a=100$  м<sup>3</sup>/год і  $G_c=10$  м<sup>3</sup>/год, кількість циклів обробки  $n=10$ .

Кількість циклів обробки сусла регулюють шляхом зміни продуктивності механоактиватора по подачі сусла на активацію.

Для експериментального визначення оптимальної кількості циклів механоактивації сусла, при якій досягають найбільшої активності ферментів, потрібно після дезін-

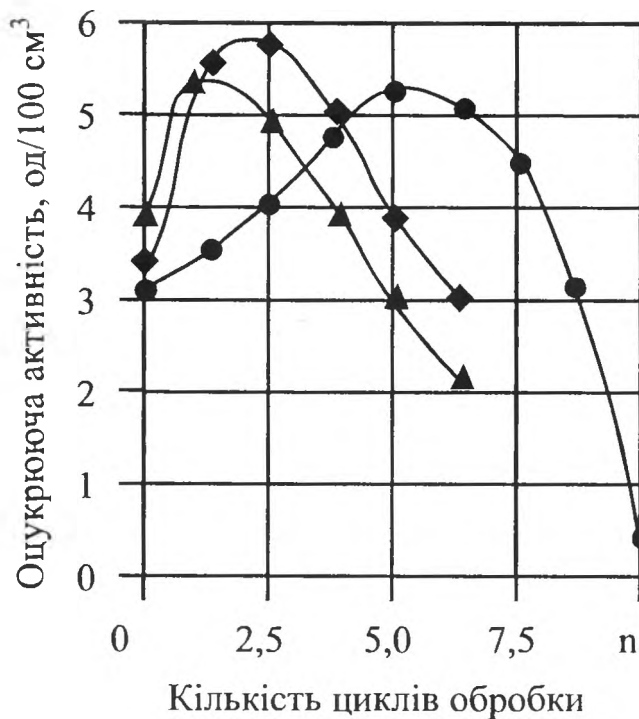


Рис. 5.6. Графік залежності оцукрюючої активності від кількості циклів обробки суслу на роторно-пульсаційному апараті при витратах солоду:  
 ◆ - 50%; ▲ - 70%; ● - 30%

фекції оцукрювача, насосів і трубопроводів заповнити оцукрювач–випарник розвареною масою при температурі 57–58° С з внесенням оцукрюючих матеріалів у кількості 40–70 % від норми. Відбирають проби суслу до активування та через кожні 5 хв після початку активування впродовж 0,5 год через кран після активатора.

У пробах визначають активність амілолітичних ферментів і будують графік залежності оцукрюючої активності від кількості циклів обробки суслу (рис. 5.6).

Кількість циклів обробки суслу залежить від якості і витрат оцукрюючих матеріалів, ступеня їх механоактивації і зношування робочих поверхонь механоактиватора і складає 2,5–10 циклів (10–30 хв).

Кількість циклів механоактивації суслу перевіряють для нової партії оцукрюючих матеріалів або зерна на солод, але не менше двох разів на місяць.

Механоактивація солодового молока і суслу при зменшенні витрат солоду на 50–60 % забезпечує повноту зброджування бражки при регламентній тривалості бродіння.

Апаратурно–технологічна схема установки для одержання та механоактивації суслу наведена на рис. 5.7.

Із витримувача–паросепаратора 2 розварена маса поступає в оцукрювач–випарник 3, ємкість якого для заводу продуктивністю 1500–2000 дал спирту на добу – 18 м<sup>3</sup> та для заводу продуктивністю 3000 дал спирту на добу – 25 м<sup>3</sup>. Оцукрюючі матеріали подають із збірника 1 відцентровим насосом 10 через витратомір 9 в зону розпилення розвареної маси в оцукрювач–випарник 3.

Оцукрюють розварену масу при температурі 57–58° С, яка підтримується в результаті утворення розрідження 80 кПа в оцукрювачі–випарнику 3, пари із якого поступають через уловлювач 4 в теплообмінник 5, а газу, що не конденсується, вакуум-насосом відводяться в атмосферу. При такому способі конденсації парів вода, яка їх охолоджує, не забруднюється і може використовуватися після охолодження багаторазово.

Сушло із оцукрювача–випарника 3 подають через вловлювач 8 насосом 6 (відцентровим або поршнеvim) в теплообмінник для охолодження до температури 18–20° С, або безпосередньо в дріжджанки.

Трубопровід діаметром 250–300 мм від вловлювача 8 до насоса 6 в нижній частині має перегородку, яка поділяє сушло на дві фази, одна з яких має менше твердих частинок і надходить у насос 6, а друга з твердими частинками надходить

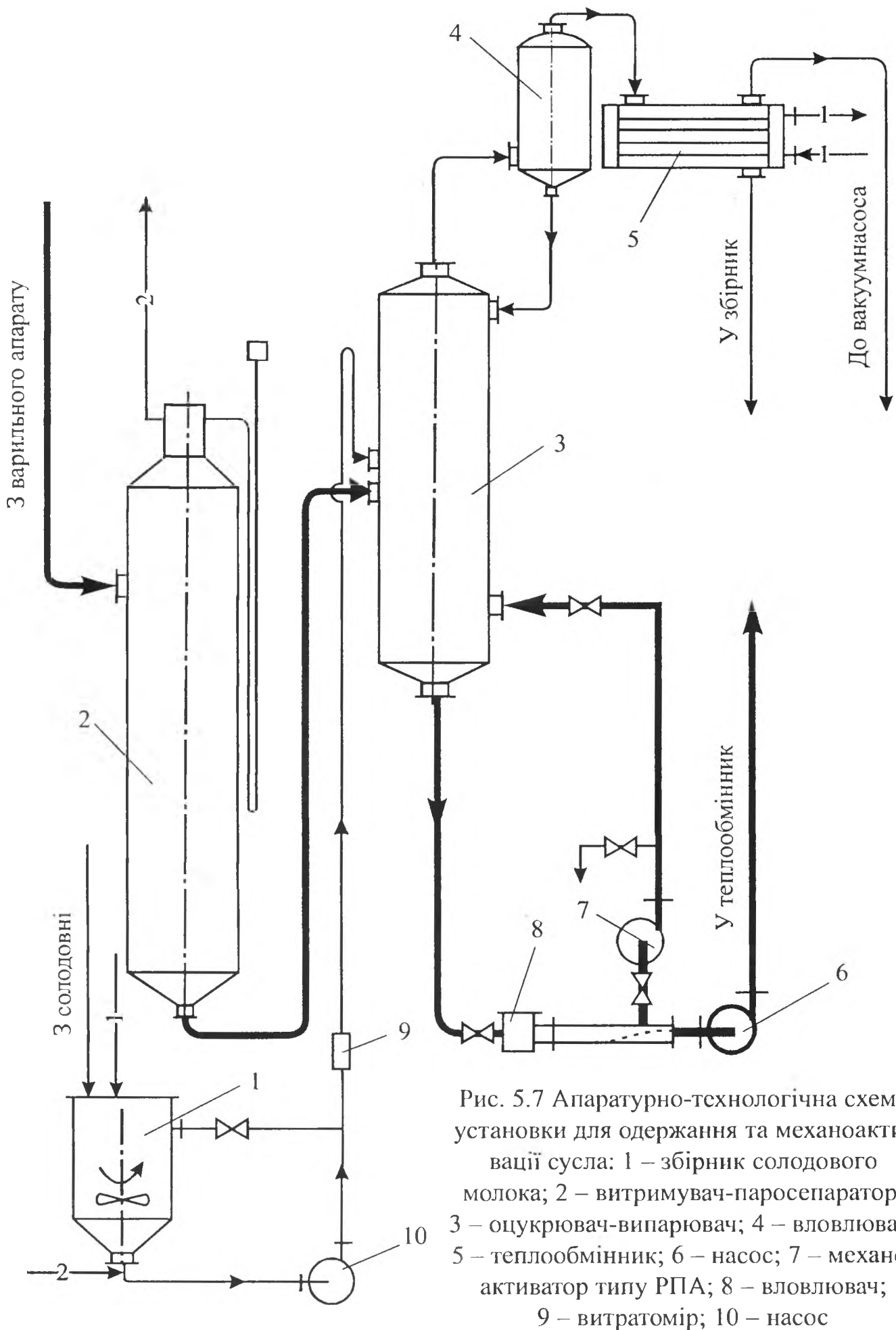


Рис. 5.7 Апаратурно-технологічна схема установки для одержання та механоактивації суслу: 1 – збірник солодового молока; 2 – витримувач-паросепаратор; 3 – оцукрювач-випарювач; 4 – вловлювач; 5 – теплообмінник; 6 – насос; 7 – механоактиватор типу РПА; 8 – вловлювач; 9 – витратомір; 10 – насос

у механоактиватор 7 і з нього – в оцукрювач-випарник 3 на висоті 0,6–0,8 м від нижньої циліндричної частини.

Витрати електроенергії на механоактивацію сусла складають 2–2,5 кВт·год/м<sup>3</sup>.

### **Оцукрювання освітленого сусла з використанням процесу ультрафільтрації**

Використання освітленого сусла може значно покращити техніко–економічні показники спиртового виробництва, одержати високоякісний корм для тварин, повністю вирішити питання утилізації барди і забезпечити ефективну очистку стоків.

Розроблена у Воронежській державній технологічній академії (С.В.Востриков) технологія оцукрювання освітленого зернового сусла у виробництві етанолу з використанням процесу ультрафільтрації дозволяє інтенсифікувати процес його збродження, а також одержати високоякісний білковий продукт.

Оптимальний режим розділення розвареної маси на дві фази з одержанням найбільшого виходу рідкої фази такий: тривалість центрифугування 12 хв при частоті обертання барабана центрифуги 3000 хв<sup>-1</sup>; для забезпечення деструкції білка зерна, який утруднює процес розділення і зменшує вихід рідкої фази, використовують протеолітичні ферменти при оптимальній температурі дії 50° С з дозуванням 2,5 одиниць протеолітичної активності на 1 г крохмалю зерна. Як джерело протеолітичних ферментів можна використовувати, наприклад, ферментний препарат Протосубтилін Г10х, який використовують на стадії приготування замісу. Найбільший вихід рідкої фази – 76 % від загальної кількості розвареної маси одержують при тривалості обробки 45 хв. Вихід освітленого сусла складає 86,3–86,5 %.

З метою вилучення з твердої фази залишкової після розділення частини вуглеводів її два рази промивають водою з температурою 70° С при гідромодулі першої промивки 1:1 і другої промивки – 1:3. Одержують дробину вологістю 69–70 % з вмістом розчинних зброджуваних вуглеводів 1,0–1,2 г/100 см<sup>3</sup>.

Для здійснення процесу оцукрювання в оцукрювачі мембранного типу мембрани, які використовують, повинні мати високу селективність по ферменту, який використовують для оцукрювання освітленого сусла; мати високу питому продуктивність по фільтрату; не змінювати своїх робочих характеристик під дією зовнішніх факторів; повністю пропускати через свою поверхню всі вуглеводи, які утворюються в процесі ферментативного гідролізу.

Найбільш перспективними з всім робочих характеристик для використання в процесі ультрафільтрації на стадії оцукрювання є полісульфонамідні мембрани марки УПМ–100 і УПМ–50 М.

Найменші втрати сухих речовин з дробиною (не більше 1 % від введеного крохмалю) досягаються при отриманні освітленого сусла за технологічною схемою, поданою на рис. 5.8. Ця величина втрат складає біля 10 % від суми незворотних технологічних втрат у спиртовому виробництві.

Більша швидкість збродження освітленого сусла в порівнянні з традиційним суслем (присутність дробини в останньому утруднює перемішування) зменшує ефективність дифузійних процесів, що призводить до гальмування метаболізму дріжджів.



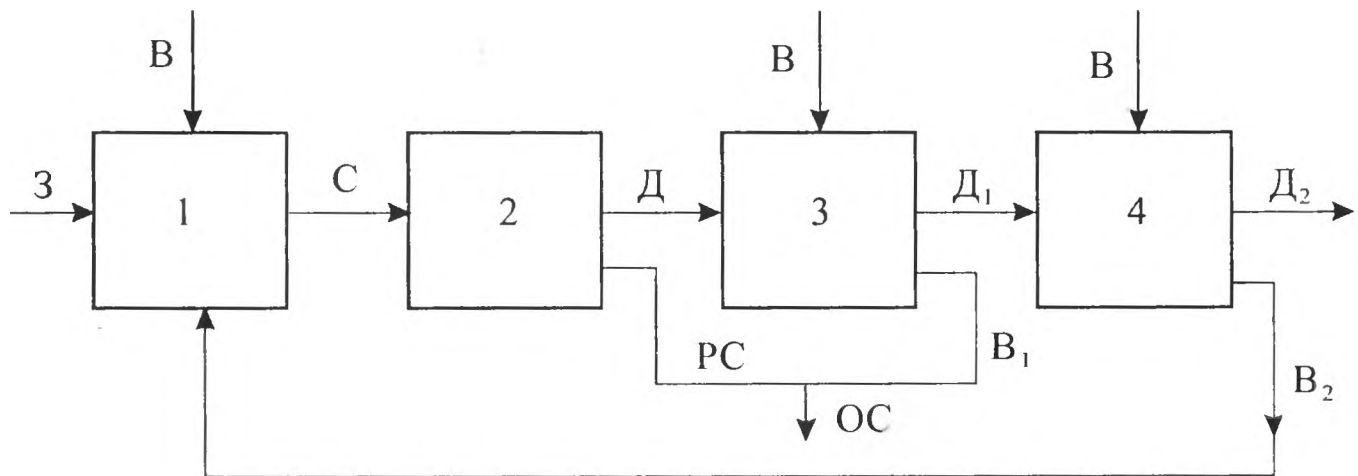


Рис. 5.8 Технологічна схема отримання освітленого сусла:

1 - стадія одержання сусла; 2 - стадія розділення сусла; 3 - стадія першого ступеня промивки дробини; 4 - стадія другого ступеня промивки дробини; З - зерно; В - вода; С - сусло; Д, Д<sub>1</sub>, Д<sub>2</sub> - дробина непромита, промита 1 раз і 3 рази відповідно; РС - рідка фаза сусла; В<sub>1</sub>, В<sub>2</sub> - перша і друга промивна вода; ОС - освітлене сусло

При зброджуванні освітленого сусла утворюється значно менше хвостових летких домішок спирту в порівнянні з традиційним зброджуванням. Сумарна кількість летких домішок спирту в традиційній бражці в 1,7 раза більша, ніж в бражці з освітленого сусла, що може забезпечити додатковий вихід ректифікованого спирту за рахунок зменшення на 20–30 % відбору головної фракції етилового спирту.

Використання технології спирту з оцукрюванням освітленого сусла дозволить додатково одержати кормовий продукт з вмістом білка до 23–28 %, інтенсифікувати процес зброджування сусла, зменшити витрати пари на перегонку бражки на 25–30 %, утилізувати дріжджі дозрілої бражки на рециркуляцію.

### Контрольні питання і завдання

1. Машина і апарати для подрібнення зерна.
2. Одержання високодисперсних помелів зерна
3. Приготування замісу
4. Апаратурно-технологічні схеми розварювання замісів
5. Сутність ферментативного гідролізу крохмалю.
6. Способи оцукрювання розвареної маси.
7. Механоактивування ферментів сусла.
8. Апаратурно-технологічна схема оцукрювання розвареної маси.

## РОЗДІЛ 6

### СПИРТОВІ ДРІЖДЖІ

#### ЗАГАЛЬНА ХАРАКТЕРИСТИКА ДРІЖДЖІВ

Цукри сусла зброджують у спирт дріжджами *Saccharomyces cerevisiae*, які є одноклітинними мікроорганізмами класу аскоміцетів (сумчастих грибів.)

У звичайних умовах дріжджі розмножуються брунькуванням і дуже рідко (при великому дефіциті живильних речовин) спороутворенням.

Дріжджові клітини бувають яйцевидної, еліпсоїдальної, овальної або витягнутої форми, яка, як і їхня довжина (6-11 мкм), залежить від виду дріжджів та умов їх розвитку. Відношення поверхні клітини до її об'єму впливає на швидкість масообмінних процесів між клітиною і живильним середовищем, а отже і на інтенсивність життєдіяльності дріжджів.

Наприклад, відношення поверхні клітини до її об'єму дріжджів *Saccharomyces cerevisiae* раси XII дорівнює 0,46, термотолерантних дріжджів *Saccharomyces cerevisiae* K-81 – 0,5-0,62, дріжджів *Schizosaccharomyces pombe* – 0,46. Дріжджі раси K-81 накопичують більше біомаси дріжджових клітин, ніж дріжджі раси XII, при різних значеннях рН середовища (3,2-4,2) і оптимальній температурі для кожної із них.

Дріжджова клітина складається із оболонки, цитоплазми та ядра. Зовнішня частина оболонки утворена поліцукридами типу геміцелюлоз, переважно мананом і невеликою кількістю хітину, внутрішня частина – білковими речовинами, фосфоліпідами та ліпоїдами. Оболонка регулює стан клітинного вмісту і має селективну проникливість, тим самим суттєво відрізняється від звичайних напівпроникних мембран. Товщина клітинної стінки дріжджів до 400 нм.

Цитоплазматична мембрана (плазмалема) має товщину 7-8 нм, розміщена під клітинною стінкою і відділяє її від цитоплазми. Плазмалема – основний бар'єр, який визначає осмотичний тиск у клітині, – забезпечує вибіркоче пересування живильних речовин із середовища в клітину та вивід метаболітів із клітини. Плазмалема складається із бімолекулярного шару ліпідів, у який включені білкові молекули. Ліпіди орієнтовані неполярними кінцями усередину, один до одного, а полярними – назовні.

Переміщення речовин через цитоплазматичну мембрану проходить внаслідок молекулярної дифузії (по градієнту концентрації) і в результаті активного руху, у якому беруть участь специфічні ферменти, в цьому випадку речовини можуть поступати в клітину і проти градієнта концентрації. Наприклад, амінокислоти легко проникають у клітину із середовища, навіть якщо їх концентрація в цитоплазмі в 100-200 разів вища, ніж у живильному середовищі.

Цитоплазма має гетерогенну структуру і в'язку консистенцію. Колоїдний характер її зумовлений білковими речовинами. Крім них, у цитоплазмі містяться рибозонуклеопротейди, ліпоїди, вуглеводи та значна кількість води. Цитоплазма молодих клітин зовні гомогенна. При старінні у них з'являються вакуолі, рівномірна

зернистість, жирні та ліпоїдні гранули. У цитоплазмі із її органоїдами (хондріосомами, мікросомами, вакуолями) та включеннями проходять важливіші ферментативні процеси.

Мітохондрії (хондріосоми) мають форму зернинок, паличок або ниток. Мітохондріальні мембрани складаються із білків (80%) та ліпідів (20%).

У склад мітохондрій входять також поліфосфати, РНК та ДНК. Мітохондрії розмножуються самостійно, реплікуючи свою мітохондріальну ДНК й продукуючи свої білки. Живильні клітини, які проникають у клітину, адсорбуються і акумулюються хондріосомами і підлягають швидким перетворенням внаслідок концентрації у цих ділянках клітини відповідних ферментів. У мітохондріях повністю здійснюється цикл трикарбонових кислот і найважливіша енергетична реакція – окислювальне фосфорилування. Тому їх вважають за основну “силову станцію” клітини. Тут же відбуваються реакції активування амінокислот у процесі синтезу білка, ліпідів та інших сполук.

Мікросоми (рибосоми) – це включення у вигляді субмікроскопічних зернинок, які складаються із ліпідів, білків та рибонуклеїнових кислот (РНК), які забезпечують синтез білків із активованих амінокислот, які поступають із мітохондріальної системи.

Ядро – невелике кулясте або овальне тіло, яке оточене цитоплазмою і нерозчинне у ній. У ядерних структурах відокремлено у вигляді включень дезоксирибонуклеїнова кислота (ДНК) та її протеїд (ДНКП) міститься велика кількість РНК. ДНК сприяє передачі спадкової інформації, збереженню властивостей мікроорганізмів. У ядрі здійснюється транскрипція (синтез молекул інформаційних РНК шляхом зчитування інформації із ДНК за допомогою ферменту РНК-полімерази), а також реплікація ДНК при поділі клітини.

Обов'язковий органоїд клітини вакуолі – порожнини, наповнені клітинним соком і відокремлені від цитоплазми вакуольною мембраною. Форма вакуолей змінюється внаслідок переміщення та концентрації цитоплазми. Вакуоль у молодих клітинах складається із безлічі мілких порожнин, у старих – із однієї дуже великої. Клітинний сік – це водний розчин різних солей, вуглеводів, білків, жирів і ферментів. У вакуолях зосереджені різні сполуки, які повинні підлягати ферментативним перетворенням, утворюються продукти життєдіяльності та відходи.

У молодих дріжджових клітинах жиру, як правило, немає, у дозрілих він міститься тільки у небагатьох клітинах у вигляді мілких крапельок, у старих – великих крапель.

Глікоген – запасна живильна речовина дріжджів, яка накопичується при культивуванні дріжджів на середовищах, які багаті цукром, а при нестачі його швидко витрачається. У молодих клітинах глікогену мало, у дозрілих – значна кількість (до 40%).

По зовнішньому вигляду клітин можна визначати фізіологічний стан дріжджів. У промислових середовищах одночасно присутні молоді та дозрілі клітини, клітини, які брунькуються, і клітини, які відмерли. Найбільшу бродильну енергію мають дозрілі клітини.

Вимоги до дріжджів, які використовують у виробництві спирту: висока бродильна енергія (дріжді повинні швидко і повністю зброджувати цукри), анаеробний тип дихання, стійкість до продуктів свого обміну та продуктів обміну сторонніх мікроорганізмів, а також до змін складу середовища, здатність переносити велику концентрацію солей та сухих речовин суслу, при переробці меляси повністю зброджувати рафінозу. Якщо дріжджі виділяють із дозрілої бражки і використовують їх як хлібопекарські, то вони повинні мати високу регенеративну здатність і відповідати вимогам до хлібопекарських дріжджів по стійкості при зберіганні, підйомній силі, зимазній та мальтазній активності.

На спиртових заводах, які переробляють мелясу, використовують дріжджі *Saccharomyces cerevisiae* раси Я, якщо дріжджі використовують як хлібопекарські – расу Лохвицьку (Ял) і Угорську (В). Ці дріжджі добре зброджують цукрозу, глюкозу, фруктозу і тільки 1/3 рафінози, тому при великому вмісті рафінози у мелясі є значний недовихід спирту.

Для зброджування суслу із меляси на деяких заводах використовують дріжджі раси V-30. Вона має високу генеративну здатність, може зброджувати рафінозу на 70-80%, а виділені із дозрілої бражки дріжджі мають кращі, ніж дріжджі раси В, хлібопекарські властивості. Крім того, вони здатні переносити високі концентрації сухих речовин у суслі та накопичувати у дозрілій бражці більше спирту, бо вони більш повно зброджують цукри і менше накопичують гліцерину. Мальтазна активність дріжджів раси V-30 більш ніж у 2,5 рази вища у порівнянні із дріжджами раси В.

Підвищення бродильної активності дріжджів може бути досягнуто різними способами: мутагенезом, гібридизацією та ін. Для одержання дріжджів із заданими властивостями найбільш перспективним є метод гібридизації, бо при схрещуванні двох батьківських видів дріжджів можна підібрати гібриди дріжджів із заздалегідь бажаними властивостями. Таким способом було одержано ряд гібридів, які мають переваги перед дріжджами рас Я і В. Гібриди мають фермент  $\alpha$ -галактозидазу, під дією якої рафіноза повністю перетворюється у зброджувані цукри. Крім того, у деяких дріжджових гібридів підвищена генераційна здатність та кращі хлібопекарські властивості. Мальтазна активність гібриду 112 вища, але спирту він накопичує приблизно на 1% менше, ніж дріжджі раси В.

Гібриди 67 і 105 забезпечують однаковий вихід спирту в порівнянні із расою В і проявляють високу генеративну здатність. Дріжджі раси Г-67 більш стійкі до зниження рН середовища, при величині якого утворюється більше спирту внаслідок скорочення витрат цукрози на побічні та вторинні продукти бродіння.

При зброджуванні суслу із крохмалевмісної сировини використовують дріжджі *Saccharomyces cerevisiae* раси XII. Вони добре зброджують мальтозу, цукрозу, глюкозу і фруктозу, але не зброджують граничні декстрини. Гідроліз граничних декстринів продовжується під час зброджування суслу під дією декстринази солоду або глюкоамілази мікробного походження. Тому швидкість зброджування суслу із крохмалевмісної сировини лімітується швидкістю гідролізу граничних декстринів.

Велике практичне значення мають результати селекції термотолерантних рас дріжджів, які дозволяють прискорити процес вирощування виробничих дріжджів і

зброджування сусла із крохмалевмісної сировини, частково гідролізувати і зброджувати граничні декстрини, збільшити вихід спирту та зменшити витрати холодоагента. Такими дріжджами є, наприклад, *Saccharomyces cerevisiae* K-81 та *Schizosaccharomyces pombe* 80, які виділені, досліджені та впроваджені на декількох спиртових заводах співробітниками КТІХП (В.О. Маринченко, Л.В.Кисла, Т.Е. Мудрак). Оптимальна температура зброджування сусла цими дріжджами 35-36° С. У дозрілій бражці, одержаній з використанням термотолерантних дріжджів, міститься приблизно в 10 разів менше декстринів у порівнянні із контрольною бражкою при використанні дріжджів *Saccharomyces cerevisiae* раси XII. Термотолерантні дріжджі раси K-81 у 2-2,5 рази більше накопичують вищих спиртів і на 40-45% менше гліцерину в порівнянні із расою XII. Дріжджі *Schizosaccharomyces pombe* 80 накопичують у 10 раз менше вищих спиртів у порівнянні з расою XII.

Способами генетичної інженерії одержані високоефективні раси дріжджів, які мають амілолітичну активність. Промислове використання таких дріжджів дозволить суттєво прискорити процес зброджування сусла та зменшити витрати оцукрюючих матеріалів.

## УМОВИ ЖИТТЄДІЯЛЬНОСТІ ДРІЖДЖІВ

До умов, які забезпечують нормальну життєдіяльність дріжджів, перш за все належить температура, рН та склад живильного середовища.

### ТЕМПЕРАТУРА І рН

Дріжджі живуть і розмножуються в обмежених температурних межах і для нормальної їх життєдіяльності необхідна температура 29-30° С. При дуже високій або дуже низькій температурі життєдіяльність дріжджів ослаблюється або зовсім припиняється. Максимальна температура для розвитку дріжджів – 38° С, мінімальна – 5° С, при температурі 50° С дріжджі гинуть.

Оптимальні температури для розвитку та виявлення максимальної бродильної активності не завжди співпадають. Дріжджі, вирощені при температурі, наприклад, 17-22° С, мають велику бродильну енергію. Зброджування м'ясного сусла при температурі вище 30° С негативно впливає на вихід і якість дріжджів, які виділяють із бражки і використовують як хлібопекарські. Ферментативна активність, піднімальна сила та стійкість таких дріжджів при зберіганні знижуються, тому для вирощування дріжджів і зброджування м'ясного сусла рекомендують такі температурні режими: 28-29° С у дріжджогенераторах, 30-31° С у двох головних бродильних апаратах та 28-29° С в інших бродильних апаратах. Сусло із крохмалевмісної сировини зброджують при 28-32° С.

При підвищенні температури дикі дріжджі і бактерії розмножуються значно швидше цукроміцетів. Якщо при 32° С коефіцієнт розмноження диких дріжджів у 2-3 рази більший коефіцієнта розмноження цукроміцетів, то при 38° С він уже в 6-8 разів більший. У результаті прискореного розвитку бактерій підвищується кислотність бражки. В обох випадках зменшується вихід спирту.

На життєдіяльність дріжджів значно впливає активна кислотність середовища. Іони водню змінюють електричний заряд колоїдів плазменної оболонки клітин і в залежності від концентрації можуть збільшувати або зменшувати її проникливість для окремих речовин та іонів. Від значення рН залежить швидкість надходження живильних речовин у клітину, активність ферментів, утворення вітамінів. При зміні рН середовища змінюється і напрям самого бродіння. Якщо рН зрушується у лужний бік, то збільшується утворення гліцерину.

Життєдіяльність дріжджів зберігається у межах рН середовища від 2 до 8; для їх вирощування оптимальним є рН 4,8-5,0. При рН нижче 4,2 дріжджі продовжують розвиватися, в той час як ріст кислотоутворюючих бактерій припиняється. Цю властивість дріжджів використовують для пригнічення розвитку бактерій у середовищі, де вони присутні, яке підкислюють до рН 2,8-4 і витримують певний час.

## СКЛАД ЖИВИЛЬНОГО СЕРЕДОВИЩА

### Потреба дріжджів у живильних речовинах

Про потребу дріжджів у живильних речовинах роблять висновок по їх хімічному складу, який залежить від живильного середовища, умов культивування дріжджів та їх фізіологічних властивостей. Середній елементарний склад дріжджової клітини (%): вуглець 47, водень 6,5, кисень 31, азот 7,5-10, фосфор 1,6-3,5. Вміст інших елементів незначний (%): кальцію 0,3-0,8, калію 1,5-2,5, магнію 0,1-0,4, натрію 0,06-0,2, сірки 0,2. У дріжджах знайдені мікроелементи (мкг/кг): залізо 90-350, мідь 20-135, цинк 100-160, молібден 15-65.

У пресованих дріжджах міститься 68-76% води і 32-24% сухих речовин. В залежності від стану колоїдів у дріжджовій клітині може бути 46-53% внутрішньоклітинної вологи і 22-27% міжклітинної. При зміні загальної вологості дріжджів змінюється співвідношення між кількістю внутрішньоклітинної і міжклітинної вологи. Видалення 85% води із дріжджів при температурі не вище 50°C майже не впливає на їх життєдіяльність.

Сухі речовини дріжджів складаються із 23-28% органічних речовин і 5-7% золи. Склад органічних речовин такий (%): білку 13-14, глікогену 6-8, целюлози 1,8-2 та жиру 0,5-2.

**Білок.** Дріжджі містять у собі в середньому 50% сирого білку в перерахунку на сухі речовини і біля 45% істинного (справжнього) білку. У склад сирого білку входять всі сполуки азоту, до яких відносяться похідні нуклеїнових кислот, – пуринові та піримідинові основи, азот вільних амінокислот.

**Глікоген.** При відсутності живильних речовин у середовищі глікоген перетворюється в спирт та диоксид вуглецю.

Поряд із глікогеном міститься трегалоза – дуже мобільний резервний вуглевод, який обумовлює стійкість хлібопекарських дріжджів. Вміст трегалози збільшується із зменшенням азоту і при рН нижче 4,5.

**Жир.** До складу жиру входять в основному олеїнова, ліноленова та пальмітинова кислоти. Він містить 30-40% фосфатидів.

**Зола.** Зола складається із таких основних оксидів (%):  $P_2O_5$  – 25-60,  $K_2O$  -23-40,  $CaO$  – 1-8,  $MgO$  – 4-6,  $Na_2O$  – 0,05-2,  $SO_3$  – 0,5-6,  $SiO_2$  – 1-2,  $Fe_2O_3$  – 0,05-0,7.

**Фосфор** міститься переважно у вигляді органічних і неорганічних орто-, піро- і метафосфатів. Вони входять у склад молекул нуклеїнових кислот, фосфоліпідів та коферментів типу аденозинфосфатів і тіаміну. Так, ядерна речовина клітини (нуклеопротеїди) містить фосфор у вигляді ортофосфату. У вигляді ортофосфату фосфор входить також у склад флавінових ферментів, у вигляді пірофосфату – у багатьох коферментів (кодегідрози  $K_{OI}$  та  $K_{OII}$ , карбоксилази). У вигляді різних сполук фосфор бере важливу участь у енергетичних процесах клітини.

**Сірка** входить до складу дуже важливих сполук – амінокислот (цистеїн, цистин, метіонин та глутатіон) і вітамінів (біотин, аневрин). У ферментах сірка знаходиться у вигляді сульфідних та тіолових груп.

**Залізо** міститься у цитохромах, цитохромоксидазі, пероксидазі, каталазі та інших ферментах, які беруть участь у процесах дихання. Воно сприяє дії й інших ферментів (зимогеназа, пірофосфатаза).

**Магній** активує багато фосфатазів та енолазу. Іони магнію впливають на зберігання активності ферментів при нагріванні. Магній і марганець прискорюють засвоєння дріжджами глюкози. Вплив магнію тим більший, чим нижча концентрація глюкози у середовищі. У живильних середовищах повинно міститися 0,02-0,05% магнію у вигляді сульфату. Процеси бродіння регулюються зміною концентрації іонів магнію в результаті приєднання його до органічних речовин.

**Калій** необхідний не тільки як живильний елемент, а також і як стимулятор розмноження дріжджів. Стимулююча дія пояснюється суттєвою роллю його в окислювальному фосфорилуванні та в процесах гліколізу. Переміщення неорганічного фосфору всередину клітини специфічно стимулюється калієм. Калій активує дріжджову альдолазу, необхідний для дії ферменту піруваткарбоксилази і впливає так само, як і азот та сірка, на ліпідний обмін дріжджових клітин.

**Кальцій** відіграє роль активатора у мікробній клітині і знаходиться у ній як у вільному стані, так і у зв'язаному – із протеїнами, вуглеводами та ліпідами. Іони  $Ca^{2+}$  можуть зв'язуватися із АТФ поряд із  $Mg^{2+}$  та  $Mn^{2+}$ . Кальцій є кофактором транскетолази хлібопекарських дріжджів та інгібітором деяких ферментів, наприклад, пірофосфатази, енолази та аденозинтрифосфатази. При підвищеному вмісті солей кальцію пригнічується розмноження дріжджів, знижується накопичення в них глікогену та підвищується вміст стеринів. Так, при вмісті  $Ca^{2+}$  до 40 мг на 1 л середовища стимулюється розмноження дріжджів, при більшому вмісті воно пригнічується.

**Мікроелементи.** Вони мають важливе значення для розмноження та життєдіяльності дріжджів, входячи до складу ферментів, вітамінів та інших сполук, які беруть участь у їх синтезі. Мікроелементи впливають на швидкість та характер різних біохімічних процесів. Наприклад, кобальт стимулює розмноження дріжджів, підвищує вміст у клітинах азотистих речовин небілкової природи, перш за все ДНК, РНК та вільних амінокислот. Він стимулює також синтез вітамінів – ри-

бофлавіна та аскорбінової кислоти. Стимулююча дія мікроелементів пояснюється тим, що вони утворюють із ферментами металоорганічні і внутрішньокмплексні сполуки. Отримуваний ефект залежить від міцності зв'язку ферменту із молекулою субстрату або активування субстрату у проміжному активному комплексі.

**Вітаміни** та інші фактори росту. Для нормального розвитку і спиртового бродіння дріжджі потребують вітамінів, які є кофакторами багатьох ферментів. Цукроміцети частково можуть синтезувати всі вітаміни, окрім біотину, який обов'язково повинен бути у живильному середовищі.

Ненасичені жирні кислоти із 18 атомами вуглецю, особливо олеїнова, також є важливими ростовими факторами. Стимулююча дія олеїнової кислоти спостерігається тільки при малій її концентрації, яка не перебільшує 0,5 мг/мл. При збільшенні концентрації ріст дріжджів набагато сповільнюється.

### Види і джерела живлення

Розрізняють екзогенне і ендогенне живлення дріжджів: при екзогенному живленні речовини поступають у клітину із зовнішнього середовища, при ендогенному дріжджі використовують (в основному при голодуванні) свої резервні речовини: глікоген, трегалозу, ліпіди, азотисті сполуки.

**Вуглецеве живлення.** Дріжджі (*Saccharomyces cerevisiae*) використовують вуглець із різних органічних сполук: глюкози, фруктози (Д-форми), манози, галактози. Пентози *Saccharomyces cerevisiae* не асимілюють. При відсутності гексоз джерелом вуглецю можуть бути також гліцерин, маніт, етиловий та інші спирти, органічні кислоти (молочна, оцтова, яблучна, лимонна).

Треба враховувати поліауксію – послідовність споживання різних джерел вуглецю. При періодичному культивуванні в першу чергу споживаються глюкоза і фруктоза. Послідовність засвоєння жирних кислот залежить від раси дріжджів та складу цих кислот. Наприклад, оцтова кислота перешкоджає споживанню молочної, а молочна – гліколевій. Оцтова кислота і глюкоза засвоюються одночасно. Як правило, у першу чергу засвоюється із суміші те джерело вуглецю, яке забезпечує більшу швидкість розмноження дріжджів.

При безперервному культивуванні дріжджів із збільшенням швидкості розбавлення середовища у ньому залишається більше того вуглецевого компонента, який засвоюється останнім.

Різні види дріжджів неоднаково реагують на асиміляцію одних і тих же речовин. Наприклад, дикі дріжджі *Cand. parapsilosis* добре споживають галактозу, а *Cand. clausenii* зовсім її не засвоює. Дріжджі *Sacch. cerevisiae* починають зброджувати галактозу тільки на другу добу.

Дицукриди, із яких спиртові дріжджі використовують мальтозу і цукрозу, попередньо гідролізуються відповідними ферментами дріжджів до моноцукридів. При переході від анаеробних умов до аеробних послаблюється здатність дріжджів зброджувати глюкозу і мальтозу, а інвертазна активність їх підвищується у 2,5 рази. Дріжджі споживають мальтозу тільки при відсутності у середовищі глюкози і фруктози. Мальтоза зброджується майже повністю під час стаціонарної фази росту дріжджів.



Органічні кислоти мають важливе значення у метаболізмі вуглецю, енергетичному обміні мікроорганізмів, у синтетичних та дисиміляційних процесах. Використання кислот жирного ряду як джерел вуглецю залежить від виду і раси дріжджів, концентрації кислоти, довжини її вуглецевого ланцюжка та ступеня електролітичної дисоціації. Добрими субстратами є кислоти із довжиною вуглецевого ланцюжка від  $C_2$  до  $C_4$  (оцтова, піровиноградна, молочна, масляна та ін.) при порівняно низькій їх концентрації. Калійні солі кислот, які мають у молекулі від 2 до 5 атомів вуглецю, стимулюють ріст дріжджів у 1,4-3,3 рази сильніше у порівнянні із відповідними кислотами.

Жирні кислоти із середньою довжиною вуглецевого ланцюжка (від  $C_6$  до  $C_{10}$ ) у меншій мірі використовуються дріжджами і тільки при їх дуже низькій концентрації (0,02-0,05%). При більш високій концентрації розвиток дріжджів пригнічується. Жирні кислоти із 12-17 атомами вуглецю в молекулі засвоюються вибірково в залежності від роду і виду дріжджів.

Усякий із проміжних продуктів циклу Кребса (піровиноградна, лимонна, янтарна, фумарова, яблучна кислоти) можуть бути єдиним джерелом вуглецю для життєдіяльності дріжджів.

**Азотне живлення.** Дріжджі можуть синтезувати всі амінокислоти, які входять у склад білка, безпосередньо із неорганічних азотистих речовин при використанні джерелом вуглецю органічних сполук – проміжних продуктів розпаду вуглеводів, які утворюються при диханні і зброджуванні.

Дріжджі *Sacch. cerevisiae* засвоюють тільки дві форми азоту: аміачний та органічних речовин. Ці мікроорганізми ефективно використовують азот сульфату амонію, сечовини, аміачних солей оцтової, молочної, яблучної і янтарної кислот. У присутності зброджувальних цукрів аміачні солі для дріжджів є джерелом тільки азоту; але ж при використанні його звільняються кислоти, які змінюють рН середовища. Аміачний азот споживається дріжджами краще, ніж азот багатьох амінокислот.

Амінокислоти – одночасно є джерелом азоту і вуглецю, останній засвоюється із кетокислот, які утворюються в результаті відщеплення аміногруп. Можлива і безпосередня асиміляція амінокислот із поживного середовища, яке містить їх повний набір та який-небудь зброджуваний цукор. Внаслідок цього знижуються витрати цукрів на живлення дріжджів і дещо збільшується вихід спирту при зброджуванні.

Внаслідок асиміляції амінокислот забезпечується синтез білка, в тому числі і ферментів, активуються деякі ферменти, які уже є у клітинах дріжджів, прискорюється процес брунькування дріжджових клітин.

Для використання органічного азоту (амінокислот, амідів) більшості дріжджам необхідні вітаміни (біотин, пантотенова кислота, тіамін, піридоксин та ін.). Дріжджі не засвоюють такі азотисті сполуки, як білки, бетаїн, холін, пурини й аміни у вигляді етиламіну, пропіл-і бутиламіну. Пептиди займають середню позицію між амінокислотами і білками.

Використання дріжджами пептидів зменшується із підвищенням їх складності. Деяка кількість пептидів у середовищі поряд з іншими формами азоту сприяє засвоєнню амінокислот.

На утворення 10 млрд дріжджових клітин витрачається азоту в умовах анаеробіозу 66-77 мг, в умовах аеробіозу 37-53 мг. Про умови культивування та фізіологічний стан дріжджів можна довідатися з вмісту у них азоту, що залежить від складу середовища, кількості додатково введених живильних речовин та від раси дріжджів. У дріжджах, одержаних на спиртових заводах, міститься загального азоту 7-10% (інколи до 12%) на сухі речовини.

**Фосфорне живлення.** В анаеробних умовах дріжджі засвоюють фосфор головним чином у початковий період зброджування – 80-90% від максимальної кількості у дріжджах. Молоді дріжджі, які енергійно розмножуються, більш багаті фосфором у порівнянні з дріжджами старими, які не брунькуються. Наприклад, після 6 годин бродіння дріжджі містять 2,15% фосфору на сухі речовини, а в кінці бродіння – тільки 1%.

У суслі із крохмалевмісної сировини є достатня кількість фосфорвмісних сполук, які засвоюються дріжджами, а у мелясному суслі їх недостатньо і необхідно додавати ортофосфорну кислоту, або інші джерела фосфорного живлення.

## ІНШІ ФАКТОРИ

Швидкість розмноження дріжджів залежить від різниці осмотичного тиску у дріжджовій клітині й у суслі: чим вона більша, тим швидше розмножуються дріжджі. Внаслідок цього дріжджі мають більш активний фізіологічний стан при зброджуванні меляси двохпотоковим способом у порівнянні із однопотоковим.

Якщо спиртові дріжджі оброблені ультразвуком, то активність інвертази у них зростає у декілька разів і в деяких випадках стимулюється їх швидкість росту. Дією на хлібопекарські дріжджі ультразвуку частотою 425 кГц протягом 1 години підвищується їх бродильна енергія і підйомна сила на 15-18%; при частоті 380 і 740 кГц вміст ергостерину підвищується на 45-60%.

Під впливом  $\gamma$ -променів у винних дріжджів підвищується бродильна, у хлібопекарських – мальтазна активність. Після опромінення ультрафіолетовими променями дріжджі втрачають здатність синтезувати лейцин, ізoleyцин та валін. Так були отримані мутанти, які не утворюють ізоамілового та ізобутилового спиртів. Після обробки хлібопекарських дріжджів ультрафіолетовим промінням та етиленіміном одержані мутанти, мальтозна активність яких у 2-5 разів вища, ніж контрольних дріжджів.

Спирти, ефіри і слабкі розчини лугів розчиняють ліпоїдні речовини дріжджових клітин. Спирти навіть у невеликих концентраціях (3-4%) затримують брунькування дріжджів. Проте в безперервному потоці зброджувального середовища дріжджі здатні розмножуватися при відносно високій концентрації спирту (7-8 об.%) і продовжують зброджувати цукри до концентрації спирту 11-12 об.%. Розмноження дріжджів при безперервному зброджуванні залежить головним чином від вмісту живильних речовин і менше від концентрації спирту у бражці.

Формалін, кислоти і солі важких металів належать до плазматичних отрут. Невелика кількість формаліну (0,09%) порушує нормальну життєдіяльність дріжджів.

джів, а доза 0,001% гальмує їх брунькування. Часто дози речовин, які знижують бродильну енергію дріжджів, значно вищі тих, що затримують брунькування.

Сульфітна, азотиста і фтористоводнева кислоти та їх солі у дуже малих концентраціях перешкоджають нормальному росту дріжджів: діоксид сірки при концентрації 0,0025%, нітрити – 0,0005%. Якщо в мелясі міститься 0,02% діоксиду сірки, то якість дріжджів значно погіршується – вони швидко темніють, знижуються їх підйомна сила та стійкість при зберіганні.

У розчинах сірчаної кислоти концентрацією 0,35-0,6% через 15 хв усі клітини дріжджів зберігають життєдіяльність, через 24 години нараховують тільки 2% мертвих клітин. Молочнокислі бактерії у 0,15%-ному розчині сірчаної кислоти уже через 2 години гинуть, а у 0,5%-ному розчині протягом такого ж часу гинуть усі бактерії. Дикі дріжджі можуть витримувати дію 1,3%-ного розчину сірчаної кислоти протягом 2 годин.

Вільні органічні кислоти спричиняють на дріжджі більшу інгібуючу дію, ніж їх солі. Леткі органічні кислоти навіть у незначних концентраціях пригнічують розмноження дріжджів та прискорюють їх відмирання. Найбільш сильні інгібітори – масляна і капронова кислоти. Особливо чутливі дріжджі до летких органічних кислот при зниженні рН середовища до 4. У цих умовах через добу у дріжджовій популяції спостерігають велику кількість плазмолізованих клітин та бруньок.

У випадку великого засіву (120-150 млн. клітин на 1 мл) і рН бражки 5,1 коефіцієнт розмноження дріжджів раси В у контрольному варіанті 2,1, а у випадку, коли вміст масляної кислоти 0,02% – 1,2, капронової 0,02% – 1,15. Кількість мертвих клітин дріжджів рас В і Я складала 21-52%. У присутності пропіонової кислоти коефіцієнт розмноження дріжджів рас В і Я в 1,5, а кількість мертвих клітин – у 2 рази менша, ніж у контрольному варіанті.

Мурашина кислота знижує коефіцієнт розмноження дріжджів, але не викликає відмирання клітин. Оцтова кислота порівняно слабкий інгібітор.

Під час зброджування синтетичного середовища Рідер із 13% цукрози дріжджами рас В і Я спостерігають зниження виходу спирту при таких концентраціях летких органічних кислот у зброджувальному середовищі (%): масляної 0,045, капронової 0,055, мурашиної 0,09, пропіонової 0,12 і оцтової 0,45. У цих же умовах не знижується спиртоутворення у дріжджів Г-176 і Г-202. Вказаним концентраціям кислот у 22%-ному мелясному суслі відповідає такий їх вміст у мелясі (%): масляної 0,2, капронової 0,5 і оцтової 2,0. У більшості випадків у мелясі органічних кислот значно менше, і тільки інколи вміст мурашиної і пропіонової кислот близький до концентрацій, при яких знижується вихід спирту.

У присутності масляної і капронової кислот процес утворення вищих спиртів у значній мірі блокується незалежно від раси дріжджів.

Деякі важкі метали у дуже малих концентраціях вбивають дріжджові клітини (срібло – 0,000001; мідь – 0,005%), а при концентраціях, які не визначаються хімічним аналізом, гальмують ріст дріжджів. Бактерицидна дія важких металів залежить від складу середовища, його кислотності, температури і густини дріжджової

популяції. Наприклад, солі міді у кислих середовищах більш отруйні, солі срібла виявляють більш сильну бактерицидну дію у вигляді аміачних розчинів.

У випадках присутності фурфурола у зброджувальному середовищі зменшується кількість клітин, що брунькуються, і їх розмір. Навіть при незначному вмісті фурфуролу знижується мальтазна та зимазна активність виділених із дозрілої мелясної бражки дріжджів.

Сульфенол у невеликих концентраціях (70-100 г на 1 т меляси) не впливає на життєдіяльність дріжджів і пригнічує молочнокислу мікрофлору. Хлор, хлорне вапно, марганцевокислий калій сильно окислюють органічні речовини і руйнують їх.

У бражці із підвищеним вмістом іонів Ca, Mg, Fe у дріжджових клітинах втрачається водна оболонка, у зв'язку з чим зменшується іонна сфера та електричний заряд на поверхні клітин і створюються умови для аглютинації дріжджів.

Спиртові раси дріжджів мають від'ємний електрокінетичний потенціал: від -7 до -13 мВ, внаслідок чого вони адсорбують на своїй поверхні меланоїдини з позитивним потенціалом. Якщо рН середовища знижується, електрокінетичний потенціал меланоїдинів підвищується і в зв'язку з цим збільшується ступінь адсорбції їх на дріжджових клітинах. Меланоїдини надають дріжджам темного кольору, сприяють відмиранню дріжджових клітин і зниженню їх ферментативної активності, зокрема активності інвертази і каталази. Якщо у забродженому середовищі міститься від 0,005 до 0,3 г меланоїдинів у 100 мл, то через 24 години популяція дріжджів зменшується в 1,3-2 рази.

Десорбція забарвлених речовин із поверхні дріжджової клітини проходить інтенсивно при рН промивної води вище 9. При рН біля 3 забарвлені речовини не десорбуються.

Багато які ферменти дріжджів активуються у присутності незначної кількості сульфгідрильних сполук, які мають SH-групи, таких як цистеїн, глутатіон. Ці сполуки легко перетворюються одна в іншу, мають важливе значення в активуванні та регулюванні багатьох окисно-відновних і гідролітичних ферментів, які визначають життєдіяльність та обмінні процеси мікроорганізмів.

SH-групи відіграють важливу роль у ланцюгу окисно-відновних реакцій і є необхідною ланкою у передачі електрона від суксинату до кисню повітря через цитохром. Активність багатьох дегідрогеназ, флавінових і піридоксिनних ферментів зв'язана із наявністю у молекулі вільних SH-груп.

Відновлений глутатіон і цистеїн прискорюють спиртове бродіння внаслідок того, що SH-групи тіолових ферментів відновлюються і ці ферменти беруть участь у аеробному і анаеробному окисленні цукрів. Але застосування цих дорогих речовин економічно недоцільно, а їх заміником може бути використаний дріжджовий автолізат.

# БІОХІМІЯ БРОДІННЯ ТА ДИХАННЯ

## АНАЕРОБНИЙ РОЗПАД ВУГЛЕВОДІВ

Ферментативна дисиміляція вуглеводів в анаеробних умовах, яка проходить із виділенням енергії і приводить до утворення продуктів неповного окислення, називається бродінням. У цьому процесі акцептором водню є органічні сполуки, які утворюються в реакціях окислення (наприклад, оцтовий альдегід при спиртовому бродінні); кисень у цих реакціях не бере участь.

Схема хімічних перетворень під час спиртового бродіння глюкози подана на рис. 6.1.

1. Утворюються фосфорні ефіри цукрів. Під дією ферменту гексокінази та аденолових кислот, які є донорами і акцепторами фосфорної кислоти, глюкоза перетворюється у глюкопіранозо-6-фосфат. Аденолові кислоти у дріжджах містяться у вигляді аденозинтрифосфату (АТФ). Гексокіназа каталізує перенесення однієї фосфорної групи із АТФ на глюкозу. При цьому АТФ перетворюється у АДФ, а залишок фосфорної кислоти приєднується у місці шостого атома вуглецю. Дія ферменту активується іонами магнію. Схоже проходить перетворення Д-фруктози і Д-манози. Глюкокіназна реакція визначає швидкість процесу бродіння.

2. Глюко-6-фосфат під дією ферменту глюкозофосфатізомерази ізомеризується – перетворюється у фруктозо-6-фосфат. Реакція зворотня і зсунута в бік фруктозо-6-фосфату.

3. Фруктозо-6-фосфат під дією ферменту фосфоглюкокінази приєднує у місці першого атома вуглецю другий залишок фосфорної кислоти за рахунок АТФ і перетворюється у фруктозо-1,6-дифосфат. Ця реакція практично незворотня. Молекула цукру переходить у оксоформу і стає лабільною, здатною до подальшого перетворення, бо послаблюється зв'язок між третім і четвертим атомами вуглецю.

4. Під дією ферменту альдолази, яка активується іонами  $Zn^{2+}$ ,  $Co^{2+}$  та  $Ca^{2+}$ , фруктозо-1,6-дифосфат розпадається на дві фосфотриози – 3-фосфогліцериновий альдегід та фосфодіоксиацетон. Ця реакція зворотня.

5. Поміж фосфотриозами відбувається реакція ізомеризації, яка каталізується ферментом триозофосфатізомеразою. Рівновага встановлюється при 95% 3-фосфогліцеринового альдегіду і 5% фосфодіоксиацетону.

6. В індукційний період, поки ще не утворився оцтовий альдегід, як проміжний продукт, поміж двома молекулами 3-фосфогліцеринового альдегіду під дією ферменту альдегідмутази за участі молекули води проходить реакція дисмутації.

При цьому одна молекула фосфогліцеринового альдегіду відновлюється, утворюючи фосфогліцерин, інша окислюється у 3-фосфогліцеринову кислоту. Фосфогліцерин у подальших реакціях участі не бере і після відщеплення фосфорної кислоти є побічним продуктом спиртового бродіння.

Під час сталого процесу окислення 3-фосфогліцеринового альдегіду у 3-фосфогліцеринову кислоту проходить складним шляхом. Спочатку він перетворюється в 1,3-дифосфогліцериновий альдегід, приєднуючи залишок неорганічної фосфорної кислоти, потім під дією ферменту триозофосфатдегідрогенази у присутності

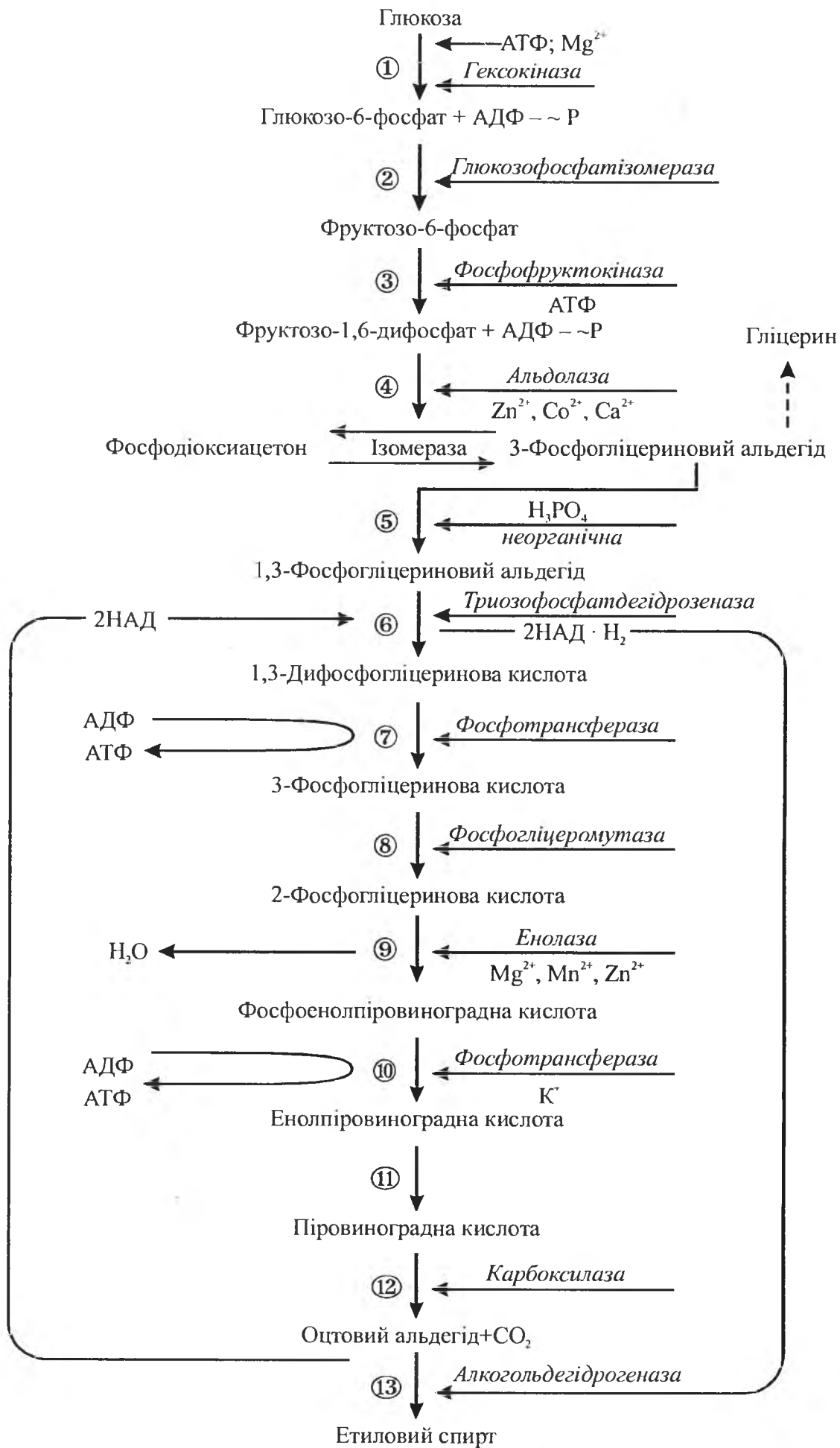


Рис. 6.1 Схема спиртового бродіння глюкози

НАД (нікотинамідаденіндинуклеотиду) окислюється в 1,3-дифосфогліцеринову кислоту. НАД, яка вступає у сполуку із специфічним білком, утворює анаеробну дегідрогеназу, яка має здатність віднімати водень безпосередньо від фосфогліцеринового альдегіду та інших органічних сполук.

7. За допомогою ферменту фосфотрансферази залишок фосфорної кислоти, який містить макроергічний зв'язок, передається із 1,3-дифосфогліцеринової кислоти на АДФ з утворенням АТФ та 3-фосфогліцеринової кислоти. Енергія, яка звільнюється при окисленні фосфогліцеринового альдегіду, резервується в АТФ.

8. Під дією ферменту фосфогліцеромутази 3-фосфогліцеринова кислота ізомеризується у 2-фосфогліцеринову кислоту.

9. У результаті віддачі води, внаслідок перерозподілу внутрішньомолекулярної енергії, 2-фосфогліцеринова кислота перетворюється у фосфоенолпіровиноградну кислоту, яка має мікроергічний зв'язок. Реакцію каталізує енолаза, яка активується іонами  $Mg^{2+}$ ,  $Mn^{2+}$ ,  $Zn^{2+}$ . Максимальна дія енолази виявляється в інтервалі рН 5,2-5,5. При рН 4,2 молекули енолази агрегуються, а при рН 3-4 незворотно денатуруються.

10. Під дією ферменту фосфотрансферази у присутності іонів  $K^+$  залишок фосфорної кислоти передається від фосфоенолпіровиноградної кислоти на АДФ, енергія при цьому резервується у АТФ.

11. Утворена енолпіровиноградна кислота перетворюється у більш стабільну кетоформу.

12. Під дією ферменту карбоксилази від піровиноградної кислоти відщеплюється діоксид вуглецю і утворюється оцтовий альдегід.

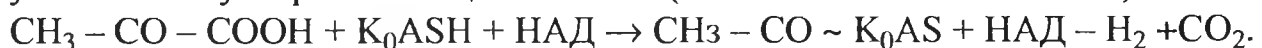
13. Фермент алкогольдегідрогеназа переносить водень із відновленого НАД·Н<sub>2</sub> на оцтовий альдегід, в результаті чого утворюється етиловий спирт і регенерується НАД.

## АЕРОБНИЙ РОЗПАД ВУГЛЕВОДІВ

В умовах аеробіозу розпад вуглеводів до утворення піровиноградної кислоти проходить так само, як і при анаеробіозі, але на відміну від нього, піровиноградна кислота повністю окислюється до діоксиду вуглецю та води у циклі трикарбонових кислот – ЦТК (циклі Кребса, лимоннокислому циклі). У цьому циклі послідовно проходять окисно-відновні реакції, у яких під дією специфічних дегідрогеназ відбувається перенос водню на молекулярний кисень – кінцевий його акцептор. Але перенос відбувається не безпосередньо, а через молекули – переносники, які утворюють так званий дихальний ланцюг.

Схема хімічних перетворень під час аеробного розпаду глюкози подана на рис. 6.2.

Під час катаболізму глюкози утворюється дві молекули піровиноградної кислоти. Спочатку одна із них підлягає реакціям окислювального декарбоксилювання, в результаті яких утворюється ацетил – КоА (активована оцтова кислота):



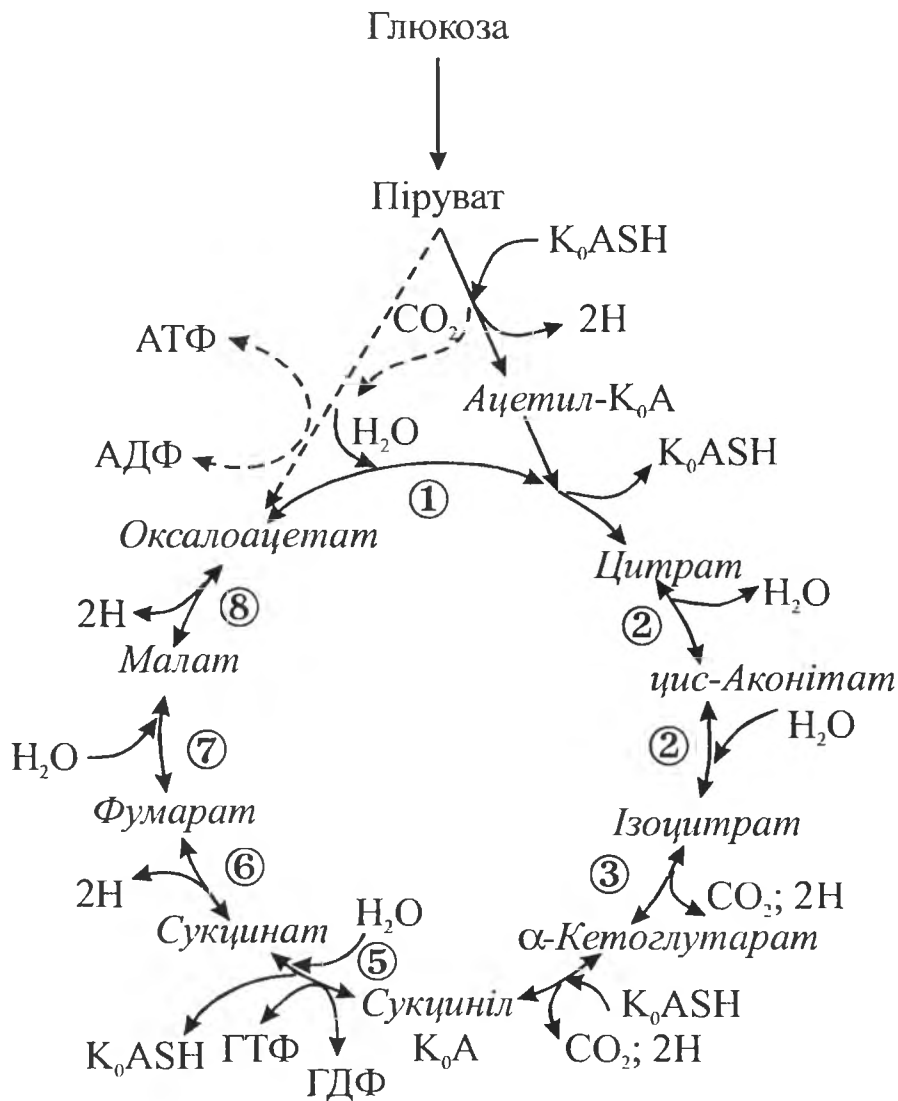


Рис. 6.2 Цикл трикарбонових кислот:

1 - цитратконденсуєчий фермент [цитратсинтаза, цитратоксалоацетатліаза (ацетуюча K<sub>0</sub>A), цитрогеназа]; 2 - аконітаза (аконітатгідратаза); 3 - ізоцитратдегідрогеназа (D<sub>5</sub>-ізоцитрат; НАД-оксидоредуктаза); 4 - α-кетоглутаратдегідрогеназа (комплекс ферментів); 5 - сукцинатиліаза [сукциніл-K<sub>0</sub>A-синтетаза; сукцинат: K<sub>0</sub>A-ліаза (ГДФ)]; 6 - сукцинатдегідрогеназа [–(акцептор)–оксидоредуктаза]; 7 - фумараза (фумаратгідратаза); 8 - малатдегідрогеназа (L-малат; НАД-оксидоредуктаза)

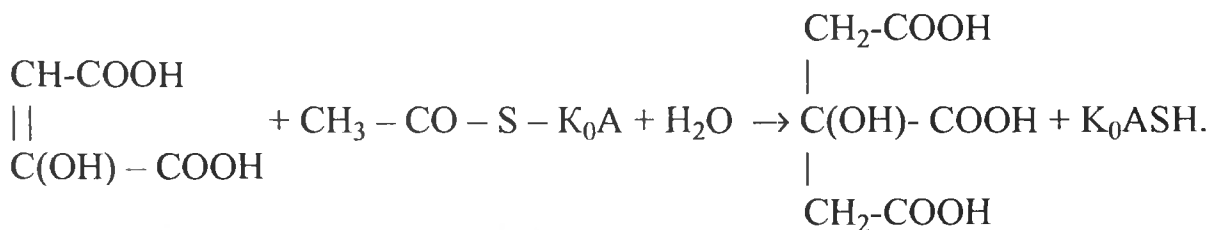
Друга молекула пірвіноградної кислоти під дією ферменту піруваткарбоксілази конденсується із молекулою діоксиду вуглецю із утворенням щавлевооцтової кислоти:



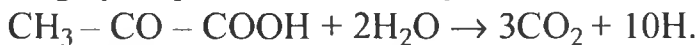
Під час сталого циклу щавлевооцтова кислота утворюється із яблучної (малата).

Власне ЦТК починається із конденсації ацетил – КоА із молекулою щавлевооцтової кислоти (оксалоацетата), яка відбувається за присутності фермента цитратсинтетази. Продуктами реакції є лимонна кислота (цитрат) і вільний кофермент А:





Подальші перетворення видно із схеми на рис. 6.2. За одне перетворення молекули пірвіноградної кислоти приєднується 3 молекули  $\text{H}_2\text{O}$ , виділяється 5 молекул  $\text{H}_2$  і утворюється 3 молекули  $\text{CO}_2$ :



У ЦТК “спалюються” не тільки вуглеводи, а і жирні кислоти (після попередньої деградації до ацетил –  $\text{K}_0\text{A}$ ), а також багато із амінокислот (після видалення аміногрупи у реакціях дезамінування або переамінування).

У результаті аеробного і анаеробного розпаду вуглеводів дріжджам доставляється енергія і забезпечуються процеси синтезу біомаси різними попередниками. Із щавелевооцтової і  $\alpha$ -кетоглутарової кислот у результаті відновлювального амінування та переамінування утворюється відповідно аспарагінова і глутамінова кислоти. Аспарагінова кислота може утворюватися також із фумарової кислоти. Синтез цих двох амінокислот займає головне місце у синтезі білків із вуглеводів. Під час конденсації фосфодіоксиацетону із альдегідами можуть утворюватися пентози, гексози та різні поліцукриди. Для синтезу біомаси дріжджів використовують і інші – анаплеротичні – шляхи, наприклад, пентозофосфатний шлях. Пентозофосфати – попередники нуклеотидів та нуклеїнових кислот.

У зв'язку з тим, що при повному окисленні цукру звільнюється значно більше енергії та утворюється реакційноздатних метаболітів для синтетичних процесів, то зростає швидкість розмноження і збільшується біомаса дріжджів.

## ВИТРАТИ ЦУКРУ НА БІОСИНТЕТИЧНІ ПРОЦЕСИ І ОДЕРЖАННЯ ПРОДУКТІВ БРОДІННЯ

Дріжджогенерування – дуже складний біохімічний процес, який складається із взаємозв'язаних і тісно переплєтених біохімічних реакцій, тому точно розрахувати витрати живильних речовин на продукти дріжджогенерування неможливо. У приблизних теоретичних розрахунках користуються сумарними рівняннями процесів бродіння і біосинтезу.

Аналіз різних способів одержання дріжджів із меляси показує, що найбільший економічний коефіцієнт – процент цукру, який витрачено на одержання товарної продукції, за винятком втрат – одержують під час спиртового бродіння із утилізацією дріжджів (64,6%). На спеціалізованих дріжджових заводах економічний коефіцієнт менший (42-48%).

У процесі дріжджогенерування цукор витрачається на одержання трьох основних продуктів: дріжджів, спирту та діоксиду вуглецю. Для того, щоб максимально використати цукор, необхідно утилізувати всі названі продукти. Під час спиртового-

го бродіння цукор, наприклад, який міститься у мелясі, витрачається на утворення таких речовин: етилового спирту (46-47%), діоксиду вуглецю (у відповідності до кількості етилового спирту – 44-45,5%), біомаси дріжджів (1,8-4%), гліцерину (3,2-4,5%) вищих спиртів (0,28-0,7%), альдегідів (0,1-0,2%), органічних кислот (0,2-1%). Втрати незбродженого цукру у зрілій бражці 2,1-2,8%. Загальні втрати цукру в процесі зброджування 7-12% до введенного у виробництво. Відповідно і вихід спирту складає 88-93% до теоретичного.

На кількість утвореного під час спиртового бродіння гліцерину впливає склад суслу та його фізико-хімічні показники.

Витрати цукру на утворення біомаси дріжджів та їх життєдіяльність залежать від спрямованості процесу. Наприклад, під час роботи за схемою із виділенням дріжджів із дозрілої м'ясної бражки та використанням їх як хлібопекарські прагнуть накопичувати якомога більше дріжджів. Їх можна багаторазово повертати на зброджування, в результаті чого скорочуються витрати цукру на утворення біомаси дріжджів. Енергія бродіння дріжджів у випадку їх двох-чотирикратному поверненні не тільки не зменшується, а навіть дещо підвищується. Крім того, у випадку багаторазового використання дріжджів збільшується загальна кількість дріжджових клітин і зростає інтенсивність бродіння.

Під час зброджування суслу в 1 л дозрілої бражки міститься 20-35 г дріжджів 75%-ної вологості. В умовах анаеробного дихання на утворення 1 г дріжджів вказаної вологості необхідно 0,4 г цукрози, тобто, на одержання 20-35 г дріжджів треба буде 8-14 г цукру, або 6-11%.

На дихання дріжджів під час дріжджогенерування у спиртовому виробництві витрачається значна кількість цукру – 6-15% від загальних його витрат у цьому процесі, або 2-5% від усіх зброджувальних цукрів, які містяться у середовищі дріжджогенераторів. Витрати цукру на дихання при різних умовах дріжджогенерування неоднакові і залежать від його концентрації у середовищі, швидкості насичення середовища киснем, температури та інших умов. Таким чином, ще є значні резерви підвищення виходу спирту при переробці меляси.

Відповідно до рівняння бродіння, у етиловий спирт переходить 66,7% вуглецю цукру, у  $\text{CO}_2$  – 33,3%. Співвідношення між кількістю вуглецю, яка витрачається на побудову біомаси і на дихання, непостійне і залежить від концентрації цукру у середовищі, температури та інших умов. Із підвищенням концентрації цукру від 1 до 4% кількість вуглецю, яка використовується на утворення біомаси, збільшується від 52-55 до 60-61% і відповідно зменшується на утворення  $\text{CO}_2$  під час дихання, тобто процес стає більш економічним.

Із зменшенням температури середовища значно зменшуються питомі витрати цукру на дихання: при 32° С вони дорівнюють 0,22, при 20° С – 0,13, при 15° С – 0,075 г на 1 г пресованих дріжджів. При 36° С питомі витрати цукрів на дихання також менші, ніж при 30° С (0,2 г/г).

Коефіцієнти корисно використаного вуглецю при концентрації цукру у середовищі 2,2% і температурах 15, 20, 25, 30 і 36° С відповідно дорівнюють (%): 71,6; 67,4; 60,7; 58,5 і 62,7.

Із підвищенням інтенсивності окислювальних процесів (збільшенням інтенсивності аерування) вихід дріжджів по масі цукру, який витрачено в процесі біосинтезу, зменшується.

## МІКРООРГАНІЗМИ – СУПУТНИКИ ДРІЖДЖІВ

Під час зброджування суслу дріжджами необхідно уникати попадання сторонніх мікроорганізмів – бактерій і диких дріжджів, які можуть вноситися із сировиною, водою та повітрям. У зброджувальному середовищі вони можуть накопичуватися у значній кількості і навіть витіснити виробничу культуру дріжджів. Контамінуючі мікроорганізми споживають із суслу частину живильних речовин, внаслідок чого зменшується вихід спирту. Крім того, вони утворюють органічні кислоти та інші продукти, які інактивують ферменти оцукрюючих матеріалів і знижують бродильну енергію дріжджів, в результаті чого у дозрілій бражці підвищується концентрація незброджених цукрів та крохмалю. Хлібопекарські дріжджі, виділені з інфікованої мелясно-спиртової бражки, мають низьку ферментативну активність та стійкість при зберіганні.

## ХАРАКТЕРИСТИКА СТОРОННІХ МІКРООРГАНІЗМІВ

### Молочнокислі бактерії

Молочнокислі бактерії можуть бути циліндричні або паличковидні, а також сферичні або кулясті (коки), грампозитивні, нерухомі, неспороутворюючі. Гетероферментативні молочнокислі бактерії поряд із молочною кислотою утворюють легкі кислоти, спирт, діоксид вуглецю і водень.

Оптимальна температура розмноження більшості молочнокислих бактерій 20-30° С. Термофільні види їх краще розвиваються при 49-51° С. Молочнокислі, як і інші безспорові бактерії, гинуть при 70-75° С.

Найбільш часто зустрічаються такі види молочнокислих бактерій: *Lactobacillus plantarum*, *Lact. breve*, *Lact. fermentii*, *Leuconostoc mesenterioides*, *Lenc. agglutinans*. Перші три – палички різної довжини, останні дві – дуже короткі палички, частіше дипло – і стрептококи. Бактерії *Leuconostoc mesenterioides* мають слизисту капсулу, тому дуже стійкі до високої температури і кислот. У рідких середовищах вони гинуть при температурі 112-120° С протягом 20 хв.; у 0,5%-ному розчині сірчаної кислоти дієздатні протягом 1 год. Бактерії *Leuconostoc agglutinans* мають здатність прилипати до дріжджів і склеювати (аглютинувати) окремі їх клітини.

### Оцтовокислі бактерії

Оцтовокислі бактерії – грамнегативні, паличковидні безспорові, суворо-аеробні організми, які розвиваються у таких же умовах, як і дріжджі. Бактерії здатні окислювати етиловий спирт в оцтову кислоту, пропіловий спирт – у пропіонову кислоту, бутиловий спирт – у масляну кислоту. Деякі види бактерій здатні окислювати також глюкозу у глюконову кислоту, ксилозу і арабінозу – у ксилонову і арабанову кислоти. Етиловий спирт – головне джерело життєдіяльності оцтовокислих бактерій.

Найбільш розповсюджені види бактерій *Acetobacter aceti*, *Acet. pasteurianum*, *Acet. oxydans*. Вони мають форму паличок завдовжки 1-3 мкм, часто з'єднані у ланцюжки. Оптимальна температура для їх росту 20-35° С. *Acet. aceti* витримують 10-11%-ну концентрацію спирту.

Життєдіяльність дріжджів затримується якщо у зброджуваному суслі накопичено 0,01% оцтової кислоти, а при 0,2% життєдіяльність дріжджів пригнічується.

### Маслянокислі бактерії

Маслянокислі бактерії – строгі анаероби, мають рухомі великі спороутворюючі палички завдовжки 10 мкм. Спори їх циліндричної або еліпсоїдальної форми. Поряд із масляною кислотою вони можуть утворювати (у менших кількостях) оцтову, молочну, капронову, каприлову та інші кислоти, а також етиловий і бутиловий спирти. Збудники цього бродіння розвиваються головним чином у трубопроводах, насосах та інших закритих місцях. Оптимальна температура для росту бактерій 30-40° С, при рН нижче 4,9 вони не розвиваються.

Маслянокислі бактерії небезпечні для спиртового виробництва у зв'язку з тим, що вони виробляють масляну кислоту, яка навіть у дуже малих концентраціях (0,0005%) пригнічує розвиток дріжджів.

Найбільш розповсюджені такі види маслянокислих бактерій: *Clostridium butyricum*, *Clostr. pasterianum*, *Clostr. saccharobutyricum*.

### Гнилісні бактерії

Гнилісні бактерії спричиняють розклад білкових речовин. В аеробних умовах приходить повна мінералізація білка аж до діоксиду вуглецю, аміаку, сірководню, води та мінеральних солей. В аеробних умовах накопичуються різні органічні отруйні та з неприємним запахом речовини.

До аеробних гнилісних бактерій належать *Bac. subtilis* (сінна паличка), *Bac. mesentericus* (картопляна паличка). Вони рухомі, утворюють спори, термостійкі. Температурний оптимум для розвитку бактерій 36-50° С. До факультативних анаеробів належать *Escherichia coli* (шлункова паличка) та *Proteus vulgaris*, до анаеробів – *Clostr. putrificum* та *Clostr. sporogenes*. Особливо великої шкоди гнилісні бактерії завдають хлібопекарським дріжджам, скорочуючи термін їх зберігання.

*Bac. subtilis*, *Bac. mesentericus*, *Bac. megatherium* є також нітритуотворюючими бактеріями (які редукують нітрати у нітрити). Нітрити навіть у концентрації 0,0005% стримують розмноження дріжджів.

### Дикі дріжджі

Ці дріжджі в значній мірі небезпечні для спиртового виробництва. Вони засвоюють багато цукрів і утворюють мало спирту. У великій кількості дикі дріжджі негативно впливають на якість хлібопекарських дріжджів. Багато із них перетворюють цукри в органічні кислоти та окислюють спирт.

## МІКРОФЛОРА ВОДИ ТА ПОВІТРЯ

Мікрофлора зерна та меляси була розглянута раніше.

У воді для приготування мелясного сусла не повинно бути більше 100 бактерій в 1 мл. На спиртових заводах часто використовують воду із відкритих водоймищ, у якій знаходиться значна кількість різноманітних мікроорганізмів: *Esch. coli*, *Esch. freundii* (*Bac. citrovorus*), *Klebsilla aerogens*, *Acetobacter cloacae*, *Bac. subtilis*, *Bac. mesentericus*, *Pseudomonas nonliguefaciens*.

В 1 мл ставкової води може знаходитися декілька сот кислоутворюючих бактерій.

Найбільш розповсюджений надійний і дешевий спосіб знезараження води – хлорування її. Для цього використовують гіпохлорит натрію, хлорне вапно, дво- і трьохосновну сіль гіпохлориту кальцію, хлорамін та ін.

Для знезараження води, яку використовують для технологічних цілей, потрібно 20-30 мг активного хлору на 1 л (експозиція 0,5 год). Може бути використаний також хлорвмісний препарат – дихлорантин ( $C_5H_6N_2Cl_2O_2$ ). Препарат малотоксичний, містить до 70% активного хлору, легкорозчинний у спирті, хлорованих вуглеводнях, погано – у воді. При концентрації активного хлору у воді 20 мг/л залишаються життєдіяльними тільки спороутворюючі бактерії. Процес спиртового бродіння навіть стимулюється і дещо збільшується вихід спирту.

Повітря для аерування сусла у дріжджогенераторах очищують, бо разом з ним вноситься значна кількість мікроорганізмів, шкідливих для спиртового бродіння і вони погіршують якість хлібопекарських дріжджів. Очищене повітря особливо необхідне на заводах, на яких є цехи кормових дріжджів (для запобігання зараження зброджуваного середовища дріжджоподібними грибами).

У повітрі часто зустрічаються *Bac. mesentericus*, *Bac. megatherium*, *Bac. mycoides*, *Bac. subtilis*, бактерії роду *Pseudomonas*, сарцини (*Sarcina lutea*), спори пліснявих грибів роду *Penicillium* та *Aspergillus*, дріжджоподібні гриби роду *Candida* і рідше – молочнокислі бактерії.

Повітрорудувки забирають повітря із найбільш віддалених від землі місць (вище покрівлі заводу). Для видалення із повітря грубих частинок на всмоктувальному повітропроводі встановлюють масляні (висцинові) фільтри. Якщо використовують мокроповітряні насоси (РМК, ВВН), фільтри кінцевої очистки розміщують на всмоктувальному повітропроводі, а якщо використовують турбоповітрорудувку ТВ-50 – на нагнітальній лінії.

Для очистки повітря від мікроорганізмів використовують фільтри “Лаік” СП-6/21А та “Лаік” СП-6/15А продуктивністю відповідно 756 і 540 м<sup>3</sup>/год, площею фільтрації 21 і 15 м<sup>2</sup>. Фільтруючим матеріалом слугує гідрофобна тканина марки ФПП-15-30.

При питомому навантаженні повітря на фільтруючу поверхню 36 м<sup>3</sup>/(м<sup>2</sup>·год) воно очищується на 97-99% впродовж 3 місяців без заміни фільтруючого матеріалу.

Використовують також фільтри, заповнені скляною ватою.

## ПРИРОДНО ЧИСТА КУЛЬТУРА ДРІЖДЖІВ

Для засіву сусла у бродильних апаратах використовують дріжджі природно чистої культури, які відрізняються від чистої культури тим, що вирощуються в умовах обмеженого попадання сторонніх мікроорганізмів, розвиток яких пригнічують.

Температура росту сторонніх мікроорганізмів майже не відрізняється від оптимальної температури росту дріжджів і спиртового бродіння, тому бактеріостатичні умови для них створюють зниженням активної кислотності до рН 3,8-4,0 із використанням сірчаної або молочної кислоти. Хоч ці умови менш сприятливі для розмноження дріжджів, ніж при рН 4,7-5,0, вони забезпечують одержання досить чистої культури.

### Контрольні питання і завдання

1. Дайте характеристику дріжджів, їх складу і умов життєдіяльності.
2. Анаеробний і аеробний розпад вуглеводів.
3. Витрати цукру на біосинтетичні процеси і одержання продуктів бродіння.
3. Контамінуюча мікрофлора дріжджів.
4. Природно чиста культура дріжджів.

## РОЗДІЛ 7

# ТЕОРЕТИЧНІ ОСНОВИ БЕЗПЕРЕРВНОГО КУЛЬТИВУВАННЯ ДРІЖДЖІВ ТА СПИРТОВОГО БРОДІННЯ

## НАКОПИЧЕННЯ БІОМАСИ ДРІЖДЖІВ

Розмноження – це відтворювання нових клітин шляхом брунькування. Споживаючи живильні речовини, клітина синтезує складні сполуки усього організму. Розмножуватися клітини можуть і за відсутності росту. У несприятливих умовах розмноження клітин припиняється, але зростання їх продовжується, вони досягають великих розмірів, витягуються у довжину, що є ненормальним явищем.

При розгляді закономірностей розмноження і росту клітин використовують терміни швидкість і ріст клітин дріжджів, вкладаючи у це поняття інтенсивність утворення клітин чи біомаси.

Про розмноження дріжджів дізнаються із збільшення чисельності клітин, а про ріст – вимірюючи їх розміри.

При періодичному способі культивування швидкість розмноження дріжджів має такі фази росту. Дріжджові клітини у рідкому живильному середовищі починають розмножуватися не спочатку, а через деякий час. У цей період клітини пристосовуються до зовнішнього середовища, діють на нього ферментами і перетворюють складні компоненти у прості, які здатні дифундувати у клітини.

Проміжок часу, протягом якого посіяні у середовище дріжджові клітини ще не почали розмножуватися, зветься *лаг-фазою*.

Після лаг-фази клітини починають рости, розміри їх збільшуються, утворюються бруньки – починається період розмноження дріжджів. Через проміжок часу, який зветься тривалістю генерації, кількість клітин і їх біомаса подвоюється. У цей період розмноження дріжджів відбувається з постійною питомою швидкістю. При цьому кількість клітин і їх маса збільшуються у геометричній прогресії. Період швидкого розмноження клітин зветься логарифмічною або експоненціальною фазою, тому що у рівнянні, яке описує питому швидкість розмноження культури, розмір часу стоїть у показнику ступеня (експонента). Якщо кількість клітин або їх біомасу виразити у логарифмах, то залежність приросту клітинної маси від часу зображається прямою похилою лінією. У цей період клітини найбільш активні, молоді, швидко брунькуються.

З виснажуванням середовища розмноження дріжджів уповільнюється, приріст клітин зменшується – настає фаза сповільнення, яку називають також фазою від'ємного прискорення росту. При цьому питома швидкість розмноження ( $\mu$ ) поступово знижується.

Із зменшенням вмісту поживних речовин у середовищі розмноження дріжджів зовсім припиняється і настає стаціонарна фаза. Кількість клітин і біомаси не змінюється. Уся клітинна популяція знаходиться у кінцевій стадії свого розвитку.

Через деякий час кількість клітин і біомаси починає зменшуватися. Вичерпавши середовище, клітини для підтримання життя використовують власні резервні речовини. Настає фаза старіння і відмирання культури під дією метаболітів і автолітичних процесів, які супроводжуються розпадом клітин. Усе це призводить до зменшення біомаси – крива росту ухиляється донизу.

Характер кривої росту дріжджів зумовлений якістю середовища, фізіолого-біохімічними особливостями культури дріжджів і умовами їх культивування. Ці фактори можуть змінити вигляд кривої. Але послідовність фаз залишається.

Збільшення концентрації біомаси від  $X_0$  до  $X$  характеризується абсолютною (валовою) і максимальною відносною (питомою) швидкістю її розмноження.

Середня валова швидкість росту  $V_{сер}$  за час  $(\tau_1 - \tau_0)$  визначається з рівняння

$$V_{сер} = \frac{x - x_0}{\tau_1 - \tau_0}.$$

Найбільша швидкість розмноження  $\mu_{max}$  (константа росту) визначається з рівняння геометричної прогресії

$$X = X_0 e^{\mu_{max} (\tau_1 - \tau_0)},$$

де  $e$  – основа натуральних логарифмів, яка дорівнює 2,3

$\mu_{max}$  після логарифмування дорівнює

$$\mu_{max} = \frac{2,3(\lg X - \lg X_0)}{\tau_1 - \tau_0}.$$

Для визначення  $\mu_{max}$  треба дослідним шляхом встановити приріст біомаси у експоненціальній фазі при найбільшій швидкості розмноження на середовищі з надлишком живильних речовин.

Валова швидкість розмноження характеризує збільшення біомаси в абсолютних величинах; питома швидкість – це приріст мікроорганізмів, які утворилися з одиниці їх кількості в одиницю часу, і має розмірність год<sup>-1</sup>.

Між швидкістю розмноження  $r$  і максимальною питомою швидкістю розмноження  $\mu_{max}$  є таке співвідношення

$$\frac{r}{\mu_{max}} = 1,44,$$

де  $r$  – кількість брунькувань кожної клітини за одиницю часу, або  $\mu_{max} = 0.694 r$ .

Швидкість розмноження можна виразити співвідношенням

$$r = \frac{1}{\tau},$$

де  $\tau$  – середня тривалість генерації клітин, тобто подвоєння їх кількості або маси.



$$\text{Тоді } \mu_{\max} = \frac{0,694}{\tau}$$

Швидкість розмноження мікроорганізмів пропорційна, але не дорівнює максимальній швидкості розмноження  $\mu_{\max}$ . Якщо число клітин збільшується удвічі за 2 год

$$r=1:2=0,5; \mu_{\max} = 0,694 \cdot 0,5=0,347.$$

Визначивши цей час, можна за цим рівнянням розрахувати  $\mu_{\max}$ .

$\mu_{\max}$  дріжджових клітин досягається тоді, коли вони розвиваються в оптимальному за складом живильному середовищі й у ньому відсутні інгібітори.  $\mu_{\max}$  – це суто математичний, ніколи не досяжний рівень швидкості розмноження мікроорганізмів. У реальних умовах дріжджі розмножуються не завжди в оптимальних умовах і середовищі. Тому крім  $\mu_{\max}$  розрізняють ще реальну питому швидкість розмноження –  $\mu$ , вона може досягнути 90%  $\mu_{\max}$ .

Вивчення кривої росту в експоненціальній фазі при періодичному процесі стало обґрунтуванням для математичного опису безперервного процесу культивування мікроорганізмів.

Питома швидкість розмноження залежить від концентрації субстрату чи відповідних речовин, які у даних умовах є лімітуючим фактором. Термін лімітуючий фактор включає у себе фактор живлення чи інші фактори, які впливають на  $\mu_{\max}$ . Моно і незалежно від нього Новик і Сцилард показали, що між питомою швидкістю розмноження  $\mu$  і концентрацією живильних речовин є така залежність

$$\mu = \mu_{\max} \frac{S}{K_s + S},$$

де  $S$  – концентрація лімітуючої речовини, яка знаходиться у мінімальній кількості, г/л;  $K_s$  – константа насичення, яка чисельно дорівнює концентрації живильної речовини, при якій швидкість розмноження досягає половини максимальної швидкості розмноження, тобто  $\mu = \mu_{\max} / 2$ .

Між концентрацією живильної речовини у середовищі і швидкістю розмноження дріжджів існує залежність, яка описується рівнянням, аналогічним рівнянню Міхаеліса-Ментена, що характеризує зв'язок між концентрацією субстрату і швидкістю ферментативної реакції. Різниця у тому, що якщо остання проходить при постійній кількості ферменту, то процеси росту клітин супроводжуються збільшенням кількості дріжджів, а отже і кількості ферментів. Тому у рівнянні Моно абсолютна швидкість процесу замінена відносною, тобто швидкістю розмноження перерахованою на одиницю зростаючої біомаси ( $\mu$ ).

Це рівняння достатньо точно описує кінетику росту дріжджів у дріжджогенераторах і головних апаратах бродильної батареї, коли концентрація інгібітора росту спирту невелика. Якщо з одночасним розмноженням дріжджів відбувається спиртове бродіння, продукти, які при цьому утворюються, гальмують розмноження клітин. Залежність питомої швидкості розмноження від концентрації продуктів бродіння описується рівнянням Ієрусалимського

$$\mu = \mu_{\max} \frac{K_p}{K_p + P},$$

де  $\mu_{\max}$  – питома швидкість розмноження за відсутності продуктів бродіння;  $K_p$  – константа, яка дорівнює концентрації продуктів бродіння, при якій питома швидкість розмноження уповільнюється вдвічі;  $P$  – фактична концентрація цих продуктів.

Однак дослідження УкрНДІСПу показали, що дріжджові клітини досить добре розмножуються і при відносно високих концентраціях спирту в середовищі (6-8 об. %), якщо у ньому відсутні такі лімітуючі фактори, як вміст фосфорного та азотного живлення дріжджів, вміст стимуляторів росту, наявність інгібіторів. Отже, при безперервному зброджуванні крохмалемістких і мелясних середовищ основним фактором, який лімітує розмноження клітин, є вміст живильних речовин у середовищі, яке зброджується, а не утворення і накопичення у ній спирту.

Питома швидкість розмноження дріжджів залежить також від таких факторів: тривалості перебування клітин у середовищі, швидкості розведення середовища в апараті, температури і рН середовища, осмотичного тиску, активності культури, концентрації клітин у середовищі, концентрації метаболітів, наявності біостимуляторів і інгібіторів росту та ін.

Для гомогенно-безперервного культивування дуже важливим показником є швидкість розведення середовища  $D$ , тобто швидкість обміну середовища у дріжджовирощувальному апараті.  $D$  показує, яка частка корисного об'єму апарата заповнюється свіжим середовищем протягом 1 год:

$$D = \frac{F}{V_p} \text{ год}^{-1},$$

де  $F$  – швидкість притоку середовища в апарат, м<sup>3</sup>/год;  $V_p$  – робочий об'єм апарата, м<sup>3</sup>.

При безперервному процесі притік середовища у апарат дорівнює відтоку його з апарата.

Оскільки миттєвий приріст біомаси дріжджів  $\mu X$  компенсується виносом її з використанням середовищем  $D X$ , то стійкий стан процесу визначається залежністю

$$\mu X - D X = 0, \text{ або } \mu = D.$$

Це рівняння визначає основну закономірність гомогенно-безперервного способу культивування мікроорганізмів. Коли  $D > \mu$ , то сталий режим порушується, дріжджові клітини вимиваються з апарата, концентрація їх зменшується, поживні речовини як слід не використовуються і втрати їх з відтоком збільшуються. З підвищенням концентрації середовища  $\mu \sim \mu_{\max}$ , процес стабілізується на новому рівні при більш високій концентрації середовища і меншій концентрації дріжджів. Навпаки, при уповільненому розведенні час перебування клітин у апараті збільшується, поживні речовини повніше засвоюються, кількість клітин стає більшою,  $\mu$  знижу-

ється і процес стабілізується на іншому режимі. При безперервному культивуванні мікроорганізмів система автостабілізується.

Час перебування середовища в апараті (оберт апарата)  $\tau$  є величиною, яка зворотня  $D$ :

$$\tau = \frac{1}{D}.$$

При гомогенно-безперервному культивуванні дріжджів продуктивність апарата дорівнює

$$P = DX.$$

Концентрацію біомаси дріжджів  $X$  при сталому безперервному процесі визначають за рівнянням

$$X = Y (S_0 - S),$$

де  $Y$  – вихід біомаси дріжджів з живильних речовин, економічний коефіцієнт;  $S_0$  – концентрація живильних речовин у проточному середовищі;  $S$  – концентрація живильних речовин у відходному середовищі.

Найбільш істотним недоліком безперервного розмноження мікроорганізмів є розвиток у середовищі сторонньої мікрофлори, головним чином – бактерій. Сторонні мікроорганізми не тільки потребують тих самих поживних речовин, що і дріжджі, але і виділяють у середовище продукти свого обміну, які пригнічують життєдіяльність дріжджових клітин. Вихід біомаси зменшується.

Розвиток сторонніх мікроорганізмів підпорядковується таким же закономірностям, що і дріжджових клітин.

Якщо швидкість розведення середовища більша максимальної питомої швидкості розмноження сторонніх мікроорганізмів, вони вимиваються із дріжджогенераторів. При  $\mu_{\max} > D$  вони затримуються в ньому, концентрація їх зростає.

Коли сторонні мікроорганізми весь час надходять із свіжим середовищем, вони ніколи не можуть бути вимиті з апарата. У цьому випадку притік і ріст дріжджів будуть перевищувати відтік.

## НАКОПИЧЕННЯ ЦІЛЬОВОГО ПРОДУКТУ

Процес зброджування цукрів підпорядковується закону мономолекулярної реакції, константа швидкості якої виражається рівнянням

$$K = \frac{1}{\tau} \ln \frac{C_0}{C} = \frac{2,3}{\tau} \lg \frac{C_0}{C},$$

де  $C_0$  і  $C$  – концентрація зброджуваних цукрів на початку бродіння і через тривалість часу  $\tau$ .

Фізичне розуміння  $K$  – витрати цукру за 1 год.

Тривалість бродіння визначається за рівнянням

$$\tau = \frac{2,3}{K} \lg \frac{C_0}{C}$$

Як при кожній мономолекулярній реакції, процес зброджування може бути характеризувано часом напіврозпаду – часом, за який вихідна кількість цукрів зменшиться вдвічі ( $C=0,5C_0$ ). Тоді  $\tau$  буде дорівнювати

$$\tau = \frac{2,3}{K} \lg \frac{C_0}{0,5C_0} = \frac{0,693}{K}$$

Величина  $K$  залежить від концентрації дріжджів у середовищі, фізіологічної активності дріжджів, складу середовища, яке зброджується, температури бродіння та інших зовнішніх факторів.

### Контрольні питання і завдання

1. Технологія і математичний опис накопичення біомаси дріжджів і спирту.
2. Продуктивність дріжджобродильних апаратів.

## РОЗДІЛ 8

# КУЛЬТИВУВАННЯ ВИРОБНИЧИХ ДРІЖДЖІВ

## КУЛЬТИВУВАННЯ ДРІЖДЖІВ У ВИРОБНИЦТВІ СПИРТУ ІЗ КРОХМАЛЕВМІСНОЇ СИРОВИНИ

Виробничими дріжджами спиртового виробництва називають зброжене сушло для дріжджів, масова частка сухих речовин у якому зменшилася до 1/3 від початкової, з вирощеними дріжджами концентрацією від 180 до 200 млн. клітин в 1 см<sup>3</sup>.

Виробничі дріжджі, вирощені на підкисленому сірчаною кислотою суслі, називають **сірчаноокислими дріжджами**, а вирощені на підкисленому молочною кислотою суслі – **молочноокислими дріжджами**.

Засівні дріжджі – природно чиста культура дріжджів, вирощена на стерильному суслі і призначена для подальшого розмноження.

### Характеристика дріжджів

Для зброджування сусла спиртового виробництва використовують дріжджі *Saccharomyces cerevisiae* раси XII, XII–Т, К–81 та *Schizosaccharomyces pombe* 80. Ці дріжджі осмофільні, стійкі до спирту і можуть накопичувати до 12–13 % спирту.

Дріжджі *Sacch. cerevisiae* К–81 і XII–Т є термотолерантними і витримують температуру 36–37° С, дріжджі *Sch. pombe*-80 – 33–34° С. Ці дріжджі відселекційовані і досліджені В.О.Маринченком, Л.В.Кислою та Т.Є.Мудрак.

Дріжджі *Sacch.cerevisiae* К–81 мають овальну або яйцевидну форму, розміри їх клітин: діаметр 4,5–5,5 мкм, довжина 6,2–7,5 мкм.

Дріжджі *Sch.pombe* 80 мають палочкоподібну форму. З підвищенням температури культивування від 30 до 33° С розміри їх клітин збільшуються: діаметр з 3,5 до 4,5 мкм, довжина з 8,4 до 9,2 мкм і площа клітин збільшується на 50–55 %. Під мікроскопом видно зернисту структуру клітин.

Дріжджі XII раси мають овальну форму, розмір клітин 6,5 x 8,5 мкм. Під мікроскопом не просвічується зерниста структура клітин.

Дріжджі *Sacch.cerevisiae* К–81 на солодовому суслі-агарі мають круглі, випуклі, гладенькі колонії, краї яких мілко-хвилясті з ледь помітним концентричним колом. Забарвлення колоній матове. У прохідному світлі вони напівпрозорі.

Дріжджі *Sacch.cerevisiae* XII мають круглу форму колоній з радіальними рисками, плоскими хвилеподібними краями і припіднятим, гладеньким центром. Колонії мають два концентричні круги з валиком між ними. Забарвлення колоній матове. У прохідному світлі вони напівпрозорі, за винятком центру колонії.

Термотолерантні дріжджі *Sacch. cerevisiae* К–81 і *Sch.pombe* 80 на 40 % зброджують арабінозу. У зрілій бражці, одержаній з використанням цих дріжджів, концентрація декстринів в 10 разів менша, ніж у бражці, одержаній з використанням дріжджів раси XII.

Для більш повного використання вуглеводів сировини розроблено двостадійний спосіб зброджування сусла (В.О.Маринченко, Т.Є.Мудрак та ін.). На першій стадії використовують дріжджі *Sacch. cerevisiae* К-81, на другій, через 10–12 год від початку зброджування сусла в бродильному апараті, підсівають дріжджі *Sch.pombe* 80. Цей спосіб впроваджений на Ліпнікському спиртовому заводі.

Використання термотолерантних дріжджів дозволяє на 30 % зменшити витрати води на охолодження бражки і підвищити вихід спирту внаслідок більш повного виброджування вуглеводів і меншого накопичення альдегідів (на 20–25) і гліцерину (на 40–45 %) в порівнянні з расою XII.

Дріжджі *Sacch.cerevisiae* К-81 при оптимальних умовах накопичують на 70–90 % більше дріжджових клітин, у порівнянні з расою XII.

### Приготування чистої культури дріжджів

Чисту культуру дріжджів заводи можуть одержати в УкпНДІспиртбіопроді або в Національному університеті харчових технологій. При зберіганні дріжджів у солодовому суслі їх пересівають 1 раз на місяць, при зберіганні в пробірках на агаризованому суслі – 1 раз на рік.

Дріжджі розводять із чистої культури на початку виробничого сезону і кожний раз після зупинки заводу на термін більше 10–15 днів.

Розводять чисту культуру дріжджів шляхом послідовного пересіву в стерильних умовах з доведенням об'єму середовища до виробничої дріжджанки. Пересів проводять в окремому чистому приміщенні або в переносному боксі.

Із пробірки сусло з дріжджами близько біля полум'я пальника переливають у колбу ємкістю 1 л, в якій знаходиться 0,5 л стерильного сусла концентрацією сухих речовин 10–12 %. Колбу закривають стерильною ватною пробкою і ставлять у термостат при температурі 30° С.

Через 20–22 години дріжджі переливають у стерильних умовах у бутель з 5 л стерильного сусла концентрацією 10–12 % СР і кислотністю 0,8 град. Сусло зброджують до концентрації сухих речовин 4–5 % і переливають його в апарат чистої культури з 5 дал сусла концентрацією 16–18 % СР і кислотністю 2 град. при застосуванні молочнокислих або 0,8 град. – сірчаноокислих дріжджів. При досягненні в апараті чистої культури відброду 5–6 % через 20–24 год отримані дріжджі використовують як засівні для виробничих дріжджанок.

Зрілі дріжджі, які одержані в процесі розведення чистої культури, повинні містити глікоген, до 5 % клітин, які брунькуються, не більше 1 % мертвих клітин при повній відсутності контамінуючих мікроорганізмів.

Вирощують засівні і виробничі дріжджі на суслі з величиною рН 4,2 і нижче. Такі умови попереджують розвиток кислотоутворюючих бактерій. Але і дріжджові клітини дуже чутливі до зміни рН поживного середовища – із зменшенням рН їх генеративна здатність зменшується (рис. 8.1). Дріжджі раси К-81 накопичують більше дріжджових клітин у порівнянні з расою XII, при значеннях рН середовища 4,2–3,8 накопичують приблизно однакову кількість клітин – 220–218 млн./мл. При зниженні рН сусла до 3,2 накопичення клітин зменшувалось на 23 % (рис. 8.1).

Рис. 8.1 Накопичення дріжджових клітин у залежності від способу підкислення і рН сусла: підкислення сірчаною кислотою – 1 – *Sch. pombe* 80; 2 – *Sacch. cerevisiae* К-81; 4 – *Sacch. cerevisiae* XII; підкислення молочною кислотою – 3 – *Sch. pombe* 80; 5 – *Sacch. cerevisiae* К-81; 6 – *Sacch. cerevisiae* XII

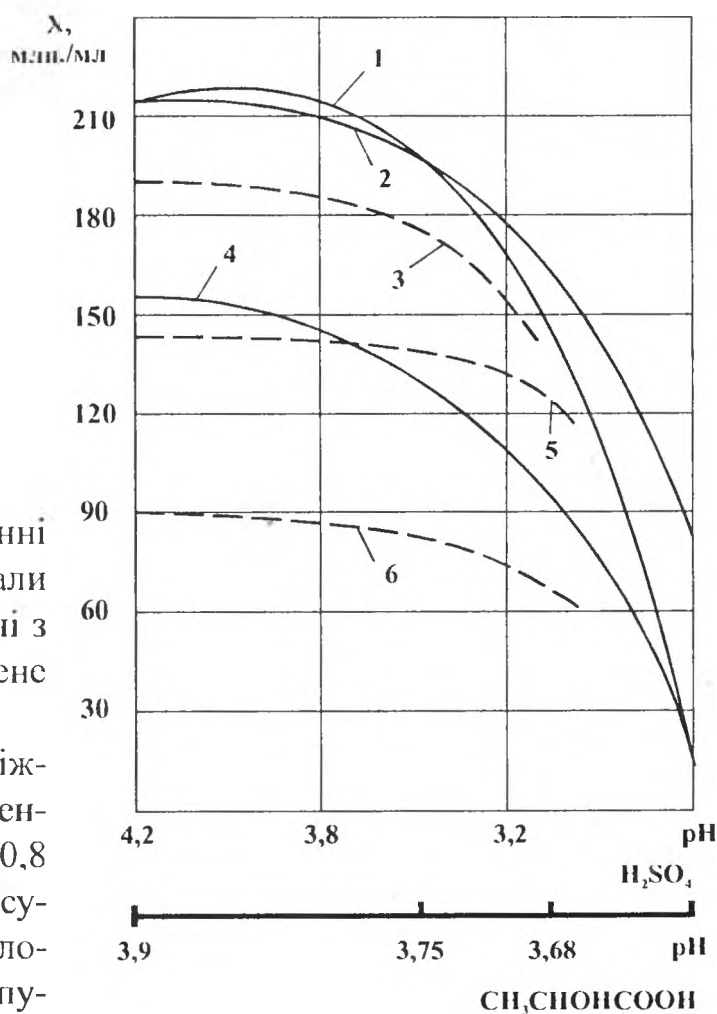
Усі штами дріжджів при підкисленні сусла молочною кислотою накопичували на 30–55 % менше клітин у порівнянні з їх концентрацією на суслі, яке підкислене сірчаною кислотою.

Для вирощування виробничих дріжджів регламентом передбачено підкислення сусла сірчаною кислотою до 0,7–0,8 град. При такій титрованій кислотності сусло із рису, сорго і кукурудзи мало кислотність 1,65–2,5 град., що зовсім не припустимо для розмноження дріжджів.

Для виробництва спирту використовують різні види зерна, сусло з яких значно відрізняється буферністю. В зв'язку з цим підкислення сусла необхідно проводити до рН 4,0–4,1, або до відповідної титрованої кислотності з урахуванням буферності сировини (табл. 8.1.).

Таблиця 8.1 Співвідношення між величиною рН і титрованою кислотністю сусла з різних видів сировини

рН	Кислотність сусла, град., із сировини:					
	пшениці	жита	ячменю	кукурудзи	сорго	рису
4,00	0,30	0,23	0,22	0,30	0,18	0,22
3,80	0,31	0,30	0,28	0,31	0,20	0,25
3,70	0,32	0,33	0,32	0,34	0,25	0,30
3,50	0,34	0,35	0,34	0,36	0,28	0,35
3,30	0,38	0,42	0,36	0,38	0,30	0,38
3,00	0,44	0,55	0,47	0,39	0,32	0,40
2,50	0,60	0,60	0,60	0,53	0,56	0,41
2,20	0,70	0,75	0,75	0,70	0,61	0,43
2,00	0,80	0,80	0,80	0,80	0,63	0,45



Відомо, що при рН 2,5–3,0 проводять “кислотну очистку” дріжджів протягом 30–40 хв. Кислотоутворюючі бактерії в таких умовах гинуть, а дріжджі хоча і не розмножуються, але залишаються життєздатними, більш старі відмирають.

Тому, наприклад, на суслі із рису, яке підкислене сірчаною кислотою до рН 3,9 накопичувалось за 16 год 110 млн./мл дріжджових клітин, у той час, коли при титрованій кислотності 0,5 град. на цьому ж суслі проходив навіть лізис клітин. На суслі із пшениці і жита при кислотності 0,5 град. по рН – метру (0,3 град. по індикатору метиловому червоному) накопичувалось 200–215 млн./мл дріжджових клітин.

Сусло для дріжджів із нетрадиційних видів сировини (сорго, рис) треба підкислювати сірчаною кислотою до рН 3,6–3,9, що відповідає титруемій кислотності для цих видів сировини 0,20–0,35 град.

Існують періодичний, напівбезперервний і безперервний способи культивування дріжджів.

## ПЕРІОДИЧНЕ КУЛЬТИВУВАННЯ

Сутність способу періодичного культивування полягає в тому, що всі технологічні операції проводять послідовно в одному апараті – дріжджанці. Її об’єм складає 8–10 % від місткості бродильного апарата. Дріжджанки мають поверхню охолодження у вигляді змійовиків або охолоджувальної оболонки і пропелерну мішалку.

У дріжджовому відділенні доцільно встановити апарат для приготування дріжджового сусла, об’єм якого в 2 рази більший дріжджанки, а також один збірник для короткочасного зберігання засівних дріжджів, які відбирають із дріжджанки. Об’єм збірника біля 10 % від місткості дріжджанки.

У підготовлену (вимиту, простерилізовану і охолоджену) дріжджанку набирають сусло з оцукрювача при температурі 57–58° С концентрацією 17–18 % сухих речовин, пастеризують при 80–85° С протягом 30 хв, охолоджують до 50° С і підкисляють сірчаною кислотою до рН 3,9–4,1. Сусло після охолодження до 30° С засівають дріжджами в кількості 8–10 % від його об’єму, охолоджують до температури складки (для дріжджів раси XII – 18–22° С, для термотолерантних дріжджів – 28–30° С) і залишають на бродіння, не допускаючи підвищення температури понад 30° С для раси XII і 35–36° С для дріжджів *Sacch. cerevisiae* K-81. Мета початкового зниження температури до 18–22° С – пригнічення сторонніх мікроорганізмів, поки концентрація дріжджових клітин у суслі невелика.

Підготовку сусла для дріжджів доцільно проводити в окремо встановленому для цього апараті.

При видимій концентрації сухих речовин виробничих дріжджів 1/3 від початкової концентрації сусла, дріжджі вважають дозрілими. Від них відбирають засівні дріжджі в збірник для їх зберігання, або в чергову підготовлену дріжджанку в кількості 8–10 % для їх подальшого вирощування, а дріжджі, що залишились, передають у бродильний апарат. Якщо використання дріжджів затримується, то для збереження високої бродильної активності їх заохолоджують.



При переробці дефектної сировини і кукурудзи сусло для дріжджів використовують з підвищеною на 1–2 % концентрацією сухих речовин у порівнянні з концентрацією основного сусла. У нього добавляють солодове живлення, доза якого складає: на кукурудзяному – 0,8 кг/дал дріжджового сусла, на картопляному – 0,4 кг/дал, на суслі з дефектної сировини – 0,6 кг/дал. Сусло з солодовим живленням оцукрюють 2 години при температурі 57–58° С і 1 годину при температурі 65–70° С, пастеризують 30 хв при температурі 80–85° С, охолоджують до температури 50–52° С, підкисляють сірчаною кислотою до рН 3,9–4,1 і охолоджують до 30° С. Усю підготовку дріжджового сусла можна проводити як у дріжджанці, так і в спеціальному окремому апараті. В охолоджене дріжджове сусло вносять засівні дріжджі (8–10 % по об'єму), охолоджують до температури складки і вирощують дріжджі при температурі не вище 30° С.

У випадку підкислення дріжджового сусла молочною кислотою після пастеризації його охолоджують до 50–51° С і вносять підготовлену культуру молочнокислих бактерій *Lactobacillus* (штам 52 або змішану культуру 70) у кількості 2–3 % по об'єму сусла. У процесі виробництва як засівну культуру молочнокислих бактерій використовують відбори сусла від попереднього циклу.

Молочнокисле бродіння проходить до підвищення кислотності до 1,7–2,0 град. на зерновому суслі і до 2,0–2,2 град. на картопляному протягом 8–10 год. Після цього відбирають молочнокислу засівну культуру для наступного циклу, а підкислене сусло пастеризують при 75° С протягом 30 хв, охолоджують до 30° С, вносять засівні дріжджі з дріжджанки із зрілими дріжджами або з спеціального збірника в кількості 8–10 % по об'єму дріжджового сусла та розхолоджують до температури складки і зброджують дріжджі.

Дозрілі виробничі дріжджі повинні мати концентрацію сухих речовин 1/2–1/3 концентрації вихідного сусла, концентрацію спирту до 4,5–5 %, концентрацію дріжджових клітин не менше 100–120 млн./мл. Кислотність зрілих дріжджів не повинна перевищувати початкову, визначену при складці. Дріжджі повинні містити глікоген, до 5 % брунькуючих, не більше 1 % мертвих клітин при повній відсутності живих сторонніх мікроорганізмів.

При наявності сторонніх мікроорганізмів виробничі дріжджі відбирають із дріжджанки в апарат чистої культури, де підкисляють їх сірчаною кислотою до рН 2,5–3,0 і витримують 30–40 хв. Після цього засівні дріжджі випускають у дріжджанку, де знаходиться дріжджове сусло з кислотністю на 0,1–0,2 град. нижчою в порівнянні із звичайним. Температуру складки підвищують на 1–2° С, а кількість засівних дріжджів збільшують до 15 %.

Для оцукрювання розвареної маси використовують також і ферментні препарати мікробного походження. Сусло для дріжджів готують з додатковим введенням цих ферментних препаратів та джерел фосфорного живлення (ортофосфору кислоту, діамонійфосфат) і азотного живлення (карбамід). Замість вказаних джерел можливий варіант використання кукурудзяного екстракту.

Норми витрат у розрахунку на 1 м<sup>3</sup> сусла: 1) карбамід – 0,34 кг та діамонійфосфат – 0,15 кг; 2) кукурудзяний екстракт – 4 кг; 3) карбамід – 0,4 кг та Н<sub>3</sub>РО<sub>4</sub> – 0,13 кг.

У сусло підживлення по першому і другому варіантах вносять перед його пастеризацією. Витрати глюकोамілази на оцукрювання сусла з кукурудзи – 0,8 одиниць активності, сусла з пшениці, ячменю та інших культур – 0,6 одиниць на 1 г крохмалю. Суміш витримують при температурі 55–56° С до 3 годин, підкислюють сірчаною кислотою до рН 3,9–4,1, охолоджують до 30° С і засівають дріжджами. Дріжджі культивують так само, як і при використанні для оцукрювання солоду.

По третьому варіанту підживлення сусла на кожний 1 м<sup>3</sup> сусла додають по 0,4 кг карбаміду, потім проводять технологічні операції, аналогічні попереднім варіантам, до закінчення витримування сусла з ферментами. Після цього в сусло вносять 0,13 кг ортофосфорної кислоти, підкислюють сірчаною кислотою до рН 3,9–4,1 і закінчують підготовку сусла до вирощування.

## ТЕХНОЛОГІЯ ВИРОБНИЧИХ ДРІЖДЖІВ З ВИКОРИСТАННЯМ ЕЛЕКТРОХІМІЧНОЇ ОБРОБКИ ПОЖИВНИХ СЕРЕДОВИЩ

Сусло для дріжджів за класичною технологією додатково оцукрюють, пастеризують і підкисляють сірчаною або молочною кислотою до рН 3,9–4,1. При такій технології інактивуються ферменти сусла, які складають біля 10 % від загальної їх кількості, введеної в виробництво, внаслідок чого частина крохмалю сировини не дооцукрюється і не зброджується дріжджами. На підкислення сусла витрачають дорогу і небезпечну в роботі сірчану кислоту, а на його пастеризацію й охолодження – значну кількість пари і води.

Розроблено технологію виробничих дріжджів (В.О.Маринченко, А.М.Фіщенко), яка передбачає використання сусла дріжджів після його електрохімічної обробки. Апаратурно-технологічна схема установки електрохімічної обробки сусла (рис. 8.2.) складається з діафрагменного електролізера 3, в якому катод 4 і анод 8 розділені діафрагмою 5. Електролізер має прямокутну форму. Блок електродів складається з розташованих вертикально перфорованих катодів з діаметром отворів 8–10 мм, ступінь перфорації 30–35 %. На поверхню катодів, звернену до аноду, наклеєна діафрагма, виготовлена з тканини “белтинг”. Поміж пари катодів розміщений анод. Відстань між анодом і катодами 10–15 мм. Їх величина і кількість залежить від потужності електролізера.

Сусло із оцукрювача насосом 2 безперервно подають в анодні камери 7 електролізера 3, де воно перебуває в безперервному потоці 6–7 хв. і його рН знижується до 3,5–3,2. У катодні камери 6 подають воду. Із катодних камер католіт поступає в збірник і може бути використаний для приготування замісу. Аноліт (сусло) із анодних камер 7 поступає в збірник 9. Електрооброблене сусло подають у дріжджанки насосом 2.

Оптимальна густина струму для електрохімічної обробки сусла – 130–150 А/м<sup>2</sup>. Витрати електроенергії – 4,5–5,5 кВт·год/м<sup>3</sup> сусла, тривалість обробки сусла – 6–7 хв.

У суслі для дріжджів, обробленому електрохімічним способом до рН 3,5–3,2, ферменти зберігаються в активному стані, вміст амінного азоту збільшується на 8–10%, амінокислот – на 30%. Таке сусло має антисептичні властивості і тому виключається процес його пастеризації і підкислення кислотою. Питома швидкість розмноження дріжджів збільшується на 40–65 % і технологічний процес одержання виробничих дріжджів скорочується на 15–20 %.

Концентрація клітин у виробничих дріжджах у 1,7–2,5 рази більша в порівнянні з класичною технологією, де передбачено підкислення сусла кислотою.

Технологія виробничих дріжджів з використанням електрохімічної обробки сусла випробувана на Вузлівському спиртовому заводі.

Запропоновано вирощувати виробничі дріжджі на обробленій електрохімічним способом барді, рН якої становить 3,2–3,5. У такій барді вміст амінокислот збільшується на 45 % в порівнянні з вихідною бардою, підкисленою сірчаною кислотою до рН 3,9. Електрохімічно оброблена барда має антисептичні властивості і не змінює рН протягом 72 год.

Для збагачення барди мінеральними поживними речовинами в оброблену до рН 3,5 барду додають карбамід і ортофосфору кислоту в кількості 0,1 % до переробленого зерна. Виробничі дріжджі, вирощені на такому поживному середовищі, мали 160–185 млн./мл дріжджових клітин.

Приготування виробничих дріжджів на електрохімічно обробленій барді дозволяє зекономити 50–70 кг зерна при виробництві 1000 дал спирту.

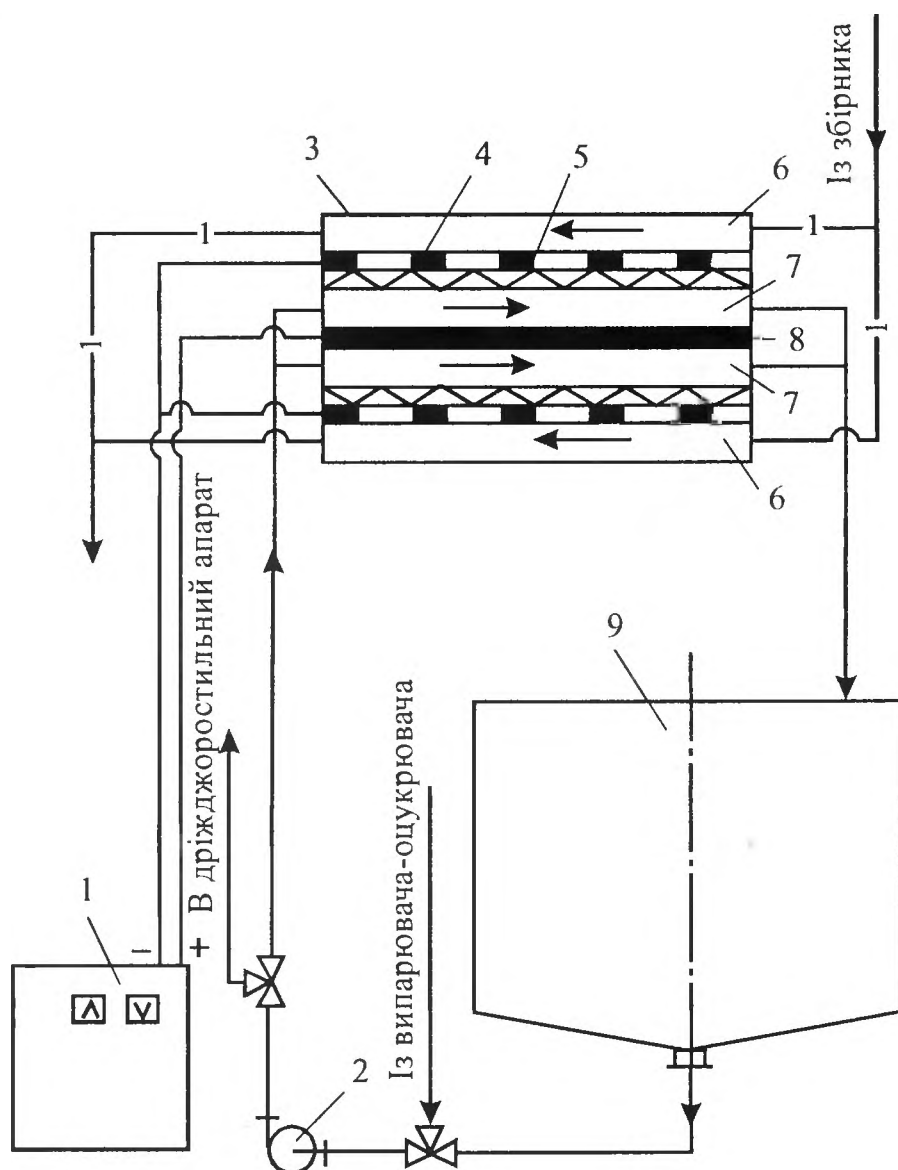


Рис. 8.2 Апаратурно-технологічна схема установки електрохімічної обробки сусла

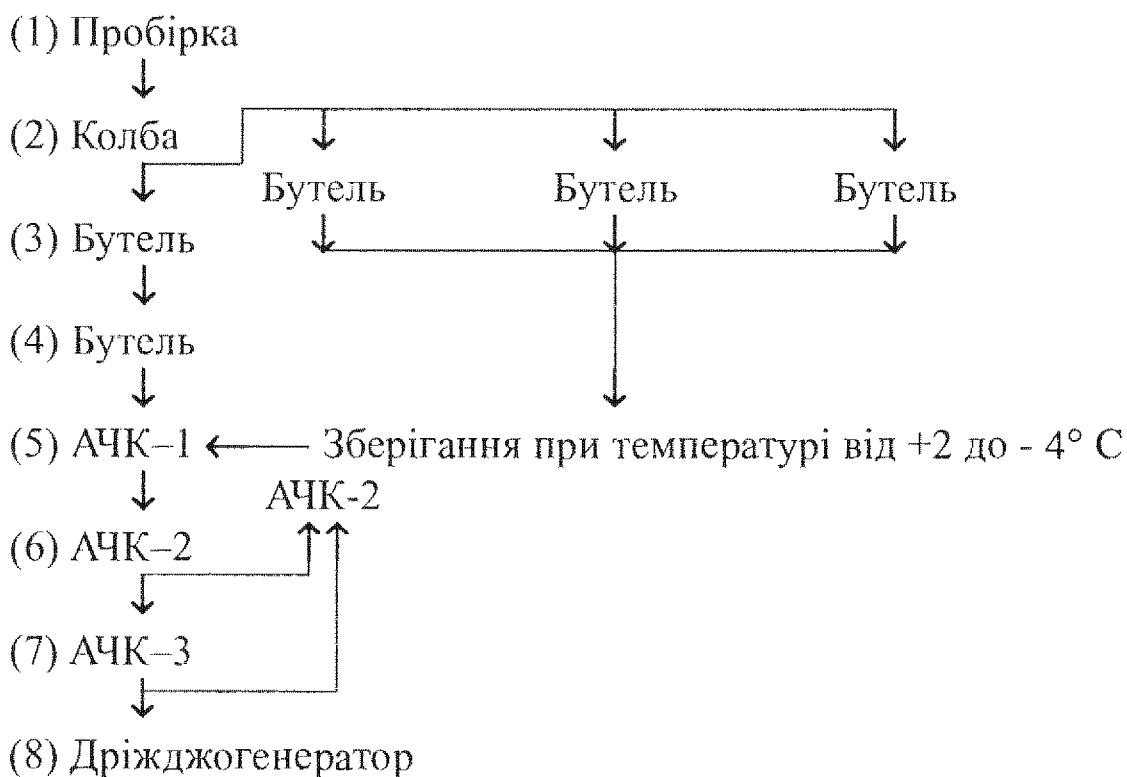
# КУЛЬТИВУВАННЯ ДРІЖДЖІВ У ВИРОБНИЦТВІ СПИРТУ ІЗ МЕЛЯСИ

## РОЗМНОЖЕННЯ ЧИСТОЇ КУЛЬТУРИ ДРІЖДЖІВ

Дріжджі розмножують із чистої культури, яку одержують у пробірках із науково-дослідних інститутів і лабораторій. Взимку чисту культуру готують на суслі-желатині, влітку – на суслі-агарі.

Разом із чистою культурою завод одержує запаяну ампулу із стерильним суслом, яким змивають дріжджі із поверхні сусло-агару після витримки пробірки із чистою культурою при температурі 30° С протягом 2-3 год.

Чисту культуру дріжджів на спиртових заводах, які виробляють спирт без виділення хлібопекарських дріжджів, розмножують за такою схемою:



У лабораторних умовах дріжджі з пробірки розмножують на стерильному суслі до об'єму 3 л, дотримуючись мікробіологічної чистоти. Потім їх пересівають у чотири трилітрові бутлі: із одного дріжджі вносять в апарат чистої культури (АЧК-1) для подальшого розмноження, а три зберігають при температурі від +2 до - 4° С для подальшої заміни дріжджів. Коли у холодильній камері залишається останній бутель, із нього знову дріжджі пересівають у чотири бутлі. Так розмножують дріжджі протягом місяця. Чисту культуру дріжджів з пробірки розводять один раз на місяць.

Технологічний режим розмноження чистої культури дріжджів на спиртових заводах, які переробляють мелясу по однопотоковій схемі, приведений у табл.8.2.

Для розмноження чистої культури дріжджів у пробірках застосовують не підкислене сусло з подрібненого сухого ячмінного солоду. Для розмноження чистої культури у другій – четвертій стадіях використовують мелясне сусло із додаванням

Таблиця 8.2 Режим розмноження чистої культури

Стадія	Номер пересіву	Посуд і апарати	Місткість, л		Показники суслу		Кількість дріжджів, % від об'єму середовища, в яке їх задають	Умови культивування		
			Загальна	Корисна	Концентрація СР, %	Кислотність, град		Температура, °С	Наявність аерування	Тривалість, год
1	-	Пробірка	-	-	10-12	0,2-0,3	-	30	Відсутнє	4-6
2	1	Колба	0,5	0,4	13-14	0,4-0,5	2-2,5	30	Відсутнє	24
3	2	Бутель	3	2,4	14-15	0,4-0,5	15-17	30	Відсутнє	24
4	3	Бутель	3	2,4	14-15	0,4-0,5	25	30	Відсутнє	24
5	4	АЧК-1	20	16	15-16	0,7-0,8	15	28-30	Безперервне слабе	24
6	5	АЧК-2	1000	800	16-17	0,9-0,11	2	28-30	Безперервне інтенсивне	44-45
7	6	АЧК-3	5000	4000	17-18	0,8-0,9	15-16	28-30	Таке ж	18
8	7	дріжджо-генератор	30000-50000	24000-40000	20-22	0,4-0,5	10-17	28-30	Таке ж	5-6

перед стерилізацією 10% по об'єму солодового сусла; у п'ятій – сьомій стадіях – мелясне сусло із додаванням фосфорного та азотного живлення (ортофосфорної кислоти і карбаміду).

Сусло готують на воді, яка відповідає вимогам до питної. Після стерилізації у спеціальних апаратах при температурі 95-100° С протягом 1 год його охолоджують до 30° С. Під час охолодження сусла попереджують проникнення сторонніх мікроорганізмів: відводи повітря із АЧК-1 та АЧК-2 закривають біофільтрами.

АЧК-2 після введення в нього дріжджів із АЧК-1 наповнюють стерильним мелясним суслем у три прийоми (трьома “підмолодками”), бо кількість дріжджів, які вводять, складає тільки 2-2,5% корисного об'єму АЧК-2. Об'єм першої “підмолодки” складає 50, другої – 30, третьої – 20% корисного об'єму АЧК-2. Розмноження в апаратах чистої культури проводять так, щоб до моменту передачі дріжджів у наступний апарат концентрація спирту в середовищі не перевищувала 2,5-3об.%, тобто видима концентрація сухих речовин бражки зменшилася на 4,5-5%.

Із АЧК-2 передають 80% дріжджів у АЧК-3, де поступово розводять дріжджі протягом 2 діб доливом стерильного мелясного сусла трьома “підмолодками”, так як в першому АЧК-2. При відсутності другого АЧК-2 дріжджі (20%) залишають у першому АЧК-2, куди додають “підмолодки”.

Через 2-3 доби після включення дріжджогенераторів у роботу дріжджі замінюють розмноженням чистої культур в АЧК-3, куди передають дріжджі з другого АЧК-2. Для наступного обміну дріжджів розмноження починають із АЧК-1, куди додають дріжджі із бутлів, які зберігають у холодильнику. Якщо є цех хлібопекарських дріжджів, то проводять 10-12 обмінів дріжджів у бродильній батареї, а без таких цехів – 3-4 рази на місяць. Апарати чистої культури виготовляють із нержавіючої сталі або алюмінію.

Типова апаратно-технологічна установка для розмноження чистої культури дріжджів (рис.8.3) включає в себе один стерилізатор місткістю 1000 л та дві самостійні лінії апаратів місткістю 20, 1000 і 5000 л, що дозволяє зброджувати мелясу двоступеневим способом з використанням двох рас дріжджів.

Усі апарати мають аератори, теплообмінники, повітропровідники із біофільтрами, люки для очищення, трубопроводи для подачі середовища із одного апарата в інший за допомогою стисненого повітря, показники рівня, дистанційні самопишучі термометри.

Розмноження дріжджів за однопотоковою схемою проводять таким чином. В АЧК-1 набирають біля 15 л стерильного сусла із стерилізатора, повторно його стерилізують закритим обігрівом, охолоджують до 30° С і вводять у полум'ї факела засівні дріжджі із трьохлітрового бутля. Через 24 год бродильне середовище з дріжджами по стерильному трубопроводу спускають в АЧК-2, куди попередньо набирають стерильне сусло (1/3 об'єму). Дріжджі в цьому апараті розмножують при інтенсивному безперервному аеруванні стерильним повітрям. Наповнюють АЧК-2 стерильним суслем у три прийоми (трьома “підмолодками”): через 24, 12 і 8 год.

Сусло, яке зброджується, із дріжджами передавлюють стерильним стисненим повітрям в АЧК-3, який попередньо заповнений стерильним суслем. Розмноження

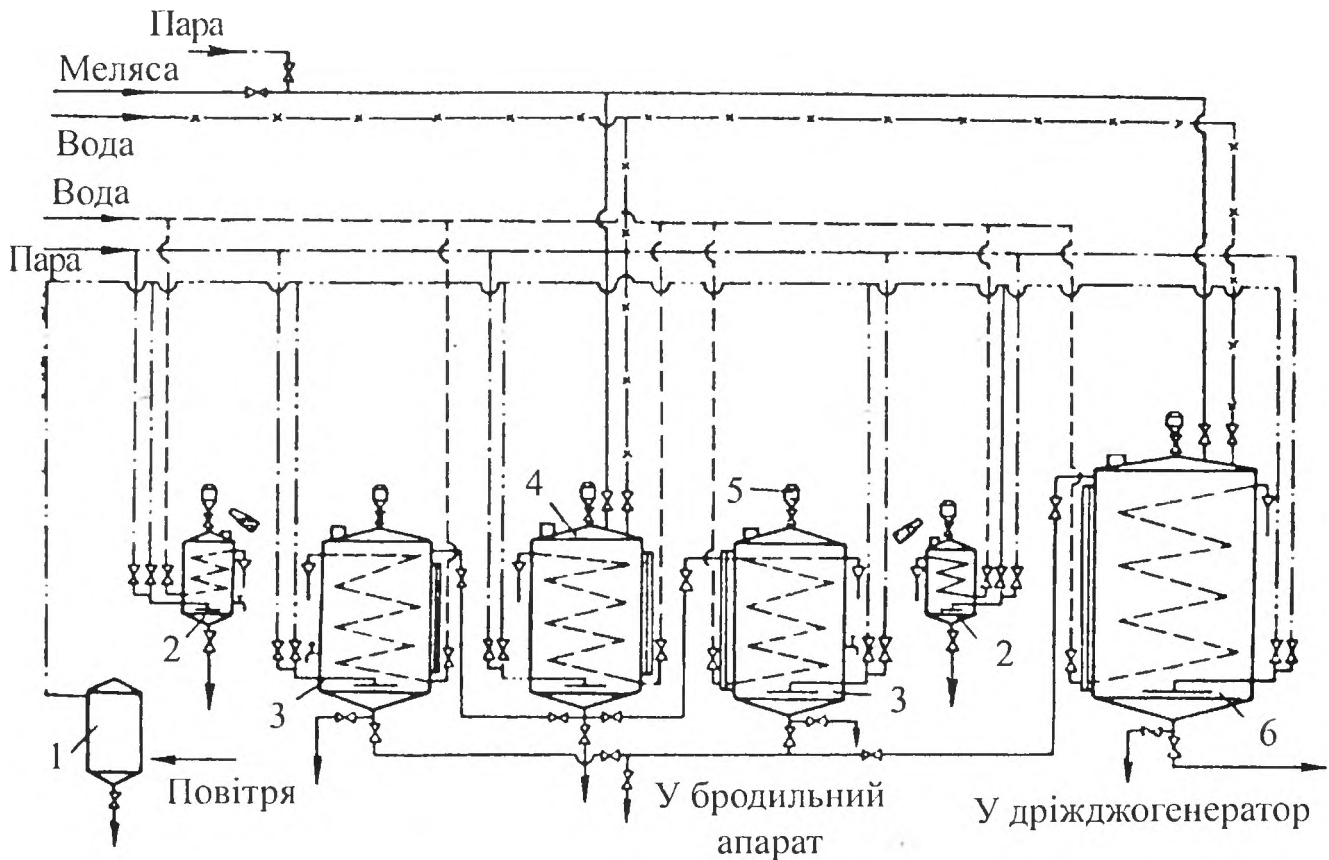


Рис.8.3 Типова апаратурно-технологічна схема установки для розмноження чистої культури дріжджів:

1 - ресивер; 2 - малий апарат чистої культури; 3 - середній апарат чистої культури; 4 - стерилізатор; 5 - повітряний фільтр; 6 - великий апарат чистої культури

дріжджів триває приблизно 18 год при інтенсивному асруванні, після чого зброджувальне середовище спрямовують у дріжджогенератор, попередньо заповнений на 1/3-1/2 суслом. У подальшому сусло в перший дріжджогенератор подають у 2-3 прийоми. Дріжджі до повного об'єму першого дріжджогенератора накопичуються протягом 6-8 год при безперервному асруванні. У зброджувальному середовищі повинно бути 120-150 млн/мл (12-16 г/л) дріжджових клітин і 2-3 об.% спирту. У подальшому половину вмісту першого дріжджогенератора перепускають по нижній комунікації у другий, попередньо простерилізований дріжджогенератор, і накопичення дріжджів здійснюють при безперервному притоці сусла й асруванні середовища.

Після наповнення перших двох дріжджогенераторів протягом 5-6 год зброджувальне середовище із них по нижній комунікації спрямовують у третій дріжджогенератор і вирощують дріжджі 4-5 год при безперервному притоці сусла у трьох дріжджогенераторах і т.д. Усі дріжджогенератори заповнюють новим суслom із дріжджами за 18-20 год. Замінюють дріжджі в дріжджогенераторах через 48-72 год. Вирощування дріжджів у відділенні чистої культури триває 80-90 год.

## РОЗМНОЖЕННЯ ВИРОБНИЧИХ ДРІЖДЖІВ

В анаеробних умовах на мелясному суслі дріжджі розвиваються повільно, тому їх вирощують при слабому аеруванні. Дріжджогенерування проводять у безперервному потоці при перемішуванні сусла. Свіже сусло поступає в дріжджогенератор, і зброджуване сусло із дріжджами виводиться із нього із однаковою швидкістю при постійному об'ємі. У таких умовах встановлюється динамічна рівновага між швидкістю розбавлення і швидкістю розмноження дріжджів. Підтримувати рівність  $\mu=D$  (питома швидкість розмноження дріжджів дорівнює швидкості розбавлення сусла, яке зброджується) можна зміною швидкості притоку сусла, інтенсивністю аерування (швидкість насичення киснем) та інтенсивністю перемішування. Температуру підтримують постійною  $-28\pm 1^\circ\text{C}$ .

УкрНДІСП разом із колективом Андрушівського спиртового комбінату розробив апаратурно-технологічну схему розмноження виробничих дріжджів (рис.8.4).

Вона включає 4-6 дріжджогенераторів із пневмоциркуляційними аераторами. Така кількість дріжджогенераторів дозволяє по черзі виключати їх для стерилізації без значного скорочення розрахункового об'єму виробничих дріжджів. Для безперервного відводу виробничих дріжджів із дріжджогенераторів встановлені лійки 1, з'єднані із похилим колектором 3. Сусло для дріжджів вводять у дріжджогенератори з діаметрально протилежної сторони від місця розміщення лійки. Трубопровід для сусла проходить через кришку і закінчується над рівнем рідини, що зменшує ймовірність проскакування сусла з виробничими дріжджами. Притік сусла контролюють за допомогою щільного розходоміру 2.

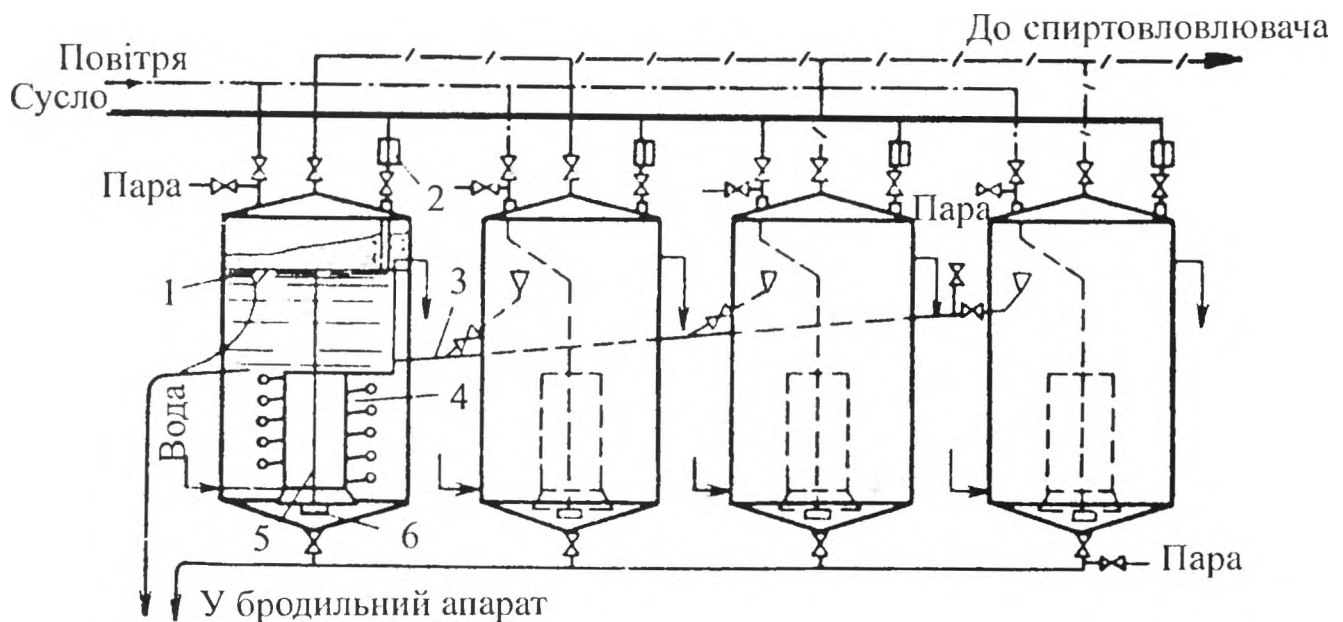


Рис. 8.4 Апаратурно-технологічна схема розмноження виробничих дріжджів

Повітря надходить по центральному трубопроводу 5 і виходить із розподільвача повітря 6. Газорідинна суміш по внутрішньому циліндру 4 спрямовується вгору, а потім по міжкільцевому простору – вниз, спричиняючи інтенсивну циркуляцію зброжувального середовища у вертикальному напрямку.



Діоксид вуглецю і повітря із верхньої частини дріжджогенераторів відводиться по трубопроводу в піно- і спиртовловлювач. Усі дріжджогенератори з'єднані паралельно в батарею загальним колектором для відводу виробничих дріжджів із дріжджогенераторів, загальною нижньою спускною комунікацією, загальною повітровідводною лінією та комунікацією для підводу суслу. При дуже бурхливому піненні піну в дріжджогенераторах гасять олеїною кислотою, соапстоком або механічними піногасниками.

Загальна місткість всіх дріжджогенераторів у залежності від направленості виробництва складає 20-35% від сумарної місткості дріжджогенераторів і бродильних апаратів і повинна дорівнювати 20-25% у випадку виробництва тільки спирту і 30-35% – при виробництві поряд із спиртом хлібопекарських дріжджів.

Корисний об'єм дріжджогенератора ( $m^3$ ):

$$V_0 = V_C / D,$$

де  $V_C$  – об'єм суслу, яке поступає у дріжджогенератор,  $m^3/\text{год}$ ;  $D$  – швидкість розбавлення зброджувального середовища,  $\text{год}^{-1}$ .

Питома швидкість розмноження дріжджів залежить від багатьох факторів – складу сировини, інтенсивності масообміну, наявності інгібіторів і стимуляторів росту, фізіологічного стану дріжджів та інших, тому сумарний корисний об'єм усіх дріжджогенераторів розраховують на несприятливі умови. У випадку високої якості м'яси один із дріжджогенераторів може бути виключений, а швидкість розбавлення середовища збільшена до 0,27-0,30  $\text{год}^{-1}$ .

Інтенсивне дріжджогенерування – важливий фактор для забезпечення мікробіологічної чистоти бродіння, збільшення концентрації біомаси дріжджів та їх якості. Висока концентрація дріжджів сприяє прискоренню бродіння та більш повному зброджуванню цукрів.

Відомо, що в умовах аеробіозу із зниженням концентрації розчиненого в середовищі кисню до 0,5-1 мг/л, яку вважають критичною, розмноження дріжджів значно зменшується. Швидкість використання розчиненого кисню дріжджами, отже і швидкість розмноження їх, не залежить від концентрації розчиненого кисню, якщо вона вища критичної.

Концентрація розчиненого кисню у м'ясному суслі в дріжджогенераторах дорівнює 2-4% від повного насичення, тобто 0,1-0,2 мг  $O_2$ /л. У таких умовах помірно розмножуються дріжджі і проходить спиртове бродіння і швидкість розчинення кисню значно менша швидкості його засвоєння дріжджами.

Кількість кисню, засвоєного дріжджами ( $m^3/\text{год}$ ):

$$Q_K = Q_{\Pi} - Q_{\Pi} \frac{1 - K_{\Pi}}{1 - K_{\Gamma}},$$

де  $Q_{\Pi}$  – витрати повітря на аерування,  $m^3/\text{год}$ ;  $K_{\Pi}$  і  $K_{\Gamma}$  – вміст кисню відповідно в повітрі і газах, що виходять з апаратів після поглинання з них  $O_2$ , частки одиниці.

Приріст дріжджів під час дріжджогенерування ( $\text{кг}/m^3$ )

$$O_d = V_c \cdot x,$$

де  $V_c$  – швидкість потоку сусла,  $m^3/год$ ;  $x$  – концентрація дріжджів у зброджувальному середовищі,  $кг/m^3$ .

При інтенсивності аерування сусла в дріжджогенераторах із барботажем розподіленням повітря 1,9-6,6  $m^3/(m^3/год)$  кількість кисню повітря, який засвоюється, змінюється мало і складає в середньому 3,12%. Споживання кисню на 1 кг приросту сухих речовин дріжджів змінюється від 23 до 83 г і залежить головним чином від інтенсивності аерування. При інтенсивності аерування від 2,25 до 3,5  $m^3/(m^3/год)$  дріжджі споживають у середньому 39 г/кг кисню, при інтенсивності 3,8-5,3  $m^3/(m^3/год)$  – 62г/кг. Із 1  $m^3$  повітря, необхідного для аерування 1  $m^3$  середовища в дріжджогенераторах за 1 год, на приріст 1 кг дріжджів витрачається 13,3 г кисню (результати промислових досліджень В.О. Маринченка і співавторів).

Коефіцієнт швидкості використання дріжджами кисню, віднесений до 1  $m^3/(m^3/год)$  повітря, складає 2-4 г кисню на 1 кг сухих речовин дріжджів за год, а приріст дріжджів 75%-ної вологості в розрахунку на 1  $m^3$  корисного об'єму дріжджогенераторів – 2,0-2,5  $кг/(m^3/год)$ .

Коефіцієнт корисної дії барботажного повітря розподілення в порівнянні із іншими його видами найнижчий (3-5%). Якщо використовують більш досконалі аеруючі пристрої, то кількість кисню повітря, що засвоюється дріжджами, досягає 20%, а інколи значно більше.

Найбільш обмежуючий фактор при передачі кисню – його мала розчинність у поживному середовищі. При повному насиченні води при 30° С у ній міститься 7,63 мг  $O_2/л$ . Розчинність кисню зменшується з підвищенням у поживному середовищі концентрації сухих речовин, рН і температури. У виробничих дріжджах, які знаходяться в дріжджогенераторах, при повному насиченні його киснем розчиняється біля 5 мг  $O_2/л$ . Із збільшенням швидкості розбавлення середовища в дріжджогенераторах зменшується середній вік дріжджових клітин і збільшується їх фізіологічна активність. За одиницю віку дріжджових клітин беруть час, протягом якого кількість клітин подвоюється.

Конструкція дріжджогенераторів повинна відповідати таким основним вимогам: забезпечувати високу швидкість масообміну, що досягається інтенсивним перемішуванням зброджувального середовища по всьому об'єму, тонким диспергуванням повітря і безперервним гасінням або видаленням піни; передбачати герметичність апарата, мінімальне число в ньому внутрішніх пристроїв простої конструкції для попередження інфікування сусла сторонніми мікроорганізмами і доступність для механізованого миття та дезинфекції. Таким вимогам відповідає конструкція дріжджогенератора УкНДіСП.

Звичайно дріжджогенератор має форму циліндра з конусним днищем і кришкою. У середині його знаходиться пристрій для розподілу повітря, направляючий циліндр та змішувач із поверхнею охолодження 0,25  $m^2$  на 1  $m^3$  сусла, або, що краще, охолоджувальна оболонка.

Питома продуктивність дріжджогенератора (кількість біомаси дріжджів у кілограмах із 1  $m^3$  корисного об'єму за 1 год)

$$P = V_c x / V_d,$$

де  $V_c$  - швидкість потоку сусла в дріжджогенератор, м<sup>3</sup>/год;  
 $x$  - концентрація біомаси дріжджів у виробничих дріжджах, кг/м<sup>3</sup>;  
 $V_d$  - корисний об'єм дріжджогенератора, м<sup>3</sup>.  
 У зв'язку з тим, що  $V_c / U_d = D$ , то

$$P = D x.$$

Питома продуктивність дріжджогенератора із пневмоциркуляційним аератором складає 3,1 кг/(м<sup>3</sup>·год). У дріжджогенераторах із трубчастими аераторами питома швидкість розмноження дріжджів 0,15-0,16 год<sup>-1</sup>, а із пневмоциркуляційними - 0,25-0,27 год<sup>-1</sup> і більше. Таким чином, об'єм дріжджогенераторів із ефективними аеруючими пристроями може бути значно зменшений.

Витрати повітря на 1 м<sup>3</sup> середовища у дріжджогенераторах з використанням конкретного аеруючого пристрою з урахуванням коефіцієнта використання кисню повітря і витрат розчинного кисню на 1 кг приросту абсолютно сухих дріжджів (АСД) [м<sup>3</sup> / (м<sup>3</sup> · год)]

$$Q = x \mu Q_K / (0,1431 \cdot K \cdot O_2),$$

де  $x$  - концентрація АСД в суслі, г/л;  
 $\mu$  - питома швидкість розмноження дріжджів, год<sup>-1</sup>;  
 $Q_K$  - витрати розчиненого кисню на 1 кг приросту АСД, г (у залежності від умов дріжджогенерування змінюється від 30 до 100 г);  
 $K$  - коефіцієнт використання кисню повітря, %;  
 $O_2$  - вміст кисню в повітрі, об. %.  
 Тиск повітря, який забезпечує нормальні умови аерування (кПа).

$$p = (K_c H \gamma + p_0) 10^{-2},$$

де  $K_c$  - коефіцієнт, який враховує опір повітропроводів, звичайно дорівнює 1,2;  $H$  - висота стовпа сусла, м;  $\gamma$  - концентрація сухих речовин сусла кг/м<sup>3</sup>;  $p_0$  - тиск над сусликом у дріжджогенераторі, кПа.

Для подачі повітря у дріжджогенератори використовують повітродувки ВК-1, ВК-12; ВК-24. Турбоповітродувки ТВ-50 застосовують тільки на спиртових заводах великої потужності. У них повітря підігрівається до 50-60° С і його потрібно охолоджувати.

Навіть при незначній зміні опору в одному з дріжджогенераторів (зміна рівня середовища та ін.) кількість повітря, яке поступає із загального повітропроводу у різні дріжджогенератори, може змінитися в декілька разів, що порушить режим дріжджогенерування. Загальні витрати повітря і витрати його на кожний дріжджогенератор необхідно вимірювати і підтримувати постійними. Для вимірювання встановлюють ротаційні лічильники РГ-400, РГ-600, РГ-1000 або витратоміри типу дифманометрів.

Технологічні показники сусла для дріжджів і виробничих дріжджів наведені в табл. 8.3. Концентрацію сухих речовин сусла регулюють ручним способом або з використанням автоматичного рефрактометра у комплексі з вторинним на базі приладу ЗПД, впливаючи на подачу холодної води у змішувач.

У виробничих дріжджах визначають видиму концентрацію сухих речовин та кислотність через кожні 2 год, вміст спирту та біомасу дріжджів – один раз на зміну. Концентрація біомаси повинна бути 12-15 г/л в однопродуктовому виробництві спирту, а у випадку виділення хлібопекарських дріжджів – 16-18 г/л. Температуру виробничих дріжджів контролюють і регулюють автоматично з використанням багатоточкових мостів та блоків реле.

Таблиця 8.3 Характеристика сусла для дріжджів і виробничих дріжджів

Показник	Одно-(1) або двопоточкова (2) схема	Підроблена меляса	Сусло для дріжджів	Виробничі дріжджі
Концентрація СР,%	1	70-75	20-23	15-17
	2	70-75	8-12	5,5-6,5
Кислотність, град	1	1,6-2,4	0,4-0,5	0,4-0,5
	2	3,5-4,5	0,9-1	0,9-1
рН	1	3,5-4	5,0-5,2	5,0-5,2
	2	2,5	4,0-4,5	4,0-4,5
Вміст спирту, об.%	1	-	-	-
	2	-	-	2-3,5
Температура, °С	1	-	24-25	28-30
	2	-	24-25	28-30

Показниками температури є термометри опору; вторинними приладами для контролю та регулювання температури – електронні мости типу ЗМП-209. Вторинні прилади через блоки реле й електродвигунові виконуючі механізми типу ДР керують роботою регулюючих органів подачі холодної води у теплообмінники.

#### Контрольні питання та завдання

1. Сутність періодичного культивування дріжджів на суслі із зерна.
2. Розмноження чистої культури дріжджів на мелясному суслі, апаратурно-технологічна схема.
3. Розмноження виробничих дріжджів на мелясному суслі, апаратурне оформлення, вимоги до дріжджогенераторів.
4. Теоретичні основи безперервного дріжджогенерування.

## РОЗДІЛ 9

### ЗБРОДЖУВАННЯ СУСЛА

#### ЗБРОДЖУВАННЯ СУСЛА З КРОХМАЛЕВМІСНОЇ СИРОВИНИ

Сусло, окрім тієї частини, що йде на приготування дріжджів, перекачують у бродильні апарати, і цукор сусла зброджується дріжджами у спирт. При зброджуванні сусла з крохмалевмісної сировини відбувається також дооцукровування декстринів. Сусло, що бродить називають бражкою, а зброджене сусло – зрілою бражкою.

Показники цукроміру у фільтраті бражки – це видима густина (за стандартом), але більш правильно називати цей показник видимим вмістом сухих речовин. Показники цукроміру у фільтраті бражки після відгонки спирту і доведення дистильованою водою до первинного об'єму – вміст дійсних сухих речовин бражки. Останні завжди більші видимого вмісту сухих речовин. Цими термінами замінені ті, які раніш використовувалися, - видимий і дійсний відброди.

Показники спиртоміру у дистилаті зрілої бражки у об'ємних процентах називають міцністю бражки.

Розрізняють три періоди бродіння: розброджування, головне бродіння і доброджування. В умовах спиртових заводів розброджування не так помітне, тому що використовується значна кількість засівних дріжджів.

Для зброджування сусла із крохмалевмісної сировини характерний довгий період доброджування. У суслі з усього крохмалю (100 %) біля 4-6 % знаходиться у вигляді нерозчиненого, 75-77 % – перетвореного у мальтозу та глюкозу, біля 19 % – перетвореного у декстрини. Швидкість доброджування визначається головним чином активністю декстринази чи глюकोамілази. Основне значення при цьому має поліауксія вуглеводів, тобто послідовність засвоєння їх дріжджами. У першу чергу зброджується глюкоза, а потім основна кількість мальтози, декстрини оцукрюються тільки після того, коли приблизно 1/3 мальтози буде зброджена.

На спиртових заводах України застосовують періодичний спосіб зброджування сусла з крохмалевмісної сировини. Відомі й інші способи зброджування цього середовища – безперервно-проточний, проточно-рециркулярний і циклічний, які з ряду принципів причин (основна – небезпека розвитку сторонньої мікрофлори та закисання бражки, зниження виходу спирту) поки що не знайшли широкого впровадження у виробництво.

#### ПЕРІОДИЧНИЙ СПОСІБ

При періодичному способі всі операції від початку до кінця проводять у одному апараті. Виробничі дріжджі вносять у бродильний апарат, який потім поступово заповнюють сушлом. Кількість виробничих дріжджів становить 8-10 % від об'єму

сусла, яке зброджується. Сусло з дріжджами залишають на бродіння протягом 72 годин.

Тривалість наповнення одного бродильного апарата не повинна перевищувати 8 годин. Нормальна тривалість бродіння 72 год, при недостатньому об'ємі бродильних апаратів на деяких заводах тимчасово допускається тривалість бродіння 48 годин.

Початкова температура сусла ("складки") залежить від тривалості бродіння: чим вона більша, тим нижча температура (18-20° С при 72 год). При 48-годинному бродінні початкова температура сусла 24-25° С. Під час головного бродіння підтримують температуру 29-30° С, у процесі зброджування – 27-28° С. При нестачі цукру дріжджі погано бродять. Крім того, при більш низькій температурі зменшується закисання бражки.

Бродіння вважають закінченим, коли вміст незброджених цукрів (редукуючих речовин – РВ) у бражці досягає 0,2-0,3г/100мл, а видимий та дійсний вміст сухих речовин не змінюється протягом останніх 2-3 год. Якщо відсутня йодкрохмальна реакція зрілої бражки, відбулося повне оцукрювання розчиненого крохмалю. Після кип'ятіння нефільтрована бражка з йодом при наявності крохмалю дає синє забарвлення, що свідчить про наявність непророслих зерен, погане подрібнення солоду і зерна.

Якщо необхідно загальмувати бродіння в зв'язку з зупинкою брагоректифікаційної установки, бражку охолоджують у кінці головного бродіння до 15-20° С. При більш тривалому простої зрілу бражку асептують формаліном (40 мл 40%-ного формаліну на 10 дал бражки).

Під час бродіння бродильні апарати з'єднують із спиртовловлювачем для конденсації спиртових парів, які виносяться газами бродіння.

Зрілу бражку з бродильного апарата прямо або через проміжний резервуар насосом перекачують у брагоректифікаційний цех. Після випорожнення бродильний апарат миють водою, обризкують усередині розчином хлорного вапна, витримують 15-20 хв, після чого хлорне вапно змивають водою і пропарюють 30 хв при температурі 100° С. Витрати пари – 10-12 кг на 1м<sup>3</sup> об'єму апарата.

Для миття бродильних апаратів зручно використовувати спеціальні механічні пристрої, які приводяться у рух рідиною, що подається у них насосом під тиском до 0,4 МПа. Робоча рідина – змішана з антисептиком перегріта вода – розбризкується усередині бродильного апарата.

## БЕЗПЕРЕРВНО-ПРОТОЧНИЙ СПОСІБ

Розвиток техніки бродильних виробництв ще наприкінці ХІХ сторіччя поставив на чергу вирішення проблеми безперервного спиртового бродіння. У 1899 році був запропонований спосіб безперервного оцукрювання і зброджування сусла з допомогою муковорих грибів (спосіб Аміло), у 1903 р. французькі фірми Гільом, Егро і Гранже пропонують безперервний спосіб зброджування дифузійних соків цукрового буряка. У 1909 р. професор Томського технологічного інституту С.В. Лебедев

висунув проблему безперервного спиртового бродіння і у наступних працях у 1915 р. дав теоретичне обґрунтування способу безперервного бродіння. Продовжили ці дослідження по безперервному зброджуванню мелясного сусла Д.М. Климовський, І.Ф. Гладких.

Неодноразові спроби ряду авторів здійснити безперервне спиртове бродіння у виробництві спирту з крохмалевмісної сировини закінчувалися невдачами. Аналіз причин цих невдач показав, що вирішальне значення при цьому має наростання кислотності, яке викликане тим, що із свіжопророслим солодом заноситься велика кількість кислототворних бактерій, які швидко адаптуються до умов середовища. Підвищення кислотності бражки супроводжується частковим інактивуванням ферментів, погіршенням зброджуванням цукрів і відповідним зниженням виходу спирту з тонни переробленого крохмалю. Успішне вирішення проблеми безперервного зброджування крохмалевмісної сировини може бути лише за умови пригнічення біологічної інфекції, яка виникає у бродильній батареї. Використання як засобу захисту проти сторонньої мікрофлори сірчаної і соляної кислот (у випадку переробки бурякової меляси і дифузійних соків) непринятно, тому що із збільшенням кислотності бражки ферменти частково інактивуються і вихід спирту знижується. Тому безперервні способи зброджування сусла не знайшли розповсюдження у виробництві спирту з крохмалевмісної сировини.

Суть цього способу полягає у безперервному притоці сусла і додаванні дріжджів у головний бродильний апарат бродильної батареї з декількох поступово з'єднаних апаратів і відтоку зрілої бражки з останнього бродильного апарата на перегонку.

У 1953 році В.Л.Яровенко провів досліди з вивчення характеру переміщення рідини у безперервному потоці, які показали нерівномірність переміщення сусла у батареї бродильних апаратів. Так, за один оберт головного апарата, тобто за одну зміну об'єму сусла, у ньому залишається біля 36% первинного (старого) сусла і така ж кількість доданого (нового) сусла виноситься з апарата. Із збільшенням числа обертів кількість затриманого сусла зменшується.

Із збільшенням числа обертів і порядкового номера апарата у батареї зростає тривалість затримки "старого" сусла, а разом з цим і розвиток сторонніх мікроорганізмів, головним чином молочнокислих бактерій.

Повне випорожнення першого бродильного апарата від залишків "старого" сусла настає через 6-7 обертів (один оберт займає 6-7 год) і шостий апарат батареї повністю звільнюється від "старої" бражки лише через 14 обертів. Поступово створюється осередок інфекції, який неминуче веде спочатку до понаднормативного наростання кислотності, а потім до повного припинення бродіння. Це поглиблюється ще дуже обмеженою кількістю виробничих дріжджів (8-15%), яку використовують при періодичному способі зброджування. При русі бражки з одного апарата в інший виникає нерівномірний розподіл швидкостей, внаслідок чого бражка затримується біля стінок труб і апаратів, що сприяє розмноженню інфекції.

В.Л.Яровенко довів, що розмноження сторонньої мікрофлори починається у бражці у головному бродильному апараті і розповсюджується за потоком у наступ-

ні апарати батареї. Внаслідок розвитку інфекції особливо сильно підвищується кислотність бражки в останніх апаратах, тому що у них відбувається найбільша затримка бражки. Поток свіжого суслу мікрофлора вимивається лише частково, значна кількість залишається в останніх апаратах.

Показано переваги батареї у порівнянні з одинарним апаратом. Після пропуску через батарею апаратів об'єму нової рідини, який дорівнює об'єму батареї, у ній затримується 17,55% "старої" рідини, у одинарному – 36,79%. Однак повного усунення затримок і проскоків рідини за рахунок збільшення кількості бродильних апаратів на спиртових заводах, досягнути не вдалося.

При ламінарному русі процес переміщення рідини йде більш організовано, ніж при турбулентному. Форма апаратів бродильної батареї і швидкість розведення середовища не впливають на розміри затримок і проскоків.

Періодичне зброджування сусла має ту перевагу, що воно суворо обмежене у часі і від початку до кінця проводиться в одному апараті, який після завершення циклу стерилізують паром. При безперервно-проточному бродінні у кожному з апаратів відбувається лише частина загального процесу, тривалість якого теоретично не обмежена. Тому запропоновано проводити профілактичну стерилізацію бродильних апаратів послідовно – від головного до останнього через певні проміжки часу. При цьому велике значення має тривалість перебування бражки у апаратах, кількість дріжджових клітин, швидкість притоку середовища, рН, температура.

Удосконалена апаратурно-технологічна схема безперервного зброджування сусла розроблена ВНДІПрБ (рис.9.1.). Схема складається з двох дріжджогенераторів 1, двох розброджувачів 2, двох головних бродильних апаратів 3 і 6-8 доброджувачів 4.

Засівні дріжджі розмножують у дріжджогенераторі. У нього подають з оцукрювача сусло з температурою 55-58° С, нагрівають його через поверхню теплообміну до 75-80° С, 2 год пастеризують, а потім охолоджують водою, яку подають у охолоджуючу сорочку, до 30° С. В охолоджене середовище засівають чисту культуру дріжджів, перемішують їх, охолоджують до 22° С і залишають на бродіння. Через 20-24 год дріжджі передають у розброджувач. Об'єм дріжджів у дріжджогенераторі повинен становити 1-1,5% від об'єму середовища у головному бродильному апараті. Процес ведуть, минаючи стадію розмноження дріжджів у дріжджанках, тому вони схемою не передбачені. Маточні дріжджі спускають у розброджувач при видимому вмісті сухих речовин 5-6%.

Одночасно з надходженням дріжджів у розброджувач подають охолоджене у теплообміннику сусло. Після заповнення розброджувача середовище у ньому підкислюють сірчаною кислотою до 0,4-0,5 град. і залишають на бродіння на 22-24 год. При видимому вмісті сухих речовин 5-6% і накопиченні дріжджових клітин 90-100 млн/мл дріжджі спрямовують у головний бродильний апарат, куди одночасно подають охолоджене сусло. Робочий об'єм розброджувача приймають рівним 40% від об'єму головного бродильного апарата.

У головному бродильному апараті відбувається головне бродіння, концентрація у ньому дріжджових клітин підтримується на рівні 90-120 млн/мл, що досяга-



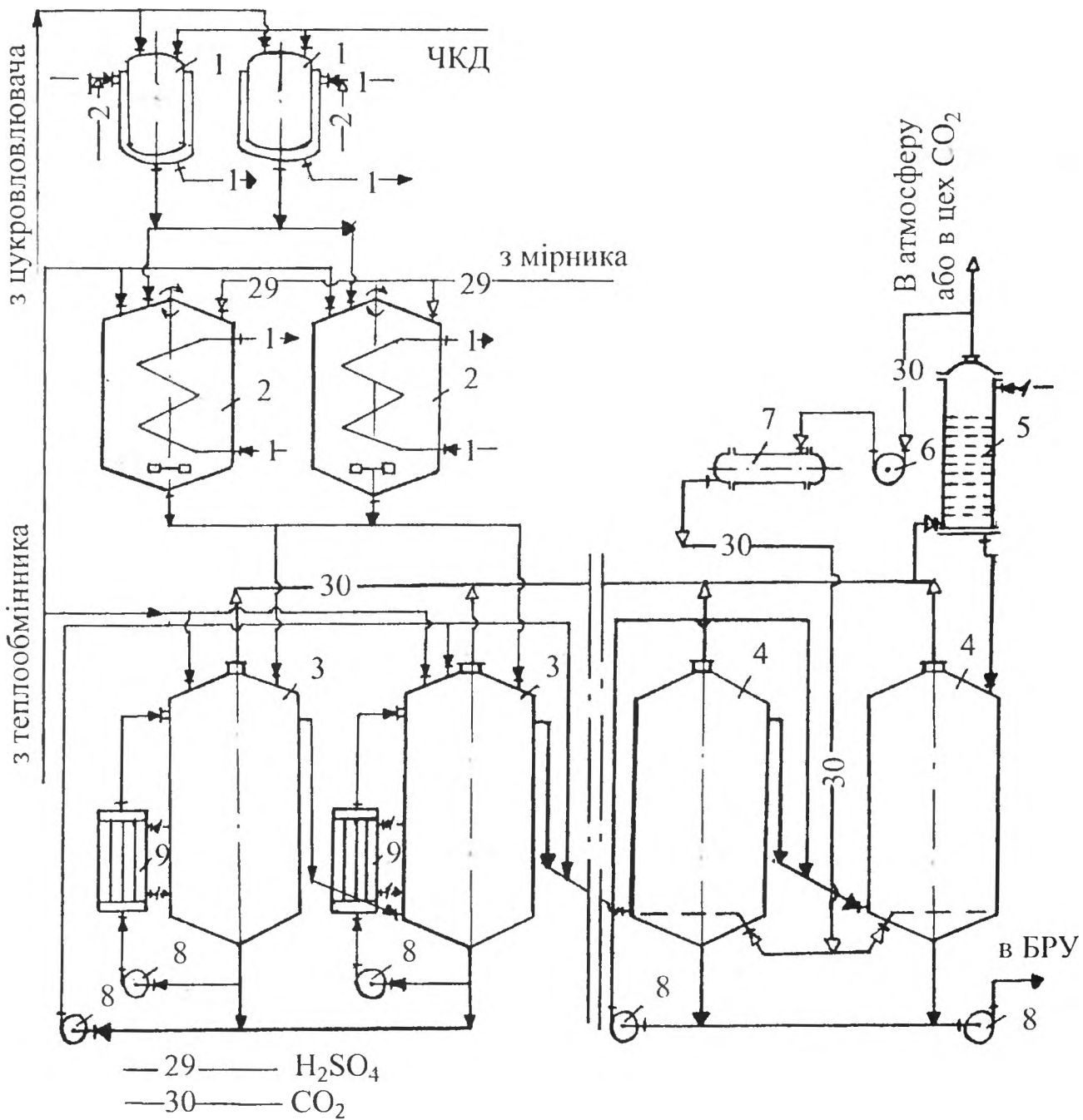


Рис. 9.1 Апаратурно-технологічна схема безперервного збродження сусла

ється підвищеною кількістю засівних виробничих дріжджів до об'єму головного бродильного апарата і підтриманням у ньому рівних значень швидкості розведення середовища і питомої швидкості росту дріжджів. Бражка послідовно заповнює всі бродильні апарати батареї, переміщуючись між ними зверху донизу, а в апаратах — знизу догори. Завдяки цьому напрями осадження дріжджів, дробини і руху бражки у бродильних апаратах зустрічні, що запобігає осадженню дріжджів і дробини. Бро- діння здійснюється дріжджами, які розмножуються по всій масі бражки, яка пере- мішується діоксидом вуглецю, що виділяється. Процес відбувається під тиском 0,01 МПа. Головні апарати на 1 м вищі доброджувачів.

Для забезпечення безперервності бродіння сусло надходить у два головні бродильні апарати, під час стерилізації першого батарея живиться через другий. Якщо приплив сусла здійснювати паралельно у два бродильні апарати, зменшується винесення дріжджів і збільшується кількість їх у головних бродильних апаратах ( $D=0,06-0,08 \text{ год}^{-1}$ ).  $D$  збільшується у два рази при надходженні сусла в один апарат.

Процес бродіння у головних апаратах і перших двох доброджувачах ведуть при температурі  $26-27^\circ \text{C}$ . Охолодження бражки відбувається у виносних кожухотрубних теплообмінниках 9. Біля кожного апарата передбачені насоси 8, які здійснюють циркуляцію бражки за замкнутим контуром. Чотири останніх доброджувачі не мають теплообмінників, температура бражки у них  $27-28^\circ \text{C}$ .

З останнього доброджувача зрілу бражку перекачують насосом у брагоректифікаційне відділення.

Загальна тривалість процесу бродіння складає 62-65 год. В останніх чотирьох доброджувачах змонтовані барботери, через які періодично компресором подають стиснений діоксид вуглецю, що запобігає осадженню дріжджів і дробини на дно апаратів. Діоксид вуглецю, який виділяється в процесі бродіння, поступає у спиртовловлювач 5. Звільнений від парів спирту газ частково поступає у компресор 6, решта – у цех рідкого діоксиду вуглецю. Водно – спиртовий розчин із спиртовловлювача падає у збірник зрілої бражки, а відтіля з бражкою – у брагоректифікаційне відділення.

Дріжджогенератор, розброджувач і головний бродильний апарат дублюються, щоб забезпечити безперервність процесу при проведенні стерилізації одного з апаратів.

Для прискорення перетоку бражки з апарата в апарат переливні труби кожного наступного апарата розташовані нижче попередніх.

Чистота бродіння, головним чином, підтримується такими технологічними прийомами: засівом і підкисленням бражки у головному бродильному апараті сірчаною кислотою до рН 4,2...4,5 і профілактичними стерилізаціями бродильної батареї, трубопроводів і насосів.

Суть профілактичної стерилізації полягає у тому, що через певні проміжки часу (3 доби) безперервний приплив сусла переключають на другий головний бродильний апарат і у нього стерилізаційним насосом 8 перекачують вміст першого головного апарата, який потім миють, стерилізують 40 хв при  $95-100^\circ \text{C}$  парою, охолоджують, знов заповнюють дріжджами і суслем та відновлюють приплив у нього сусла. Поки йде заповнення суслем першого головного бродильного апарата, вміст другого тим же насосом перекачують у третій апарат. Другий апарат також миють, стерилізують, охолоджують і підключають до перетоку. За таким принципом здійснюють наповнення, звільнення і стерилізацію решти апаратів з їх трубопроводами й арматурою. Коли на стерилізацію буде поставлений останній бродильний апарат, потік бражки дійде до передостаннього апарата батареї, таким чином зріла бражка безперервно подається у брагоректифікаційне відділення.

У залежності від ступеня інфікованості солоду, стану перероблюваної сировини і чистоти дріжджів, час до чергової профілактичної стерилізації батареї може збільшуватися до 3-5 або зменшуватися до 1,5-2 діб.

При використанні безперервного зброджування сусла із крохмалевмісної сировини вихід спирту збільшується на 0,33 дал/т умовного крохмалю у порівнянні з періодичним способом бродіння (тут і далі дані авторів розробки). Збільшується спиртозйом з 1 м<sup>3</sup> бродильних апаратів – 2,3 дал/м<sup>3</sup>·добу у порівнянні з 2,0 дал/м<sup>3</sup>·добу при періодичному бродінні, тобто збільшується продуктивність бродильного відділення.

## ПРОТОЧНО – РЕЦИРКУЛЯЦІЙНИЙ СПОСІБ

Досконалим, гнучким і мобільним шляхом інтенсифікації безперервного бродіння є рециркуляція біомаси дріжджів. Збільшення дріжджової популяції з самого початку процесу виключає пусковий момент, який збільшує небезпеку розвитку інфекції і закисання бражки. Але при рециркуляції відсепарованої біомаси дріжджів продукти бродіння інфікуються сторонніми мікроорганізмами. Тому співробітниками ВНДІПрБ і працівниками Мічурінського спиртового заводу розроблений спосіб безперервного зброджування сусла із крохмалевмісної сировини з рециркуляцією бражки з другого або третього апаратів у перший апарат батареї, тобто рециркуляція дріжджів без попереднього концентрування у центрифусі. Таким чином із перших бродильних апаратів утворюється рециркуляційний контур, у якому можна збільшити швидкість розведення середовища у 1,5-2 рази і відповідно підвищити питому швидкість розмноження дріжджів при стабілізації цих показників у решті батареї. Об'єм рециркульованого середовища становить 100% від припливу сусла у батарею, що дає можливість додатково включити приплив сусла у кількості 40% від основного. При цьому відбувається не тільки рециркуляція дріжджів, а і ферментів, що містяться у бражці, які багаторазово беруть участь у розщепленні вуглеводів і білків, на стадіях головного бродіння і доброджування зменшуються втрати цукру на біосинтез дріжджів, що супроводжується підвищенням виходу спирту на 0,1 дал/т крохмалю.

Підвищення швидкості розведення бражки у першому бродильному апараті сприяє мікробіологічній чистоті бродіння, внаслідок чого міжстерилізаційний період збільшується до трьох діб. Завдяки меншому наростанню кислотності у процесі бродіння вихід спирту збільшується при тривалості бродіння 60 год на 0,8 дал/т крохмалю, а при 48 год – на 1,2 дал/т.

Хіміко-технологічні показники зрілих бражок наведені у табл. 9.1.

Але крім дріжджів і ферментів разом з бражкою у головний бродильний апарат повертаються сторонні мікроорганізми, кількість яких зростає із збільшенням порядкового номера бродильного апарата у контурі рециркуляції.

Табл. 9.1 Характеристика зрілої бражки

Показники	Способи бродіння	
	Безперервно-проточний	Проточно-рециркуляційний
Вміст спирту (міцність), об.%	8,9	8,96
Вміст зброджуваних вуглеводів, г/100 мл	0,24	0,19
Концентрація дріжджових клітин у головному апараті, млн/мл	58,0	71,0
Наростання кислотності, град	0,03	0,01
Тривалість бродіння, год	62-65	60-62

### ЦИКЛІЧНИЙ СПОСІБ

Циклічний спосіб, запропонований В.Л. Яровенком і Е.П. Скалкіною, – це різновид напівбезперервних способів бродіння, у яких розброджування і головне бродіння протікають безперервно, а доброджування – періодично. Для здійснення способу необхідні 2-3 механізованих дріжджанки, один розброджувач і 6-7 бродильних апаратів, які послідовно з'єднуються між собою переливними трубами з дисковими затворами для їх виключення під час стерилізації.

Робота бродильної батареї починається з розмноження дріжджів у дріжджових апаратах і продовжується у розброджувачі, об'єм якого становить 25-30% від місткості головного бродильного апарата. Розмноження дріжджів у дріжджових апаратах і у розброджувачі триває по 14-16 год. Кислотність суслу у дріжджових апаратах 0,9-1,2 град, у розброджувачі 0,5-0,7 град встановлюється додаванням розчину сірчаної кислоти, інколи – внаслідок молочнокислого закисання. Концентрація дріжджових клітин за увесь період розмноження збільшується від 20-25 до 80-100 млн/мл.

У дріжджових апаратах дріжджі розмножуються на суслі з оцукрювача після відповідної підготовки.

З початку роботи батареї головний бродильний апарат заповнюють одночасно суслom і дріжджами. Бражка послідовно перепливає з апарата в апарат і останній бродильний апарат 6 або 7-й заповнює приблизно через 25-30 год, після цього приплив сусла припиняють і переводять його і подачу дріжджів на другу паралельну батарею, а у першій проводять періодичним способом доброджування бражки при температурі не вище 30° С протягом 32-38 год. Поки заповнюють другу батарею, закінчується доброджування бражки у першій. Батарею звільняють від бражки, починаючи від останнього апарата послідовно до головного. Новий цикл бродіння у першій батареї починають з останнього апарата, він стає головним, бражка перетікає у зворотньому напрямку після звільнення, стерилізації і охолодження бродильних апаратів. Її залишають на доброджування, а сусло подають у останній апарат другої батареї і далі.

Недоліки циклічного способу – неоднакова тривалість перебування бражки у окремих апаратах батареї: найбільша вона у головних апаратах, найменша – у остан-

ніх. Така неоднорідність веде до наднормованого наростання кислотності бражки, втрат цукру і зниження виходу спирту. Дуже ускладнюється апаратурне оформлення схеми бродіння і регулювання технологічних процесів.

Для запобігання інфікування доцільно створити дві паралельні лінії підготовки напівпродуктів, які працюють одночасово і при відключенні однієї з них на стерилізацію безперервність припливу сусла не порушується. Стерилізацію кожної лінії проводять через 24 год, а лінію приготування солодового молока через 8 год.

При правильній організації циклічного бродіння загальна тривалість процесу скорочується на 12-15%, спиртозйом з 1 м<sup>3</sup> бродильних апаратів збільшується до 2,3 дал/добу, вуглеводи зброджуються повніше, дещо покращуються технологічні показники зрілої бражки у порівнянні з періодичним способом, але вони гірші, ніж при безперервному способі бродіння.

## ПРОДУКТИВНІСТЬ БРОДИЛЬНОЇ БАТАРЕЇ

У головному бродильному апараті концентрація біомаси дріжджів є величиною сталою ( $D = \mu$ ). Кількість дріжджових клітин збільшується до 5-го апарата і досягає 90-140 млн/мл. Закономірності швидкості розмноження дріжджів описані вище.

Для потоку сусла, оцукрюваного солодом, у 1-му апараті батареї  $\mu = 0,78$ ,  $D = 0,074 \text{ год}^{-1}$ ; для потоку сусла, оцукрюваного пліснявими грибами, у першому апараті  $\mu = 0,105$ ,  $D = 0,111 \text{ год}^{-1}$ .

Питома швидкість розмноження дріжджів у перших бродильних апаратах при різних потоках становила 0,078-0,105, що у 1,5-2 рази більше, ніж у решті апаратів, де значення  $\mu$  знаходилось у межах 0,06...0,042  $\text{год}^{-1}$ .

У головному апараті батареї тривалість однієї генерації дріжджів 6,6...8,9 год, у решті чотирьох – від 13,7 до 16,9 год.

Процес зброджування цукрів підпорядковується закону мономолекулярної реакції. Як при кожній такій реакції, процес зброджування цукрів може характеризуватися періодом напіврозпаду, тобто часом, при якому вихідна кількість вуглеводів зменшується вдвічі. ( $C = 0,5C_0$ ), де  $C_0$  і  $C$  – концентрація зброджуваних вуглеводів з початку бродіння і через час  $t$ . Визначивши цей показник, наприклад, 2 год, можна приблизно розрахувати тривалість зброджування середовища при вихідних показниках ( $C_0 = 12\%$ ) і залишкових у зрілій бражці ( $C = 0,3\%$ ). Вона приблизно становить 12 год.

Бродильну активність дріжджів  $q$  виражають у грамах зброженого цукру у 100 мл середовища за 1 год на 1 г біомаси дріжджів, і вона може бути визначена так:

$$q = \frac{(C_0 - C) D}{x},$$

де  $x$  – концентрація біомаси дріжджів у апараті.

1 млрд дріжджових клітин важить 70 мг, або 10 млн клітин 0,7 мг, отже, 1 г біомаси дріжджів у 1 л відповідає 14,3 млн дріжджових клітин у 1 мл.

При середній бродильній активності дріжджів ефективність одиниці їх біомаси у головному апараті ( $q = 0,16-0,24$ ) у два рази вища, ніж у 5-му ( $q = 0,076-0,14$ ), хоча кількість дріжджових клітин збільшується у протилежному напрямку – від 1-го до 5-го апарата. У кінцевих апаратах життєдіяльність дріжджових клітин пригнічується продуктами метаболізму і нестачею живильного субстрату. Тому доцільно збільшувати кількість дріжджових клітин тільки у головному апараті.

Економічний коефіцієнт – відношення середнього приросту біомаси до кількості збродженого цукру.

Час заповнення бродильного апарата при середній швидкості розведення  $D = 0,128 \text{ год}^{-1}$  становить:  $1/D = 1/0,128 = 7,8 \text{ год}$ .

Тривалість бродіння при початковій концентрації сусла  $C_0 = 16\%$  і дійсній концентрації у зрілій бражці  $C_k = 3,5\%$ ,

$$t = \frac{2.303}{K} \lg C_0/C_k = 181 \lg 4,6 = 52 \text{ год.}$$

При загальній тривалості бродіння у батареї 52 год кількість бродильних апаратів складає  $52/7,8 = 7$ . Із врахуванням часу на дезинфекцію і стерилізацію апаратів їх приймаємо 8. Фактичний час перебування збродженого середовища у апараті буде  $52:8 = 6,5 \text{ год}$ .

Якщо шляхом рециркуляції бражки і створенням розрідження 3,95-4,9 КПа у одному з бродильних апаратів рециркуляційного контуру видалити з неї 75% продуктів метаболізму дріжджів, то бродіння прискорюється, вміст сухих речовин у бражці головного апарата буде 7% (при вихідному 16%), у 4-му – 2%. Загальна тривалість бродіння становить 24-32 год. У цих умовах активуються дооцукровування декстринів, гідроліз білків, покращується живлення дріжджів та більш повно зброджуються вуглеводи.

Для подовження міжстерилізаційного періоду Є.І.Квасніков запропонував продуценти *Actinomyces* штам 135(1), а у ВНДІПрБ була розроблена технологія антибіотика лактоциду.

Лактоцид вводять у дріжджове сусло й основне сусло, яке надходить у головний апарат бродильної батареї. На Мічуринському експериментальному спиртовому заводі при приготуванні посівних дріжджів у сусло вводили 0,2% лактоциду, розброджувача – 0,06 %. Якість дріжджів була відмінною, концентрація їх була 132 млн/мл, мертвих – 1%, видимий вміст сухих речовин і кислотність – нижче нормативних.

Концентрація сухих речовин основного сусла становила 15,6%, оцукрюючий матеріал *Asp.batatae* 61, активність якого (од/мл) така: амілолітична 96, декстринологічна 1936, глюкоамізна 148, температура бродіння 29-30° С. Міжстерилізаційний період при додаванні до сусла 0,02% препарату лактоциду триває 5 діб, через 130 год у полі зору були одиничні (2-3) палички. Бродіння проходило без наростання кислотності бражки.

Процес бродіння інтенсифікується на 25 %, основна частина вуглеводів (75%) зброджується у головних апаратах, середня кількість незброджених цукрів у браж-

ці становила 0,25-0,30 г/100мл; на 0,5-0,6% підвищився вихід спирту із 1 т крохмалю, скоротилися витрати пари і електроенергії на стерилізацію дріжджового сусла і бродильних апаратів .

З різних причин (головна – втрата культурою продуценту антимікробної активності та ін.) лактоцид не виробляється.

## ТЕХНОЛОГІЧНІ ПОКАЗНИКИ БРОДІННЯ

Основні показники бродіння і склад зрілої бражки при різних способах бродіння наведені у табл. 9.2.

Табл. 9.2 Характеристика різних способів бродіння

Способи бродіння	Тривалість бродіння, год	Вихід спирту, дал/т крохмалю	Спиртозйом, дал/(м <sup>3</sup> добу)	Показники зрілості бражки						
				Видимі сухі речовини, %	Дійсні сухі речовини, %	Незброджені РР, г/100 мл	Нерозчинений крохмаль, г/100 мл	Титрована кислотність, град	pH	Міцність, об. %
Рециркуляційно-проточний	51	65,6	4,1	-0,2	3,1	0,17	0,05	0,40	4,5	8,5
Безперервно-проточний	56	65,4	3,0	-0,1	3,3	0,23	0,08	0,40	4,5	8,4
Циклічний	66	64,9	2,3	0,20	3,4	0,35	0,10	0,53	4,3	8,2
Періодичний	72	64,7	2,0	0,35	3,6	0,45	0,12	0,40	4,5	8,0

З таблиці видно, що бродіння закінчується швидше при рециркуляційно-проточному способі, ніж при безперервно-проточному, повільніше – за циклічним і ще повільніше – за періодичним. Безперервні способи мають і інші переваги: більший вихід спирту з 1 т крохмалю і його отримання з 1 м<sup>3</sup> бродильного апарата за добу.

Технологічні показники зрілої бражки характеризують роботу не тільки бродильного відділення, але і попередніх – розварювання сировини, приготування солоду або культури пліснявих грибів, оцукрювання, вакуум-охолодження розвареної маси, приготування дріжджів та ін. Помилки у технології у попередніх відділеннях виявляються у показниках зрілої бражки. Найбільш важливі з цих показників: вміст редуруючих речовин і дійсна концентрація сухих речовин, видима концентрація сухих речовин, кислотність і міцність бражки.

Видима концентрація сухих речовин бражки залежить від доброякісності сусла: чим вона вища, тим нижча видима концентрація сухих речовин. Орієнтовно при збільшенні і зменшенні доброякісності на 1 % відповідно видима концентрація

сухих речовин знижується або підвищується на 0,2 %. Вихідна концентрація сула суттєво впливає на значення видимої концентрації сухих речовин бражки.

При оцукрюванні розвареної маси ферментами пліснявих грибів і бактерій видима густина бражки значно вища, ніж при використанні солоду, тому що відбувається гідроліз пектинових речовин, геміцелюлоз та інших компонентів зерна, які не гідролізуються ферментами солоду.

Якість бродіння слід визначити за кількістю незброджених РР, які визначають у фільтраті бражки до двогодинного гідролізу з 2 %-ною HCl і після нього. По цих двох значеннях можна зробити висновок про склад незброджених вуглеводів. Незброжені цукри зрілої бражки складаються з пентоз (арабінози, ксилози), мальтози і глюкози. Однак редукуючу здатність мають і декстрини, що не враховують при визначенні РР до гідролізу (всі редукуючі речовини приймають за мальтозу). Окрім того, до декстринів відносять усі речовини, які утворюються при кислотному гідролізі.

Вміст у зрілій бражці мальтози, декстринів і РР залежно від виду переробленої сировини наведений у таблиці. 9.3.

Табл. 9.3 Вміст незброджених речовин у зрілій бражці, г/100 мл

Сировина	Мальтоза	Декстрини	РР після гідролізу
Картопля	0,25-0,40	0,1-0,6	0,6-1,0
Кукурудза	0,3-0,45	0,45-0,6	0,8-1,0
Просо	0,3-0,45	0,45-0,6	0,8-1,0
Овес	0,3-0,45	0,6-0,8	0,9-1,2
Ячмінь	0,35-0,55	0,8-1,1	1,0-1,5
Жито	0,5-0,8	0,8-1,0	1,2-1,8

Якщо показники бражки значно перевищують межі, вказані у табл. 9.3, особливо вміст декстринів, то це свідчить про ненормальне проходження бродіння і дооцукрювання декстринів.

При запобіганні інфікуванню у бражці розвиваються тільки дріжджі, і її кислотність підвищується не більше, як на 0,2 град., більше наростання кислотності свідчить про розвиток інфекції.

Наростання кислотності бражки на 1 град викликає зниження виходу спирту на 2,3 дал із 1 т крохмалю. З наростанням титрованої кислотності знижується рН бражки. Амілази солоду у бражці не виявляються, починаючи з рН 4,2 (титрована кислотність 0,8 град.). Глюкоамілаза аспергилів більш кислотостійка і оцукрює крохмаль при рН 4-3,8,  $\alpha$ -амілаза інактивується при такому ж рН, як і солодова, але у меншій мірі.

Не зважаючи на те, що найкращі показники бродіння при безперервних способах, вони у виробництво мало впроваджені. Відсутній ефективний спосіб боротьби з розвитком інфекції.



## УЛОВЛЮВАННЯ СПИРТУ З ГАЗІВ БРОДІННЯ

Бульбашки діоксиду вуглецю, що проходять через шар бражки, насичуються парами спирту, кількість якого тим більше, чим вища міцність бражки та її температура. Втрати спирту при його випаруванні (при температурі 30° С) становлять у середньому 0,74 %.

Найбільш ефективним способом вловлювання спирту з газів бродіння є абсорбція його водою у спеціальних уловлювачах – ковпачкових або з наповнювачами. Конструкція ковпачкових спиртовловлювачів аналогічна обладнанню колон брагоректифікаційної установки, кількість багатоковпачкових тарілок у них від 4 до 10, рідко застосовують спиртовловлювачі з металічними ситами та кільцями Рашіга. Усі уловлювачі працюють за принципом протитечії: діоксид вуглецю надходить знизу, вода – зверху. У тарілчастих і насадкових спиртовловлювачах подачу води регулюють так, щоб вміст спирту у водно-спиртовій рідині, яка виходить із спиртовловлювача, був 1,5-1,7 об. %. При більшій міцності її спиртові пари абсорбуються не повністю.

Більш ефективний спиртовловлювач плівково-конденсаційного типу, який з а п р о п о н у в а в Г.М.Тарариков. Він працює за принципом абсорбції спиртових парів тонкою плівкою води з охолодженого газу, який турбулентно рухається їй назустріч у вертикальних трубках. Остання абсорбція спиртових парів відбувається на трьох сітчастих тарілках.

Діоксид вуглецю надходить у спиртовловлювач знизу і підіймається по конденсаторній частині, що складає собою трубки з розташованими всередині турбулізаторами, які охолоджуються ззовні водою. Між водою,

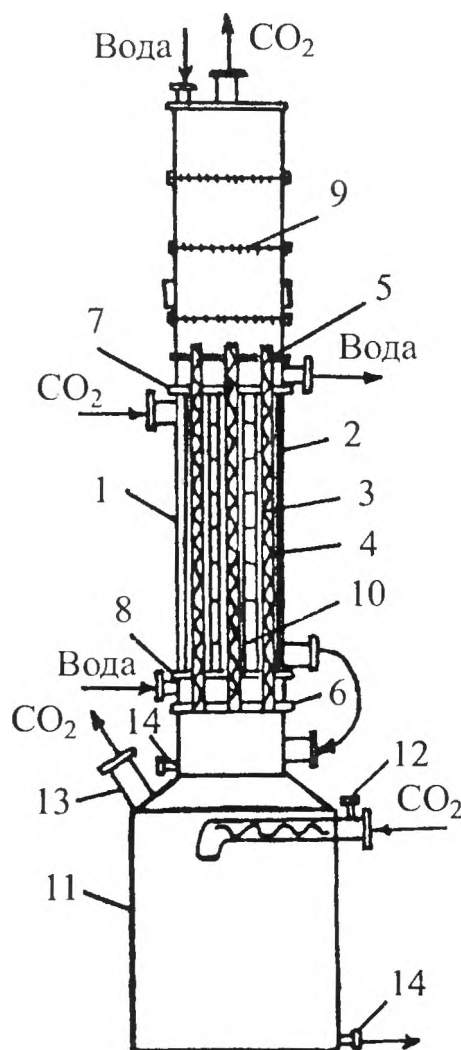


Рис. 9.2 Спиртовловлювач з подвійним охолодженням газів бродіння:

- 1 - корпус трубчастої частини;
- 2 - охолоджувальні труби;
- 3 - абсорбційні труби;
- 4 - стрічковий турбулізатор;
- 5 - верхня трубчаста решітка абсорбційних труб;
- 6 - нижня трубчаста решітка абсорбційних труб;
- 7 - верхня трубчаста решітка охолоджувальних труб;
- 8 - нижня трубчаста решітка охолоджувальних труб;
- 9 - ситчасті тарілки провального типу;
- 10 - перегородки у міжтрубному просторі;
- 11 - збірник водно-спиртової рідини;
- 12 - штуцер для подачі піногасника;
- 13 - штуцер для виведення газів бродіння із збірника;
- 14 - штуцер для виведення водно-спиртової рідини із спиртовловлювача

яка стікає тонкою плівкою по внутрішній поверхні трубок, і діоксидом вуглецю відбувається інтенсивний масообмін, який продовжується потім на сітчастих тарілках верхньої частини вловлювача.

Вода для абсорбції парів спирту подається на верхню тарілку і далі стікає у конденсаторну частину. При оптимальних умовах роботи спиртовловлювача практично увесь спирт абсорбується водою і водно-спиртова рідина має міцність 5-7 об. %, що дозволяє зменшити витрати пари на БРУ.

Швидкість руху газу у вільному перерізі від 0,17 до 1,3 м/с, витрати води від 10 до 50 л/год.

Запропоновано удосконалений тип спиртовловлювача цього принципу з подвійним охолодженням газів бродіння (рис. 9.2.).

Гази бродіння надходять у сепаратор, потім у збірник водно-спиртової рідини, де зменшується їх швидкість і з них відділяються сторонні домішки і піна. При значному піноутворенні у сепаратор вводять піногасник. Зі збірника гази бродіння надходять у верхню трубчасту частину у міжтрубний простір, де гази охолоджуються. Далі газовий потік виходить з нижньої частини міжтрубного простору і вводиться у розподільну царгу нижньої частини корпусу, де розподіляється по абсорбційних трубах. Ефективність спиртовловлювачів цієї конструкції підтверджена дослідженнями на Аніківському спиртовому заводі.

## ЗБРОДЖУВАННЯ МЕЛЯСНОГО СУСЛА

### ФАКТОРИ, ЩО ВПЛИВАЮТЬ НА УТВОРЕННЯ І НАКОПИЧЕННЯ ПРОДУКТІВ БРОДІННЯ

На вихід і якість етилового спирту впливає багато факторів: інтенсивність аерування зброджувального сусла, концентрація в ньому цукрів, кислотність та рН сусла, температура бродіння, раса дріжджів, якість меляси, яку переробляють та ін.

**Інтенсивність аерування сусла.** Із підвищенням інтенсивності аерування зброджувального середовища в дріжджогенераторах вміст спирту зменшується, що зумовлено збільшенням витрат цукрів на синтез біомаси дріжджів та утворення побічних та вторинних продуктів бродіння. Наприклад, якщо сусло зброджують по однопотоковій схемі і змінюють інтенсивність аерування середовища в дріжджогенераторах від 1 до 10 м<sup>3</sup>/(м<sup>3</sup>·год), то збільшується вміст (г/л): альдегідів із 0,12 до 0,36, органічних кислот – із 0,04 до 0,25, вищих спиртів – із 0,4 до 0,97, ефірів – із 0,04 до 0,15; вміст гліцерину мало змінювався і складав 6,14 - 6,04 г/л. У випадку зброджування сусла по двопотоковому способу й інтенсивності аерування 3; 6 та 9 м<sup>3</sup>/(м<sup>3</sup>/год) у зрілій бражці містилося гліцерину відповідно 4,7; 6,3 і 7.0 г/л.

У залежності від інтенсивності аерування середовища в дріжджогенераторах вміст і етилового спирту, й інших продуктів бродіння в зрілій бражці (г/л) описується такими рівняннями:

етилового спирту

$$C = 62,8 - (67,8 - 0,28\alpha) \exp[(0,0013 - 0,125)\tau] - 33\alpha,$$

де  $\alpha$  – інтенсивність аерування середовища,  $\text{м}^3/(\text{м}^3 \cdot \text{год})$ ;

$\tau$  – тривалість бродіння, год.;

альдегідів

$$A = \frac{0,41\sqrt{\alpha}}{0,14(\tau - 10)^2 + 1};$$

органічних кислот

$$K = 0,053 \sqrt{\alpha^3} - 2,78 \cdot 10^{-7} \alpha^4 (\tau - 10)^2;$$

вищих спиртів

$$B = 0,22 \sqrt{\alpha} \lg(\tau - 4);$$

складних ефірів

$$E = 0,0085 \sqrt{\alpha} \exp(0,07\tau).$$

Із підвищенням інтенсивності аерування середовища в дріжджогенераторах загальна кількість інших метаболітів у зрілій бражці збільшується, тому витрати повітря необхідно визначити з урахуванням ефективності повітророзподіляючої системи і необхідної кількості дріжджів у бражці. Необгрунтоване підвищення інтенсивності аерування середовища в дріжджогенераторах, крім збільшення енергетичних витрат, може привести і до зменшення виходу спирту та погіршення його якості.

**Концентрація цукрів.** Із підвищенням концентрації цукрів у мелясному суслі від 9 до 14% у зрілій бражці збільшувався вміст альдегідів із 0,15 до 0,4 г/л, ефірів із 0,06 до 0,13 г/л.

У зв'язку з тим, що при збільшенні концентрації цукрів у суслі підвищується і вміст амінокислот, то внаслідок їх біохімічних перетворень збільшується і кількість утворених вищих спиртів, у випадку, який розглядається, із 0,42 до 0,62 г/л і їх відношення до початкового цукру залишалось незмінним.

Із підвищенням концентрації цукрів у вихідному суслі вміст органічних кислот у зрілій бражці зменшувався із 0,42 до 0,04 г/л. Ферменти, які каталізують утворення кислот, пригнічувались деякими речовинами неуглецевого походження.

Якщо зменшується концентрація сухих речовин у суслі для дріжджів, то метаболітів утворюється менше.

**Кислотність зброджувального сусла.** Із зміною кислотності середовища від  $0,3^\circ$  (рН 5,7) до  $1,6^\circ$  (рН 4,2) у зрілій бражці концентрація етилового спирту зменшувалась із 59,1 до 56,3 г/л, ефірів – із 0,15 до 0,08 г/л, альдегідів збільшувалось із 0,19 до 0,4 г/л, органічних кислот – із 0,06 до 0,34 г/л, вищих спиртів – із 0,47 до 0,84 г/л.

Концентрація у зрілій бражці продуктів бродіння (г/л) в залежності від кислотності середовища Н (град) виражається такими формулами:  
етилового спирту

$$C = 62,2 - (76,3 - 77N) \exp(0,28N - 0,149)\tau - 0,6N;$$

органічних кислот

$$K = 0,68N - 0,0025N(\tau - 10)^2;$$

вищих спиртів

$$B = 525 \sqrt[3]{N} \lg(\tau - 4);$$

ефірів

$$E = \frac{0,203}{\sqrt[4]{N}} \exp(0,071\tau).$$

Підвищення кислотності в бражці із 0,3 до 1,6° приводить до значного збільшення загальної кількості метаболітів – із 12 до 24 г/л.

**Температура бродіння.** Альдегіди утворюються головним чином у початковому періоді бродіння, потім їх вміст зменшується, і в зрілій бражці альдегідів тим менше, чим вища температура бродіння. Наприклад, при температурі 24° С альдегідів було 0,27 г/л, при температурі 36° С – 0,18 г/л.

Із підвищенням температури бродіння збільшується швидкість етерифікації і швидше проходить синтез біомаси дріжджових клітин за рахунок органічних кислот, вміст яких зменшується. Наприклад, при температурі 24° С у зрілій бражці їх було 0,4 г/л, при температурі 36° С – 0,63 г/л. Вміст ефірів також збільшується: при температурі 24° С їх було 0,11 г/л, а при 36° С – 0,18 г/л.

Вміст у зрілій бражці продуктів бродіння (г/л) в залежності від температури зброджування t описується такими рівняннями:

вміст етилового спирту

$$C = 64 - (4,25t - 35)\exp[(0,13 - 0,01t)\tau] - 0,12t;$$

альдегідів

$$A = \frac{2,8}{[0,028(\tau - 10)^2 + 1]\sqrt[5]{t}};$$

органічних кислот

$$K = \frac{13,5 \cdot 10^3}{t^3} - \frac{1,15}{t^2}(\tau - 10^2);$$

вищих спиртів

$$B = 0,28 \lg(\tau - 4) - 0,0056\tau;$$

ефірів

$$E = 0,00069 t \cdot \exp(0,085)\tau.$$

Із підвищенням температури зброджування із 24° С до 36° С вміст інших метаболітів у зрілій бражці зменшувався із 18 до 14 г/л спирту.

**Раса дріжджів.** Мелясне сусло зброджують різними расами дріжджів, інколи одночасно двома. Більшість гібридів дріжджів утворює більше біомаси і на 10-12% більше гліцерину при неоднаковій кількості інших продуктів. Наприклад, при використанні гібриду 112 (табл. 9.4) у зрілій бражці накопичувалось альдегідів, вищих спиртів і складних ефірів приблизно на 10-20% менше, ніж при використанні раси В. Гібрид 93 утворював альдегідів в 4,3, ефірів в 1,36 рази більше в порівнянні з тією ж расою дріжджів, прийнятою за контрольну.

Таблиця 9.4 Вміст у зрілій бражці цукрів, біомаси та продуктів бродіння, % до контролю

Дріжджові гібриди	Незброджені цукри	Біомаса дріжджів	Гліцерин	Етиловий спирт	Альдегіди	Вищі спирти	Складні ефіри	Органічні кислоти	Леткі азотисті речовини <sup>1</sup>	Ненасичені сполуки <sup>2</sup>
В	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100
112	93	122	108	97	83	90	82	300	30	106
67	107	100	-	100	130	104	88	155	35	95
93	76	101	112	101	430	93	130	220	30	86
202	95	115	100	100	390	113	113	170	20	84

<sup>1</sup> У перерахунку на аміак

<sup>2</sup> У перерахунку на кротоновий альдегід

Гібриди накопичують менше ненасичених сполук (на 10-15%) і значно менше летких азотистих сполук (на 70-75%). Ці домішки характерні для мелясного спирту, важко виділяються під час ректифікації, внаслідок чого значно погіршується якість спирту. Особливість усіх гібридів - накопичення в зрілій бражці більше (в 1,5 -3 рази) органічних кислот.

Дріжджові гібриди треба використовувати з урахуванням їх індивідуальних властивостей: здатність зброджувати рафінозу, ферментативної (мальтазної) акти-

вності та ін. Наприклад, якщо для зброджування використовують гібрид 71 і незважаючи на форсовану роботу епюраційної колони у спирті міститься підвищена кількість альдегідів, то цей гібрид треба замінити іншим, наприклад, гібридом 112 або 105, які утворюють приблизно в 4 рази менше альдегідів. Основна кількість згаданих метаболітів накопичується головним чином при дріжджогенеруванні.

## ОДНОПОТОКОВІ СПОСОБИ ЗБРОДЖУВАННЯ

На спиртових заводах, які переробляють мелясу, використовують одно- і двопотокові способи зброджування сусла.

Однопотоковий спосіб розроблений у 1954 р. співробітниками ВНДІПрБ і потім удосконалений УкрНДІСП разом із працівниками спиртової промисловості. Передбачено кислотне асептування та усереднення добового запасу нативної меляси, в дріжджогенераторах застосовані пневмоциркуляційні аератори, дріжджогенератори і бродильні апарати з'єднані більш досконало, для зменшення витрат піногасників проводять піногашення всередині бродильної батареї.

Однопотоковий спосіб зброджування сусла рекомендується для заводів, які виробляють спирт і хлібопекарські дріжджі. Стійкість при зберіганні дріжджів, які одержані по однопотоковій схемі зброджування вища, ніж стійкість дріжджів, одержаних двопотоковим способом.

Для однопотокового способу зброджування готують сусло однієї концентрації – 22-24% СР, що спрощує технологію й управління технологічним процесом. Спочатку на м'ясному суслі культивують дріжджі, а потім ними безперервно зброджують цукри сусла. Апаратурно-технологічна схема зброджування меляси однопотоковим способом наведена на рис. 9.3.

Меляса із залізничних цистерн 47 зливається самопливом у заглиблені приймальні резервуари 46 і 45 відповідно для дефектної та здорової меляси. Через уловлювачі механічних домішок 48 і 44 дефектну мелясу насосом 49 і здорову мелясу насосом 43 викачують у відповідні м'ясосховища 39 і 40. Дуже інфіковану мелясу насосом подають у контактну головку 36, де відкритим паром миттєво нагрівають до температури стерилізації. Стерилізовану мелясу охолоджують водою в пластинчастому теплообміннику 35, після чого її подають на усереднення в гомогенізатор 42, у який із м'ясосховища 40 через уловлювач механічних домішок 38 насосом 37 подають здорову мелясу. Змішування меляси в гомогенізаторі досягається шляхом перекачування її насосом 41 із нижньої частини місткості у різні за висотою ділянки гомогенізатора. Усереднену мелясу подають на ваги 8.

Мінеральні кислоти із залізничних цистерн викачують насосами 1 і 2 у мірники 12 і 10.

Розчин карбаміду готують у збірнику-декантаторі 5, змішують його із 5-6-кратною кількістю води, а потім насосом 6 перекачують у мірник 11. Антисептик із збірника 7 передають у мірник 9.

Зважена меляса в змішувачі 13 змішується із кислотами, поживними речовинами й антисептиком, які поступають із відповідних мірників. Із змішувача мелясу

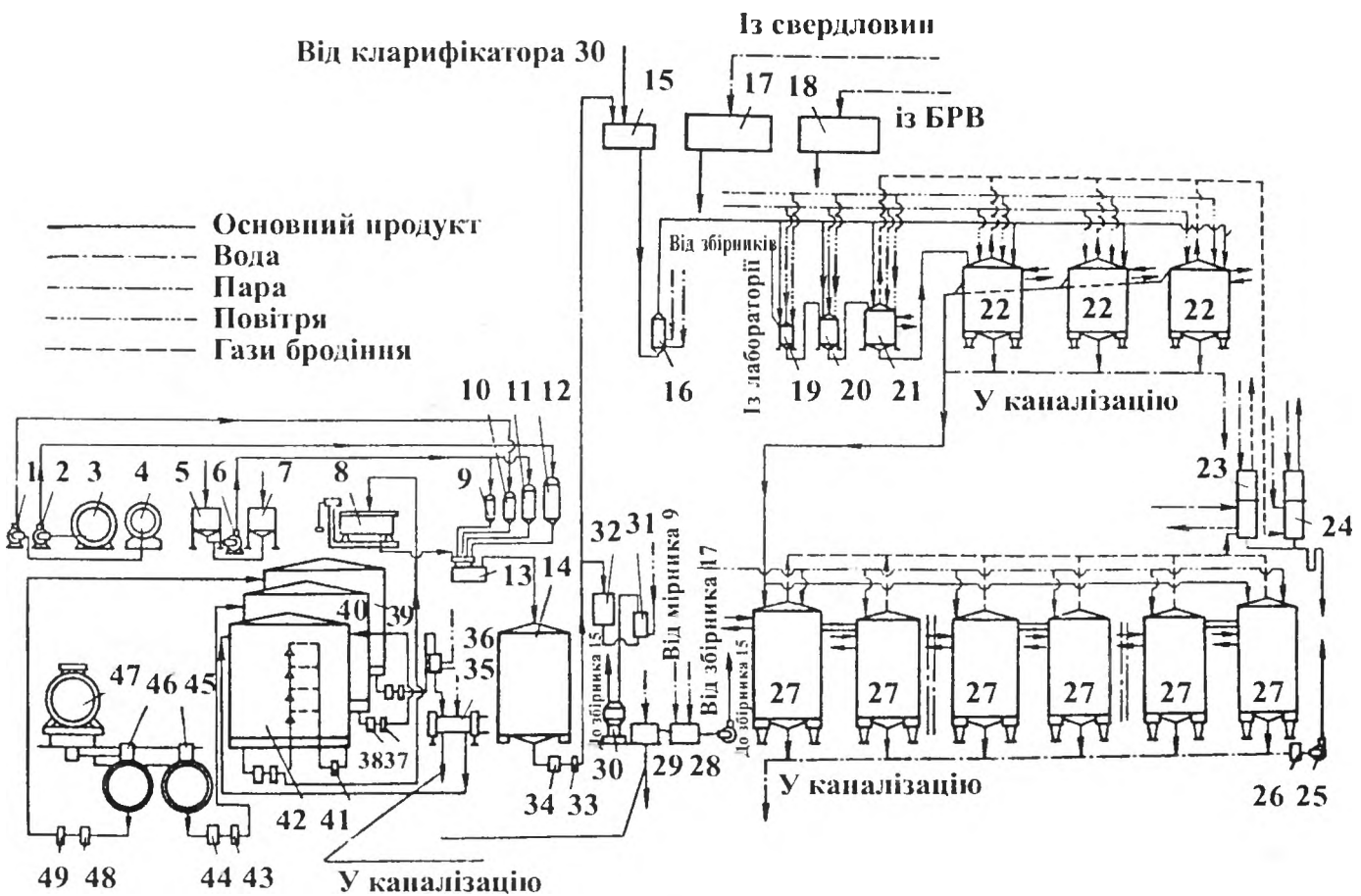


Рис. 9.3. Апаратурно-технологічна схема збродження меляси однопотоким способом

подають в 2 або 3 збірники антисептованої меляси 14, загальна місткість яких розрахована на добовий запас. У цих збірниках мелясу додатково перемішують циркуляційним насосом високої потужності. Асептовану мелясу через уловлювач для механічних домішок 34 насосом 33 перекачують у напірний збірник 32, із якого вона під постійним напором поступає в змішувач 31, де розбавляється холодною і гарячою водою із збірників 17 і 18 до концентрації приблизно 40% СР. Розбавлену мелясу звільнюють від завислих домішок і частково від мікроорганізмів на кларифікаторах 30. Під дією тиску на виході із кларифікатора (0,35-0,40 МПа) освітлений розчин піднімається в напірний збірник 15, із якого він поступає в змішувач 16 для розбавлення водою до концентрації 22-24%. Осад (шлам), одержаний під час освітлення меляси, вивантажують у збірник 29, промивають водою для вилучення цукрів і після відстоювання декантують у збірник 28. У зв'язку з тим, що при промиванні шламу із нього вимивають значну кількість мікроорганізмів, одержаний розчин асептують і чистий повертають у виробництво, використовуючи його для приготування мелясного сусла. Промитий шлам викидають.

Із змішувача 16 мелясне сусло із концентрацією сухих речовин 22-24%, титрованою кислотністю 0,4-0,7 град і температурою 22-24° С безперервним потоком поступає в дріжджогенератори 22. Чиста культура дріжджів розмножується на стерильному мелясному суслі в апаратах чистої культури 19, 20 і 21. Із останнього

найбільшого апарата чистої культури 21 її подають в дріжджогенератори. У дріжджогенераторах дріжджі вирощують при температурі 28-30° С і постійному притоці сусла та його аеруванні. Видима концентрація сухих речовин у виробничих дріжджах підтримується в межах 16-17%, концентрація спирту 3-2,5 об.%, дріжджових клітин - 100-120 млн/мл і кислотність повинна бути 0,4-0,7 град. Апарати чистої культури і дріжджогенератори оснащені комунікаціями для подачі мелясного сусла, повітря, води і пари.

Виробничі дріжджі через спеціальні лійки безперервно відводять через похилний колектор у головний апарат бродильної батареї 27, яка складається із 9-11 апаратів. Бражка по переточних трубах послідовно проходить усі бродильні апарати і зрілу бражку через механічні фільтри 26 насосом 25 подають на сепарацію в цех хлібопекарських дріжджів, відсепаровану бражку подають у брагоректифікаційне відділення.

Гази бродіння після звільнення від спирту у спиртовловлювачах 23 і 24 із дріжджогенераторів поступають в атмосферу (бо вміст діоксиду вуглецю в них невеликий), а із бродильних апаратів спрямовують у цех для одержання рідкого діоксиду вуглецю. Водно-спиртовий розчин із спиртовловлювачів подають у зрілу бражку.

Для двопродуктового виробництва спирту і хлібопекарських дріжджів В.К.Янчевський, А.Д.Коваленко запропонували удосконалений спосіб зброджування меляси. Його сутність полягає в тому, що концентрацію мелясного сусла знижують до 16-17% СР та рециркулюють 20% дозрілих виробничих дріжджів у головний дріжджогенератор із анаеробним зброджуванням у бродильній батареї і безперервною подачею нерозбавленої меляси (20-25% від загальної кількості) на стадії головного зброджування.

Особливість дріжджогенераторної установки – послідовне з'єднання дріжджогенераторів із введенням в них 75-80% кількості меляси у вигляді сусла концентрацією 16-17% СР. Виробничі дріжджі вирощують при диференційованому аеруванні. Дозрілі виробничі дріжджі із останнього дріжджогенератора спрямовують у головний бродильний апарат. Нерозбавлену мелясу безперервно подають через витратоміри в два головні бродильні апарати, у яких підтримують концентрацію сухих речовин бражки 20 і 22%.

Використання такого способу зброджування меляси дозволяє зменшити вміст вторинних і побічних продуктів бродіння в зрілій бражці: гліцерину на 20%, альдегідів на 47%, летких кислот на 37%, втрати із незбродженими цукрами на 15%. У результаті цього вихід спирту збільшується на 0,15-0,2%. У виробничих дріжджах збільшується вміст дріжджових клітин, що брунькуються, і зменшується кількість мертвих клітин.

У залежності від інтенсивності аерування середовища в дріжджегенераторах вихід хлібопекарських дріжджів може бути збільшений до 3,3 кг/дал спирту. У випадку диференційованого аерування - у першому дріжджегенераторі 25 м<sup>3</sup>/(м<sup>3</sup> год), у другому 20, у третьому 15, у четвертому 10 і п'ятому 5 м<sup>3</sup>/(м<sup>3</sup> год) – вихід хлібопекарських дріжджів може бути 5-6 кг/дал спирту і більше - до 12 кг/дал. Мелясу в головні бродильні апарати вносять в такій кількості, яка забезпечує необхідну про-



дуктивність заводу по спирту. Таким чином, створена регульована технологія спирту і хлібопекарських дріжджів.

Для зменшення кількості стоків у виробництві спирту і хлібопекарських дріжджів УкрНДІ спирту та продовольчих продуктів запропоновано повторне використання промивних вод із стадії сепарування хлібопекарських дріжджів для приготування мелясного сусла. Розроблено режим антисептування промивних вод неорганічною кислотою до створення рН середовища 2,5-3,0 і формаліном в дозі 0,015-0,05 об.% до промивних вод при експозиції 1-2 год. У цьому випадку є можливість повного використання промивних вод замість води для приготування сусла. За таким способом не погіршуються показники культивування дріжджів і збродження сусла, а також якість спирту і хлібопекарських дріжджів.

## ДВОПОТОКОВІ СПОСОБИ ЗБРОДЖУВАННЯ

Спосіб безперервного збродження мелясного сусла у промислових умовах вперше був застосований С.В. Лебедевим і Д.Н. Климовським у 1937 р. на Монастирищенському спиртовому заводі. Сутність цього способу полягала в тому, що основне сусло зброджувалося у чотирьох послідовно з'єднаних апаратах дріжджамі, які виділені із дозрілої бражки на сепараторах. Виробничі дріжджі із дріжджо-генераторів (активаторів) і основане сусло поступали у нижню частину 1-го бродильного апарата, бражка піднімалася, переливалася в нижню частину 2-го апарата, із нього – в 3-й. Два останні апарати були з'єднані трубою у верхній частині. Дозрілу бражку відводили із нижньої частини 4-го апарата, де осаджувалися дріжджі, перед сепаруванням її спрямовували в декантатор для відділення мертвих дріжджових клітин і осаду. Нижній шар спускали у збірник бражки, а верхній – сепарували, спрямовуючи бражку в той же збірник.

Для вирощування виробничих дріжджів готували мелясне сусло для дріжджів концентрацією 11-12% СР, підкисляли його сірчаною кислотою до 1,1-1,3 град (рН 4), додавали мінеральні живильні солі і безперервно подавали в два послідовно працюючі активатори, у яких сусло змішувалося із дріжджами. В активаторах сусло зброджувалося до 5% СР і безперервно зливалось у 1-й бродильний апарат, де змішувалося із основним суслим концентрацією 30-34% СР у співвідношенні 1:1. Ступінь збродження основного сусла регулювали його притоком. Видиму концентрацію сухих речовин бражки підтримували у 1-му бродильному апараті 14%, у 2-му – 10, у 3-му – 6,5 і у 4-му – до 6,1%. Концентрація спирту у зрілій бражці була 8,8-9,0 об.%.

Основний принцип дво потокового способу зберігся до цього часу. Його особливість – виділення дріжджів із зрілої бражки сепаруванням і повернення їх в головний апарат бродильної батареї для багаторазового використання, в результаті чого зменшуються витрати цукру на синтез нової біомаси і підвищується вихід спирту приблизно на 2%.

При багаторазовому використанні дріжджів, не зважаючи на високу концентрацію життєдіяльних дріжджових клітин, в результаті швидкого настання стадії головного бродіння пригнічується процес дихання і сповільнюється процес брунь-

кування клітин. Приріст нових дріжджових клітин урівноважується відмиранням старих; неактивні клітини замінюються молодими, фізіологічно діяльними.

Із збільшенням концентрації життєдіяльних дріжджів у бражці і зменшенням залишкових живильних речовин сповільнюється процес брунькування і розмноження; швидкість розмноження обернено пропорційна концентрації дріжджових клітин.

Багатократне використання дріжджів, які повертають на початок бродіння, призводить до скорочення і усунення лаг-фази, навіть логарифмічної фази, підвищує інтенсивність зброджування. Дріжджі весь час знаходяться в стаціонарній фазі розвитку. Енергія бродіння при 2-4-кратному їх використанні підвищується.

В УкрНДІСПі вивчали вплив високих концентрацій дріжджів і багаторазового їх використання на процес зброджування м'ясного суслу. Із збільшенням концентрації посівних дріжджів зменшується їх приріст. Із кожним наступним поверненням відсепарованих із зрілої бражки дріжджів для зброджування суслу збільшується кількість мертвих і зменшується число брунькуючих клітин. При шестикратному поверненні дріжджів, виділених із дозрілої бражки, вміст летких кислот підвищується із 350 до 600 мг/л, вміст альдегідів – із 0,0062 до 0,0074 об.%. При зброджуванні м'ясного суслу підвищеною кількістю дріжджів, накопичених шляхом повернення із зрілої бражки, прискорюється процес зброджування, скорочується стадія головного бродіння і більш інтенсивно проходить головне бродіння. Із збільшенням концентрації дріжджів із 30 до 60-80 г/л тривалість зброджування скорочується із 24-26 до 13-14 год, і в цьому разі концентрація спирту у зрілій бражці збільшується на 0,4-0,5%. При подальшому збільшенні концентрації дріжджів вихід спирту зменшується.

У зв'язку з тим, що систематичне повернення відсепарованих дріжджів в головні апарати бродильної батареї спричиняє інфікування бражки, запропонований безсепараційний спосіб.

Для двопотокового способу дріжджі вирощують на м'ясному суслі низької концентрації (10-12% СР), а на зброджування надходить сусло концентрацією 32-35%. У зв'язку з тим, що готують сусло двох концентрацій, ускладнюється апаратне оформлення, але двопотокова схема має технологічні переваги.

Апаратурно-технологічна схема зброджування м'яси двопотоковим способом наведена на рис. 9.4.

М'яса із залізничних цистерн 2, зважених на вагонних вагах, по похилому лотку зливається в заглиблений резервуар 1, звідкіля через уловлювач за допомогою насоса подається в м'ясосховище.

Кислоти із залізничної цистерни 5 насосом 4 відкачують через верхній люк, заповнюючи трубопроводи на стороні всмоктування в насос кислотою із збірника 10. Потім переключають вентилі і насосом перекачують кислоту із цистерни у збірник 6.

Розчини антисептиків і живильних речовин готують у збірниках 40 і 42 із мішалками і насосом 41 перекачують у розхідні збірники-мірники 7 і 9.

Передбачено кислотне асептування нерозбавленої м'яси, яку використовують для приготування суслу для дріжджів. М'ясу із м'ясосховищ

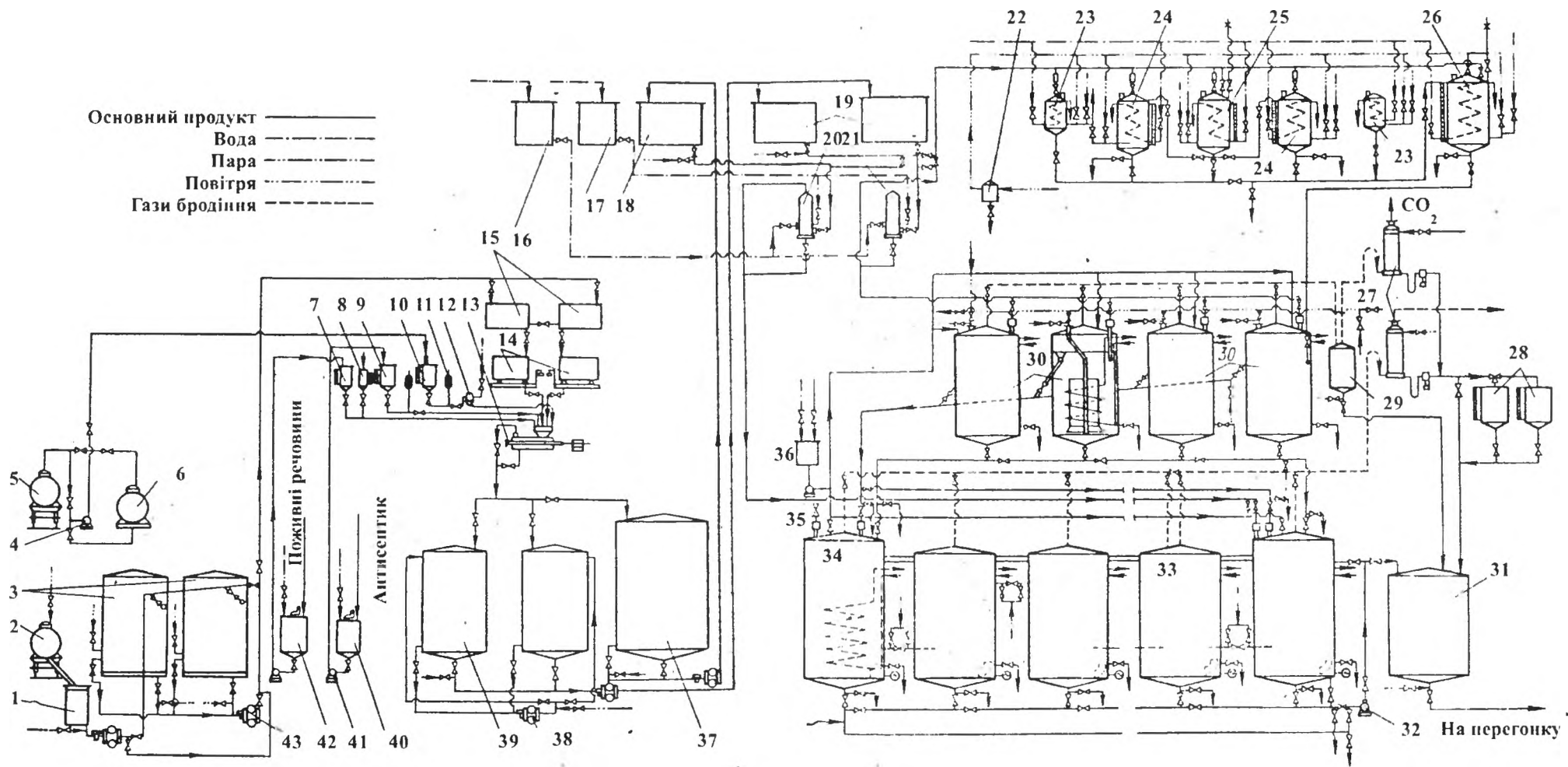


Рис. 9.4 Апаратурно-технологічна схема збродження м'яса двопотоковим способом

насосом 43 подають через автоматичний пробовідбірник у буферні збірники 15, розміщені над вагами 14. Зважена меляса поступає в змішувач 13, де до неї додають сірчану кислоту або розчин діамонійфосфату та антисептики з відповідних збірників. Для цього у ваговому відділенні встановлюють збірники 10, 7 і 9 відповідно для добового запасу кислот, розчину солей та антисептика. Усю кількість кислот і живильних солей, розраховану на всю мелясу, вносять до неї для приготування суслу для дріжджів. Для запобігання розкладання цукру концентрованою кислотою її розбавляють дво- або трьохкратним об'ємом води у змішувачі 12 з оглядовим ліхтарем. Необхідну кількість допоміжних матеріалів встановлюють за допомогою мірників 8 і 11 або градуйованих показчиків рівня в збірниках. Із змішувача 13 меляса поступає у один із збірників асептованої меляси 39. Для усереднення меляси протягом зміни її беруть із декількох резервуарів мелясосховища. У збірниках мелясу додатково перемішують за допомогою насоса 38 великої потужності.

Зважена меляса, яку використовують для основного суслу, надходить через змішувач без додавання кислот і поживних солей у збірник 37 добового запасу. У цю мелясу вносять тільки розчин антисептика із напірного збірника.

Із збірників асептовану мелясу насосом подають у напірні збірники 19, а із них вона поступає в змішувач 21 для приготування суслу для дріжджів. Мелясу для основного суслу подають у напірний збірник 18, звідкіля вона поступає в змішувач 20. Задану температуру суслу підтримують зміною співвідношення холодної і гарячої води із напірних збірників 16 і 17.

Сусло для дріжджів із змішувача 21 безперервним потоком поступає через витратоміри у дріжджогенератори 30.

У стерилізатор 25 і апарати 23, 24 і 26 чистої культури дріжджів мелясне сусло подають із змішувача 21, повітря – через фільтр 22. Із останнього апарату чистої культури 26 дріжджі вводять у дріжджогенератор 30.

Виробничі дріжджі розмножують у дріжджогенераторах за технологією, описаною у розділі 8.

Дріжджі з кожного дріжджогенератора безперервно відводять через спеціальні лійки в похилий колектор і через нього в головний апарат 34 бродильної батареї 33, яка складається з 10 апаратів.

У головний апарат 34 безперервним потоком поступає основне сусло із змішувача 20 у співвідношенні 1:1 до кількості виробничих дріжджів, які поступають із дріжджогенераторів 30. Швидкість подачі основного суслу і виробничих дріжджів регулюють так, щоб видима концентрація сухих речовин у бражці головного бродильного апарата була 10-12% і вміст спирту 5-6 об.%. Бражка перетічними трубами проходить бродильну батарею і насосом 32 подається в передаточний апарат 31, а із нього – на перегонку.

Піногасники вводять у дріжджогенератори і в бродильну батарею із збірника 36 за допомогою насоса 35.

Гази бродіння із дріжджогенераторів через піновловлювач 29 із бродильних апаратів надходять в окремі спиртовловлювачі 27. Звільнений від спирту діоксид вугле-

цю, який надходить із бродильних апаратів, поступає в цех рідкого діоксиду вуглецю, а з дріжджогенераторів – в атмосферу. Спиртоводна рідина із спиртовловлювачів надходить в збірники 28 і з останніх в передаточий апарат 31.

Дріжджі, які вирощені при низькому вмісті цукру в суслі, знаходяться в більш активному фізіологічному стані й утворюють менше вторинних і побічних продуктів бродіння. Тому виробничі дріжджі по двопотоковому способу вирощують на суслі концентрацією, яка не перевищує 12% СР.

УкрНДІСП спільно із Лужанським експериментальним спиртовим заводом розроблений і впроваджений спосіб безперервно-циклічного двопотокового зброджування меляси, суть якого полягає в тому, що виробничі дріжджі вирощені на 8%-ному суслі й основне сусло концентрацією 43-45% СР певними частинами вводять у перші три бродильні апарати.

Звичайним двопотоковим способом у дріжджогенератори з мелясним суслем вводять 27% цукру, 73% його поступає у головний бродильний апарат. Подачу цукру із суслем у батарею закінчують на 6-7-му годину процесу бродіння, включаючи і тривалість дріжджогенерування. Удосконаленим двопотоковим способом у дріжджогенератори із суслем вводять тільки 18-18,5% цукру і 82-81,5% його рівними частками спрямовують у 1, 2 і 3-й бродильні апарати. У цьому випадку подачу цукру із мелясою в бродильну батарею закінчують на 11-12-ту годину бродіння, включаючи і тривалість дріжджогенерування, і потім зброджування ведуть періодично. Це знижує концентрацію сухих речовин у виробничих дріжджах із 5,5-6 до 2,4-2,8%, а у бражці на стадії головного бродіння - із 13,5-14 до 8,5-9%.

У випадку роботи за удосконаленим способом виробничі дріжджі у дріжджогенераторах мають концентрацію спирту значно меншу (2,8%), ніж за звичайним двопотоковим способом (3,8%). У зрілій бражці незброджених цукрів менше на 15-20%, кислот - на 17, альдегідів - на 21 і гліцерину - на 20-30%.

У цьому випадку більш повно використовуються цукри й інші поживні речовини меляси, бродіння проходить інтенсивніше і закінчується приблизно на 2 год раніше. Вихід спирту в процесі бродіння за удосконаленим способом на 0,5% вище, ніж при звичайному двопотоковому способі.

Апаратурно-технологічна схема удосконаленого двопотокового способу зброджування меляси наведена на рис. 9.5. Мелясу із сховища подають у напірний збірник 9, розміщений над вагами 10, розчин поживних солей із збірника 40 насосом 41 перекачують у дозатор 7. Меляса із збірника 9 і розчин антисептика (сульфонолу) із дозатора 8 поступають у змішувач 12, куди також вводять соляну або сірчану кислоту з дозатора 11, ортофосфорну кислоту з дозатора 6 і поживні солі із дозатора 8. Потім мелясу накопичують у збірнику 37 і використовують для приготування сусла для дріжджів. Мелясу для основного сусла з вагів через змішувач 12 зливають у збірник добового запасу 39. У цю мелясу вносять тільки розчин антисептика (сульфонолу). У збірниках 37 і 39 за допомогою насосів 36 і 38 усереднюють (гомогенізують) добовий запас меляси.

Із збірника 37 асептовану мелясу насосом 35 перекачують у напірний збірник 14, із якого вона поступає в змішувач 16 для приготування сусла для дріжджів. Із

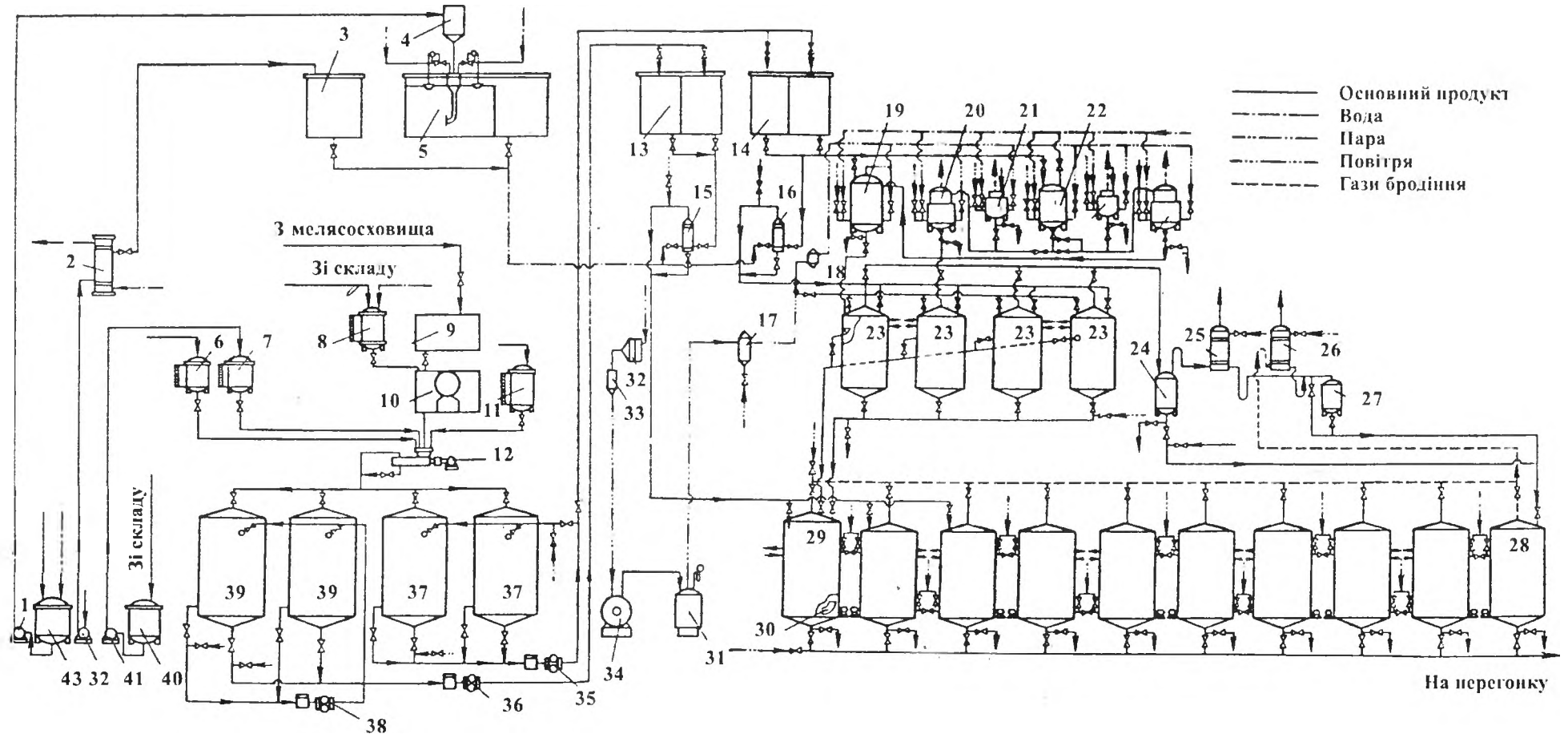


Рис. 9.5 Апаратурно-технологічна схема збродження м'яси удосконаленим двопотоковим способом

збірника 39 мелясу насосом подають у напірний збірник 13, потім у змішувач 15 для приготування основного сусла.

У реакторі 43 готують розчин хлорвмісного препарату (наприклад, гіпохлориту натрію); насосом 1 цей розчин подають у дозатор 4, а із нього – у лійку-змішувач реактора хлорованої води із розрахунку 15-25 мг активного хлору на 1 л води. У цю лійку надходить холодна і гаряча вода в потрібному співвідношенні. Труба від лійки спущена до дна реактора 5, розділеного перегородкою на дві частини для забезпечення перемішування води із хлорвмісним препаратом. Подачу гарячої і холодної води регулюють по заданому рівню за допомогою поплавків та клапанів. Воду із антисептиком витримують в реакторі 45-60 хв, звідкіля її подають у змішувачі 15 і 16.

Із змішувача 16 мелясне сусло безперервно надходить в дріжджогенератори 23. Засівні дріжджі вирощують в апаратах чистої культури 19, 20 і 21, сусло для них готують у стерилізаторі 22.

Схемою передбачено використання для приготування сусла конденсату барди (при його наявності на заводі), який насосом 32 через холодильник 2 подають у напірний збірник 3, а із нього - в змішувач 15 і 16.

Для очищення повітря на всмоктувальній лінії компреса 34 встановлено біологічний фільтр 32 марки „Лаік“. Для запобігання попадання води в фільтр при раптовій зупинці компресора 34 перед фільтром встановлений водовіддільник 33. Після ресивера 31 також є водовіддільник 17 для видалення вологи, яка заноситься стисненим повітрям із компресора. Повітря нагнітається в апарати чистої культури через фільтри 18 і в дріжджогенератори 23.

Виробничі дріжджі з дріжджегенераторів надходять у головний бродильний апарат 29, який має мішалку 30. У цей апарат подають 1/3 частину основного сусла концентрацією 43-45% СР. У головному апараті підтримують видиму концентрацію сухих речовин біля 8%. Із першого апарата бражка по перетічному трубопроводу поступає у другий бродильний апарат 28, у який безперервно надходить 1/3 основного сусла і підтримується видима концентрація сухих речовин 8-8,5%. Частину основного сусла, яка залишалася, вводять у 3-й бродильний апарат. Бражка перетічними трубами проходить усі бродильні апарати і з останнього вже дозрілою надходить на перегонку. Гази бродіння із дріжджогенераторів 23 проходять послідовно в піновловлювач 24 і спиртовловлювач 25; із бродильних апаратів вони надходять у спиртовловлювач 26. Водно-спиртовий розчин із обох спиртовловлювачів через мірник 27 зливають у зрілу бражку.

Значний практичний інтерес має безперервно-циклічний спосіб зброджування мелясного сусла із рециркуляцією дріжджів. Внаслідок використання дріжджів, вирощених в анаеробній стадії бродіння і їх рециркуляції в головний апарат замість вирощених в частково аеробних умовах на стадії дріжджогенерування скорочується тривалість бродіння, зменшується накопичення гліцерину й інших вторинних продуктів бродіння, посилюється спиртоутворююча спрямованість метаболізму дріжджів. Також зменшуються витрати цукрів на біосинтез дріжджових клітин. При високій концентрації в бражці дріжджів швидкість їх розмноження зменшується, створюється можливість скорочення витрат сусла для дріжджів на стадії дрі-



жджогенерування в аеробних умовах, у процесі якого інтенсивно утворюються вторинні продукти бродіння.

Особливістю апаратурно-технологічної схеми установки для зброджування мелясного сусла з рециркуляцією дріжджів є наявність вузлів для концентрування, обробки дріжджової суспензії антисептиком і повернення її в головний бродильний апарат. Для рециркуляції дріжджів, які виділені із бражки через 5-12 годин від початку бродіння, із 5-го або 6-го бродильного апарата бражку насосом подають у сепаратор. Концентровану дріжджову суспензію подають у збірник для її антисептування сульфолом і ортофосфорною кислотою в кількостях відповідно 0,025-0,050 і 0,5 об. % і витримкою до 0,5 год. Із збірника для антисептування дріжджова суспензія надходить у головний бродильний апарат. Звільнену від дріжджів бражку із сепаратора відводять у бродильний апарат, який є наступним за тим, з якого відібрали бражку для відділення дріжджів.

Внаслідок рециркуляції дріжджів та підвищеної їх концентрації в головних бродильних апаратах до 40-60 г/л зменшується (на 50%) кількість знову утворених дріжджів, а значить, і доля аеробно-асимільованих цукрів, скорочуються їх втрати при дріжджогенеруванні. Із збільшенням швидкості розбавлення середовища від 0,4 до 0,8 год<sup>-1</sup> підвищується активність ферментів гліколізу дріжджів - гексокінази і фосфофруктокінази – і збільшується питома продуктивність апаратури.

## ЗБРОДЖУВАННЯ ДВОМА РАСАМИ ДРІЖДЖІВ

Для спиртового виробництва перспективними є деякі гібриди дріжджів. Наприклад, гібрид 112 накопичує біомасу із високою мальтазною активністю, гібрид 75 зброджує рафінозу. Але обидва ці гібриди в порівнянні з расою В дають менший вихід спирту, бо недостатньо повно зброджують цукрозу.

Використання суміші дріжджів основної раси В і гібридів, починаючи із чистої культури, не дало позитивних результатів: не були досягнуті одночасно високий вихід спирту і добра мальтазна активність дріжджів. Це пояснюється тим, що різні раси дріжджів мають неоднакову питому швидкість розмноження, тому уже в апаратах чистої культури значно превалює одна із рас дріжджів. У зв'язку з цим гібридні дріжджі довгий час не використовувалися на спиртових заводах.

В.О. Маринченко і О.Д. Коваленко запропонували двоступеневий спосіб зброджування мелясного сусла двома культурами дріжджів, які вирощені окремо в апаратах чистої культури і дріжджогенераторах. На першій стадії сусло зброджують, як звичайно, основною культурою дріжджів одно- або двопотоковим способом, у другій стадії вводять другу (додаткову) культуру дріжджів. Кращі результати зброджування цукрів, у тому числі рафінози, і підвищення мальтазної активності дріжджів одержані при використанні 80-85% основної їх культури і 15-20% додаткової, яку підсівають після закінчення першої половини бродіння. Під час зброджування сусла, яке містить рафінозу, для підвищення виходу спирту у першій стадії бродіння використовують дріжджі раси В, у другій стадії - дріжджі Г-75.

Для зброджування сусла двопродуктовим виробництвом з одержанням поряд із спиртом великої кількості дріжджів, які використовують як хлібопекарські, з ви-



сокою мальтазною активністю сусло зброджують у першій стадії гібридними дріжджами Г-112, у другій - дріжджами раси В.

Апаратурно-технологічна схема установки для збродження мелясного сусла двоступеневим способом з використанням двох рас дріжджів подана на рис. 9.6.

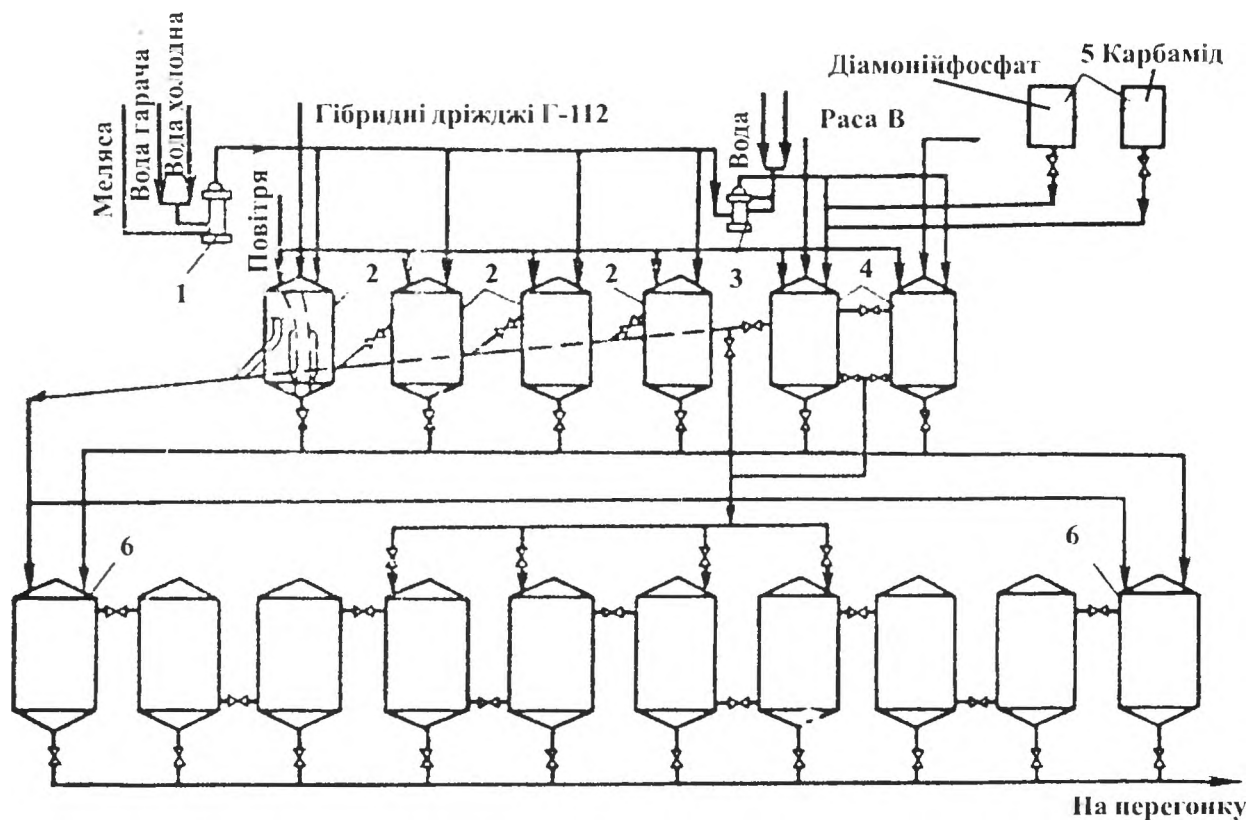


Рис. 9.6 Апаратурно-технологічна схема збродження меляси двоступеневим способом з використанням двох культур дріжджів

Чисті культури дріжджів розмножують окремо, як описано раніше. У дріжджогенераторах основну і підсівну культури вирощують окремо. Для основної культури використовують 80-85% місткості дріжджогенераторів (наприклад, чотири апарати) і для підсівної культури 20-15% (наприклад, один дріжджогенератор).

Мелясне сусло із змішувача 1 рівномірно розподіляють у всі дріжджогенератори. Для збродження меляси двопотоківим способом сусло для дріжджів основної і підсівної культури готують концентрацією 8-12% сухих речовин. У бродильні апарати подають сусло концентрацією 32-40% сухих речовин. При однопотоківому збродженні в дріжджогенератори 2 основної культури подають сусло концентрацією 20-23% сухих речовин, у дріжджогенератори 4 підсівної культури – сусло концентрацією 12-14%, яке одержують у додатковому змішувачі 3 із основного сусла з додаванням азотистого і фосфорного живлення із збірників 5.

Зрілі дріжджі основної культури (Г-112 при однопотоківому або раса В при двопотоківому збродженні) із дріжджогенераторів безперервно надходять у головний бродильний апарат 6. Під час двопотоківого збродження у головний бродильний апарат подають сусло концентрацією 32-40% у такій же кількості, як і виробничі дріжджі з дріжджогенераторів. Після заповнення половини бродильної

батареї бражкою із основною культурою дріжджів у 5-й або 6-й бродильний апарат починають вводити підсівні дріжджі (расу В під час однопотокового зброджування або Г-75 під час двопотокового ) і продовжують безперервно їх подавати до початку звільнення бродильної батареї на стерилізацію.

Заміну бражки в бродильній батареї починають з розведення дріжджів в АЧК і у дріжджогенераторах. До того часу, коли в дріжджогенераторах буде вже знову розведена дріжджова культура, останній бродильний апарат звільняють від дозрілої бражки, миють його і дезінфікують. Потім у нього додають виробничі дріжджі із дріжджогенераторів з основною культурою дріжджів (і основне сусло під час двопотокового зброджування). Останній апарат стає головним апаратом бродильної батареї. Під час заповнення першої половини бродильної батареї бражкою із основною культурою дріжджів підсівні дріжджі почергово подають у бродильні апарати 5, 4, 3, 2 і 1-й попереднього заливу (15-20%). Після заповнення бродильної батареї до середини починають безперервний притік виробничих дріжджів із дріжджогенераторів підсівної культури в 5-й або 6-й бродильний апарат.

Двоступеневе зброджування сусла перевірено в промислових умовах на Должоському спиртовому комбінаті та впроваджено на інших заводах. Результати зброджування м'ясного сусла одноступеневими і двоступеневим способом наведені в табл. 9.5.

Таблиця 9.5 Характеристика зрілої бражки, одержаної різними способами зброджування

Показники зрілої бражки	Спосіб	
	одноступеневий	двоступеневий
Концентрація СР, %: видима	6,9	6,8
	дійсна	9,3
Кислотність, град	0,44	0,43
Вміст у дозрілій бражці		
	спирту, об. %	8
	незброджених цукрів, г/100 мл	0,375
біомаси дріжджів, г/л	22,6	26,9
Кількість дріжджових клітин:		
	загальна, млн/мл	174
	брунькуючих, %	21
мертвих, %	2,4	1,1
Вихід пресованих дріжджів, кг/дал спирту	2,8	3,5

У разі двоступеневого зброджування сусла в зрілій бражці накопичується більше дріжджів, у порівнянні із звичайним (26,9 і 22,6 г/л), відповідно одержаний більш високий вихід товарних хлібопекарських дріжджів (3,5 і 2,8 кг/дал) при меншому виході спирту.

Якість хлібопекарських дріжджів, одержаних двоступеневим зброджуванням значно вища, ніж при звичайному (одноступеневому) способі виробництва (табл. 9.6). Якщо зброднують мелясу, яка містить велику кількість рафінози, то використання двоступеневого способу дозволяє одержати підвищений вихід спирту.

Табл. 9.6. Характеристика хлібопекарських дріжджів, які одержані різними способами зброджування

Показник дріжджів	Спосіб	
	одноступеневий	двоступеневий
Вологість, %		72,9 73
Кислотність, мг оцтової кислоти на 100 г дріжджів	102	90
Підйомна сила, хв	51	42
Мальтазна активність, хв	701	85
Зимазна активність, хв	22	25
Стійкість при 35° С, год	43,5	46

## ОСОБЛИВОСТІ ЗБРОДЖУВАННЯ ПРИ ОДЕРЖАННІ ХЛІБОПЕКАРСЬКИХ ДРІЖДЖІВ

Для збільшення виходу хлібопекарських дріжджів і підвищення їх якості необхідно підбирати доброякісну мелясу, робити теплову обробку і механічне освітлення дефектної, використовувати ефективну систему повітророзподілення у дріжджогенераторах.

Під час зброджування, яке передбачає підвищений вихід і хлібопекарські якості дріжджів, збільшують кількість мінерального й органічного живлення, яке вносять у мелясу, і змінюють умови дріжджогенерування та бродіння. Вихід дріжджів може бути збільшено в декілька разів.

Дуже важливо правильно дозувати азотне і фосфорне живлення, виходячи із вмісту азоту і фосфору в дріжджах і мелясі. Кращим джерелом азотного живлення є карбамід, який дріжджі засвоюють без утворення кислотного залишку і зміни рН середовища. На 1 т переробленої меляси вносять 1,5-2 кг карбаміду і 1,8-2 кг 70%-ної ортофосфорної кислоти.

Рекомендують такий технологічний режим дріжджогенерування і бродіння: концентрація сухих речовин у суслі 20-22%; рН сусла 5,1-5,2; титрована кислотність 0,5-0,6 °; вміст спирту у виробничих дріжджах 2,5-3,5 об.%, у дозрілій бражці 8-8,5 об.%, температура в дріжджогенераторах 28-29° С, в бродильних апаратах 29-30° С; витрати повітря на аерування середовища в дріжджогенераторах 4,5-5 м<sup>3</sup>/ (м<sup>3</sup>·год); концентрація біомаси дріжджів у виробничих дріжджах 15-20 г/л, у дозрілій бражці 30-35 г/л. Способи одержання підвищеного виходу хлібопекарських дріжджів і особливості їх технологічних режимів описані в попередніх розділах.

Якщо зброджують мелясу з виділенням хлібопекарських дріжджів із зрілої бражки, то вихід спирту коректують, беручи до уваги, що втрачається 0,2 т цукрози в розрахунку на 1 т пресованих дріжджів, які одержують у кількості 1,8 кг/дал спирту. На утворення біомаси 1 т пресованих дріжджів, одержаних понад 1,8 кг/дал спирту, витрачається 400 кг цукрози.

## ПОРІВНЯЛЬНА ХАРАКТЕРИСТИКА СПОСОБІВ ЗБРОДЖУВАННЯ

Швидкість утворення спирту в дріжджогенераторах під час двопотокового зброджування більша, ніж під час однопотокового, а в бродильних апаратах в обох випадках однакова. Швидкість утворення дріжджів також однакова.

Концентрація дріжджів у зрілій бражці залежить головним чином від складу суслу та умов масообміну між дріжджовими клітинами і суслom, незначно – від початкової їх концентрації. Виробничими випробуваннями на Косарському спиртовому комбінаті встановлено, що в бражці бродильних апаратів, одержаній одно- і двопотоковим способом зброджування, концентрація біомаси дріжджів мало відрізнялась. Концентрація незброджених цукрів у зрілій бражці, одержаній однопотоковим способом була більшою (0,372 г/100 мл), ніж двопотоковим (0,289 г/100 мл).

Якість ректифікованого спирту, одержаного обома способами переробки меляси була приблизно однакова.

Зимазна і мальтазна активність у дріжджів, одержаних двопотоковим зброджуванням (28 і 445 хв), краща, ніж однопотоковим (34 і 490 хв). Вміст глікогену у дріжджах, одержаних двопотоковим способом (19,1%) більший, ніж однопотоковим (15,8%). Але стійкість дріжджів при температурі 35° С була вища, якщо зброджування проходило однопотоковою схемою (66,5 проти 42 год).

Дріжджі, одержані однопотоковим способом зброджування містять на 58-60% більше нуклеїнових кислот, чим і пояснюється їх підвищена стійкість під час зберігання.

Зменшення концентрації глюкози в бражці 4-го і 5-го бродильних апаратів свідчить про зниження бродильної енергії дріжджів. У бражці 5-го бродильного апарату при однопотоковому зброджуванні глюкози майже не було, при двопотоковому зброджуванні вона містилася ще навіть у 7-му та 8-му апаратах.

Під час зброджування меляси, крім основних продуктів спиртового бродіння (етанолу і діоксиду вуглецю), утворюється гліцерин, альдегіди, кислоти (піровиноградна, оцтова, янтарна, молочна і лимонна), ацетон (ацетилметилкарбінол), 2,3-бутиленгліколь і діацетил, а також побічні продукти, які синтезуються не тільки із цукрів, а із других речовин, наприклад, амінокислот.

Вищі спирти утворюються переважно в період розмноження дріжджів, коли інтенсивний обмін речовин пов'язаний з утворенням кетокислот із продуктів перетворення вуглеводів і переамінуванням.

Органічні кислоти у зброджуваному середовищі накопичуються в основному на стадії дріжджогенерування і головного бродіння. До кінця зброджування їх концентрація в бражці збільшується мало, а іноді навіть зменшується. У залежності від умов, у виробничих дріжджах накопичується кислот від 0,07 до 0,2 г/л, у бражці 1-го і 2-го апаратів бродильної батареї – 0,1-0,25 г/л і в зрілій бражці – 0,12-0,3 г/л. У зрілій бражці, одержаній при двопотоковому зброджуванні, кислот міститься менше, ніж у бражці, одержаній при однопотоковому зброджуванні. У виробничих дріжджах і у бражці головних бродильних апаратів вміст кислот складає 2-6 г/л безводного спирту, у зрілій бражці зменшується до 1,2-4 г/л. На утворення кислот витрачається значна кількість цукрів.

Концентрація ефірів у виробничих дріжджах при однопотоковому способі зброджування складає в середньому 0,25 г/л, у бражці 1-го бродильного апарату 0,31 і у зрілій бражці 0,24 г/л, при двопотоковому зброджуванні – відповідно 0,11; 0,18 і 0,11 г/л.

Концентрація альдегідів у процесі однопотокового зброджування зменшується з 0,28-0,38 мг/г виробничих дріжджів до 0,08-0,16 мг/л зрілої бражки. У перерахунку на 1л спирту в бражці вміст альдегідів зменшується з 13-20 до 0,9-2,5 мг. При двопотоковому зброджуванні концентрація альдегідів: у виробничих дріжджах 0,08-0,15 мг/г (3-8 мг/л спирту), у бражці 1-го бродильного апарату 0,250,3 г/л (8-10 мг/л спирту) і в дозрілій бражці 0,1-0,15 мг/л (1-2,5 мг/л спирту).

Вищі спирти накопичуються в період усього процесу бродіння, але в кінці його – з меншою швидкістю. У виробничих дріжджах концентрація вищих спиртів складає 0,2-0,3 мг/л (5-8 мг/л спирту), у дозрілій бражці – 0,3-0,55 мг/л (5-6 мг/л спирту). Концентрація вищих спиртів вища у бражці, одержаній за однопотоковою схемою, в порівнянні з двопотоковою.

Гліцерин синтезується в основному на стадіях дріжджогенерування і головного бродіння. При двопотоковому способі зброджування на першій із цих стадій гліцерину утворюється значно менше (0,15 г на 100 мл), ніж при однопотоковому (0,41 г на 100 мл), що пояснюється більш високою кислотністю виробничих дріжджів, які вирощують за двопотоковою схемою. У зрілій бражці, одержаній за двопотоковою схемою, гліцерину також менше на 26-30%.

Утворення гліцерину під час зброджування за одно- і двопотоковою схемами описується рівняннями:

$$\Gamma_1 = 0,00033\tau^3 - 0,0085\tau^2 + 0,069\tau + 0,37;$$

$$\Gamma_2 = 0,00047\tau^3 - 0,0138\tau^2 + 0,12\tau + 0,1;$$

де  $\Gamma_1$ ,  $\Gamma_2$  – вміст гліцерину в 100 мл бражки, одержаній одно - і двопотоковим способом, г.;  $\tau$  – тривалість бродіння, год.

При двопотоковому способі цукор зброджується більш повно, менше утворюється вторинних продуктів бродіння, дріжджі знаходяться в більш активному фізіологічному стані, внаслідок чого вихід спирту із 1 т умовного крохмалю на 1-1,5 дал вищий, ніж при однопотоковому. Крім того, двопотоковий спосіб має й інші переваги: можливість відбору для дріжджогенерування кращої за якістю меляси, створити більш сприятливі умови для розмноження дріжджів, зменшити загальний

об'єм дріжджогенераторів, більш повно використати газоподібний діоксид вуглецю для одержання рідкого діоксиду вуглецю.

Однопотоковий спосіб рекомендується тільки для тих спиртових заводів, які виділяють із зрілої бражки дріжджі, які використовуються як хлібопекарські.

Втрати умовного крохмалю під час зброджування меляси (кг/т)

$$B = \frac{V_{\text{вх}}}{x} (AdKa + UK_0 + EKe + GKГ + H + 0,4D)0,95,$$

де  $V_{\text{вх}}$  – фактичний вихід спирту, дал/т умовного крохмалю;  $x$  -вміст спирту у зрілій бражці, об.%;  $A$  – вміст альдегідів у зрілій бражці в перерахунку на оцтовий, мл/л;  $d$  – густина оцтового альдегіду;  $Ka$  – кількість цукрози, витрачена на утворення 1 г оцтового альдегіду, г (1,943г);  $U$  – вміст органічних кислот у зрілій бражці в перерахунку на оцтову, г/л;  $K_0$  – кількість цукрози, витрачена на утворення 1 г оцтової кислоти, г (1,4253г);  $E$  – вміст ефірів у зрілій бражці в перерахунку на оцтовоетиловий ефір, г/л;  $Ke$  – кількість цукрози, витрачена на утворення 1 г оцтовоетилового ефіру, г (0,9715г);  $G$  – вміст гліцерину у зрілій бражці, г/л;  $KГ$  - кількість цукрози, витрачена на утворення 1 г гліцерину, г (1,958 г);  $H$  – вміст незброджених цукрів у зрілій бражці, г/л;  $D$  – вміст біомаси дріжджів у зрілій бражці, г/л; 0,4 – кількість цукрози, витрачена на 1 т дріжджів 75% -ної вологості, т; 0,95 - коефіцієнт перерахунку цукрози в крохмаль.

Втрати крохмалю під час однопотокового зброджування складають 181,5 кг, під час двопотокового зброджування – 158,1 кг на 1т переробленого умовного крохмалю, різниця поміж втратами 23,4 кг або 2,1%.

Розробку і впровадження удосконаленого однопотокового способу зброджування з розмноженням і накопиченням біомаси дріжджів в окремому потоці сусла з пониженою концентрацією сухих речовин (16-17%) та компенсацією їх концентрації шляхом додавання нерозбавленої меляси у другому потоці в бродильну батарею можна оцінювати як спробу наблизити умови зброджування до двопотокового способу.

## ХІМІКО-ТЕХНОЛОГІЧНІ ПОКАЗНИКИ БРОДІННЯ

Хіміко-технологічні показники основного сусла і бражки наведені в табл. 9.7. Концентрацію сухих речовин у суслі регулюють (вручну або автоматично) так, щоб у зрілій бражці концентрація спирту складала 9,5-10,5 об.%. У зрілій бражці кожні 4 год визначають видиму концентрацію сухих речовин і кислотність. Концентрацію спирту, істинні сухі речовини, незбродженні цукри і біомасу дріжджів у зрілій бражці визначають один раз на зміну.

Якщо із зрілої бражки не виділяють хлібопекарські дріжджі, то в зрілій бражці повинна бути концентрація дріжджів 18-22 г/л. (при більшій концентрації зменшується вихід спирту), якщо виділяють дріжджі, то 25-35 г/л.

Концентрація незбродженого цукру в зрілій бражці не повинна перевищувати 0,2 г/100 мл бражки.

Таблиця 9.7 Характеристика різних способів збродження

Показник	Одно(1) або двопотоковий (2) спосіб	Підроблена меляса	Основне сусло	Бражка в бродильних апаратах					Зріла бражка
				1-му	3-му	5-му	7-му	9-му	
Концентрація СР, %	1	75-80	23-25	13-15	10-11	8,5	6,5	5	5
	2	75-80	30-45	9-13	8	6	5,2	5	5
Кислотність, град	1	-	-	0,4	0,4	0,45	0,5	0,5	0,5
	2	нейтральна або лужна	нейтральна або лужна	0,4	0,4	0,45	0,5	0,5	0,5
рН	1	6,8-7,2	-	5,2	5,2	5,1	5,1	5,1	5,1
	2	6,8-7,2	6,8-8	5,2	5,2	5,1	5,1	5,1	5,1
Концентрація спирту, об.%	1	-	-	5,5	7,8	8,5	8,8	8,9	8,9
	2	-	-	5,5	7,8	8,5	8,8	8,9	8,9
Температура, °С	1	-	24-25	30	31	30	29	28	28
	2	-	24-25	30	31	30	29	28	28

## САНІТАРНИЙ РЕЖИМ У ДРІЖДЖОВОМУ І БРОДИЛЬНОМУ ВІДДІЛЕННЯХ

Технологічне обладнання регулярно стерилізують. Збірники напівпродуктів чистять, миють водою, потім водним розчином антисептика. По трубопроводам прокачують воду, потім розчин антисептика і пропарюють їх впродовж 30-50 хв при 100° С під час стерилізації апаратів.

Для дезинфекції обладнання і трубопроводів використовують 0,05%-ний водний розчин катапіну або 2%-ний розчин хлорного вапна (0,5 л на 1м<sup>2</sup> поверхні). Через 30 хв після нанесення антисептика його змивають чистою водою.

Якщо трубопроводи дуже забруднені мікроорганізмами, то їх заповнюють гарячим 2%-ним розчином кальцинованої соди, витримують декілька годин, після чого промивають і пропарюють при температурі 100° С впродовж 1 год.

Гумові шланги ретельно промивають водою під тиском і дезинфікують 2%-ним розчином формаліну або 0,05%-ним розчином катапіну.

Якщо як дезинфікуючий засіб використовують катапін, то після 30-хвилинної експозиції поверхню апаратури відмивають водою до повного зникнення дезинфектанта. Для контролю до 5 мл промивної води додають 2 краплі 0,1%-ного водного розчину бромкрезолпурпура (при наявності катапіну вода забарвлюється в голубий колір).

При переробці нормальної меляси обладнання стерилізують один раз на 6-8 діб у холодний період року і на 4-5 діб у теплий. Якщо з зрілої бражки виділяють дріжджі, які використовують як хлібопекарські, то обладнання бродильного відділення стерилізують через 2-3 доби.

Почергово звільняють, стерилізують і включають у роботу дріжджогенератори. Тривалість стерилізації всіх дріжджогенераторів 18-20 год.

Баки для води необхідно раз на місяць чистити, промивати та дезинфікувати разом з комунікаціями розчином катапіну або хлорного вапна. Через 30 хв залишки дезинфектанту змивають.

Під час пропарювання апаратів, всередині яких є поверхні охолодження, із останніх треба видалити воду.

Недотримання санітарно-гігієнічних умов у приміщеннях спиртового заводу призводить до забруднення технологічного обладнання, сусли і бражки контамінуючими мікроорганізмами. Чистоту приміщень забезпечують механічними і хімічними способами: до механічних належать вологе прибирання приміщень та предметів, їх фарбування, в результаті чого гине 50-70% мікроорганізмів; до хімічних належать використання хлорного вапна, формаліну, антиформіну, хлораміну та інших антимікробних препаратів.

Стіни і стелі виробничих приміщень треба білити вапном з домішкою 3% мідного купоросу не рідше одного разу на два тижні. Якщо стіни і фундаменти апаратів не облицьовані плиткою, то їх білять на 1,5м від підлоги свіжогашеним вапном не рідше одного разу на тиждень. Підлогу, сходи, площадки, панелі стін, облицьовані плиткою або пофарбовані олійною фарбою, щозміни миють гарячою водою



щітками, потім дезинфікують 0,1%-ним розчином катапіну або 2%-ним розчином хлорного вапна (хлораміну). Через 30 хв залишки препаратів змивають водою. Стічні канали, каналізаційні трапи миють і посипають хлорним вапном.

Термометри і цукроміри, які використовують у дріжджовому і бродильному відділеннях, постійно зберігають у посудині з 2%-ним розчином формаліну.

### Контрольні питання і завдання

1. Яка суть безперервно-потокowego способу збродження сусла?
2. Розгляньте циклічний і періодичний способи збродження, вкажіть їх переваги і недоліки.
3. Порівняйте однопотоковий, двопотоковий та удосконалені способи збродження м'яса.
4. Наведіть основні вимоги санітарного режиму в дріжджовому і бродильному відділеннях.

## РОЗДІЛ 10

# ВИДІЛЕННЯ СПИРТУ З БРАЖКИ ТА ЙОГО ОЧИСТКА

## СКЛАД ЗРІЛОЇ БРАЖКИ, ВИДИ СПИРТУ

Зріла бражка – багатокомпонентна система, що складається з води (82...90% мас.), сухих речовин (4...10 % мас.) та етилового спирту із супровідними леткими домішками (5...9 % мас., або 6...11 об. %). У бражці завжди міститься деяка кількість діоксиду вуглецю. Його вміст у бражці, відібраної безпосередньо з бродильного апарата, складає 1...1,5 г/дм<sup>3</sup>. При подачі бражки до ректифікаційного відділення 35...45 % діоксиду вуглецю втрачається. Кислотність бражки 0,5°, рН 4,5...5,2. Склад бражки значно змінюється в залежності від виду вихідної сировини і прийнятих технологічних режимів її приготування.

Сухі речовини бражки представлені як завислими частинками (дріжджі, дробина), так і розчинними у водно-спиртовій суміші органічними та неорганічними речовинами (декстрини, незброжені цукри, білки, кислоти, мінеральні речовини та ін.). У зерно-картопляній бражці знаходиться значна кількість завислих часток, вона більш в'язка, ніж мелясна, проте загальний вміст сухих речовин у мелясній бражці звичайно більший (8...10 %), ніж у зерновій (5...7 %), і особливо у картопляній (3...4 %).

Леткі домішки спирту характеризуються великою різноманітністю, на цей час їх ідентифіковано більше 70, але загальний вміст невеликий – звичайно не перевищує 0,6 % від кількості етилового спирту.

Усі леткі домішки можна в основному розділити на чотири групи: спирти, альдегіди, кислоти та ефіри. Крім того, виділяють групу азотистих речовин (аміак, **аміни**, амінокислоти), сірковмісних речовин (сірководень, сірчистий **ангідрид**, сульфокислоти, меркаптани) та ін.

Склад і вміст летких домішок залежать від виду та якості сировини, прийнятих технологічних режимів його переробки. Домішки частково переходять із сировини, води, допоміжних матеріалів, частково утворюються в процесі приготування суслу, однак більша їх частина з'являється в процесі бродіння.

Більше всього домішок (0,35... 0,45 % до кількості етилового спирту) припадає на частку спиртів – метилового, пропілового, ізобутилового, ізоамілового. Останні три спирти складають основу сивушного масла (звичайно 0,3...0,45 % до кількості етилового спирту в бражці). Метиловий спирт міститься у зерно-картопляній і буряковій бражці – не більше 0,2 % до кількості етилового спирту.

З альдегідів у спирті найбільше оцтового. У мелясній бражці альдегідів багато (біля 0,05 % до кількості етилового спирту), що в 10...50 разів більше, ніж у зерно-картопляній бражці. Вміст альдегідів у бражці різко зростає при посиленому аеруванні суслу в процесі дріжджогенерування.

Табл. 10.1 Фізико-хімічні показники етилового спирту

Назва показника	Нормативні документи													
	ГОСТ 131-67 Спирт етиловий - сирець			ГОСТ 5962-67 Спирт етиловий ректифікований			ДСТУ 3099-95 Спирт етило- вий ректифі- кований з меляси високоякісний		ТУУ 18.462.98 Спирт етиловий техні- чний			ТУ 10- 0334797-10- 91 Фракція головна етилового спирту		
	Нормативні показники													
	Із зерна, картоплі або із зерна і картоплі	Із суміші зерна, картоплі, цукрового буряку, меля- си, цукру-сирцю та іншої цукро- й крохмалевміс- ної харчової сировини	З меляси	“Люкс”	“Екстра”	“Вищої чистоти”	1-го сорту			Категорія А	Категорія Б	Категорія В	З меляси	З крохмалевмісної сировини
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	
1. Концентрація етило- вого спирту, об. %, не менше, ніж	88	88	88	96,3	96,5	96,2	96,0	96,3	96,0	92,0	96,0	92,0	92,0	
2. Проба на чистоту з сірчаною кислотою	-	-	-	Витримує	Витримує	Витримує	Витримує	Витримує	-	-	-	-	-	
3. Проба на окислюван- ня у хвиликах при 20°C, не менш, ніж	-	-	-	22	20	15	10	20	-	-	-	-	-	

Вигляд етикетки спирту з бражки та його очистка

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
4. Концентрація альдегідів, у перерахунку на оцтовий, в 1 дм <sup>3</sup> безводного спирту, мг, не більше	300	300	500	2	2	4	10	2,0	10	50	500	35	10
5. Концентрація сивушного масла в перерахунку на суміш ізоамілового й ізобутилового спиртів (3:1), в 1 дм <sup>3</sup> безводного спирту, мг, не більше	5000	5000	5000	2	3	4	15	3,0	10	200	5000	1000	2000
6. Концентрація ефірів, у перерахунку на оцтово-етилловий, в 1 дм <sup>3</sup> безводного спирту, мг, не більш, ніж	500	500	700	18	25	30	50	22,0	50	200	700	30000	30000
7. Концентрація метилового спирту, % об., не більше	0,13	0,13	-	0,03	0,03	0,05	0,05	-	-	-	-	0,05	1,5
8. Концентрація вільних кислот (без CO <sub>3</sub> <sup>-2</sup> ), у перерахунку на оцтову кислоту, в 1 дм <sup>3</sup> безводного спирту, мг, не більше	-	-	-	8	12	15	20	12,0	30	50	-	1000	1000
9. Вміст фурфуролу	-	-	-	Не допускається	Не допускається	Не допускається	Не допускається	-	-	-	-	-	-
10. Концентрація сухого залишку, мг/дм <sup>3</sup> , не більше	-	-	-	-	-	-	-	5,0	5,0	10,0	20,0	-	-

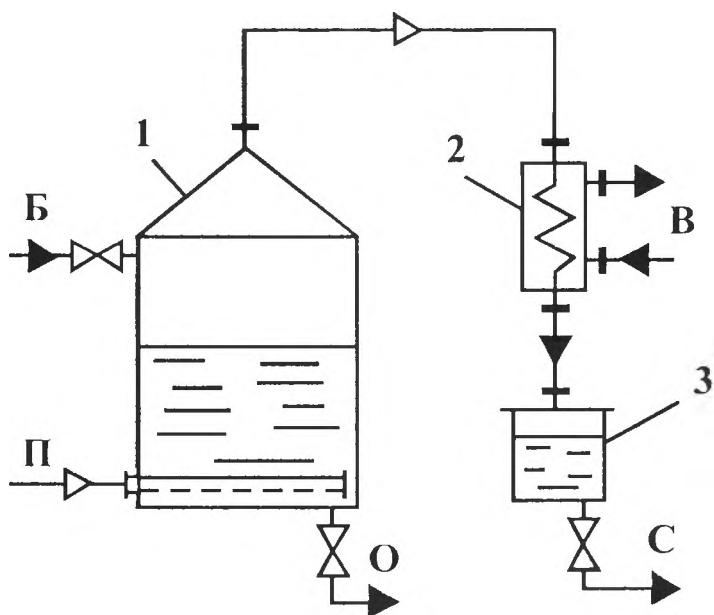


Рис. 10.1 Установа для простої перегонки бражки: 1 – куб; 2 – холодильник; 3 – збірник дистиляту; Б – бражка; В – охолоджуюча вода; П – гріюча пара; О – залишок (барда); С – слабкоградусний спирт

Виділення спирту із бражки може здійснюватись простою перегонкою (рис. 10.1) і за допомогою перегонки в ректифікаційних (бражних) колонах (рис. 10.2). У першому випадку процес здійснюється в апаратах періодичної дії, у другому – безперервної. В обох випадках з бражки виділяється спирт разом із леткими домішками й одержується бражний дистилят, який містить спирту 30...50 об. % (слабкоградусний спирт-сирець).

Вільний від спирту залишок – барда, містить усі сухі речовини бражки й залишкову частину води. Вміст сухих речовин у барді складає 3...8 %.

Далі спирт бражного дистилята за допомогою ректифікації піддається концентруванню і одержується спирт-сирець (концентрацією не менше 88 об. %), або технічний спирт категорії В (концентрацією не менше 96 об. %). У першому і другому випадках бражний дистилят зві-

Летких кислот (оцтової, масляної, пропіонової, валеріанової та ін.) небагато – біля 0,005...0,1 % до кількості етилового спирту.

У бражці міститься біля 0,05 % ефірів до кількості етилового спирту. Група ефірів в основному представлена оцтовоетиловим, мурашиноетиловим, оцтовометиловим, ізомаляноетиловим.

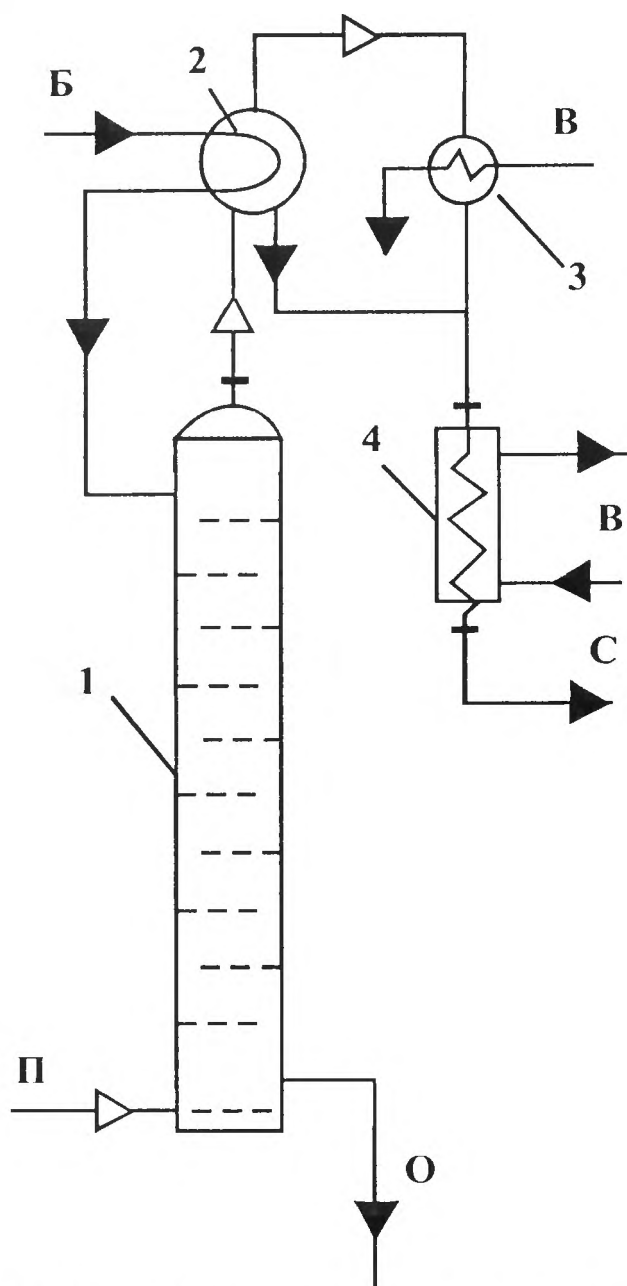


Рис. 10.2 Установа для безперервної перегонки бражки: 1 – бражна колона; 2 – підігрівник бражки; 3 – конденсатор; 4 – холодильник. Літерні позначення див. Рис. 10.1

льняється тільки від води. При виробництві спирту харчових кондицій (ректифікованого), технічного і спеціального призначення (див. табл. 10.1) бражний дистилят (або спирт-сирець) піддається очистці від супутніх летких домішок та води також за допомогою ректифікації.

На цей час у закордонній практиці виділення спирту з бражки та його концентрування почали здійснювати більш прогресивним (менш енергомістким) методом з використанням напівпроникних мембран (зворотний осмос, первапюрація) і молекулярних сит. Проте тонка очистка спирту, внаслідок якої в промислових масштабах одержують спирт найвищих харчових кондицій, здійснюється виключно ректифікацією.

За органолептичними показниками спирт етиловий ректифікований згідно з ГОСТ 5962-67 і спирт-сирець згідно з ГОСТ 131-67 мають відповідати таким вимогам:

Зовнішній вигляд: прозора, безбарвна рідина без сторонніх частинок.

Смак і запах: характерні для кожного виду етилового спирту, що виробляється з відповідної сировини, без присмаку і запаху сторонніх речовин.

Спирт етиловий ректифікований, що атестується на 1-у категорію якості, повинен мати дегустаційну оцінку (в балах) не нижче:

I сорт	8,5
вищої очистки	9,0
“Екстра”	9,3
“Люкс”	9,5

Для виробництва спирту етилового ректифікованого “Екстра” і “Люкс” використовуються усі види кондиційного зерна (пшениці, жита, кукурудзи, ячменю та ін.), а в окремих випадках до 35 % якісної здорової картоплі.

Технічний спирт виробляється з некондиційного зерна, меляси, спиртовмісних побічних продуктів спиртового (головна фракція, сивушний спирт) й виноробного виробництва.

Технічний спирт категорії Б і В може бути жовтуватого відтінку, а спирт етиловий (головна фракція) може бути безбарвним, злегка жовтуватим або зеленуватим з характерним запахом ефірів та альдегідів.

Технічний спирт перед випуском із заводу повинен (розділ 14) піддаватись денатурації шляхом добавки до нього денатуруючих речовин, які надають стійкого неприємного смаку і запаху, та барвників.

У головній фракції етилового спирту, що одержують при переробці картоплі, вміст метилового спирту допускається до 2,5 об. %, а при переробці змішаної сировини (зерно-картопляної й цукрового буряка) – до 6 об. %.

Крім спирту-сирцю, ректифікованого і технічного спирту, спиртова промисловість виробляє так званий абсолютний спирт з концентрацією 99,5.. 99,8 % об. Не варто плутати поняття безводний (100 %-ний) і абсолютний спирт, який містить води до 0,2... 0,5 % об. Безводний спирт промисловістю не виробляється.

Нижче наведена загальна характеристика чистого безводного етанолу (етилового, або винного спирту).

Молекулярна маса $C_2H_5OH$ .....	46,069
Густина $\rho$ (при $20^\circ C$ ), $кг/дм^3$ .....	0,78945
Динамічна в'язкість $\eta$ (при $20^\circ C$ ), $мПа \cdot с$ .....	1,20
Коефіцієнт поверхневого натягу $\sigma$ (при $20^\circ C$ ), $Н/м$ .....	0,0223
Питома теплоємність $C$ (при $20^\circ C$ ), $кДж/(кг \cdot K)$ .....	2,39
Теплота згоряння $H$ , $МДж/кг$ .....	27
Температура кипіння $t_k$ (при тиску 101,3 кПа), $^\circ C$ .....	78,33
Питома теплота пароутворення $r$ (при тиску 101,3 кПа), $кДж/кг$ .....	840
Показник заломлення $n$ (відносно повітря при $20^\circ C$ і 101,3 кПа для $\lambda=589,3$ нм) .....	1,3617
Питомий електричний опір $\rho_E$ (при $20^\circ C$ ), $Ом \cdot м$ .....	$7,7 \cdot 10^8$

## ТЕОРЕТИЧНІ ОСНОВИ ПРОЦЕСІВ ПЕРЕГОНКИ І РЕКТИФІКАЦІЇ

Виділення спирту з бражки та його очистка відбуваються внаслідок перегонки й ректифікації. Під перегонкою розуміється розділення суміші летких речовин, що мають різну леткість, на окремі компоненти або фракції шляхом часткового випаровування та наступної конденсації пари. У процесі перегонки пара збагачується легколеткими компонентами (ЛЛК), а залишок (рідина) збагачується важколеткими компонентами (ВЛК). Ректифікація – складна багаторазова перегонка в протитечійному потоці, яка здійснюється в спеціальних апаратах – ректифікаційних колонах. Теорія перегонки й ректифікації спирту базується на основі законів П.Д.Коновалова і М.С.Вревського.

Леткість окремих компонентів бінарної суміші характеризують **коефіцієнтом випаровування**  $K=Y/X$  – відношенням концентрації даної речовини у паровій фазі  $Y$  до концентрації її у рідкій фазі  $X$  при умові, що розглянуті фази бінарної суміші знаходяться у рівноважному стані.

Летка частина бражки складається в основному з води і етанолу, тому в процесі виділення спирту бражку розглядають як бінарну суміш етанолу і води. У верхній частині рис. 10.3 лінія 1 зображає залежність рівноважного складу пари  $Y$  від складу рідини  $X$  при температурі кипіння й атмосферному тиску для суміші етанол-вода. Лінія є геометричним місцем точок значень коефіцієнтів випаровування етилового спирту  $K_{e,c} = Y/X$  із водно-спиртової суміші. При малих концентраціях спирту в суміші значення  $K_{e,c}$  максимальні (біля 13), при великих – мінімальні (біля 1).

Залежність рівноважного складу парової фази від складу рідини визначається законом Д.П.Коновалова, який зтверджує, що пара, яка знаходиться у рівновазі з розчином, завжди містить у надлишку той компонент, додавання якого до розчину знижує температуру кипіння, інакше кажучи, пара збагачується тим компонентом, додавання якого до рідини підвищує загальний тиск пари над нею.

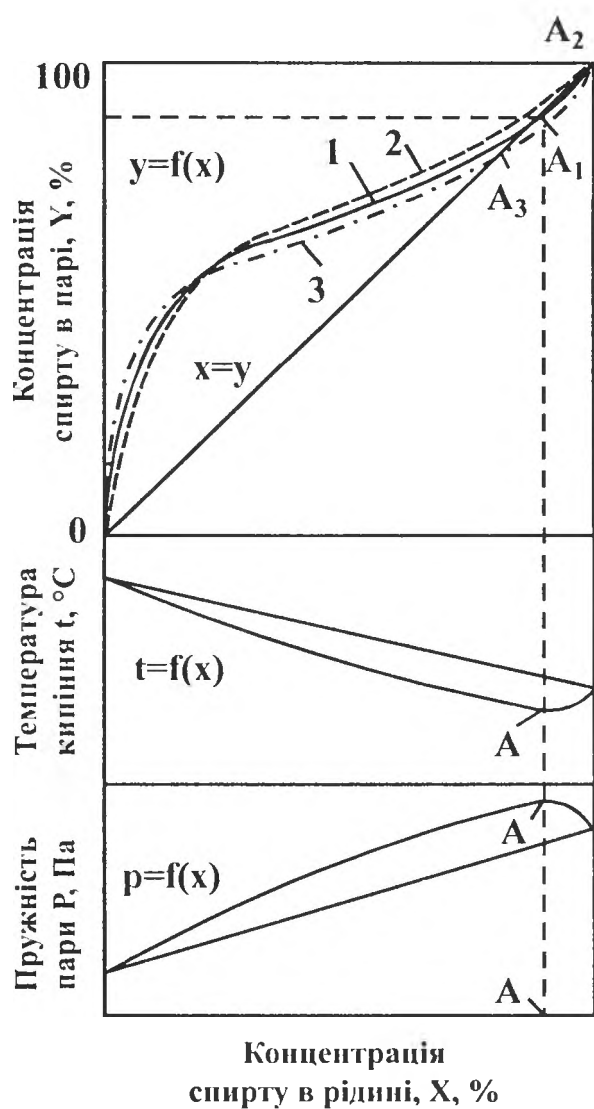


Рис. 10.3 Залежність рівноважного складу пари  $Y$ , %, температури кипіння  $t$ , °C, і пружності пари  $P$ , Па, від складу рідкої бінарної суміші етанол-вода  $X$ , %:  
 1 – при атмосферному тиску;  
 2 – при тиску, нижчому від атмосферного;  
 3 – при тиску, вищому від атмосферного

Отже, шляхом ректифікації (багаторазового випаровування і конденсації) при атмосферному тиску можна досягнути максимальної концентрації етанолу – 97,2 об. %.

Якщо ж потрібно одержати етанол більш високої концентрації, необхідно зменшити тиск, тоді азеотропна точка зсунеться праворуч. Цим прийомом іноді користуються у практиці одержання абсолютного спирту.

Фазова рівновага у бінарній суміші етанол-вода була ретельно вивчена В.М.Стабниковим із співробітниками. За їх даними будують графіки фазової рівноваги, які застосовують для розрахунку процесу ректифікації та аналізу роботи

Для системи етиловий спирт-вода додавання спирту до рідкої фази спричиняє в цій системі зниження температури кипіння до самої точки  $A_1$  (див. рис. 10.3). У точці  $A_1$  лінія фазової рівноваги пересікає діагональ, отже, в цій точці склад парової та рідкої фаз буде однаковий. Ця точка одержала назву **азеотропної точки**, або точки нероздільного кипіння. Для неї  $Y=X$ , або  $K_{e.c} = K_B = 1$  ( $K_B$  – коефіцієнт випаровування води). При атмосферному тиску нероздільно кипляча суміш системи етанол-вода містить 97,2 об. % (95,57 % мас.) етанолу при температурі кипіння 78,15° C; при тому ж тиску температура кипіння етанолу дорівнює 78,3° C, а води – 100° C.

У відповідності із законом М.С.Вревського при підвищенні тиску розчини з низькою концентрацією спирту, приблизно до 30...40 % мас., утворюють пари з більшим вмістом спирту, а розчини з високою концентрацією спирту – пари з меншим вмістом спирту, що наочно показано у верхній частині рис. 10.3 пунктирною лінією. З рисунка також видно, що зі зміною тиску зсувається і положення азеотропної точки. Так, при тиску 9,33 кПа (температура кипіння 27° C) нероздільнокипляча точка зміщується праворуч аж до  $X = 100$  %, тобто при такому тиску пара завжди буде мати більшу концентрацію спирту, ніж вихідна рідина.

Аналізуючи положення кривої фазової рівноваги, легко встановити, що при атмосферному тиску пара над рідиною буде збагачуватись етанолом тільки до азеотропної точки.



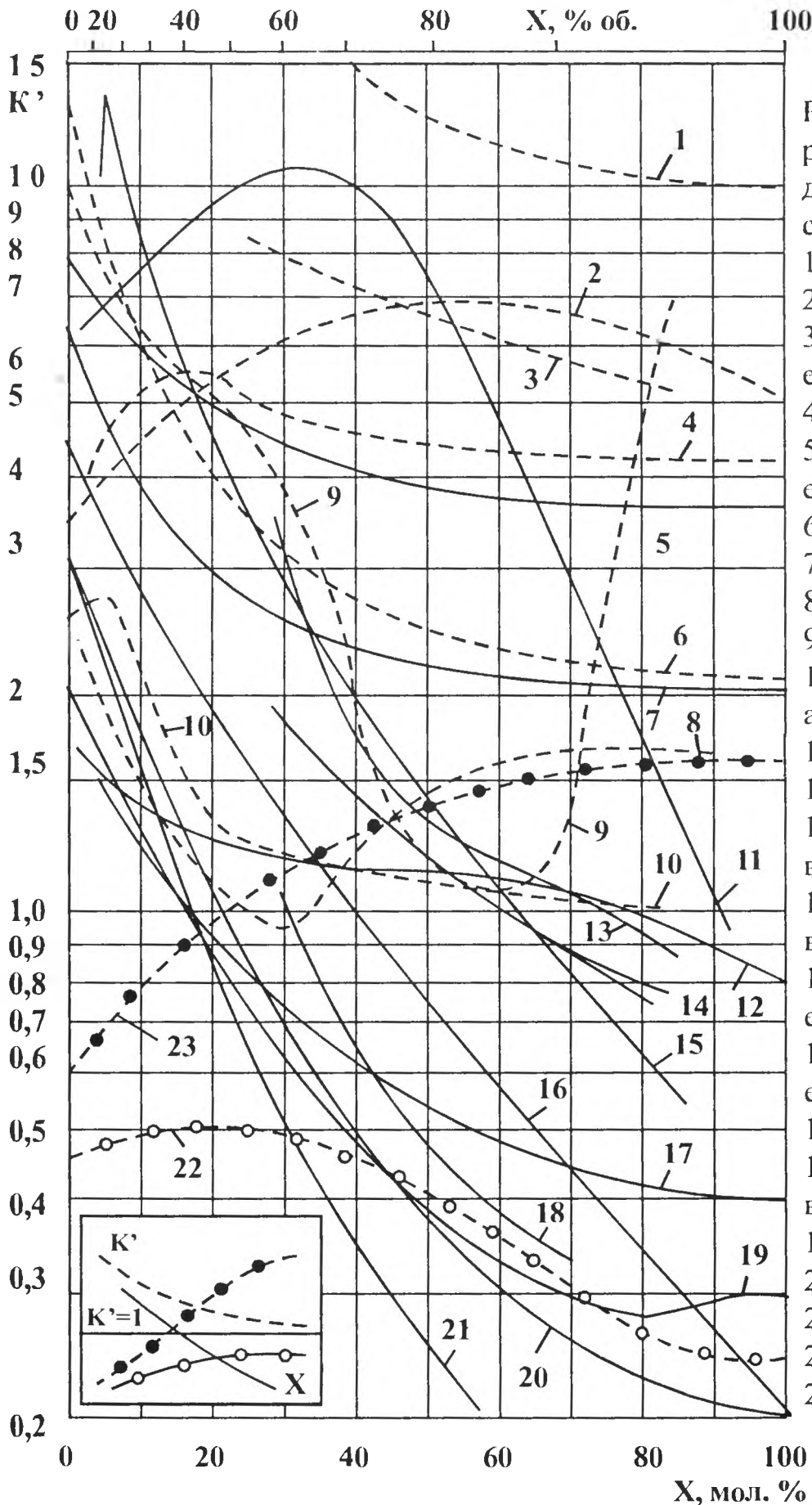


Рис. 10.4 Коефіцієнти ректифікації легких домішок, супровідних спирту:

- 1 – диетиловий ефір;
- 2 – оцтовий альдегід;
- 3 – мурашиноетиловий ефір;
- 4 – акролеїн;
- 5 – оцтовометиловий ефір;
- 6 – оцтовоетиловий ефір;
- 7 – н-масляний альдегід;
- 8 – диацетил;
- 9 – триетиламін;
- 10 – кротоновий альдегід;
- 11 – триметиламін;
- 12 – ізопропанол;
- 13 – ізомасляноетиловий ефір;
- 14 – ізовалеріаноетиловий ефір;
- 15 – пропіоноетиловий ефір;
- 16 – оцтовоізоаміловий ефір;
- 17 – н-пропанол;
- 18 – ізовалеріаноаміловий ефір;
- 19 – ізобутанол;
- 20 – н-бутанол;
- 21 – ізоамілол;
- 22 – фурфурол;
- 23 – метанол; домішки:

- проміжні;
- - - - - головні;
- кінцеві;
- хвостові

ректифікаційних колон. Існують аналітичні залежності  $Y = f(X)$ , вони використовуються для розрахунків за допомогою комп'ютерної техніки.

При наявності сухих речовин у спирто-водяних розчинах збільшується концентрація спирту в парі у порівнянні з концентрацією його в парі над чистим спирто-водяним розчином. Однак це збільшення невелике, і в практичних розрахунках процесу ректифікації при виділенні спирту з бражки його звичайно не враховують.

При очистці спирту від супровідних летких домішок доводиться піддавати розділенню багатокомпонентну суміш.

Для оцінки леткості домішок у порівнянні з леткістю етилового спирту введено поняття "коефіцієнт ректифікації" домішок

$$K' = K_d/K_c = \beta \cdot X/(\alpha \cdot Y), \quad (10.1)$$

де  $K_d = \beta/\alpha$  – коефіцієнт випаровування домішок;  $\alpha$  і  $\beta$  – вміст домішок у рідині та парі;  $K_c$  – коефіцієнт випаровування етанолу;  $X$  і  $Y$  – вміст етанолу в рідині та парі.

Коефіцієнт ректифікації показує, на скільки збільшується або зменшується вміст у парі домішки по відношенню до етанолу в порівнянні з рідиною. Він дозволяє в наочній формі відобразити поведінку домішки в процесі ректифікації (рис. 10.4).

Коефіцієнти випаровування і ректифікації домішок залежать від концентрації етанолу у водному розчині, з якого виділяються домішки. Через те що в спирті-сирці (не очищеному від супутніх домішок) вміст домішок невеликий (звичайно в сумі не перевищує 0,6 % від кількості етанолу), допускають, що леткість окремих домішок не залежить від наявності у розчині інших домішок.

Усі відомі домішки за леткістю можна згрупувати в чотири види: головні, хвостові, проміжні та кінцеві.

До **головних домішок** належать ті, які мають більшу леткість, тобто більший коефіцієнт випаровування, ніж етиловий спирт, при всіх концентраціях його у розчині. Для них завжди  $K' > 1$ .

Спирто-водяна суміш у даному випадку виступає у ролі ВЛК. Основні представники головних домішок – оцтовий і масляний альдегіди, акролеїн, мурашиноетиловий, оцтовометиловий, оцтовоетиловий, диетиловий ефіри та ін. (криві I...II на рис. 10.4).

Леткість **хвостових домішок** завжди менша леткості спирту ( $K' < 1$ ), тому хвостові домішки у суміші із спирто-водяною рідиною можуть розглядатися як ВЛК. Вони будуть виходити в залишок. Типовими хвостовими домішками є, наприклад, оцтова кислота і фурфурол.

**Проміжні домішки** мають подвійні властивості. При високих концентраціях етанолу вони мають характер хвостових домішок ( $K' < 1$ ), а при низьких, навпаки, – характер головних домішок ( $K' > 1$ ). При визначеній концентрації етанолу у водно-спиртових розчинах леткість проміжних домішок дорівнює леткості етанолу ( $K' = 1$ ).

Основні представники проміжних домішок – ізоаміловий, ізобутиловий, пропіловий спирти, ізовалеріаноізоаміловий, оцтовоізоаміловий, ізовалеріаноетиловий ефіри (криві 12-21 на рис. 10.4).

Для **кінцевих домішок**, як і для проміжних, характерна леткість у локальних умовах, однак на противагу їм кінцеві домішки мають коефіцієнт ректифікації  $K' > 1$  при високих концентраціях спирту і  $K' < 1$  при низьких концентраціях. Характерна кінцева домішка – метанол (крива 23 на рис. 10.4).

**Ректифікація** – процес розділення рідких летких сумішей на компоненти або групи компонентів (фракції) шляхом багаторазового двобічного масо- і теплообмі-

ну між протитечійно рухомими паровим та рідинним потоками. Необхідна умова процесу ректифікації – різна леткість (пружність пари) окремих компонентів.

При взаємодії протитечійно рухомих потоків у процесі ректифікації відбувається дифузія **легколеткого компонента** з рідини в пару та **важколеткого компонента** з пари в рідину. Процес ректифікації здійснюється в спеціальних апаратах – ректифікаційних колонах. Спосіб контактування потоків у колонах може бути ступінчастим (у тарілчастих колонах) або безперервним (у насадних і плівкових колонах).

У колонах спеціальні контактні пристрої (тарілки, насадки) створюють умови, що сприяють максимальному наближенню взаємодіючих парового та рідинного потоків. Щоб ці потоки могли обмінюватись речовиною та енергією, вони повинні бути нерівноважні. При контактуванні потоків у результаті тепло – і масообміну величина нерівноважності зменшується. Далі потоки відділяються один від одного і процес продовжується шляхом нового контактування цих фаз уже на другому суміжному ступені з другими рідинними та паровими потоками. У результаті багаторазово повторюваного на послідовних тарілках (ступенях) контактування рідини і пари, що рухаються протитечійно по висоті колони, склад взаємодіючих фаз істотно змінюється: паровий потік при прямуванні вгору збагачується ЛЛК, а рідинний, стікаючи вниз, збіднюється ним, тобто збагачується ВЛК. При достатньо довгому шляху контактування протилежно рухомих по колоні потоків можна одержати в кінцевому підсумку з верхньої частини колони пару, що представляє собою більш чи менш чистий ЛЛК, конденсація якої дає **дистилят**, а з нижньої частини колони – порівняно чистий ВЛК, так званий **кубовий залишок**.

Рідинний потік у колоні (флегма) утворюється в результаті часткової конденсації пари, що виходить з верхньої частини колони, в спеціальних теплообмінних апаратах – дефлегматорах або вводиться в колону у вигляді живлення. Для створення парового потоку в колоні у її нижню частину вводиться відповідна кількість теплоти безпосереднім впуском гріючої пари (випадок відкритого обігрівання колони) або подачею її в спеціальний теплообмінник -випарник, через поверхню теплопередачі якого теплота передається киплячому кубовому залишку (випадок закритого обігрівання).

Ректифікаційні колона можуть бути повними і неповними (рис. 10.5) Повна колона (див. рис. 10.5, *а*) складається з відгінної, або вичерпної, частини і концентраційної. Живлення у повну колону вводиться в середню частину (на верхню тарілку відгінної частини колони).

Неповна колона має тільки відгінну частину (рис. 10.5, *б*) або одну концентраційну частину (рис. 10.5, *в*). Живлення у неповну відгінну колону подається на її верхню тарілку, в неповну концентраційну – під нижню тарілку в пароподібному вигляді.

Відбирати дистилят можна після часткової або повної конденсації парів (рис. 10.6).

У повній ректифікаційній колоні створюється можливість для одержання практично в чистому вигляді обох компонентів бінарної (двокомпонентної) суміші, що підлягає розділенню. У неповній відгінній колоні з нижньої частини відводиться практично чистий ВЛК, а з верхньої одержується пара, дещо збагачена ЛЛК. З верхньої частини неповної концентраційної колони відводиться практично чистий ЛЛК, а з нижньої – залишок.

Теплота конденсації пари звичайно відводиться водою, продуктами, що підлягають нагріванню, або повітрям у спеціальних повітряних теплообмінниках.

Обігрівання колон відкритою парою застосовують у тому випадку, коли гріюча пара не впливає негативно на якість кінцевих продуктів, не взаємодіє з продуктами ректифікації й не утворює нових систем, які важко розділяються в колоні.

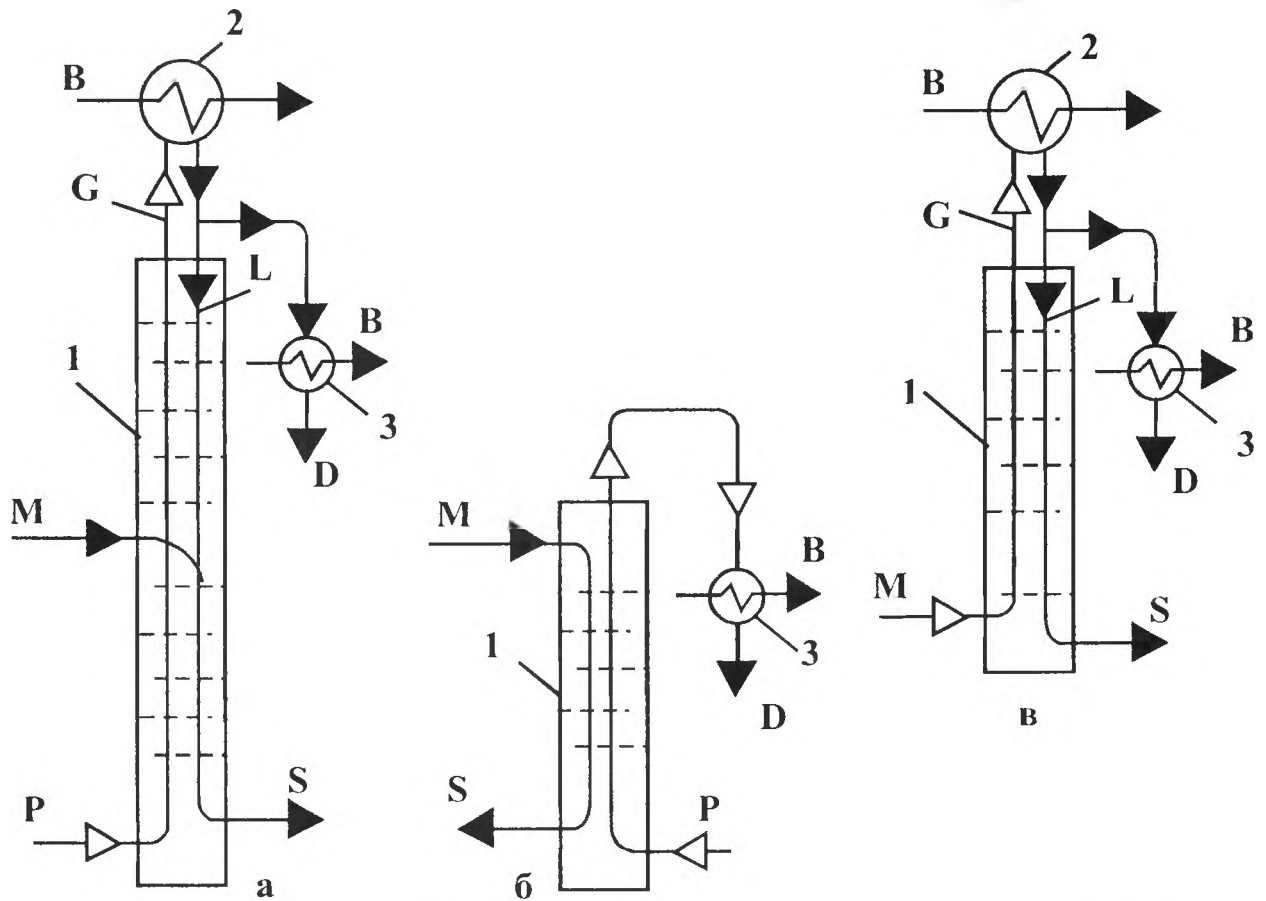


Рис. 10.5 Схеми ректифікаційних колон: а – повна; б – неповна відгінна; в – неповна концентраційна; І – колона; 2 – дефлегматор; 3 – холодильник дистилята; В – вода; D – дистилят; М – живлення (вихідний продукт); Р – гріюча пара; S – залишок

При відкритому обігріванні конденсат гріючої пари змішується із залишком (кінцевим продуктом розділення). При закритому обігріванні потрібна пара більш високих параметрів і наявність поверхні теплообміну (випарника).

В одній повній ректифікаційній колоні можна розділити на чисті компоненти тільки бінарну суміш. Для розділення багатоконпонентних сумішей застосовують декілька послідовно працюючих ректифікаційних колон, кожна з яких розділяє суміш, яка поступає до неї, на дистилят, що складається з одного або кількох легколетких компонентів, і залишок, що складається з важколетких компонентів.

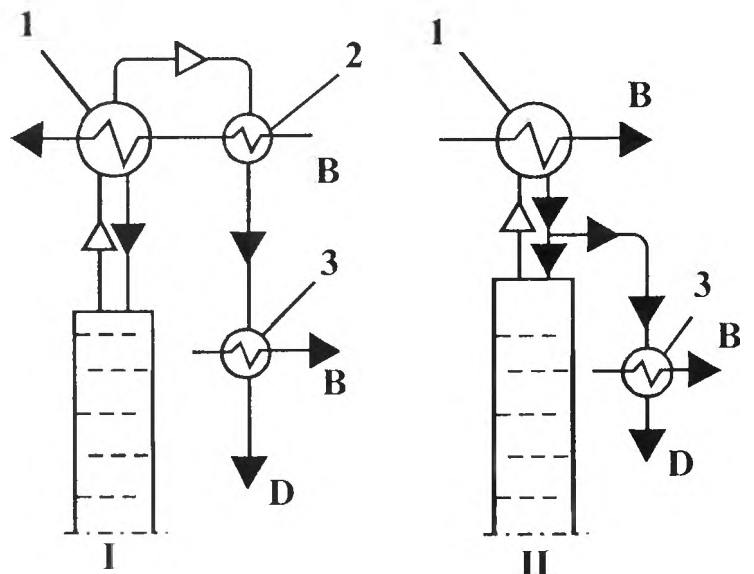


Рис. 10.6 Способи зрошення колон з конденсатором (I) й без конденсатора (II): 1 – дефлегматор; 2 – конденсатор; 3 – холодильник (літерні позначення див. рис. 10.5)

Для розділення суміші з  $n$  компонентів на чисті речовини потрібно  $n - 1$  колон. Але на практиці багатокомпонентну суміш часто розділяють не на чисті компоненти, а на фракції, що складаються з кількох близьких за леткістю компонентів.

При розділенні на фракції попередньо визначаються ключові компоненти. У легколеткій фракції ключовим компонентом є компонент, що має найменшу леткість. У важколеткій фракції ключовим компонентом є компонент, що має найбільшу леткість. При виділенні одного цільового компонента у першій колоні відділяють, наприклад, легколетку фракцію, а цільовий компонент буде ключовим (головним) у важколеткій фракції. Далі у другій колоні важколетку фракцію розділяють на один ключовий (цільовий) компонент та залишок важколеткої фракції.

Можливий і другий варіант, коли цільовим компонентом є ключовий компонент легколеткої фракції, після розділення яка ділиться у другій колоні на чистий цільовий компонент та залишок легколеткої фракції, що переміщується вгору по колоні.

## КОНТАКТНІ ПРИСТРОЇ РЕКТИФІКАЦІЙНИХ КОЛОН

Основний елемент ректифікаційної колони – контактний пристрій, на якому здійснюється процес масообміну між парою й рідиною. Процес масообміну дифузійний і визначається площею поверхні контакту фаз  $F$ ,  $\text{м}^2$ , середньою рухомою силою процесу (середньою різницею концентрацій  $\Delta C$ ,  $\text{кг/кг}$ ) та коефіцієнтом масопередачі, віднесеним до  $1 \text{ м}^2$  поверхні фазового контакту,  $K$ ,  $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$ . Коефіцієнт масопередачі залежить від природи речовини і гідродинамічного режиму контакту фаз. Кількість речовини, що перейшла з однієї фази в іншу ( $\text{кг/с}$ ),

$$M = K F \Delta C. \quad (10.3)$$

Різниця концентрацій ЛС визначається як різниця між рівноважною концентрацією ( $Y^*$  або  $X^*$ ) та робочою концентрацією ( $Y$  або  $X$ ). Відповідно до рис. 10.7 у паровій фазі  $\Delta C_{\text{п}} = Y^* - Y$ , а у рідкій  $\Delta C_{\text{р}} = X - X^*$ . Зв'язок між  $\Delta C_{\text{п}} / \Delta C_{\text{р}}$  визначається із співвідношення  $\Delta C_{\text{п}} / \Delta C_{\text{р}} = L/G = m$ , де  $L$  - величина рідкого потоку,  $G$  - величина парового потоку.

Тоді:

$$M = K F \Delta C_{\text{р}} = K F \Delta C_{\text{п}} m. \quad (10.4)$$

Через складність визначення площі поверхні фаз коефіцієнт масопередачі часто відносять до  $1 \text{ м}^3$  об'єму середовища, де відбувається обмін фаз, тоді:

$$M = K_v V \Delta C, \quad (10.5)$$

де  $K_v$  - об'ємний коефіцієнт масопередачі,  $\text{кг}/(\text{м}^3 \cdot \text{с})$ ;

$V$  - об'єм середовища, де відбувається обмін фаз,  $\text{м}^3$ .

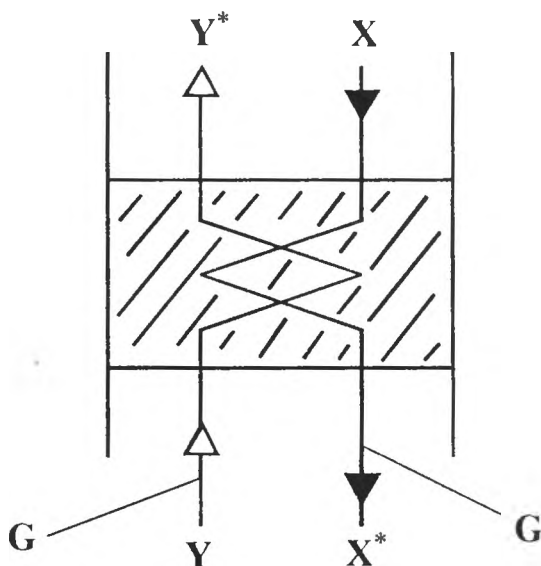


Рис. 10.7 Схема потоків на теоретичній тарілці

Конструкція контактної пристрою повинна забезпечувати якомога більший інтенсивний масообмін на ньому. Це досягається у першу чергу шляхом створення розвинутої поверхні контакту фаз і такої гідродинамічної обстановки, при якій коефіцієнт масопередачі буде по можливості найбільшим.

У практиці спиртової промисловості, як правило, застосовують тарілчасті контактні пристрої, на яких послідовно здійснюється ступінчастий контакт фаз. Тарілки ректифікаційних колон можуть бути ковпачковими, ґратчастими (ситчастими), клапанними, лускоподібними, ґратчасто-клапанними, жалюзійними та ін. (рис. 10.8). У всіх випадках на тарілці утримується шар рідини, через який проходить пара, в результаті чого здійснюється масообмін.

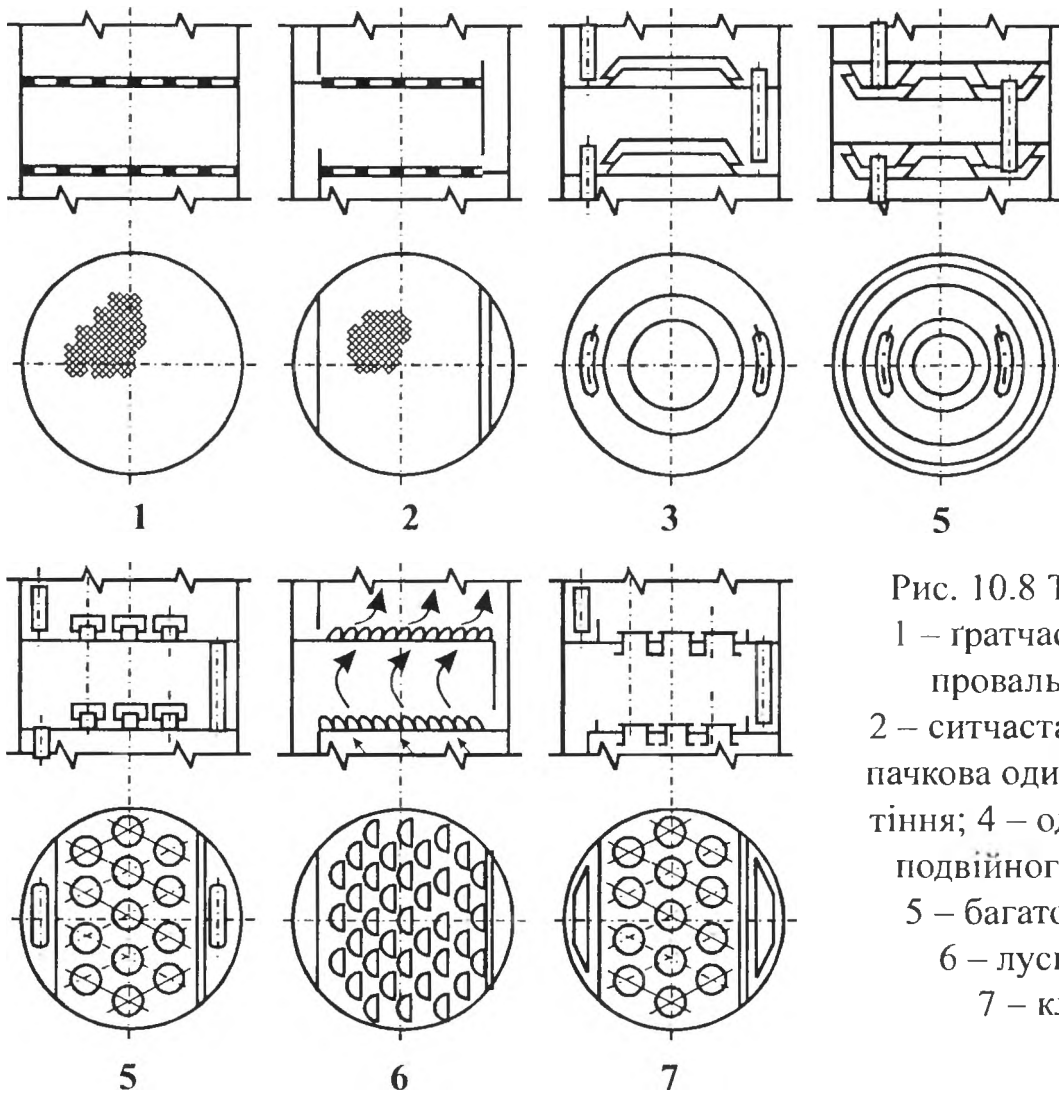


Рис. 10.8 Типи тарілок:  
 1 – ґратчаста (ситчаста) провального типу;  
 2 – ситчаста; 3 – одноковпачкова одинарного кип'ятіння; 4 – одноковпачкова подвійного кип'ятіння;  
 5 – багатоквпачкова;  
 6 – лускоподібна;  
 7 – клапанна

Роботу тарілок оцінюють за такими показниками: пропускною здатністю пари й рідини; здатністю розділяти робочу суміш; діапазоном сталої роботи; гідравлічним опором та ін.

Пропускна здатність пари й рідини характеризує продуктивність колон, або питомий зйом кінцевого продукту з одиниці поперечного перерізу колони.

Здатність розділяти суміш, що підлягає перегонці, називають ефективністю контактної пристрою або колони в цілому і звичайно визначають числом теоретичних тарілок (ступеней зміни концентрацій) або числом одиниць переносу.

Ефективність тарілчастих колон, як правило, оцінюють числом теоретичних тарілок (Ч.Т.Т.).

Під теоретичною тарілкою розуміють такий пристрій, який забезпечує контакт пари й рідини, в результаті якого потоки, що його покидають, досягають фазової рівноваги (див. рис. 10.3). Практично на реальних тарілках така рівновага майже ніколи не досягається. Теоретична тарілка – це еталон для встановлення ефективності реальних тарілок.

Мірою оцінки ефективності реальної або дійсної тарілки є її коефіцієнт корисної дії (ККД). На практиці визначають ККД не окремої тарілки, а середній ККД тарілок усієї колони або значної її ділянки, який дорівнює відношенню числа теоретичних тарілок  $n$ , необхідних для здійснення заданого розділення суміші, до числа реальних  $N$ , необхідних для тієї ж мети :

$$\eta = n/N. \quad (10.6)$$

ККД тарілок залежить від їхньої конструкції, діаметра колони, міжтарілкової відстані, швидкості пари, навантаження колони, фізичних властивостей суміші, що підлягає розділенню, та багатьох інших факторів. Тому звичайно ККД визначають дослідним шляхом, для більшості тарілок він дорівнює 0,4... 0,6.

У спиртовому виробництві широко розповсюджені ковпачкові тарілки. Багатоковпачкові (капсульні) тарілки застосовують у колонах для розділення рідин, які не містять завислих частинок, однокковпачкові – для розділення рідин із завислими частинками або рідин, які здатні утворювати осади. У тих же випадках застосовують клапанні тарілки. Рідше застосовують ситчасті тарілки, які мають отвори діаметром 2,5...3,5 мм (для розгонки перших із згаданих рідин) та 8...12 мм (для других). Застосовують також тарілки лускоподібні та ґратчасті (без переливних пристроїв); останні мають велику пропускну здатність пари й рідини.

При виборі типу тарілки враховують її пропускну здатність, ефективність, економічність конструкції, а також можливість забезпечити оптимальні умови роботи колони при заданому технологічному режимі.

Стала робота тарілок повинна відповідати таким навантаженням пари й рідини, при яких досягаються найбільш інтенсивний їх контакт і висока ефективність. При великих навантаженнях пари (великих швидкостях пари у вільному перерізі колони) може відбуватися великий виніс рідини з тарілки на тарілку; на них може накопичуватись рідина понад можливий рівень. Верхня межа навантаження пари характеризується “захлинанням” тарілок. Зовнішня ознака “захлинання” – різке підвищення тиску у нижній частині колони і його зниження у верхній. При навантаженнях пари, що наближаються до мінімально допустимих, частина рідини (флегми) перетікає з тарілки на тарілку, не вступаючи в контакт з парою. При великому навантаженні рідини також може статися “захлинання” колони. Максимально допустиме навантаження рідини, визначається її кількістю, яка необхідна для створення на тарілці активної зони контакту фаз.

На роботу тарілок значно впливає міжтарілкова відстань, яка забезпечує в першу чергу створення умов для контакту пари й рідини, що відбувається в зонах барботажу, піни та бризок. Ці зони розташовані послідовно над тарілкою і повинні



вміщуватись між суміжними тарілками. Висота кожної зони визначається фізичними властивостями рідини, що розділяється, конструкцією тарілки, навантаженням пари; звичайно її встановлюють дослідним шляхом. Рідини, що утворюють пухку піну, в основному виносяться за рахунок її пластівців, які мають високу парусність. Для колон, які переробляють непіноутворюючі рідини без завислих частинок, міжтарілкову відстань звичайно встановлюють 170...230 мм; для колон, які переробляють рідини із завислими частинками та пінисті – 280...400 мм. Інколи міжтарілкову відстань збільшують до 500...550 мм, що необхідно для створення умов механічної чистки тарілок при діаметрі колон більше ніж 1500 мм.

## ОСНОВНІ ПАРАМЕТРИ РОБОТИ РЕКТИФІКАЦІЙНИХ КОЛОН

До основних параметрів роботи ректифікаційних колон відносять число тарілок і геометричні розміри, навантаження пари й рідини, співвідношення потоків пари та рідини. Для визначення їх на підставі аналізу процесу, який відбувається в колоні в цілому й на окремих ступенях контакту фаз, встановлюють міру збагачення фаз на кожному ступені і в колоні в цілому та інтенсивність парового і флегмового потоків. Останнє дає можливість визначити енергетичні витрати на проведення процесу.

### МАТЕРІАЛЬНИЙ БАЛАНС КОЛОНИ

Матеріальний баланс колони складають з метою визначення кількості одержуваних продуктів на основі даних про вихідну сировину та заданих умов розділення. Рівняння матеріального балансу (рис. 10.9) по всьому продукту:

$$M = D + S, \quad (10.7)$$

де  $M$ ,  $D$  і  $S$  – відповідно кількість вихідного продукту, дистиллята і залишку, кг або кмоль; по одному з компонентів (частіше ЛЛК):

$$MX_M = DX_D + SX_S, \quad (10.8)$$

де  $X_M$ ,  $X_D$  і  $X_S$  – вміст компоненту відповідно у вихідному продукті, дистилляті та залишку, мас. % або мол. %.

Спільне вирішення цих рівнянь дозволяє встановити зв'язок між кількістю сировини, виходом верхнього або нижнього продукту та їх концентрацій.

За рівнянням матеріального балансу можна встановити співвідношення, які пов'язують склади зустрічних на одному рівні потоків флегми й пари. Для цієї мети складають матеріальний баланс для об'єму колони, що знаходиться між будь-яким її довільним перерізом у нижній або верхній частинах.

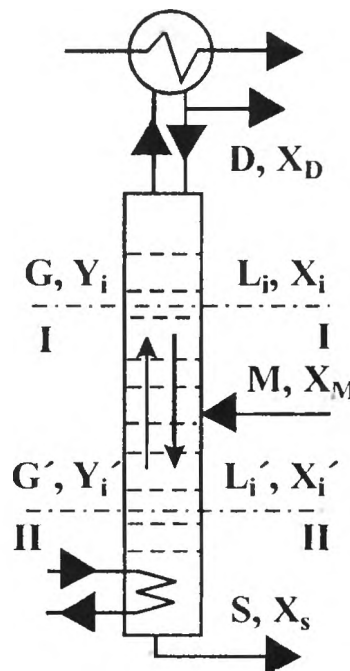


Рис. 10.9 Схема матеріальних потоків колони:  $G$  і  $L$  – паровий і рідинний потоки у довільному перерізі;  $Y_i$ ,  $X_i$  і  $X_D$ ,  $X_S$ ,  $X_M$  – концентрація ЛЛК відповідно в потоках пари й рідини у довільному перерізі, дистилляті, залишку і вихідному продукті (живленні)



Матеріальний баланс по ЛЛК для концентраційної частини колони вищій довільного перерізу I-I (рис. 10.9)

$$GY_i = LX_i + D + X_D, \quad (10.9)$$

де  $G$  і  $L$  – паровий та рідинний потоки у довільному перерізі;  $Y_i$ ,  $X_i$  і  $X_D$  – склад потоків по ЛЛК відповідно у парі та рідині у довільному перерізі й дистиляті. Розв'язавши рівняння (10.9) відносно  $Y_i$  або  $X_i$ , одержимо залежність між концентраціями зустрічних потоків

$$Y_i = \frac{L}{G} X_i + \frac{D}{G} X_D, \quad (10.10)$$

але тому що  $D = G - L$ , то можна записати

$$Y_i = \frac{L}{G} X_i + \left(1 + \frac{L}{G}\right) X_D. \quad (10.11)$$

Відношення  $L / G$  прийнято називати **числом зрошування**, з нього можна визначати необхідні значення зрошування на одиницю парового потоку в колоні. Рівняння (10.11) – рівняння прямої з кутовим коефіцієнтом  $L / G$  та вільним членом

$$\left(1 + \frac{L}{G}\right) X_D.$$

Відношення  $L / G$  легко виразити через число флегми  $L/G = R/(R + 1)$ , тоді рівняння (10.11) зводиться до виду

$$Y_i = \frac{R}{R + 1} X_i + \frac{X_D}{R + 1}. \quad (10.12)$$

Для відгінної частини колони матеріальний баланс по ЛЛК нижчій довільного перерізу II – II (при обігріванні закритою парою)

$$G'Y'_i + SX_s = L'X'_i, \quad (10.13)$$

звідки

$$Y'_i = \frac{L'}{G'} X'_i - \frac{S}{G'} X_s, \quad (10.14)$$

але  $S = L' - G'$ , тоді

$$Y'_i = \frac{L'}{G'} X'_i + \frac{(1 - L')}{G'} X_s = \frac{L'}{G'} (X'_i - X_s) + X_s. \quad (10.15)$$

При обігріванні колони відкритою парою  $S = L'$  рівняння (10.15) зводиться до виду

$$Y'_i = \frac{L'}{G'} (X'_i - X_s). \quad (10.16)$$

Рівняння (10.12), (10.15), (10.16) зв'язують робочі концентрації потоку пари й рідини у колоні. Лінія, що побудована за цими рівняннями в координатах  $Y - X$ , називається **робочою лінією** відповідно концентраційної та відгінної частини колони.

Співвідношення потоків пари й рідини буде постійним у тому випадку, якщо теплота випаровування компонентів суміші буде однаковою.

Значення молярної теплоти випаровування етанолу ( $r_e = 39\,344$  кДж/кмоль) і води ( $r_e = 40\,643$  кДж/кмоль) приблизно рівні, отже, для водно-спиртових сумішей значення молярної тепломісткості пари й рідини будуть мало залежити від концентрації етанолу. Це дає підстави робити висновок про допущення **співмолярності сумішей**, тобто вважати, що рівняння (10.12), (10.15) і (10.16) будуть рівняннями прямої лінії для суміші етанол-вода, якщо розрахунок проводиться у **молярних відсотках** або у молярних долях.

### СПІВВІДНОШЕННЯ ПОТОКІВ ПАРИ Й РІДИНИ ТА ВИЗНАЧЕННЯ НЕОБХІДНОГО ЧИСЛА ТАРІЛОК У КОЛОНІ

Співвідношення між кількістю зрошуючої рідини й пари, а також кількістю тарілок у колоні – основні її параметри, що визначають задане розділення суміші. Користуючись кривою фазової рівноваги і робочою лінією, можна графічно визначити число теоретичних тарілок, які необхідні для розділення суміші в заданих межах зміни концентрацій.

Розглянемо спочатку графічне зображення дії теоретичної тарілки на діаграмі  $X - Y$  (рис. 10.10, а). Припустимо, що ділянка колоні, яка обмежена перерізами I і II, відповідає одній теоретичній тарілці. Концентрація фаз на одній тарілці змінюється від робочого стану на вході до рівноважного (позначимо останній індекс \*) на виході. Паровий потік вступає у контакт при робочій концентрації  $Y_i$ , а рідинний – відповідно при  $X_{i+1}$ . У результаті масообміну на тарілці концентрація парового потоку збільшиться до  $Y_{i+1}^*$ , а рідинного відповідно зменшиться до  $X_i^*$ .

Уявимо, що концентрація легколеткого компонента в рідині й парі у перерізі I характеризується точкою A на діаграмі  $X - Y$  (рис. 10.10, б). Внаслідок проходжен-

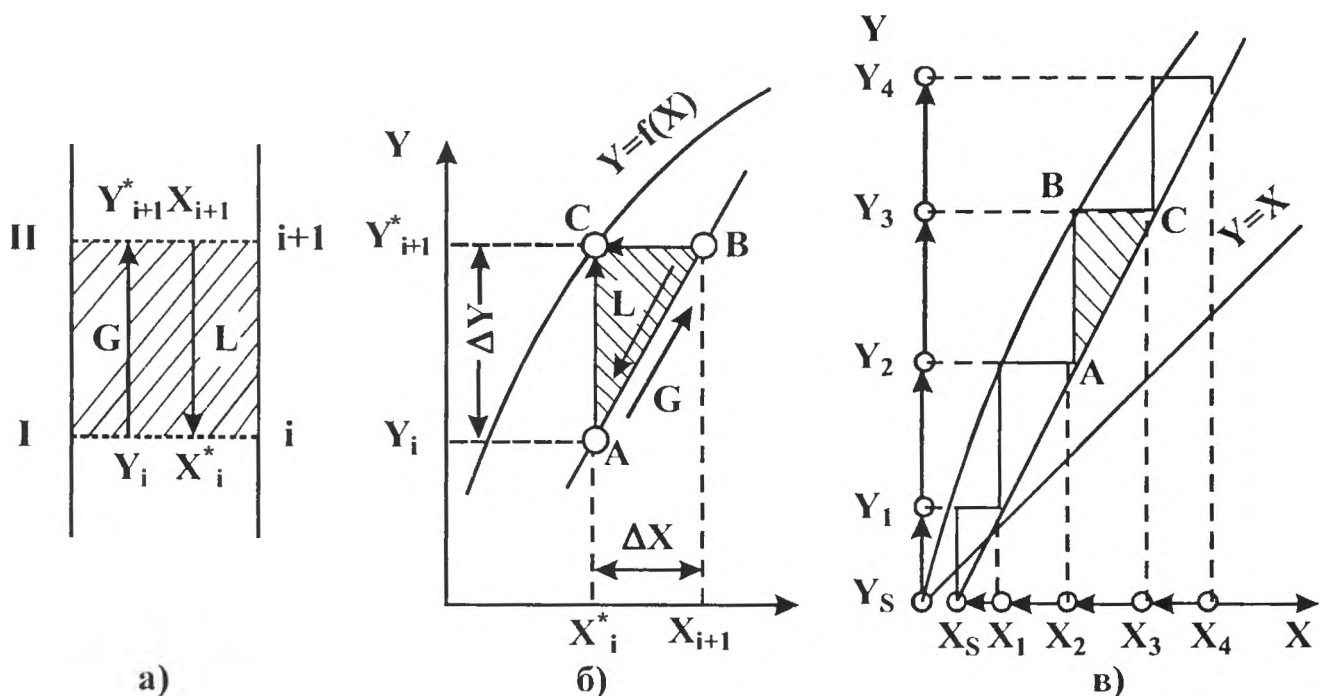


Рис. 10.10 Графічне зображення теоретичної тарілки

ня через теоретичну тарілку пара повинна досягти рівноважного стану  $Y_{i+1}^*$  (точка В) з рідиною, що має концентрацію  $X_i^*$ . Зміна складу парової та рідинної фаз по ЛЛК визначиться за рівнянням матеріального балансу

$$G(Y_{i-1}^* - Y_i) = L(X_{i-1}^* - X_i^*)$$

або  $G\Delta Y = L\Delta X,$  (10.17)

звідки

$$\Delta X = X_{i+1} - X_i^* = \frac{G(Y_{i+1}^* - Y_i)}{L}. \quad (10.18)$$

Відклавши значення  $\Delta X$  по осі абсцис, знаходимо розташування на ній  $X_{i+1}$ . Перетин перпендикулярів, проведених до відповідних осей з точок  $X_{i+1}$  і  $Y_{i+1}^*$ , дає точку С, яка характеризує склад рідини у перерізі II.

Точки А і С характеризують робочі концентрації пари й рідини відповідно у перерізах I і II. З рівняння (10.17) виходить, що  $\Delta Y / \Delta X = L / G$ , тобто відношення зміни концентрацій обернено пропорційне відношенню значень потоків. Зробивши аналогічні й послідовні побудови для суміжних тарілок, розташованих вище та нижче розглянутої, легко показати, що пряма, яка проходить через точки А і С, є робочою лінією процесу ректифікації. Прямокутний трикутник АВС, вершина прямого кута якого лежить на лінії фазової рівноваги, а гіпотенуза – на робочій лінії, характеризує зміну концентрації потоків, яка відбувається в межах однієї теоретичної тарілки.

Якщо вимагається визначити необхідне число теоретичних тарілок в межах заданої зміни концентрацій, то на діаграмі  $X - Y$  між лінією фазової рівноваги та робочою лінією будується ламана лінія з прямими кутами. Число ступенів, одержаних при побудові цієї ламаної, і буде числом теоретичних тарілок, які необхідні для заданої зміни концентрації або для заданого розділення суміші. На рис. 10.10, показано, що для зміни концентрації від  $X_4$  до  $X_5$  необхідно мати 4 теоретичні тарілки. Також видно, що числові значення зміни концентрацій на окремих тарілках неоднакові. Характер зміни концентрацій на окремих тарілках залежить від форми кривої лінії фазової рівноваги та взаємного розташування її з робочою лінією. Величина  $\Delta X$  (по рідкій фазі) й  $\Delta Y$  (по паровій фазі) є рушійною силою процесу масообміну. Чим далі на діаграмі  $X - Y$  лінія фазової рівноваги відходить від робочої лінії, тим більша рушійна сила, тим менше тарілок потрібно для досягнення заданого розділення на даній ділянці.

При побудові робочих ліній необхідно знати співвідношення потоків. Розглянемо межі цих співвідношень.

**Відгінна колона.** Аналізуючи рівняння (10.16) робочої лінії відгінної колони при обігріванні відкритою парою, легко встановити, що при  $Y_i = 0$   $X_i = X_S$ , отже, робоча лінія перетинає вісь абсцис у точці  $X_S$ . У випадку обігрівання закритою парою (рівняння (10.15)) при  $X_i = X_S$   $Y_i = X_S$ , тобто робоча лінія перетинає діагональ діаграми  $X - Y$  у точці з координатами  $Y_i = X_i = X_S$ . Ці точки будуть вихідними при побудові робочих ліній, бо величина  $X_S$  є заданою.

Заданою величиною є також і концентрація ЛЛК у вихідній суміші  $X_M$ , отже, межа зміни концентрації ЛЛК в рідинному потоці у відгінній колоні буде  $X_M \dots X_S$  за умови, що живлення в колону подається при температурі кипіння.

Граничні значення розташування робочих ліній відгінної колони при закритому обігріванні показані на рис. 10.11, а. Якщо робоча лінія займає розташування КА, то робоча концентрація ЛЛК у парі на верхній тарілці буде дорівнювати рівноважній концентрації, тоді  $\Delta X = 0$  і  $\Delta Y = 0$ . У цьому випадку збагачення пари та збіднення рідини на верхній тарілці не буде, а тому не буде цього й на нижчерозташованих тарі-

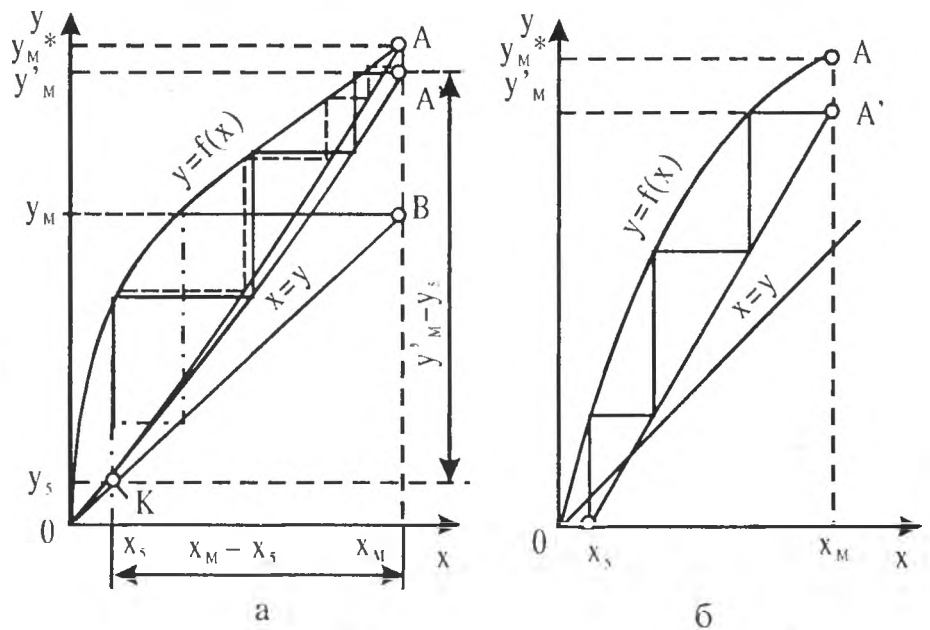


Рис. 10.11 Графік до визначення числа тарілок у відгінній колоні

лках, тому необхідно мати колону з нескінченно великим числом тарілок.

Однією з обов'язкових умов одержання за розрахунком кінцевого числа тарілок є наявність різниці між рівноважною і робочою концентраціями ЛЛК у парі на верхній тарілці колони.

Робоча лінія, що проходить через точку А', яка віддалена на будь-яку відстань від точки А, вже дозволяє проводити процес розділення у колоні з кінцевим числом тарілок.

Якщо робоча лінія проходить через точку В, що лежить на діагоналі, то склад пари, яка виходить з колони, буде однаковим із складом живлення, тобто  $Y_M = X_M$ . У такому процесі немає ніякої рації, хоча принципово він можливий. При цих умовах вимагається мінімальне число тарілок, (що добре видно з рис. 10.11, а) але велика витрата пари (парове число  $G / L$  наближається до 1).

Між паровим числом і числом тарілок, які необхідні для розділення суміші, існує визначений зворотний зв'язок. При розрахунку колон на підставі техніко-економічних розрахунків визначається деякий надлишок робочого парового числа над мінімальним його значенням (при  $Y_M = Y_M^*$ ) і при цьому визначається необхідне число тарілок.

**Концентраційна колона.** Аналізуючи рівняння робочої лінії концентраційної частини колони (10.11) і (10.12), можна встановити, що при  $X_i = X_D$   $Y_i = X_i = X_D$ , тобто робоча лінія перетинає діагональ діаграми  $X - Y$  у точці К з координатами  $Y = X = X_D$ . Ця точка є вихідною при побудові робочої лінії концентраційної колони, тому що величина  $X_D$  – задана. Заданою величиною є також і концентрація ЛЛК у вихідній суміші  $y_M$ , яка вводиться в колону у вигляді сухої насиченої пари.

У концентраційній колоні межею зміни концентрацій парового потоку буде  $Y_D \dots Y_M$ . На рис. 10.12, а показані граничні розташування робочих ліній концентраційної колони – точки А і А". При проходженні робочої лінії через точку А колона повинна мати нескінченно велике число тарілок, а при проходженні через точку А" потоки пари G і флегми L будуть рівні, а тому  $D = G - L = 0$ , тобто колона буде працювати "на себе", не видаючи верхнього продукту. З графічної побудови легко показати, що при цьому вимагається мінімальна кількість тарілок.

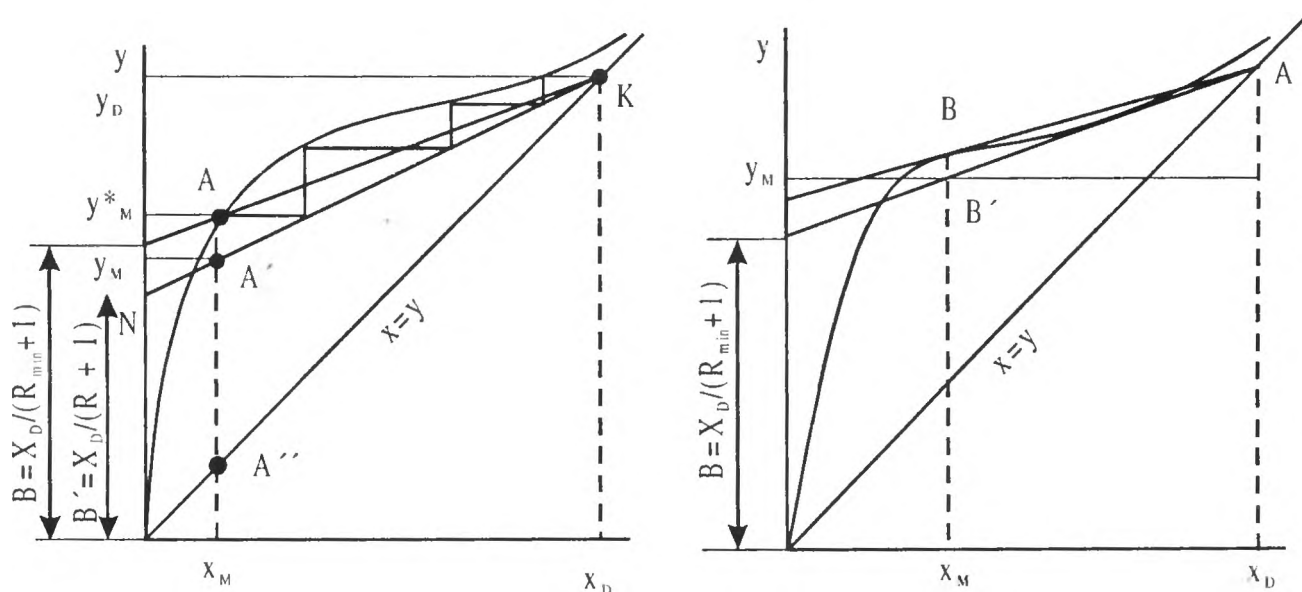


Рис. 10.12 Графік визначення числа тарілок у концентраційній колоні

У першому випадку відношення  $L / G$  – число зрошування буде мінімальним і дорівнює  $L / G_{min} = (Y_D - Y_M) / (X_D - X_M)$ , у другому  $L / G$  досягне своєї максимальної межі й буде дорівнювати 1.

Концентраційна колона, як і відгінна, повинна працювати при якомусь проміжному робочому значенні  $L / G$ , яке визначається мінімальними сумарними витратами, як на виготовлення колони, так і на експлуатаційні витрати (із збільшенням  $L / G$  збільшуються витрати води й пари). Для визначення  $L / G$  концентраційної частини колони звичайно користуються числом флегми  $R$ . Із співвідношення  $(L / G)_{min} = R_{min} / (R_{min} + 1)$  визначають  $R_{min}$ . Робоче значення  $R$  визначається на підставі техніко-економічного розрахунку при умові мінімуму витрат на здійснення процесу (орієнтовно  $R_{роб} = (1,3 \dots 1,5) R_{min}$ ).

Треба зазначити, що крива фазової рівноваги станол-вода у верхній частині має такий вигин, при якому з'єднати точки В і А, не перетинаючи кривою фазової рівноваги в інших місцях (особливо при високих концентраціях  $X_D$ ), не завжди вдається. У таких випадках мінімальне значення  $R_{min}$  треба визначати тільки графічним шляхом за діаграмою  $X - Y$ , проводячи з точки А дотичну В' А до кривої фазової рівноваги (рис. 12, б). З рисунка виходить, що

$$(L / G)_{min} = \text{tg } \alpha = (Y_D - Y_M) / (X_D - X_M) = R_{min} / (R_{min} + 1);$$

тоді

$$R_{min} = \frac{Y_D - Y_M}{Y_M - X_M}.$$

**Повна ректифікаційна колона.** Легко довести, що робочі лінії повної ректифікаційної колони, живлення в яку надходить при температурі кипіння, перетинаються на перпендикулярі, поставленому з точки  $x_M$  (рис. 10.13). При подачі живлення в пароподібному стані вони перетинаються на перпендикулярі, поставленому з точки  $y_M$ . Тому для побудови робочих ліній повної ректифікаційної колони достатньо визначити розташування однієї її частини – відгінної або концентраційної, – а потім за побудовою знайти розташування робочої лінії для іншої частини колони.

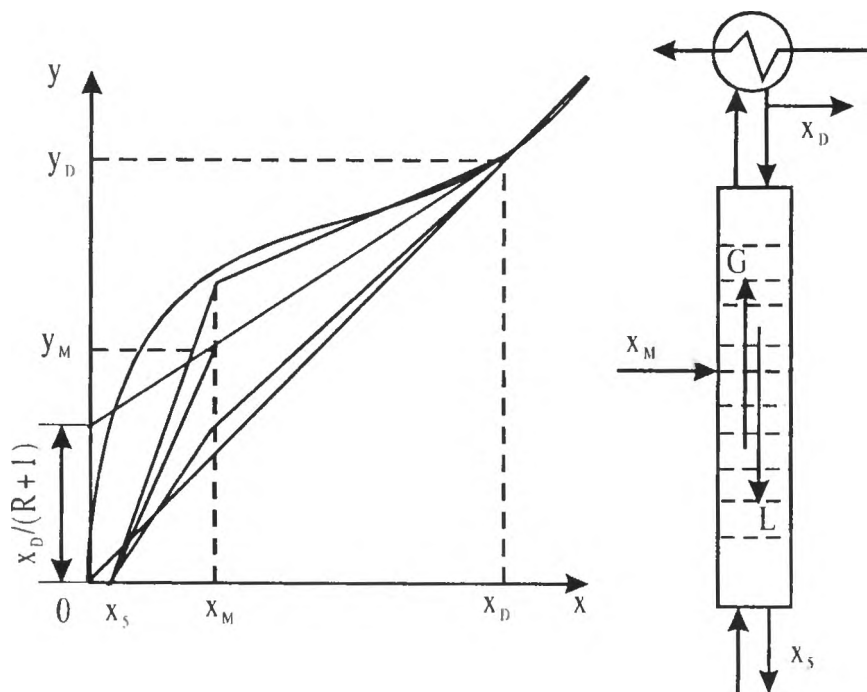


Рис. 10.13 Розташування робочих ліній для повної ректифікаційної колони

Для визначення мінімального флегмового числа графічним способом пряму КА (див. рис. 10.12, а) проводять до перетину з віссю ординат. За величиною відрізка В визначають  $R_{\min}$ . Потім визначають  $R_{\text{роб}} = R_{\min} \beta$ , де  $\beta$  – надлишок флегми. За робочим флегмовим числом визначають величину відрізка В'. Пряма, що з'єднує точки К та N, буде робочою лінією концентраційної частини колони.

Для визначення мінімального флегмового числа графічним способом пряму КА (див. рис. 10.12, а) проводять до перетину з віссю

ординат. За величиною відрізка В визначають  $R_{\min}$ . Потім визначають  $R_{\text{роб}} = R_{\min} \beta$ , де  $\beta$  – надлишок флегми. За робочим флегмовим числом визначають величину відрізка В'. Пряма, що з'єднує точки К та N, буде робочою лінією концентраційної частини колони.

Практично при розрахунку повних колон для ректифікації спирту, як правило, визначають розташування робочої лінії концентраційної частини колони, а потім за побудовою – відгінної. Число необхідних тарілок у колоні може бути обчислено графічним або аналітичним способами.

### ТЕПЛОВИЙ БАЛАНС КОЛОНИ

На підставі теплового балансу колони визначають витрати гріючої пари, що вводиться до неї, та кількість води або іншого холодоагента, необхідного для відведення теплоти на конденсацію пари, яка виходить з колони.

Рівняння теплового балансу повної ректифікаційної колони з врахуванням тепловтрат  $Q_T$  має такий вигляд :

при обігріванні колони відкритою парою (рис. 10.14, а, в)

$$MI_M + PI_P + LI_L - GI_G + SI_S + Q_B, \quad (19)$$

при обігріванні колони закритою парою (рис. 10.14, б)

$$MI_M + Q + LI_L - GI_G + SI_S + Q_B, \quad (20)$$

де  $I_M, I_P, I_L, I_G, I_S$  – тепломісткість відповідно продукту, гріючої пари, конденсату, пари, що виходить з колони, залишку;  $P$  – кількість гріючої пари;  $Q_T$  – тепловтрати.

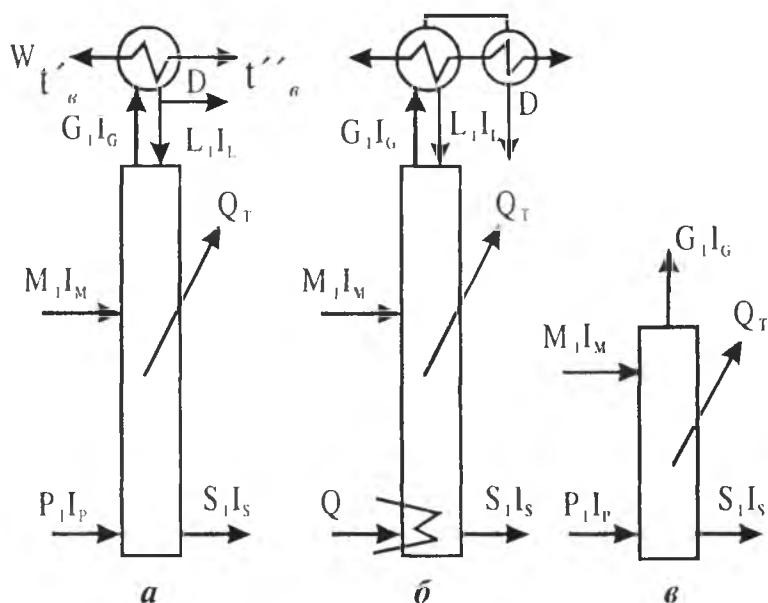


Рис. 10.14 Схеми теплових потоків колон

За аналогією легко скласти рівняння теплового балансу для будь-якої колони. Наведені рівняння дають можливість визначити кількість пари й теплоти, яку треба підвести до колони для здійснення процесу ректифікації.

Кількість теплоти, що відводиться в дефлегматорі при повній конденсації пари,

$$Q = G(I_G - I_L) = D(R + I)(I_G - I_L). \quad (21)$$

При частковій конденсації пари

$$Q = GI_G - LI_L = D(R + 1)I_G - DRI_L. \quad (22)$$

З рівняння 21 і 22 видно, що

витрата теплоти на здійснення процесу ректифікації прямопропорційна флегмовому числу.

Витрати води (холодоагента) для відведення теплоти

$$W = Q / [C(t'' - f)], \quad (23)$$

де  $C$  – питома теплоємність води;  $t''$  – температура води відповідно на вході й на виході.

### ВИЗНАЧЕННЯ ОСНОВНИХ РОЗМІРІВ КОЛОНИ

Об'єм пари, що піднімається по колоні,

$$V = \frac{22,4 \cdot G \cdot T \cdot P_a}{273 \cdot P}, \quad (24)$$

де  $G$  – кількість пари, що піднімається по колоні, кмоль/с;  $T$  – абсолютна температура пари, К;  $P_a$  – атмосферний тиск, Па;  $P$  – тиск пари в розглянутому перерізі колони, Па.

Швидкість пари в колоні повинна бути такою, при якій гідродинамічна обстановка на тарілках забезпечує найбільший ККД тарілок. Вона залежить від цілого ряду факторів. Проте фактори, що впливають на виніс рідини з нижчої тарілки на вищу, будуть визначати й допустиму швидкість пари у вільному перерізі колони. Швидкість зростає із збільшенням міжтарілкової відстані та знижується при переробці пінистих рідин.

Для колон, що переробляють світлі пінисті рідини при міжтарілковій відстані 170...230 мм вона приймається в межах 0,5...0,7 м/с; така ж швидкість приймається для пінистих рідин (наприклад, бражки) при міжтарілковій відстані 240...340 мм. При міжтарілковій відстані 400...500 мм у бражних колонах швидкість пари може бути в межах 0,8... 1,5 м/с.

Діаметр колони  $D$  визначають на підставі рівняння нерозривності потоку

$$V = \frac{\pi D^2 w}{4}, \quad (25)$$

де  $w$  – допустима швидкість пари у вільному перерізі колони, м/с. Висота колони визначається сумою міжтарілкових відстаней, висоти кубової та верхньої частини колони.

## ОДЕРЖАННЯ СПИРТУ-СИРЦЮ

Спирт-сирець виділяється з бражки з усіма леткими домішками і доводиться до заданої концентрації. Слабоградусні (неміцні) спирти можуть бути в межах 35...65 об. %; більш концентровані – 88...96 об. % (див.табл.10.1).

Слабоградусні спирти, як правило, одержують на кубових установках періодичної дії за принципом простої перегонки (див. рис. 10.1) або за допомогою перегонки у неповній відгінній ректифікаційній колоні (див. рис. 10.2).

Спирт-сирець концентрований (88 об. % і вище) одержують на одно- і двоколонних ректифікаційних установках (рис. 10.15). У процесі одержання спирту-сирцю з бражки відганяють етанол разом з більш леткими, порівнюючи з етанолом, домішками.

Одноколонна сирцева установка (рис. 10.15, а) складається з повної ректифікаційної колони, дефлегматора і холодильника.

Бражка нагрівається в дефлегматорі й надходить в середню частину колони. У нижній частині колони (відгінній або бражній) спирт вилучається з бражки парою, яка вводиться в кубову частину колони. Бражка, звільнена від ЛЛК зустрічним потоком пари у нижній частині колони, називається **бардою**. Барда безперервно виводиться з колони через гідрозатвор або бардорегулятор. У відгінній частині колони звичайно встановлюють 18...22 тарілки. На типових сирцевих ректифікаційних установках у верхній частині колони (концентраційній або спиртовій) встановлюють 9...10 ситчастих або багатоковпачкових тарілок, на яких відбувається концентрування спирту у вихідному потоці пари внаслідок контакту з зустрічним потоком флегми, що стікає. Спиртова пара, концентрацією біля 88 об. %, з колони

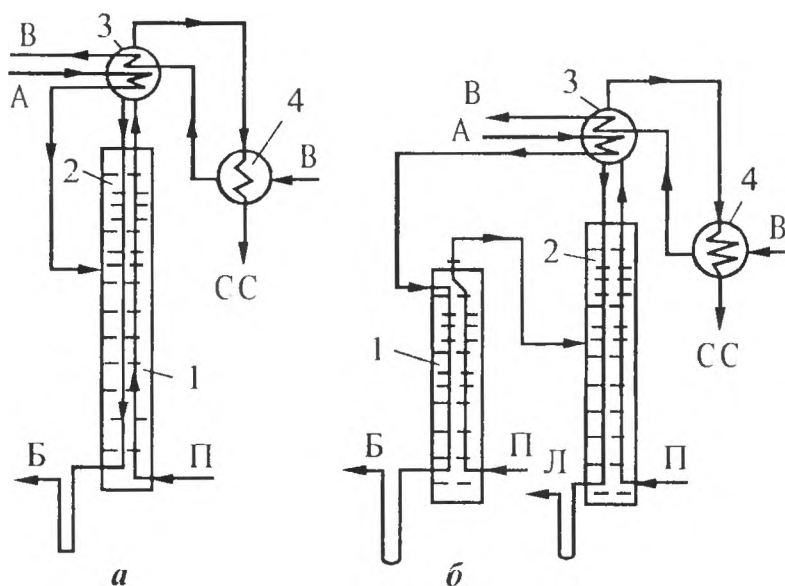


Рис. 10.15 Схеми сирцевих ректифікаційних установок: а – одноколонна установка; б – двоколонна установка; 1 – бражна колона; 2 – спиртова колона; 3 – дефлегматор; 4 – холодильник спирту; А – бражка; Б – барда; В – вода; Л – лютерна вода; П – гріюча пара; СС – спирт-сирець



надходить у дефлегматор, де значна його частина (біля  $\frac{2}{3}$ ) конденсується, віддаючи теплоту бражці та воді, утворюючи флегму ( $R \approx 2$ ). Залишкова частина (біля  $\frac{1}{3}$ ) спиртової пари надходить у холодильник, де конденсується, і спирт-сирець охолоджується.

При виробленні спирту-сирцю з більш високою концентрацією кількість тарілок у концентраційній частині збільшують до 30...50 шт. і здійснюють більший відбір компонентів сивушного масла (проміжних домішок).

У двоколонних сирцевих установках (рис. 10.15, б) спирт виділяється у відгінній колоні, водно-спиртова пара з якої надходить у повну спиртову колону, де він концентрується за рахунок флегми. У відгінній частині спиртової колони спирт вилучається гріючою парою; з куба відгінної колони – відводиться так звана **лютерна вода** (залишок) у типових сирцевих установках бражна колона звичайно має 18...22 тарілки, спиртова – 9...10 в концентраційній та 14...16 у відгінній частинах. Під час вироблення концентрованого спирту число тарілок у концентраційній частині спиртової колони збільшують.

Зараз у промисловості застосовують тільки одноколонні сирцеві установки. У порівнянні з двоколонними установками вони простіші за конструкцією і в експлуатації, у них менше витрачається пари й води, їх легше автоматизувати, проте мають більшу робочу висоту та дають барду з меншим вмістом сухих речовин, оскільки вона змішується з лютерною водою.

Апаратурно-технологічна схема типової одноколонної сирцевої установки з усіма допоміжними елементами наведена на рис. 10.16. З метою відокремлення діоксиду вуглецю, який виділяється з нагрітої у дефлегматорі бражки, її пропускають через сепаратор. Разом з діоксидом вуглецю із сепаратора виходить і деяка кількість спиртової пари, яку уловлюють у конденсаторі. Спиртовий конденсат спрямовують до концентраційної частини колони, а діоксид вуглецю через повітряновідвідник викидається в атмосферу.

Після холодильника встановлюють фільтр, що затримує завислі частинки, які можуть потрапити у спирт при порушенні режиму роботи колони, наприклад, при перекиданні бражки до концентраційної частини, і у дефлегматор при інтенсивній роботі установки та сильному піненні бражки. Як фільтруючий матеріал використовують грубововняне сукно.

Для регулювання роботи установки існує ряд регулюючих пристроїв, а для оперативного управління використовують контрольні-вимірювальні прилади.

Бардорегулятор (або гідравлічний затвор) призначений для безперервного видалення барди з колони, він також перешкоджає виходу з неї гріючої пари. Регулятори встановлюють на лініях подачі бражки, пари, води у дефлегматор і холодильник.

Нижній та верхній вакуум-переривач (гідроманометри) використовують для контролю за тиском у колоні; вони ж є запобіжними пристроями (при підвищенні або зниженні тиску в колоні у порівнянні з допустимим вона через вакуум-переривач з'єднується з атмосферою).

Пробний холодильник дає можливість контролювати вміст спирту у барді (втра-ти). Через нього безперервно проходить невеликий потік пари, що відбирається з

кубової частини колони або бардорегулятора, й конденсується. У конденсаті пари визначають вміст спирту. Для контролю за температурним режимом встановлюють термометри у нижній, середній і верхній частинах колони, на лінії введення до неї бражки й для заміру температури спирту.

Для обліку кількості спирту, що виробляється, всі ректифікаційні установки укомплектовують спиртовимірвальними приладами.

Бражка (особливо мелясна та недозріла) сильно піниться, тому в бражних колонах встановлюють тарілки на відстані 280...340 мм одинарного (при малій потужності) або подвійного кип'ятіння. З бражки звичайно виділяються осадки, які засмічують тарілки, тому над кожною з них вмонтовують у стіnce колони люки для огляду та чистки.

У концентраційній частині колони встановлюють ситчасті, багатоковпачкові або клапанні тарілки з міжтарілковою відстанню 170 мм.

Вони дуже чутливі до засмічення, тому між бражною частиною колони та концентраційною передбачається сепаратійний пристрій (піновловлювач у двоколонних установках, збільшена до 1 м міжтарілкова відстань в одноколонних).

Колони обігріваються відкритою або закритою парою. При закритому обігріванні конденсат грійочої пари повертається у парові котли, зменшується кількість стоків, підвищується концентрація сухих речовин у барді на 0,5... 1 % у порівнянні з відкритим обігрівом.

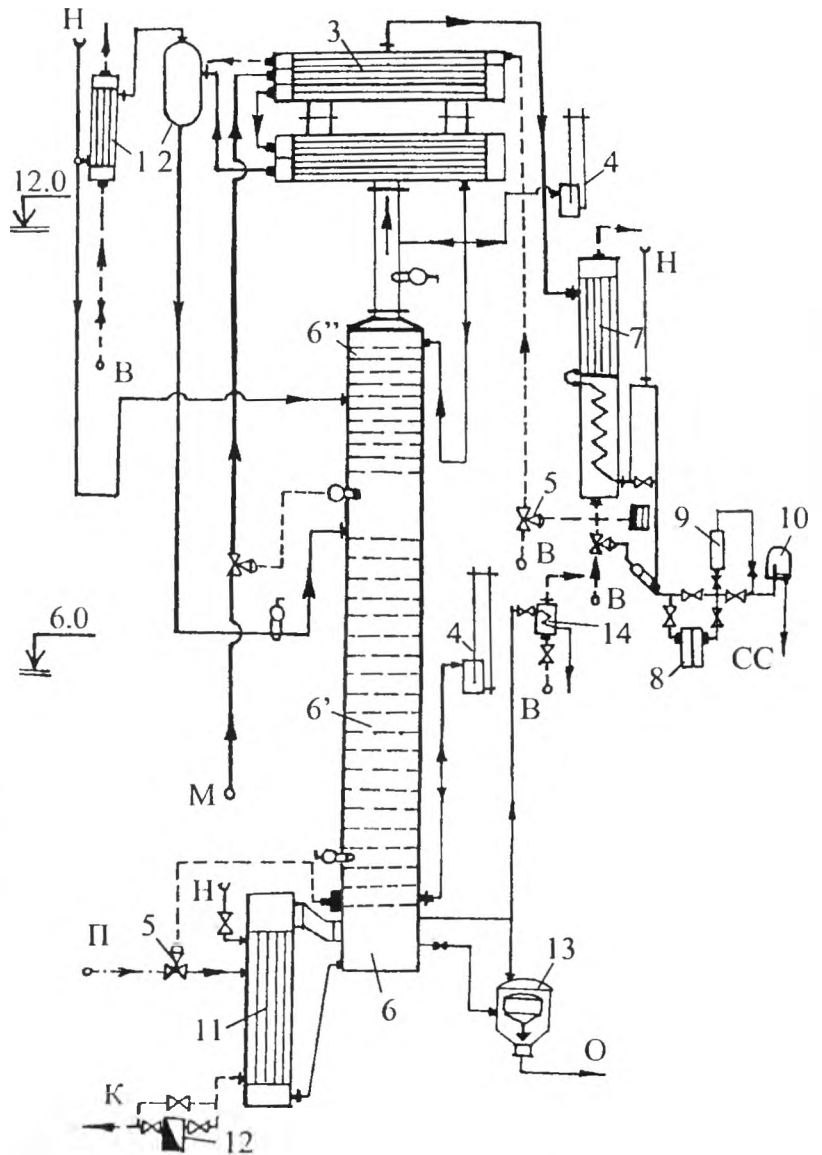


Рис. 10.16 Апаратурно-технологічна схема одноколонної сирцевої ректифікаційної установки:  
 1 – конденсатор сепаратора CO<sub>2</sub>, 2 – сепаратор CO<sub>2</sub>; 3 – дефлегматор; 4 – вакуум-переривачі; 5 – регулюючі клапани; 6 – колона (6' – концентраційна й 6'' – відгінна частини); 7 – холодильник спирту; 8 – фільтр; 9 – ротаметр; 10 – ліхтар; 11 – кип'ятильник (випарник); 12 – конденсатівідвідник; 13 – бардовідвідник; 14 – пробний холодильник; М – бражка; Б – барда; В – вода; К – конденсат; Н – несконденсовані газы; П – грійоча пара; СС – спирт-сирець

Дефлегматори сирцевих установок, як правило, – горизонтальні кожухотрубні багатоходові теплообмінники. У комбінованих теплообмінниках по більшій частині трубок дефлегматора рухається бражка, а по меншій – холодна вода. Пара, що конденсується, і бражка, яка нагрівається в дефлегматорі, повинні переміщуватися протитечійно, що дозволяє підвищити температуру нагрівання бражки.

Холодильник спирту, як правило, комбінований – у верхній частині, де конденсується пара, він кожухотрубний, у нижній, де відбувається охолодження спирту, – змійовиковий.

Бражка, барда й спиртопродукти мають високу кислотність, тому всі деталі, що стикаються з ними, виготовляють з міді або нержавіючої сталі.

Сирцеві ректифікаційні установки звичайно розміщують в окремому ізольованому триповерховому приміщенні. На висоті 4...6 м розташовують робоче місце апаратника, на якому зосереджені всі регулюючі й контрольні-вимірні пристрої. На 3-му поверсі на висоті 10... 12 м розміщують дефлегматор, сепаратор диоксиду вуглецю та конденсатор.

Експлуатація ректифікаційної установки зводиться до вибору й стабілізації оптимального режиму її роботи, під час якої необхідно суворо стежити за подачею бражки, пари й води, за відводом спирту, барди та лютерної води (у двоколонних установках).

В одноколонній сирцевій установці подача бражки регулюється в залежності від завантаження колони спиртом. Нормальним завантаженням вважається таке, при якому концентрація спирту в бражці дорівнює концентрації його у флегмі, що стікає на тарілку живлення. При такому режимі колона повинна мати мінімум тарілок для заданого розділення суміші й буде працювати з мінімальною витратою пари й води.

У роботі нерідко концентрація спирту в бражці й флегмі не співпадає. У цьому випадку колона буде або вичерпана, або перевантажена спиртом. На рис. 10.17 показаний характер розподілу спирту по тарілках колони в тому та іншому випадках.

Якщо колона вичерпана (крива 2), то на нижніх тарілках не буде спирту і в концентраційній частині колони не буде забезпечуватись задане концентрування спирту. Для усунення цього недоліку необхідно збільшити подачу живлення (бражки) або збільшити

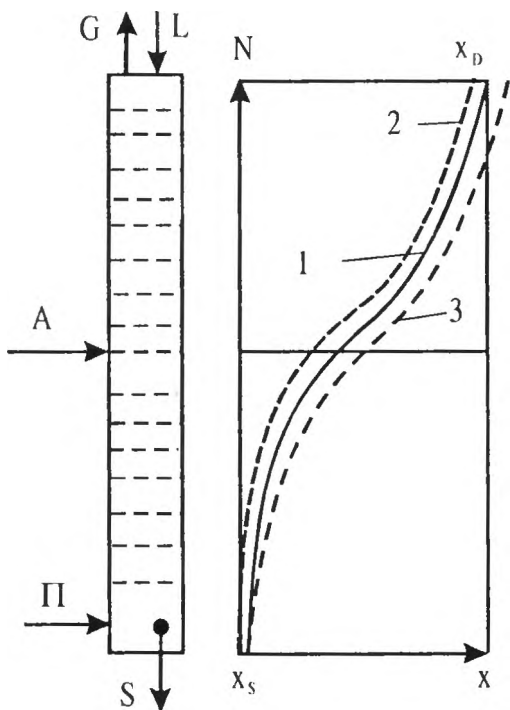


Рис. 10.17 Характер розподілу концентрації спирту по тарілках колони: 1 – нормальне насичення колони спиртом; 2 – колона вичерпана; 3 – колона перевантажена; А – живлення (бражка); П – гріюча пара; S – залишок (барда); G – водно-спиртова пара; L- флегма; N – число реальних тарілок;  $x_D$  – концентрація спирту в дистилаті;  $x_S$  – концентрація спирту в залишку

флегмове число, зменшити відбір спирту й води. Якщо колона перевантажена спиртом (крива 3), то концентрація його у верхній частині колони може бути більшою від заданої, але тоді спирт спуститься вниз по колоні, що приведе до наднормативного вмісту спирту в барді (залишку). Щоб виключити втрати спирту, необхідно або зменшити подачу живлення, або збільшити відбір спирту чи подачу пари й води. Як в тому, так і в іншому випадку колона буде працювати з меншою продуктивністю й більшими витратами енергії. Оптимальний режим роботи колони по живленню може бути визначений за температурою на живильній тарілці, вона приблизно повинна дорівнювати температурі кипіння бражки, тобто 93...94° С.

Коли колона перевантажена спиртом (температура на тарілці живлення нижче оптимальної), треба або зменшити приплив бражки, або збільшити відбір спирту.

Визначальними параметрами оптимального режиму роботи установки також будуть концентрація спирту-сирцю (не нижче заданої) і відсутність наднормативних втрат спирту з бардою. При нормальній роботі установки у барді допускається вміст спирту не більше 0,015 об. %. Вважається, що в пробний холодильник надходить пара, вміст спирту в якій знаходиться у рівновазі з вмістом спирту в барді. При малих концентраціях спирту в барді (менше 1 об. %) коефіцієнт випаровування спирту  $K \approx 13$ , отже, вміст спирту в пробі з холодильника повинен бути не більшим  $0,015 \cdot 13 = 0,195$  об. %.

При постійній і оптимальній подачі бражки роботу колони регулюють зміною подачі пари до неї та води в дефлегматор. Подачу пари регулюють так, щоб при заданій концентрації спирту-сирцю не було втрат спирту з бардою. Не варто прагнути до високої (наднормативної) концентрації спирту, оскільки з її підвищенням значно збільшуються питомі витрати пари й води, знижується продуктивність установки. Зміною подачі води у дефлегматор регулюють відбір спирту, а зміною подачі води у холодильник – температуру спирту після холодильника. Температура спирту перед надходженням у спиртовимірювальні прилади повинна бути 20° С (найменша похибка вимірювання).

На роботу сирцевої установки дуже впливає температура бражки, що надходить у колону. Нормальною вважається температура 75...80° С. Зі зниженням її збільшуються питомі витрати пари. Низька температура бражки може бути зумовлена або недостатньою поверхнею теплопередачі бражної частини дефлегматора, або забрудненням його поверхні теплопередачі.

У сучасних сирцевих установках подачу бражки, пари й води змінюють за допомогою автоматичних регуляторів в залежності від різних параметрів: бражки – від температури на тарілці живлення, пари – від тиску в нижній частині колони, води у дефлегматор – від концентрації спирту, а води у холодильник – від його температури.

Тиск у нижній частині колони звичайно підтримується у межах 0,8...1,5 м вод.ст. (8-15 кПа); тиск у верхній частині колони залежить від стану й площі поверхні теплопередачі дефлегматора і може змінюватись у межах 0,1...0,5 м вод.ст. (1-5 кПа).

Витрати пари й води на сирцевих установках коливаються у широких межах і залежать від концентрації спирту в бражці й спирті-сирці, стану і конструкції уста-

новки, а також від режиму експлуатації. На 1 дал спирту-сирцю витрачається 18...26 кг пари та 0,1...0,15 м<sup>3</sup> води. Втрати при одержанні спирту звичайно не перевищують 0,3 % спирту, введеного з бражкою.

## ОДЕРЖАННЯ РЕКТИФІКОВАНОГО СПИРТУ

Ректифікований спирт може бути одержаний із спирту-сирцю або безпосередньо з бражки.

Із спирту-сирцю ректифікований спирт одержують на періодично- або безперервно діючих ректифікаційних установках.

У спиртовій промисловості ректифікований спирт одержують виключно з бражки, що вважається економічно більш доцільним. Одержання ректифікованого спирту безпосередньо з бражки здійснюється на безперервно діючих брагоректифікаційних установках (БРУ), на яких можна виділити спирт з бражки й звільнити його від супутних летких домішок.

## ЛЕТКІ ДОМІШКИ СПИРТУ, ЇХ КЛАСИФІКАЦІЯ

Леткі домішки спирту дуже різноманітні. В основному вони з'являються в процесі бродіння, проте їх вміст у бражці залежить від способу водно-теплової обробки крохмалевмісної сировини, режиму збродження бражки, антисептування та інших факторів.

У процесі ректифікації спирту утворюються ефіри, ацетали та альдегіди. Приблизний склад і кількісний вміст домішок у спирті-сирці наведені в таблиці 10.2.

Важливо знати вплив на органолептичну й аналітичну оцінку спирту тих чи інших домішок. Крім того, треба охарактеризувати домішки за їх токсичністю, тому що деякі із них, будучи сильною отрутою, істотно не змінюють органолептичні показники. Наприклад, метиловий і пропіловий спирти при невеликому вмісті не впливають на органолептичну оцінку, проте вони мають високу токсичність; метанол токсичніший за станол у 80 разів, пропанол – у 4 рази.

Метиловий спирт викликає тяжкі отруєння, які супроводжуються втратою зору, можливий і летальний кінець. Фурфурол у малих концентраціях має приємний аромат житнього хліба, але він, як і метанол, токсичний, тому наявність цих домішок у ректифікованому спирті неприпустима. Присутність спиртів, що містять чотири і більше атомів вуглецю, погіршує смак і запах етилового спирту. Бутиловий і аміловий спирти мають сивушний запах та пекучий смак, гексиловий – запах і присмак згірклого масла. Усі вони отруйні.

Альдегіди (мурашиний, оцтовий, пропіоновий, масляний, валеріановий) надають спирту різкого присмаку та гіркоти. Особливо неприємний запах і пекучий смак викликають ненасичені сполуки – акролеїн і кротоновий альдегід.

Навпаки, енантовий альдегід сприяє появі приємного аромату. Диацетил (6 мг/дм<sup>3</sup>) в зерно-картопляному спирті вищої очистки зумовлює пекучий смак і запах, що характерний для мелясного спирту.

Табл. 10.2 Вміст домішок у перерахунку на безводний спирт

Домішки	Спирт-сирець	
	із зерно-картопляної сировини	із меляси
Метилловий спирт, об. %	0,02...0,15	Сліди
Спирти сивушного масла (в перерахунку на суміш 25 % ізобутанола і 75 % ізоамілола), об. %	0,3...0,45 (аміловий і бутиловий, невелика кількість пропілового та ін.)	0,2...0,35 (аміловий, бутиловий і пропіловий, невелика кількість інших)
Леткі кислоти, мг/дм <sup>3</sup>	30... 120 (переважно оцтова)	50...120 (оцтова, а також пропіонова, масляна, ізовалеріанова)
Альдегіди (у перерахунку на оцтовий), мг/дм <sup>3</sup>	20... 100 (в основному оцтовий)	50...1000 (оцтовий, а також пропіоновий, масляний, ізовалеріановий)
Складні ефіри (у перерахунку на оцтовоетиловий), мг/дм <sup>3</sup>	200...700 (головним чином оцтовоетиловий, а також мурашиноетиловий, оцтовометиловий і невелика кількість ефірів пропіонової та масляної кислот)	До 500 (оцтовоетиловий, а також пропіоновоетиловий, масляноетиловий, ізовалеріановий)
Інші карбонові сполуки	Сліди акролеїну і кротонного альдегіду	Диацетил, диетиловий ефір, акролеїн, кротонний альдегід
Азотовмісні речовини (в перерахунку на аміак), мг/дм <sup>3</sup>	До 3 (вищі аміни жирного ряду)	До 12 (аміак, нижчі, середні й вищі аміни жирного ряду)
Сірковмісні речовини	Сліди речовин, що вміщують сірку, в спирті з гостродефектної сировини	Діоксид сірки, сліди сірководню й меркаптану. При тривалому зберіганні в сталевих місткостях виявлені сульфокислоти та сірчана кислота
Терпени	Присутні у спирті, що вироблений із зерна	Не виявлені

Із кислот тільки оцтова в невеликих кількостях надає спирту приємного смаку, вугільна кислота пом'якшує смак. Інші органічні кислоти, як правило, погіршують органолептичну оцінку спирту: мурашина кислота надає йому різкого смаку, пропіонова – гіркоти, масляна, валеріанова – неприємного запаху поту та гіркоти.

Диетиловий ефір у невеликій кількості посилює запах спирту, мурашиноетиловий і оцтовоетиловий ефіри пом'якшують смак спирту. Ті ж самі властивості має аміак. Ефіри з більшим числом атомів вуглецю надають спирту невластивий йому фруктовий або квітковий запахи. Метил- і етиламіни, меркаптани, діоксид сірки, сірководень викликають неприємні смак і запах, наприклад, триметиламін має огидний запах ворвані та риб'ячого жиру.

Характерного пекучого смаку спирту надають терпени й терпенгідрати. Деякі домішки, що не виявляються прямими аналітичними методами, можуть впливати на час окислюваності спирту і пробу з сірчаною кислотою. Мізерний вміст акролеїну і кротонового альдегіду призводить до різкого погіршення проби спирту на окислюваність, а присутність 0,0005 % їх у ректифікованому спирті робить його нестандартним за пробою з сірчаною кислотою. Аналогічну дію виявляє і діацетил. Сірковмісні сполуки значно погіршують пробу на окислюваність.

Мета процесу очистки спирту – звільнити його від більшості домішок і одержати спирт стандартної концентрації. Одночасно домішки, що відбираються, повинні бути максимально сконцентровані та звільнені від етилового спирту. У цьому випадку втрати спирту з побічними продуктами будуть мінімальними.

Спирт-сирець і бражний дистилят – це багатокомпонентна суміш. Для розділення їх застосовують декілька послідовно працюючих ректифікаційних колон, кожна з яких розділяє поступаючу до неї суміш на дистилят, що складається з одного чи кількох легколетких компонентів, та залишок, що складається із одного чи кількох важколетких компонентів.

Розглянемо поведінку окремих груп домішок у повній ректифікаційній колоні. Оскільки вміст летких домішок у спирті-сирці невеликий, допускають, що леткість окремих домішок не залежить від наявності в ньому інших домішок, але значною мірою вона залежить від концентрації водно-спиртового розчину (див. рис. 10.4).

Якщо уявити повну спиртову колону, насичену водно-спиртовим розчином, з діапазоном зміни концентрації спирту по висоті від 0 (в нижній частині колони) до 97,2 % об. (азеотропна точка при атмосферному тиску у верхній частині колони), то домішки, що надійшли до живильної тарілки колони, разом із спиртом-сирцем будуть розподілятися по висоті колони таким чином.

**Головні домішки**, що мають коефіцієнт ректифікації завжди  $K' > 1$ , будуть легко вилучатися з водно-спиртової суміші й концентруватися у верхній точці колони.

**Хвостові домішки**, що мають меншу леткість, ніж спирт при будь-якій концентрації, будуть входити в залишок.

**Проміжні домішки**, що мають більшу леткість, ніж спирт при низьких концентраціях, будуть вилучатися у відгінній частині колони і зміщуватись догори; навпаки, в зоні концентрованого спирту проміжні домішки будуть зміщуватися вниз по колоні. За таких умов проміжні домішки будуть накопичуватися у середній частині повної колони, там, де їх коефіцієнт ректифікації  $K' = 1$ , бо нижче цієї зони проміжні домішки ведуть себе, як головні, й прагнуть рухатись уверх по колоні; вище вони ведуть себе, як хвостові, й відтісняються вниз більш летким компонентом – етиловим спиртом.

Проміжні домішки відбирають звичайно із зони максимального їх накопичення і, як правило, у другій знизу чверті частини повної ректифікаційної колони.

Для кожної проміжної домішки існує своя зона максимального накопичення, де  $K'$  для неї дорівнює 1. Проміжні домішки, що мають коефіцієнт ректифікації  $K' = 1$  при концентрації етанолу  $\geq 70\%$  об., умовно називають **верхніми**, при меншій концентрації – **нижніми** проміжними домішками. До числа верхніх проміжних домішок відносять ізовалеріаноетиловий та ізомасляноетиловий ефіри, до числа нижніх – спирти сивушного масла (крім ізопропанола), ізовалеріаноізоаміловий та оцтовоізоаміловий ефіри. Такий поділ проміжних домішок умовний, проте він дає можливість деталізувати зони їх групового концентрування.

**Кінцеві домішки**, що мають малу леткість у зоні малих концентрацій спирту і велику леткість при високих концентраціях спирту, не накопичуються всередині колони, а в залежності від концентрації спирту зміщуються по колоні догори (як головна домішка), або вниз (як хвостова). Характерна кінцева домішка – метанол (див. криву 23 на рис. 10.4).

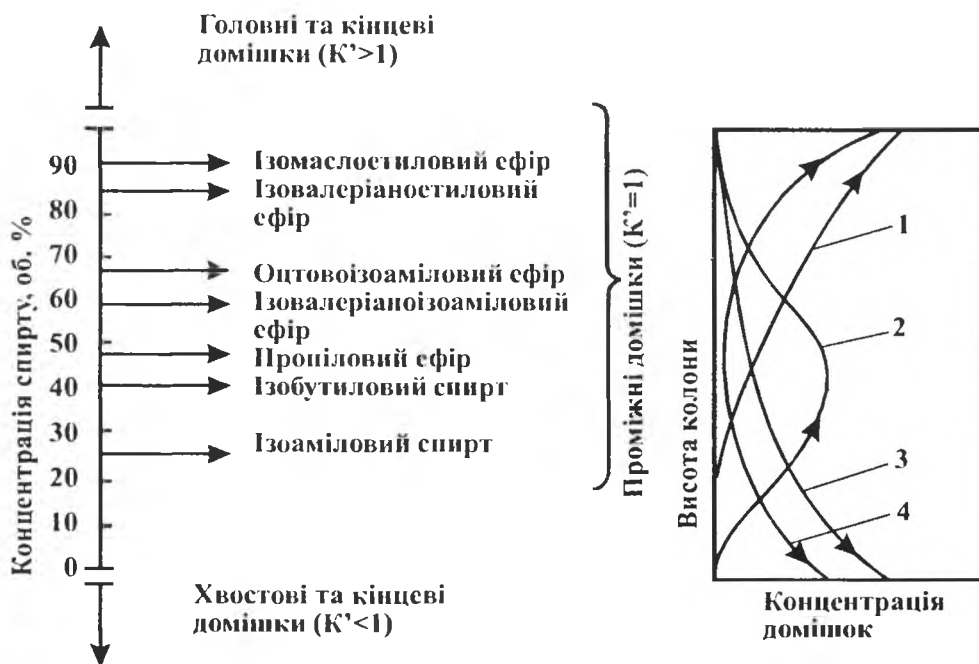


Рис. 10.18 Шкала зон максимальної концентрації домішок і приблизні епюри їх концентрацій у залежності від концентрації етилового спирту:  
 1 – головні;  
 2 – проміжні;  
 3 – хвостові;  
 4 – кінцеві

На рис. 10.18 наведена приблизна шкала зон максимальної концентрації окремих домішок по висоті повної ректифікаційної колони, насиченої спиртом, і напрям руху окремих фракцій домішок у залежності від концентрації етанолу. Знання коефіцієнтів випаровування спирту і домішок дає можливість обґрунтовано підійти до створення схем ректифікаційних установок для виділення спирту з бражки та його очистки від домішок.

## ПРИНЦИПОВІ СХЕМИ Й ОСНОВНІ ТИПИ БРАГОРЕКТИФІКАЦІЙНИХ УСТАНОВОК

Летка частина бражки зумовлена п'ятьма основними компонентами або групами компонентів: етиловим спиртом С, головними домішками Г, проміжними до-



мішками П, кінцевими домішками К та хвостовими Х. Кінцеві і проміжні домішки в локальних умовах можуть бути віднесені до головних або хвостових домішок, тому дану суміш можна привести до трикомпонентної – С, Г, Х. Для розділення трикомпонентної суміші достатньо мати дві колони, з'єднані за одним із варіантів, що приведені на рис. 10.19, а.

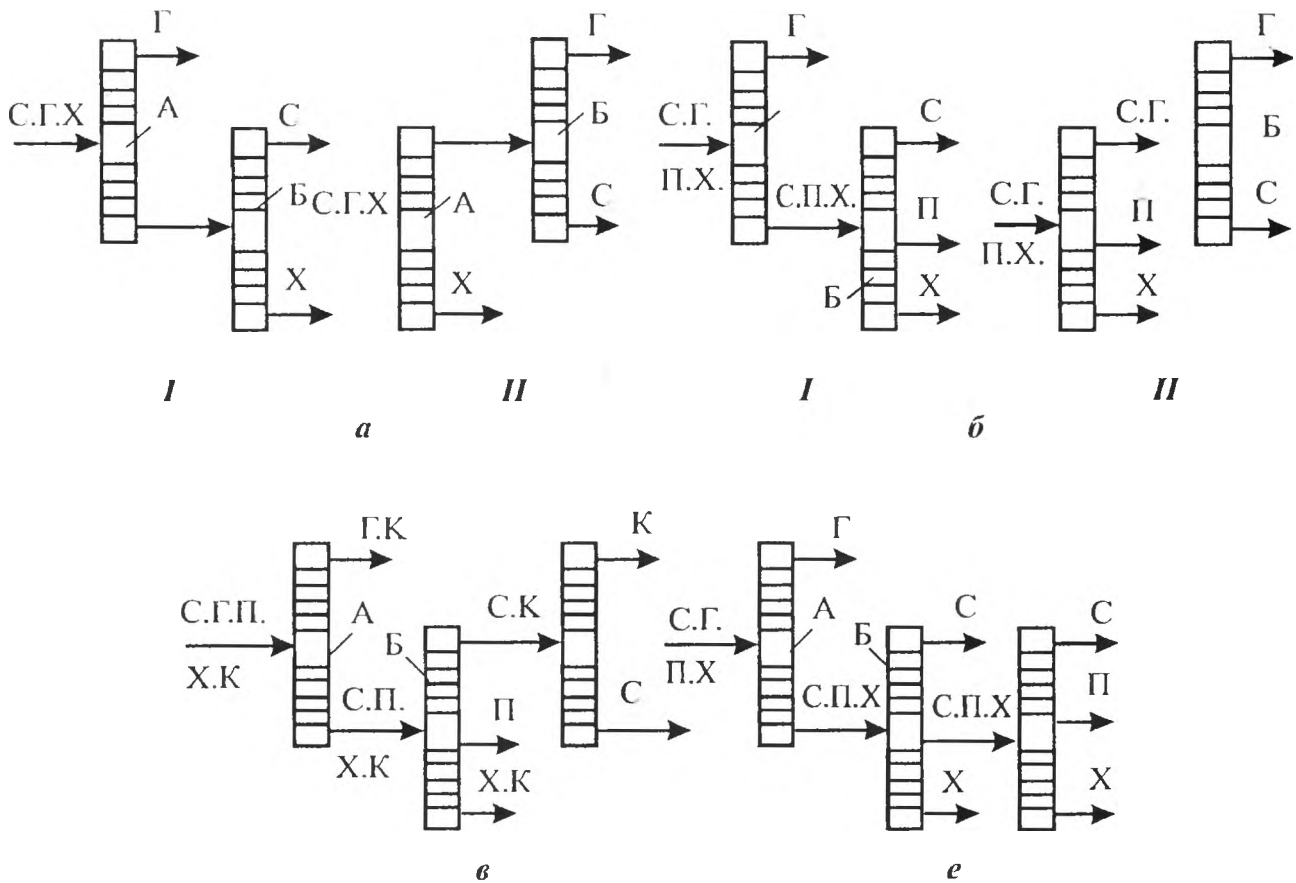


Рис. 10.19 Принципи побудови схем установок для очистки спирту від домішок

У практиці ректифікації застосовують схеми, побудовані як за I, так і за II варіантом, проте переважне поширення одержав I варіант. Це пояснюється тим, що коефіцієнти ректифікації майже усіх головних домішок вищі при низькій концентрації спирту, у зв'язку з чим виділити їх з низькоконцентрованого спирту легше – при меншому числі тарілок у колоні й менших витратах пари. У даному випадку в колоні А виділяються головні домішки; цей процес називається **епюрацією**, а колона – **епюраційною**. Спирт-сирець, звільнений від головних домішок, одержав назву **епюрата**. У ньому спирт етиловий є ключовим компонентом. Епюрат, що складається із компонентів С і Х, надходить у другу колону, де розділяється на практично чистий верхній компонент С (етиловий спирт) і нижній компонент Х (лютерну воду).

Наявність проміжних і кінцевих домішок ускладнює процес очистки спирту. Щоб звільнити спирт від проміжних домішок, необхідно забезпечити їх попереднє концентрування. Це можливо здійснити тільки в середній частині колони, по висоті якої концентрація спирту змінюється в межах, що охоплюють зону максимального

накопичення проміжної домішки. Найкращими умовами концентрування всіх проміжних домішок будуть такі, при яких концентрація спирту по висоті колони буде змінюватися від нуля до азеотропної точки. Виходячи з цього, виділити проміжні домішки, очевидно, можливо тільки в колоні Б I варіанта схеми, або в колоні А II варіанта схеми, як показано на рис. 10.19, б. Ці колони називаються **спиртовими**.

Кінцеві домішки при середніх концентраціях спирту мають коефіцієнти випаровування, близькі до спирту, тому в колоні А в схемі I і II варіантів вони будуть в значній мірі супутніми етиловому спирту. Потрапивши в колону Б I варіанта схеми, кінцеві домішки підуть догори разом з етиловим спиртом. Прямування їх вниз по колоні Б можливе, але у невеликих кількостях, тому що коефіцієнти випаровування їх при низьких концентраціях спирту залишаються більшими 1, але меншими, ніж в етанолу. Частина кінцевих домішок піде з головними домішками в колоні А.

Для одержання етанолу, звільненого від кінцевих домішок, по I варіанту схеми необхідно встановити додаткову колону (рис. 19, в). Для очистки спирту по варіанту II не потрібно монтувати додаткову колону, тому що в колону Б вводиться концентрований спирт (звільнений від води); за цих умов кінцеві домішки мають коефіцієнт ректифікації  $K' > 1$  і будуть виходити разом з головними домішками. Колонна В одержала назву **колона остаточної очистки**.

Вміст кінцевих домішок у спирті-сирці звичайно невеликий, у зв'язку з чим у практиці ректифікації спирту замість колони остаточної очистки часто застосовують "**пастеризацію спирту**". Суть її полягає в тому, що в зоні високої концентрації спирту кінцеві домішки мають більшу леткість, ніж етиловий спирт, тому вміст їх у рідкій фазі завжди менший, ніж у паровій, що надходить на дану тарілку. У зв'язку з цим спирт (**пастеризований**) відбирають із рідкої фази завжди з 4...10-ї тарілки (рахуючи зверху) спиртової колони. На верхніх тарілках, у дефлегматорі та конденсаторі відбувається концентрування кінцевих (і головних) домішок. Тому при пастеризації (відборі спирту з рідкої фази) необхідно з верхньої частини колони (практично з конденсатора) відбирати невелику кількість продукту (**непастеризованого спирту**), збагаченого кінцевими домішками. У результаті пастеризації спирт звільняється й від залишку головних домішок, які з тих чи інших причин не повністю виділились в епюраційній колоні А (варіант I). Очистка спирту від домішок за допомогою пастеризації тим ефективніша, чим вищий коефіцієнт випаровування домішки при концентруванні пастеризованого спирту і чим більше флегмове число (зрошення). Безперечно, пастеризація буде ефективною тільки при невеликому вмісті домішки. Якщо ж концентрація домішки висока, необхідно встановити колону остаточної очистки, в якій, по суті, відбувається повторна епюрація спирту, але при високій його концентрації.

Часто розглянуті схеми установок доповнюють колоною Д (рис. 10.19, з), яка за принципом дії подібна колоні Б, проте в колону Д вводиться фракція, збагачена проміжними домішками, і тут вони піддаються подальшому концентруванню. Колонна Д дає можливість розвантажити колону Б від проміжних домішок за рахунок збільшеного відбору фракції; при цьому покращуються умови її роботи з відокремлення хвостових домішок.

Верхній продукт з колони Д містить цільовий продукт – етанол, що забруднений кінцевими та головними домішками. Він може бути використаний як товарний (наприклад, технічний спирт) або спрямований на повторну очистку. Фракція П, яка відбирається з середньої частини колони Д, не є чистим проміжним продуктом, проте концентрація його значно більша, ніж у проміжній фракції, яка відбирається з колони Б. У зв'язку з тим, що проміжні домішки складають основу сивушного масла, колона Д для виділення (концентрування) цих домішок одержала назву **сивушної**.

Розглянуті схеми звичайно застосовують в установках при очистці спиртусирцю (установки для ректифікації спирту). При одержанні ректифікованого спирту безпосередньо з бражки використовують **брагоректифікаційні установки (БРУ)**. Вони звичайно мають три основні колони та 1...3 додаткові, що встановлюються в разі необхідності (рис. 10.20).

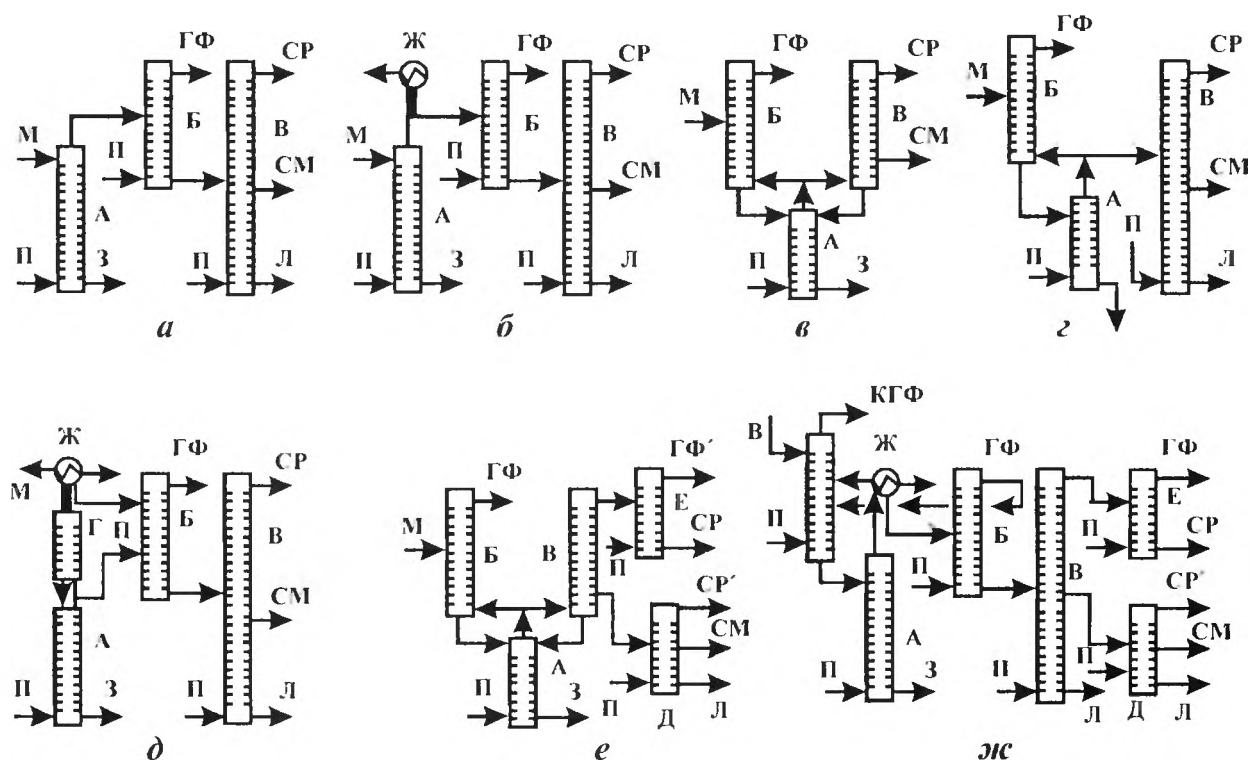


Рис. 10.20 Принципи побудови схем брагоректифікаційних установок: колони: А – бражна; Б – епюраційна; В – спиртова; Г – попередньої епюрації бражки; Д – сивушна; Е – остаточної очистки; П – гріюча пара; М – бражка; З – барда; Л – лютерна вода; ГФ і ГФ'- головна фракція; РС і РС'- ректифікований спирт; СМ – сивушне масло

Бражна колона А використовується для відокремлення легкої частини бражки від нелеткої. Бражка, звільнена від легкої частини, виводиться з нижньої частини колони у вигляді барди. З нею відводяться екстрактивні речовини, завислі частинки, значна частина води та хвостових домішок. Легка частина бражки, що містить етиловий спирт, воду й супутні леткі домішки, у вигляді пари (рис. 10.20, а) або **бражного дистилята** (рис. 10.20, б) надходить на живлення епюраційної колони Б. Далі йде процес очистки спирту, як це було розглянуто вище (див. рис. 10.19).

За складом спирто-водяна пара, що виходить з бражної колони, і бражний дистилят не відрізняються від слабоградусного спирту-сирцю в спирто-водній парі з концентрацією 35....55 об. %. Склад і концентрація домішок спирту в основному такі ж.

В залежності від способу включення бражної колони в схему розрізняють брагоректифікаційні установки прямої, непрямої (побічної) й напівпрямої дії.

Принципова особливість **установок прямої дії** полягає в живленні спиртової колони спирто-водяною парою, що виходить безпосередньо з бражної колони (рис. 10.20, в). В установках прямої дії теплота гріючої пари використовується дворазово. Свіжа гріюча пара вводиться тільки в нижню частину бражної колони А, а епюраційна колона Б й спиртова В обігріваються спирто-водяною парою, що виходить з верхньої частини бражної колони. У бражну колону подають бражку, звільнену від головних домішок (епюровану), і флегму, яка надходить із спиртової колони. Таким чином, у бражній колоні відбувається спільне вилучення спирту з бражки й флегми. Концентрація сухих речовин у барді при цьому знижується за рахунок розбавлення її лютерною водою, що утворюється після вилучення спирту з флегми.

На рис. 10.20, г подана дещо видозмінена схема установки прямої дії, в якій передбачено роздільне виділення спирту з бражки й флегми. У зв'язку з цим потрібне додаткове введення гріючої пари в нижню (відгінну) частину спиртової колони, але при цьому барда не розбавляється лютерною водою.

Принципова особливість установок **непрямої (побічної) дії** (див. рис. 20, б) – попереднє вилучення з бражки спирту й супутних йому домішок, в результаті чого одержується спирт-сирець (бражний дистилят), який у рідкому вигляді направляється в епюраційну колону, а потім у спиртову для очистки. Спирто-водна пара, що виходить з бражної колони, надходить у конденсатор Ж. В епюраційну колону Б подають спирто-водний (бражний) дистилят, який надходить з конденсатора Ж.

Спирто-водний дистилят у колоні Б очищається від головних домішок під дією свіжої пари, яка вводиться в нижню частину колони. Рідкий епюрат, що надходить у колону В, звільняється від хвостових і проміжних домішок також у результаті введення свіжої гріючої пари.

Треба відзначити, що в установках непрямої дії колони зв'язані між собою тільки рідинними потоками, в той час як в установках прямої дії – рідинними й паровими потоками, що ускладнює регулювання їх роботи.

Схема, що зображена на рис. 10.20, а, ближча до установок непрямої дії. Єдиною відмінністю її є живлення епюраційної колони Б спирто-водною парою, яка виходить безпосередньо з бражної колони, а не бражним дистилятом.

Схеми установок, які зображені на рис. 10.20, а, д, відносять до установок **напівпрямої дії**, проте цей поділ дещо умовний.

Вище були розглянуті принципові схеми брагоректифікаційних установок, які складаються тільки з основних колон. Включення додаткових колон (Е – остаточної очистки й Д – сивушної) не залежить від принципу дії установки. На рис. 10.20, е, ж наведені схеми установок прямої та непрямої дії з двома додатковими колонами. З метою збільшення виходу ректифікованого спирту було запропоновано і ре-

лізовано на більшості спиртових заводів додаткове встановлення колони для розгонки головної фракції, що дало можливість заводам зменшити відбір побічного продукту (головної фракції) з 3 ... 5 % до 0,1... 0,2 %, при цьому відповідно збільшився вихід ректифікованого спирту.

На вітчизняних спиртових заводах за типові прийняті брагоректифікаційні установки непрямої та напівпрямої дії (названі авторами побічно-прямотечійними). Установки непрямої дії стабільні в роботі, легкі в керуванні та регулюванні, на них одержують спирт високої якості. Побічно-протитечійні установки більш складні в експлуатації, але приблизно на 10...15 % менше споживають гріючої пари та холодної води.

Найбільшого розповсюдження одержали триколонні установки. Машинобудівні заводи поставляють також чотириколонні установки (з додатковою колоною остаточної очистки) продуктивністю 1000, 1500 і 2000 дал спирту на добу та п'ятиколонні (з двома додатковими колонами – остаточної очистки й сивушної) продуктивністю 3000 і 6000 дал/добу. На заводах середньої та великої потужності як додаткову (4-ту, або 5-ту) застосовують колону для виділення спирту з головної фракції (розгінну колону).

## **ТРИКОЛОННА БРАГОРЕКТИФІКАЦІЙНА УСТАНОВКА НЕПРЯМОЇ ДІЇ**

У цій установці (рис. 10.21) бражна колона має 23...28 одноковпачкових тарілок подвійного кип'ятіння з міжтарілковою відстанню 280 мм або 24...28 ситчастих чи клапанних тарілок з міжтарілковою відстанню 500...550 мм. Ситчастими й клапанними тарілками обладнані колони установок продуктивністю 3000 дал/добу і більше. Є також позитивний досвід застосування лускоподібних тарілок та гратчастих провального типу. Щоб виключити виніс бражки із спиртоводною парою над бражною колоною встановлюються піновловлювачі різних конструкцій (рис. 10.22). Найбільшого поширення набули піновловлювачі з шаром (300...500 мм) насадки – металевих або керамічних кілець Рашиґа (25x25x2 мм). Останнім часом почали виготовляти бражні колони з вмонтованими уловлювачами, що представляють собою 3...4 “сухі” тарілки подвійного кип'ятіння, встановленні вище тарілки живлення. Для змиву осаду, що накопичується над “сухими” тарілками, передбачається ввід на верхню “суху” тарілку невеликої кількості води й бражного дистилята з підігрівника бражки.

В епюраційній колоні незалежно від продуктивності звичайно розміщують 39...41 багатоковпачкових або клапанних тарілок з міжтарілковою відстанню 170 мм. Живлення вводять на 20-у, 27-у або 36-у тарілку, рахуючи знизу. У спиртовій колоні повинно бути 71...74 тарілки того ж типу, що й в епюраційній. Введення живлення передбачено на 16-у тарілку знизу колони.

Колони обігріваються відкритою або закритою парою. До кожної з них підключені теплообмінники для конденсації пари, що виходить з колон. Спирто-водяна пара з бражної колони проходить через піновловлювач і конденсується частково

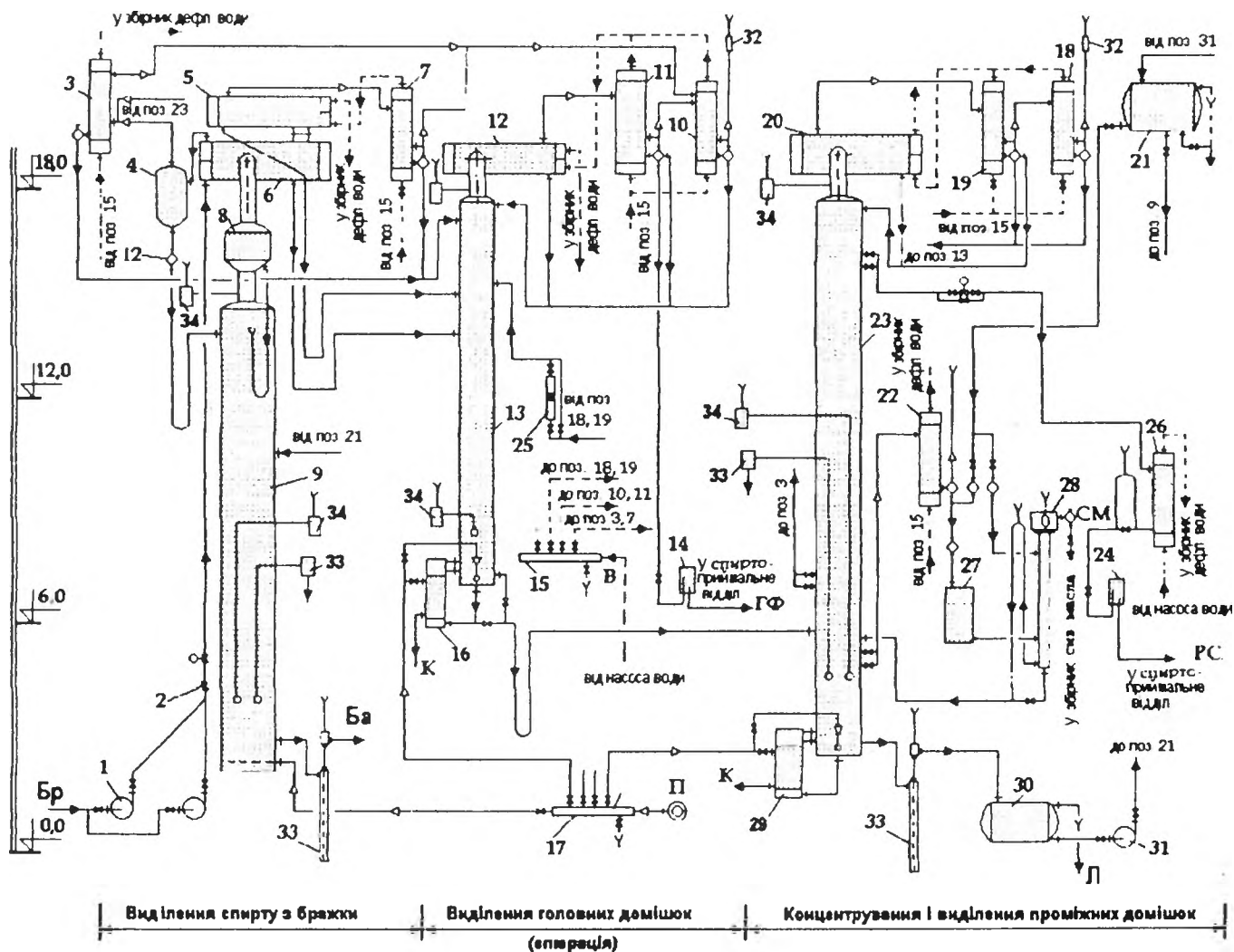


Рис. 10.21 Апаратурно-технологічна схема типової брагоректифікаційної установ-ки непрямої дії:

- 1 – насос бражки; 2 – зворотний клапан; 3 – конденсатор сепаратора діоксиду вуглецю; 4 – сепаратор діоксиду вуглецю; 5 – основний конденсатор КБ;
- 6 – підігрівач бражки; 7 – додатковий конденсатор КБ; 8 – піновловлювач;
- 9 – колона бражна (КБ); 10 – спиртовловлювач КБ КЕ; 11 – конденсатор КЕ;
- 12 – дефлегматор КЕ; 13 – колона епюраційна (КЕ); 14 – ліхтар ГФ; 15 – колектор води; 16 – випарник КЕ; 17 – колектор пари; 18 – спиртовловлювач КС;
- 19 – конденсатор КС; 20 – дефлегматор КС; 21,30 – збірники лютерної води;
- 22 – холодильник сивушної фракції; 23 – колона спиртова; 24 – ліхтар ректифіко-ваного спирту; 25 – ротаметр непастеризованого спирту; 26 – холодильник ректифікованого спирту; 27 – промивна батарея; 28 – екстрактор сивушного масла; 29 – випарник КС; 31 – насос лютерної води; 32 – відвідник газів;
- 33 – пробні холодильники; 34 – вакуумпереривачі; Бр – бражка; Бд – барда; В – вода; ГФ – головна фракція; РС – ректифікований спирт; П – пара гриюча; Л – лютерна вода

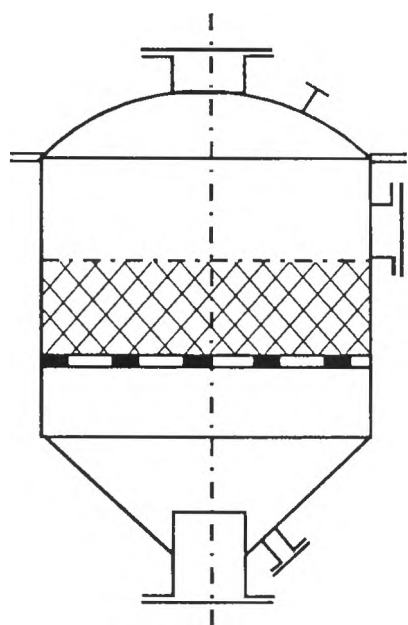


Рис. 10.22 Піновловлювач

в підігрівнику бражки. Решта пари конденсується в основному і додатковому конденсаторах, віддаючи теплоту конденсації холодній воді. Бражний дистилят з підігрівача бражки й конденсаторів спрямовують на живлення епіюраційної колони.

Бражка, що надходить в установку, нагрівається в підігрівачі до температури 70... 85° С, потім у сепараторі діоксиду вуглецю звільняється від CO<sub>2</sub> та інших газів, що не конденсуються, після чого вводиться в бражну колону. Разом з неконденсованими газами виноситься деяка кількість парів спирту, який уловлюється в конденсаторі сепаратора діоксиду вуглецю. Конденсат надходить у верхню частину епіюраційної колони. У нижній частині до бражної колони підключений бардовідвідник або гідравлічний затвор з пробним холодильником.

Пара, що виходить з епіюраційної колони, конденсується в основному в дефлегматорі і тільки невелика частина – в конденсаторі у результаті відведення теплоти холодною водою. Частина пари, що конденсується в конденсаторі, має максимальну концентрацію головних та кінцевих домішок і називається **етиловий спирт головної фракції (ГФ)**.

Звільнений від головних і частково кінцевих домішок бражний дистилят – **епюрат** подається на живлення спиртової колони, яка обладнується дефлегматором і конденсатором. Переважна маса пари, що виходить із спиртової колони, конденсується в дефлегматорі та у вигляді флегми надходить на зрошення колони. Невелика частина пари надходить до конденсатора, де після конденсації утворюється так званий **ненастеризований спирт**, який подається у верхню частину епіюраційної колони. З ним відводяться головні й кінцеві домішки, виділені та сконцентровані в пастеризаційній зоні (вище місця відбору ректифікованого спирту) спиртової колони. Пара конденсується за рахунок відведення теплоти холодною водою.

Ректифікований (пастеризований) спирт, що відбирається з рідкої фази з 3...10-ї тарілки, рахуючи зверху спиртової колони, проходить холодильник, спиртовимірвальний прилад і надходить у спиртоприймальне відділення.

Проміжні домішки виводяться з спиртової колони у вигляді двох продуктів – сивушної фракції (з 5, 7, 9 або 11-ї тарілки) та сивушного спирту (з 17...20-ї й 25-ї тарілок, рахуючи знизу колони). З сивушною фракцією переважно виводяться нижні проміжні домішки – ізоаміловий, ізобутиловий і частково пропіловий спирти, з сивушним спиртом – верхні (ефіри і частково пропіловий спирт).

Після конденсації, охолодження й екстрагування з сивушної фракції одержують **сивушне масло**, яке є товарним побічним продуктом. Сивушний спирт у пароподібному або рідкому вигляді також видаляють з установки у вигляді побічного продукту. Лютерна вода виходить з нижньої частини колони через гідравлічний



затвор. Для більш повного вловлювання парів спирту з незконденсованих газів повітряні ходи всіх конденсаторів з'єднані з спиртовловлювачами.

Кожна колона забезпечена верхнім і нижнім вакуум-переривачами, регуляторами подачі пари та води. Регулятори також монтують на лініях подачі бражки, епюрата й відведення ректифікованого спирту. Для розміщення термометрів передбачені гільзи: на лінії подачі нагрітої бражки перед вводом до колони, над верхньою тарілкою і в кубі кожної колони, а також на 8-й та 16-й (живильній) тарілках спиртової колони. Передбачені термометри для замірювання температури води, що відходить з основного конденсатора бражної колони, дефлегматорів епюраційної та ректифікаційної колон.

Для безперервного контролю за роботою установок на лінії подачі бражки, відбору головної фракції, непастеризованого, сивушного і ректифікованого спиртів, а також сивушної фракції застосовують витратоміри, звичайно, ротаметри.

Брагоректифікаційні установки монтують в окремому ізольованому приміщенні. Усе обладнання розміщують на чотирьох поверхах. На рівні 4,8...6 м належить бути робочому місцю апаратника, де зосереджені всі контрольні-вимірювальні прилади й засоби регулювання й управління, там же стоять щити КВП і А. На рівні 16... 18 м (для установок великої потужності – 24 м) розміщують підігрівники бражки, дефлегматори, конденсатори, сепаратор діоксиду вуглецю і спиртовловлювач.

### БРАГОРЕКТИФІКАЦІЙНА УСТАНОВКА ПОБІЧНО-ПРЯМОТЕЧІЙНОЇ ДІЇ

Особливість брагоректифікаційної установки побічно-прямотечійної дії полягає в епюрації бражки й обігріві епюраційної колони епюрованими водно-спиртовими парами бражної колони (рис. 10.23).

Бражна колона у верхній частині має 6...11 тарілок, на яких здійснюється епюрація бражки (звільнення від головних домішок), нижня (відгінна) частина колони має 17...23 тарілки. Установка працює таким чином. Бражка, нагріта до 70...75° С, після проходження сепаратора діоксиду вуглецю подається на верхню тарілку епюруючої частини бражної колони, де піддається епюрації за рахунок спирто-водяної пари, що

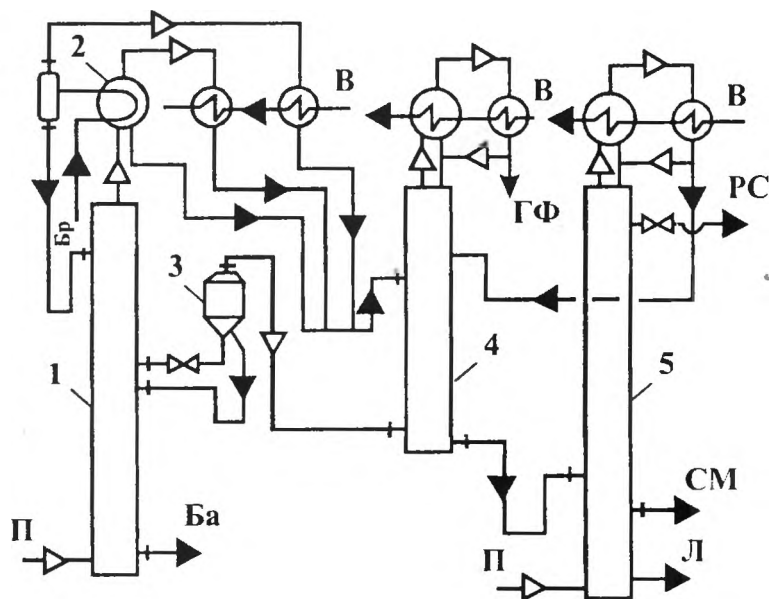


Рис. 10.23 Апаратурно-технологічна схема брагоректифікаційної установки побічно-прямотечійної дії: 1 – колона бражна; 2 – підігрівник бражки; 3 – піновловлювач; 4 – колона епюраційна; 5 – колона спиртова.

Літерні позначення див. рис. 10.21



надходить з відгінної частини бражної колони. Спирто-водяна пара з головними домішками з верхньої частини брагоепюраційної колони конденсується в підігрівниках бражки й конденсаторах. Бражний дистилат подається на живлення епюраційної колони, як і в установках непрямої дії.

Бражка, що при епюрації звільнилася від основної маси домішок спирту, з епюруючої частини бражної колони переходить у відгінну її частину. Гріюча пара, після проходження відгінної частини бражної колони, ділиться на два приблизно рівних потоки: один надходить на епюрацію бражки, другий – на обігрівання епюраційної колони, попередньо пройшовши через піновловлювач. За цих умов 60...80% спирту, який міститься у бражці, відводиться з верхньої частини бражної колони і спрямовується на тарілку живлення епюраційної колони, а решта у вигляді епюрованої спирто-водяної пари відводиться в кубову частину епюраційної колони. В іншому робота побічно-прямотечійної установки аналогічна роботі установки непрямої дії.

### БРАГОРЕКТИФІКАЦІЙНІ УСТАНОВКИ, ЩО ПРАЦЮЮТЬ ПІД РОЗРІДЖЕННЯМ

Один із шляхів зниження енерговитрат при брагоректифікації – це створення установок, в яких одна або кілька колон працюють під тиском, нижчим від атмосферного. У цих умовах можна багаторазово використовувати теплоту гріючої пари. Як в Україні, так і за кордоном є досвід експлуатації брагоректифікаційних установок, що працюють під розрідженням. Такі установки, як правило, створюються на базі апаратів непрямої дії за двома варіантами.

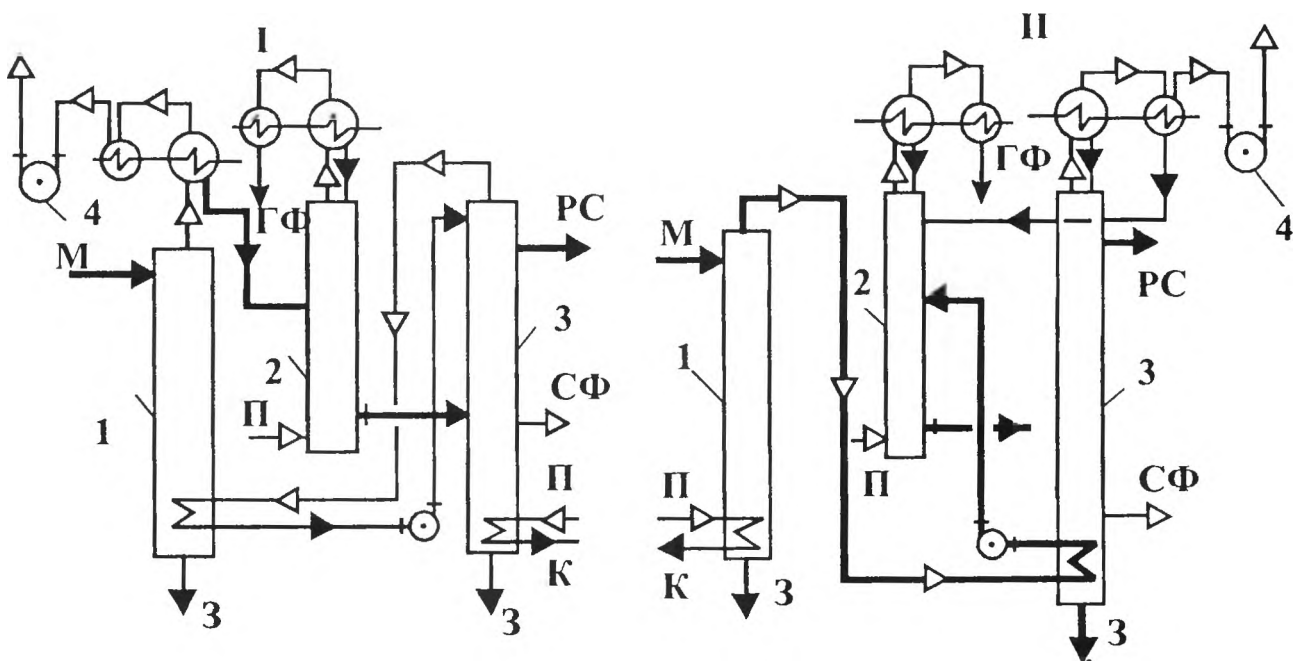


Рис. 10.24 Схеми вакуумних брагоректифікаційних установок: 1, 2, 3 – відповідно бражна, епюраційна й спиртова колони; 4 – вакуум-насос; М – бражка; П – гріюча пара; ГФ – головна фракція; СФ – сивушна фракція; РС – ректифікований спирт; З – залишок

За варіантом I (рис. 10.24) під розрідженням працює бражна колона (іноді й епіюраційна), обігрівается вона за рахунок теплоти конденсації спиртової пари спиртової (іноді й сивушної) колони. За варіантом II передбачається дія під розрідженням спиртової (іноді й епіюраційної) колони, а обігрівается вона за рахунок теплоти спирто-водної пари, що виходить з бражної колони.

На вакуумних установках питомі витрати пари та води на 30...40 % нижчі у порівнянні з витратами на типових установках непрямої дії. Звичайно вони споживають 30...35 кг пари і 0,3 ... 0,4 м<sup>3</sup> води на 1 дал виробленого спирту. Додаткове споживання енергії біля 0,1...0,2 кВт · год/дал. За енергетичними показниками варіант II має перевагу, тому що при експлуатації спиртової колони під розрідженням азеотропна точка спирто-водного розчину зсувається в сторону більш високих концентрацій спирту, внаслідок чого можна працювати при меншому флегмовому числі, а отже, з меншими витратами пари.

В установках, що діють за варіантом II, бражка підігрівается за рахунок теплоти конденсації пари спиртової колони (в дефлегматорі) та за рахунок теплоти барди. Установки, що працюють під розрідженням, більш складні за апаратурним оформленням та в експлуатації: для них потрібна більш жорстка і надійна система автоматизації для підтримання заданого технологічного режиму. Такі установки найбільш доцільно застосовувати на заводах великої потужності зі стабільним енергозабезпеченням.

## БРАГОРЕКТИФІКАЦІЙНІ УСТАНОВКИ З ДОДАТКОВИМИ КОЛОНАМИ

Додаткові колони (сивушну, остаточної очистки й розгінну) можна підключати до будь-якого типу установки за необхідністю. На рис. 10.25 наведені схеми обв'язки додаткових колон. У безводній частині головної фракції, що відбирається з конденсатора епіюраційної колони, звичайно міститься 92...97 % етилового спирту і тільки 8...3 % домішок. На зерно-картопляних заводах цієї фракції відбирають 2...3 %, а на мелясних – 3...5 % від спирту, що надходить з бражкою. Завдяки установці **розгінної колони** (рис. 25, а), можна виділити основну масу спирту з ГФ, а головні домішки одержати в концентрованому вигляді, внаслідок чого вихід ректифікованого спирту підвищується з 94...96 до 98...98,5 % від спирту, введеного з бражкою.

Колона має 40...45 багатоковпачкових тарілок з міжтарілковою відстанню 170 мм, забезпечена дефлегматором і декантатором. Живлення (ГФ) подається на 24...28-у тарілку знизу, на верхню тарілку вводиться гаряча лютерна вода, а в нижню частину колони – гріюча пара. При надходженні води на верхню тарілку колони концентрація спирту на тарілках знижується, а леткість головних домішок збільшується, в результаті чого вони добре вилучаються. Спирт, звільнений від домішок, виходить з нижньої частини колони (кубова рідина) і надходить до бражки або в бражну колону і таким чином вводиться знову в цикл брагоректифікації.

Головні домішки концентруються у верхній частині розгінної колони. Після конденсації пари, яка виходить з колони, одержують гетерогенну суміш, що складається переважно з ефірів, альдегідів, води й невеликої кількості спирту, яка надходить в декантатор для розшарування.

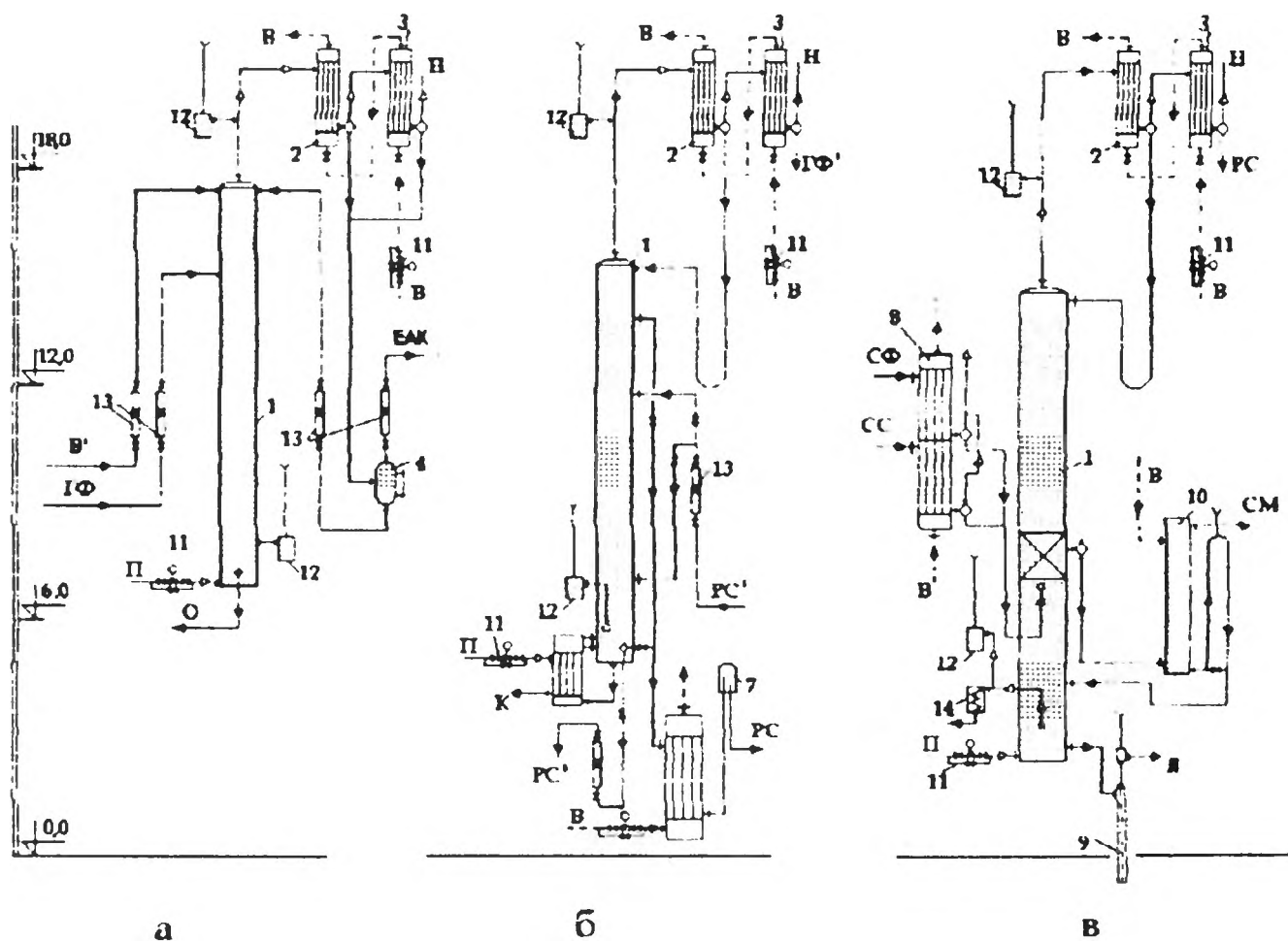


Рис. 10.25 Схеми обв'язки додаткових колон: а – розгінної; б – остаточної очистки; в – сивушної; 1 – колона; 2 – дефлегматор; 3 – конденсатор; 4 – декантатор; 5 – кип'ятильник (випарник); 6 – холодильник спирту; 7 – ліхтар; 8 – холодильник сивушної фракції; 9 – гідравлічний затвор; 10 – екстрактор сивушного масла; 11 – регулюючі клапани; 12 – вакуум-переривачі; 13 – ротаметри; 14 – пробний холодильник; С – вода; ГФ і ГФ' – головна фракція; ЮК – кубова рідина; ЕАК – ефіроальдегідний концентрат; Н – несконденсовані гази (до спиртовловлювача); О – залишок; РС і РС' - ректифікований спирт; СС – сивушний спирт; СФ- сивушна фракція; СМ – сивушне масло; Л – лютерна вода; П – гріюча пара

Верхній шар, що є концентратом головної фракції (КГФ) з невеликим вмістом спирту, виводиться з установки як побічний продукт ректифікації. Нижній водний шар, у якому міститься деяка кількість головних домішок і залишок спирту надходить на зрошення колони (флегма).

У колоні **остаточної очистки** (рис. 10.25, б) з ректифікованого спирту виділяють залишки головних і кінцевих домішок, внаслідок чого покращуються органолептичні й аналітичні показники якості спирту. Типова колона обігрівается закритою парою, має 30 багатоковпачкових тарілок, 20 з них – у відгінній частині;

Головні й кінцеві домішки, які виділені в нижній частині колони та сконцентровані у вигляді головної фракції, відбирають у кількості 0,5... 1 % від спирту, що введений до колони. Головна фракція поступає до верхньої частини епураційної колони, а

при наявності розгінної колони приєднується до ГФ епіюраційної колони. Ректифікований спирт видаляється з нижньої частини колони. За такої схеми колона остаточної очистки працює в режимі **повторної епіюрації** й ефективна при підвищеному вмісті метанолу, однак при цьому за нашими розрахунками кількість тарілок нележить збільшити до 45...60 (з них 35...45 у відгінній частині колони).

Колона остаточної очистки може працювати в режимі **повторної ректифікації**. У цьому випадку живлення (пастеризований спирт з ректифікаційної колони) подається на 2...4-у тарілку, рахуючи знизу, а ректифікований спирт відводиться з рідкої фази з 6...10-ї тарілки, рахуючи зверху. Спирт очищується переважно в результаті пастеризації, одночасно він трохи (на 0,2... 0,3 %) концентрується, в той час як при роботі в режимі повторної епіюрації концентрація спирту знижується на 0,05...0,1 %. При експлуатації колони в режимі повторної ректифікації з куба потрібно відводити невелику кількість (2...5 %) спирту зниженої концентрації (біля 80 %) в ректифікаційну колону (на тарілку живлення).

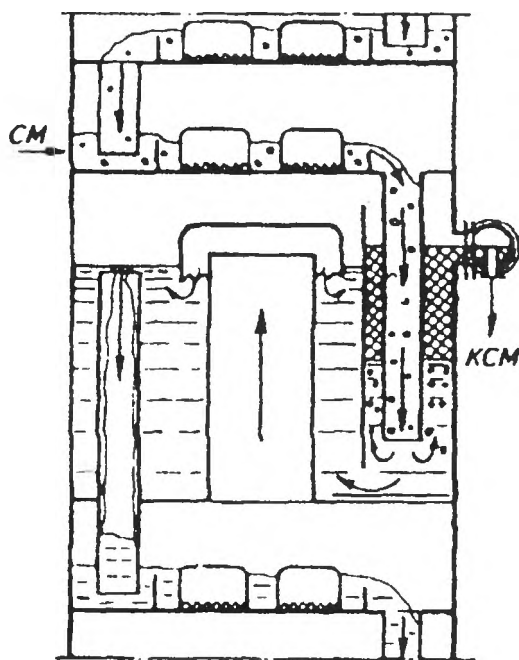


Рис. 10.26 Акумулятор

Живлення в колону подають на тарілку, що розташована безпосередньо над акумулятором. Концентровані проміжні продукти відбирають з акумулятора, де накопичується велика кількість сивушного масла (СМ), в результаті чого, флегма, яка надходить до нього, розшаровується, утворюючи верхній шар з високим вмістом зазначених спиртів (концентрат сивушного масла) й нижній – підсивушний, що складається з розчину етилового спирту та інших компонентів у воді.

Частина акумулятора, в якому розміщено зливний стакан розміщеної вище тарілки, відділена перегородкою від основного об'єму так, що утворюється кишень. Перегородка знизу не доходить до дна, а зверху закінчується вище рівня рідини, завдяки чому кишень сполучається з іншою частиною акумулятора і встановлюється спокійна поверхня рідини в кишені. На рівні рідини до кишені прикріплений ліхтар, через який відводиться з акумулятора концентрат сивушного масла (КСМ).

У **сивушній колоні** відбувається подальше концентрування сивушного масла та інших проміжних домішок, що почалося в спиртовій колоні. До неї подаються сивушна фракція й сивушний спирт, що відбирається зі спиртової колони в зоні концентрування проміжних домішок. Типова сивушна колона (рис. 10.25, в) подібна спиртовій, має 56 багатоковпачкових тарілок, забезпечена дефлегматором і конденсатором. Обігрівання колони може бути як відкритою, так і закритою парою. У відгінній частині колони встановлюють 15...17 тарілок. Між відгінною та концентраційною частинами колони розташовують акумулятор (рис. 10.26), у якому знаходиться значний об'єм спирто-водяної рідини, що забезпечує стабільну роботу колони. Висота шару рідини в акумуляторі від 200 до 700 мм.

Етиловий спирт і головні домішки концентруються у верхній частині колони й виводяться в епіюраційну колону. Інколи цей спирт відбирають як технічний. Знизу колони відводиться лютерна вода.

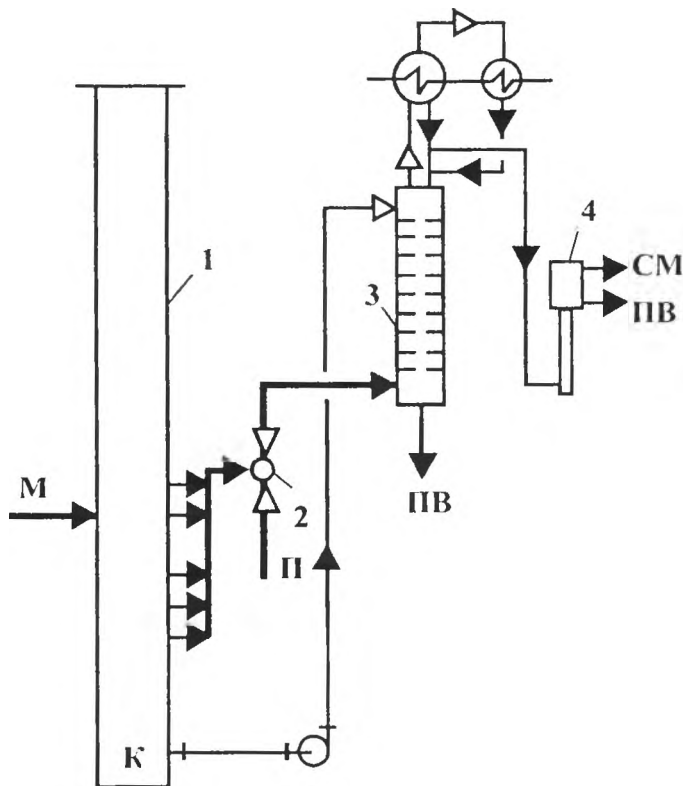


Рис. 10.27 Включення сивушної колони за схемою УкрНДІСП : 1 – спиртова колона; 2 – ежектор; 3 – сивушна колона; 4 – екстрактор сивушного масла; М – епюратор; СМ – сивушне масло; ПВ – промивна вода; К – кубова рідина; П – гріюча пара

За пропозицією колишнього УкрНДІСП на деяких заводах сивушне масло виділяють методом екстрактивної ректифікації (рис. 10.27). Установа складається з екстрактивно-рективної колони, дефлегматора, конденсатора, ежектора та декантатора.

Сивушна фракція у суміші з гріючою парою вводиться в кубову частину колони, що має 8...12 тарілок. На верхню тарілку надходить гаряча вода з таким розрахунком, щоб вміст спирту в кубовій рідині підтримувався на рівні 1,5...3 об. %. За таких умов компоненти сивушного масла концентруються в парі, що піднімається по колоні, і одержаний гетерогенний дистилат розширюється в декантаторі. Із нього верхній шар, збагачений сивушним маслом, надходить на промивку в екстрактор сивушного масла, а нижній (підсивушний) – на зрошення екстрактивно-рективної колони. Кубова рідина повертається в цикл ректифікації (звичайно, на одну із середніх тарілок бражної колони).

## РОБОТА БРАГОРЕКТИФІКАЦІЙНИХ УСТАНОВОК

Після монтажу або капітального ремонту окремі елементи установки піддають гідравлічному випробуванню, а всю установку – 6...8-годинному пароводяному випробуванню. У ході випробування внутрішню поверхню всіх елементів установки й комунікації оглядають і промивають, виявляють та усувають дефекти.

Під час експлуатації установки слідкують за подачею бражки, гріючої пари й холодної води, виходом барди, лютерної води і незконденсованих газів з колон, концентрацією та кількістю одержаного спирту, відбором проміжних і головних домішок, показниками контрольно-вимірювальних приладів, суворо додержуючись затвердженого технологічного режиму. Розглянемо роботу типової установки непрямої дії.

**Бражна колона.** При постійному надходженні бражки режим роботи колони регулюють зміною подачі до неї пари й води в конденсатори. При цьому прагнуть,

щоб була досягнена максимально можлива концентрація спирту в бражному дистиляті, а втрати спирту з бардою не перевищували норми (0,015 об. %). За таких умов витрата пари буде мінімальною. Зі збільшенням кількості пари зменшується концентрація спирту в барді й бражному дистиляті, підвищується температура над тарілкою живлення колони.

Бражна колона має бути оснащена пробним холодильником, верхнім і нижнім вакуум-переривачами, термометрами на тарілці живлення, в кубі колони (бажано й над 3-ю тарілкою, рахуючи знизу), термометрами на вході бражки до колони і виході води з основного конденсатора.

При правильному регулюванні подачі води в конденсатори (послідовно в додатковий та основний) гарячою залишається тільки нижня третина додаткового конденсатора (див. поз. 7 рис. 10.21). Температура води, що відходить від основного конденсатора, має бути 60...65° С. Зниження температури свідчить про недостатню поверхню теплопередачі конденсатора або про його забруднення; при цьому збільшується витрата води.

Подачу пари в колону звичайно регулюють за непрямим показником – тиском у кубі колони. Проте більш правильно здійснювати регулювання за перепадом тиску  $\Delta H$ , тобто  $\Delta H = H_H - H_B$ , де  $H_H$  і  $H_B$  – тиск відповідно у нижній та верхній частинах колони. Перепад має бути 8...15 кПа.

За втратами спирту з бардою слідкують по температурі в нижній частині колони. З її зниженням з'являються наднормативні втрати. Більш показова температура над третьою тарілкою, рахуючи знизу. Для контролю встановлюють малоінерційний термометр з ціною поділки шкали не більше 1° С. Треба зважати на те, що температура залежить не тільки від вмісту спирту, але й від тиску в кубі колони. При відсутності наднормативних втрат спирту орієнтовно її можна вважати рівною  $100 + 2,2 H_H$ , де  $H_H$  виражено в м вод. ст. Нормальна температура у нижній частині колони не виключає необхідності систематично слідкувати за вмістом спирту за допомогою пробного холодильника.

Важливі показники роботи бражної колони – температура над тарілкою живлення й температура бражки, що надходить у колону. Перша в значній мірі визначається ступенем завантаження колони бражкою: при недостатньому завантаженні температура підвищується, отже, надмірно витрачається гріюча пара, знижується концентрація спирту в бражному конденсаті. Температура над верхньою тарілкою в залежності від концентрації спирту в бражці змінюється в межах 92...94° С. При зниженні температури можуть бути наднормативні втрати спирту з бардою, при підвищенні – збільшуються витрати гріючої пари. Як правило, по температурі над тарілкою живлення регулюють подачу бражки в колону.

Температура бражки, що надходить в колону, має бути 80... 87° С; більш низька температура може вказувати на недостатню площу поверхні теплопередачі підігрівника бражки або на її забруднення, а в деяких випадках – на малу швидкість руху бражки в трубах підігрівника (вона має бути не меншою 0,3 м/с для зерно-картопляних бражок і 0,5 м/с для мелясних). При надмірно розвинутій поверхні підігрівача температура бражки може підвищуватися майже до температури її кипіння.

**Епюраційна колона.** Робота епюраційної колони значною мірою визначає якість ректифікованого спирту.

Для епюраційної колони основні критерії хорошої роботи – достатньо повне виділення головних і, по можливості, верхніх проміжних і кінцевих домішок, високий ступінь концентрування виділених домішок при мінімальних витратах пари й води.

Епюраційна колона має бути оснащена верхнім і нижнім вакуум-переривачами, термометром у кубовій частині колони, термометром на виході холодної води з дефлегматора епюраційної колони, краном для відбору проби епюрата.

Повноту виділення домішок звичайно визначають за вмістом альдегідів в епюраті (не більше 0,0005 % об. у перерахунку на безводний спирт). У випадку відсутності в установці колони остаточної очистки на заводах, де переробляють крохмалисту сировину, якість епюрату контролюють також за вмістом метанолу, який має не перевищувати

0,35 об. %. Проте практика показує, що при виробленні спирту з меляси й дефектної крохмалистої сировини навіть при такому вмісті альдегідів в епюраті якість ректифікованого спирту по органолептичних показниках іноді виходить низькою. Запорукою забезпечення високих показників процесу епюрації є правильна його організація.

При очистці спирту важливо знати, як змінюється вміст домішок. Для цього треба в першу чергу врахувати розподілення спирту по тарілках, тому що від концентрації його залежать коефіцієнти випаровування й ректифікації домішок, а отже, і їх поведінка. Беручи до уваги, що відбір головної фракції невеликий, для епюраційної колони приймають  $R \rightarrow \infty$ , тоді робоча лінія концентраційної частини колони співпадає з діагоналлю діаграми X-Y (рис. 10.28).

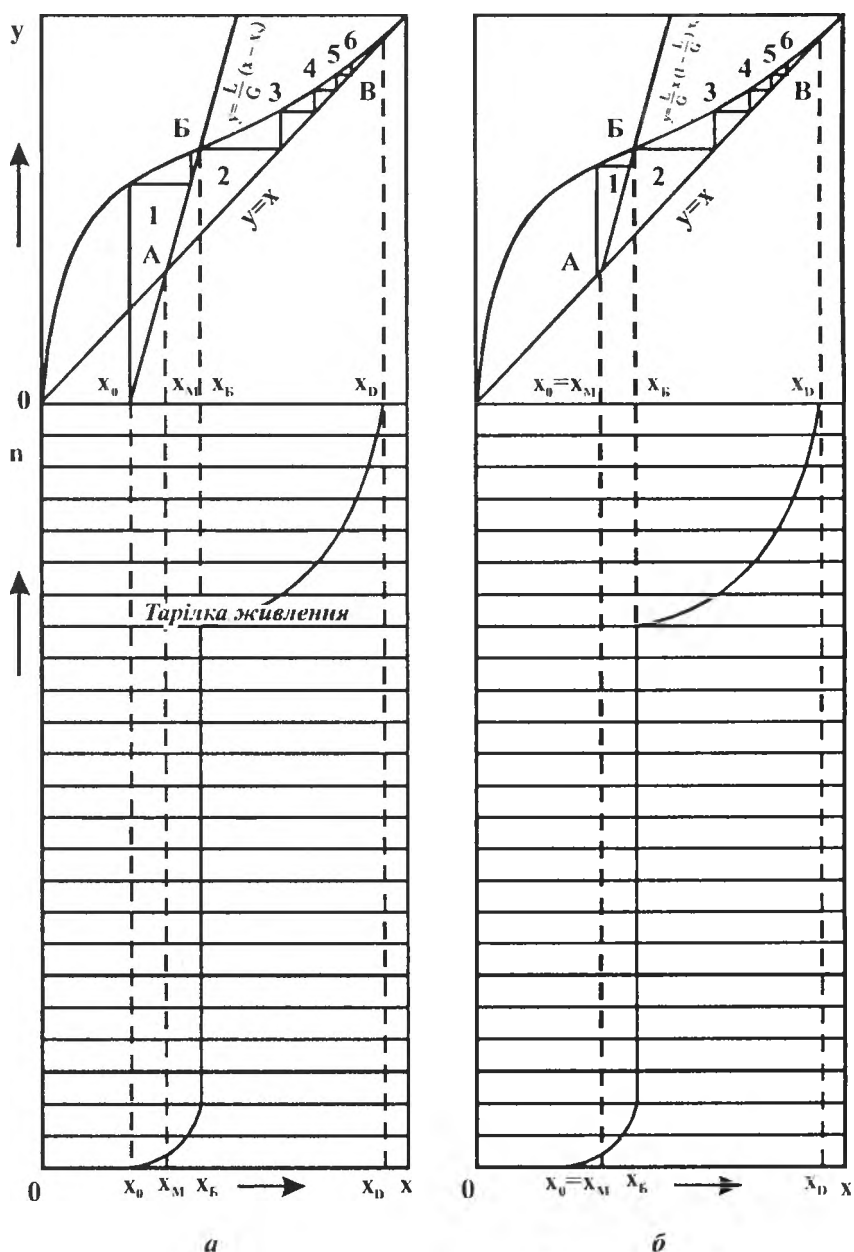


Рис. 10.28 Побудова робочих ліній і графік розподілу концентрацій спирту в епюраційній колоні відкритого (а) та закритого (б) обігріву



На більшості тарілок відгінної частини епюраційної колони концентрація спирту практично постійна і близька до концентрації, що відповідає точці Б. Вміст спирту в рідині на тарілках концентраційної частини колони відповідатиме вмісту, який визначається точками 3, 4, 5, 6 і т.д. У точці А пересікаються робочі лінії відгінної й концентраційної частин колони, і вона відповідає вмісту спирту в рідині, що живить колону.

Із зміною питомої витрати пари й кількості спирту в рідині, що живить колону, змінюється положення робочої лінії відгінної частини колони, а отже, і концентрація спирту по її висоті. При збільшенні витрати пари робоча лінія зміщується навколо точки А за годинниковою стрілкою; а точка Б ковзає по кривій фазової рівноваги (рис. 29, а). Із збільшенням концентрації спирту в живленні (рис. 10.29, б) підвищується концентрація спирту на тарілках відгінної частини колони та в залишку. При цьому зменшуються  $L/G$ , що рівнозначно збільшенню питомої витрати пари.

Розглянемо вплив різних факторів на поведінку домішок по висоті епюраційної колони. Якщо позначити концентрацію домішки в бражному дистилляті (спирті-сирці) через  $\alpha_m$  і відповідно в епюраті –  $\alpha_o$  то величина  $\alpha_m / \alpha_o$  (кратність вилучення домішки) буде характеризувати ефективність процесу епюрації.

Враховуючи незначну зміну концентрації спирту на більшості тарілок відгінної частини епюраційної колони, можна припустити, що за таких умов, по-перше, збережеться практично постійне значення коефіцієнта випаровування домішок на більшості тарілок відгінної частини колони, по-друге, суміш, що підлягає розділенню, можна розглядати як бінарну, яка складається із спирто-водного розчину і домішки.

У зв'язку з малим вмістом домішок (не більше 1% від кількості етилового спирту) справедливий прямолінійний закон розподілу компонентів у рівноважних фазах

$$\beta = K \alpha, \tag{10.26}$$

де  $\alpha$  і  $\beta$  – рівноважний вміст домішки відповідно в парі та рідині, мас %;  $K$  – коефіцієнт випаровування домішки.

Робоча лінія відгінної частини колони матиме вигляд

$$b = \frac{L}{G}(\alpha - \alpha_o). \tag{10.27}$$

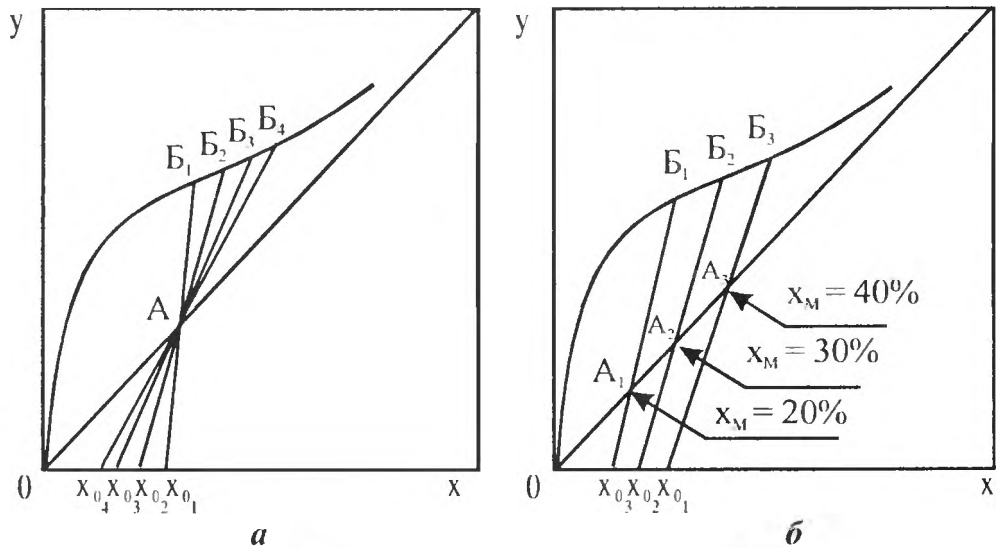
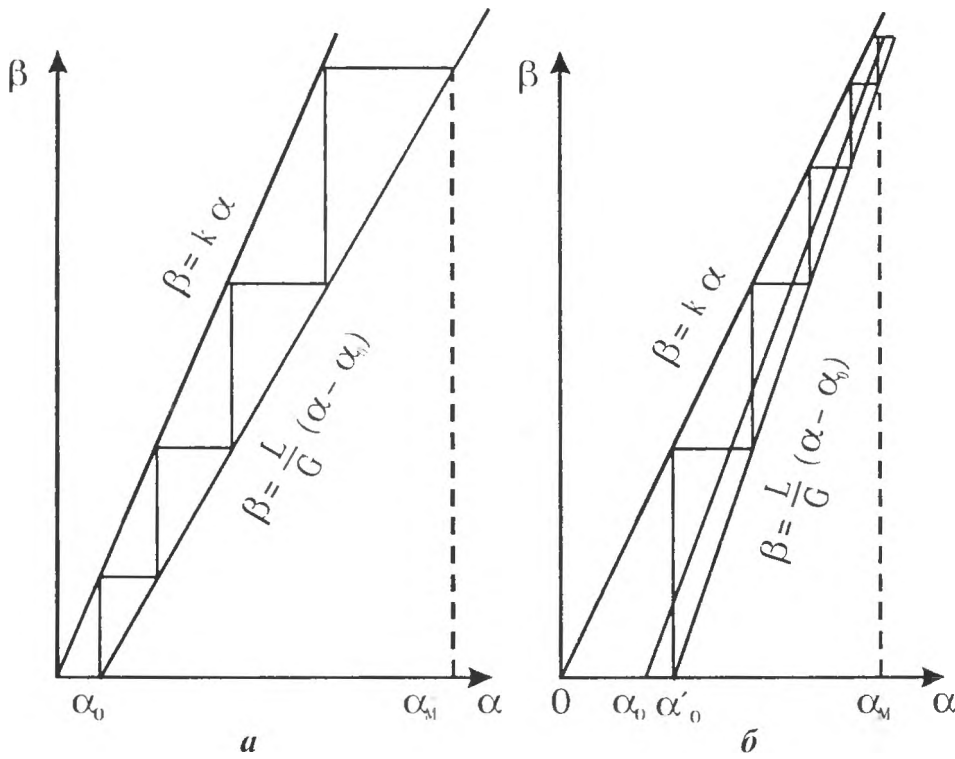


Рис. 10.29 Залежність положення робочої лінії від питомої витрати пари і концентрації спирту в епюраційній колоні



На рис. 10.30 наведений приклад графічного розрахунку необхідного числа теоретичних тарілок для вилучення домішок в межах від  $\alpha_M$  до  $\alpha_g$ .



Якщо  $K \geq L/G$ , то при необхідному числі тарілок можливе абсолютне вилучення домішки із спирто-водяного розчину (абсолютна епюрація), при цьому значення  $\alpha_g$  може наближатися до нуля на будь-яке мале значення (рис. 10.31, а).

При  $K < L/G$  навіть з нескінченно великим числом тарілок неможливо одержати вміст домішки в епюраті менше ніж  $\alpha_s$  (рис. 10.31, б).

Рис. 10.30 Приклад графічного розрахунку числа тарілок у відгінній частині епюраційної колони

Для аналітичного розрахунку кратності вилучення домішки використані рівняння:

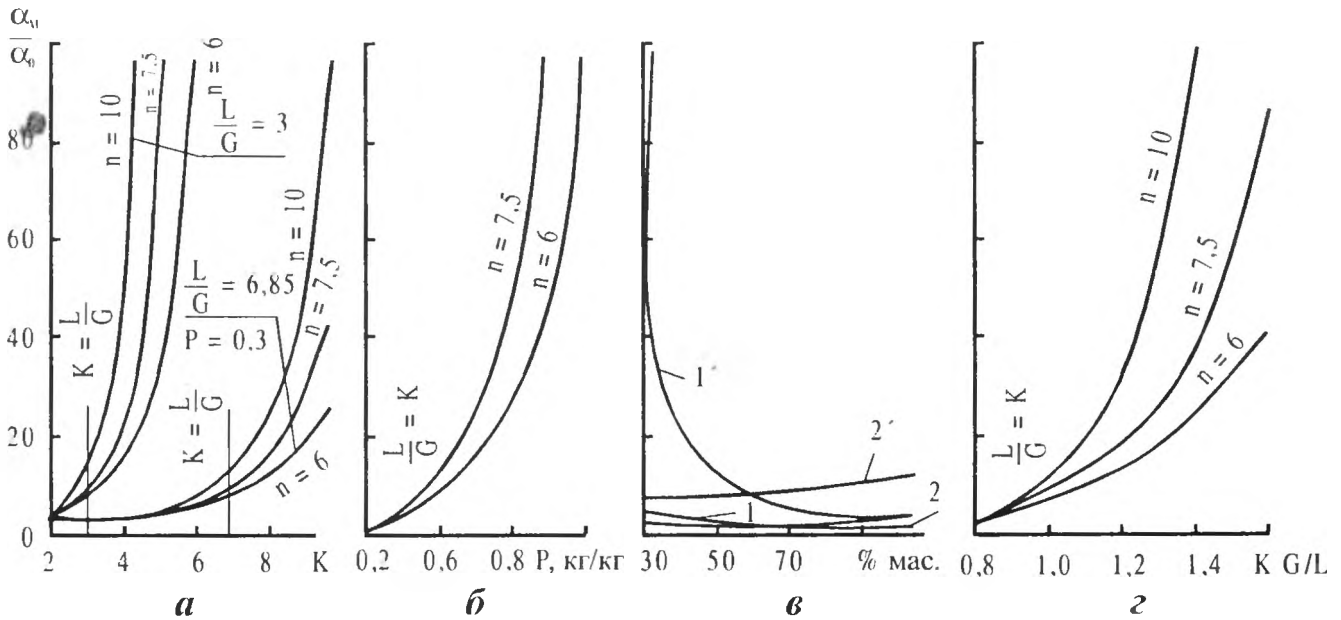


Рис. 10.31 Кратність вилучення домішок у залежності від основних визначальних факторів: 1 – кротоновий альдегід; 2 – метанол; 1 і 2'- при  $P = 0,4$  кг/кг; Г і 2'- при  $P = 1,0$  кг/кг

при

$$K \neq \frac{L}{G}$$

$$\alpha_M / \alpha_O = \frac{\left(\frac{KG}{L}\right)^{n+1} - 1}{\frac{KG}{L} - 1} \quad (28)$$

при

$$K = \frac{L}{G}$$

$$\alpha_M / \alpha_O = n + 1, \quad (29)$$

де  $n$  – число теоретичних тарілок у відгінній частині епюраційної колони;

$L$  і  $G$  – рідинний і паровий потоки у відгінній частині колони, моль. Паровий потік визначається питомою витратою пари (моль)  $G = P/18$ , де  $P$  – питома витрата нормальної пари, кг на 1 кг безводного спирту, введеного в колону. Рідинний потік для повної колони складається з потоку живильної рідини (вихідного продукту)  $M$  і потоку флегми (моль). При  $R \rightarrow \infty$ ,

$$L = M + G. \quad (30)$$

Кількість вихідного продукту залежить від концентрації спирту в ньому, отже, об'єм рідинного потоку буде визначатися концентрацією спирту у вихідному продукті  $X_m$  і питомими витратами пари  $P$ , а кратність вилучення домішки – коефіцієнтом випаровування її, питомими витратами пари, концентрацією спирту в вихідному продукті та числом теоретичних тарілок у відгінній частині колони.

На рис. 10.31, а показана залежність між кратністю вилучення і коефіцієнтом випаровування домішок (кротонового альдегіду й метанолу) при числі теоретичних тарілок 10. Домішки добре вилучаються, коли  $K > L/G$  (можлива абсолютна епюрація). Чим більша різниця між значеннями  $K$  і  $L/G$ , тим вища кратність вилучення домішки. Із залежності між  $\alpha_M / \alpha_O$  і  $P$  (рис. 10.31, б) виходить, що кратність вилучення різко зростає при питомих витратах пари, яка забезпечує  $K > L/G$ . Вплив концентрації спирту на кратність вилучення різних домішок неоднаковий (рис. 31, в) і значніший при більших питомих витратах пари. На рис. 10.31, г показана залежність кратності вилучення від безрозмірного комплексу  $KG/L$ , який об'єднує всі три зазначені фактори. Добре вилучення домішки досягається при величині  $KG/L > 1$ , коли має істотний вплив і число тарілок у відгінній частині колони. Зі збільшенням числа тарілок істотно підвищується кратність вилучення домішок.

Головні домішки представлені переважно оцтовим альдегідом, мурашиноетиловим, оцтовометиловим і оцтовоетиловим ефірами. Оцтовоетиловий ефір вилучається значно гірше оцтового альдегіду, а кротоновий альдегід – гірше оцтовоетилового ефіру. Проте вихідний продукт може містити в собі й інші головні домішки. Як випливає з рис. 10.4, будуть важко виділятися масляний альдегід, триетиламін і дуже важко – диацетил та кротоновий альдегід. При 50...60 %-ій концен-

нтрації спирту (мол. %) на тарілках відгінної частини епюраційної колони коефіцієнти ректифікації цих домішок близькі до 1 і при недостатньому числі тарілок ці домішки значною мірою будуть проходити в епюрат.

Вилучення домішок залежить від кількості їх у вихідному продукті. Особливо велика різниця за вмістом альдегідів: у мелясному спирті-сирці їх приблизно у три рази більше, ніж у зерновому, і у 25...30 разів більше, ніж у картопляному. У зв'язку з тим, що кількість головних домішок в епюраті має залишатися незмінною, відповідно до збільшення вмісту домішок у вихідному продукті має зрости і кратність вилучення їх. Вона може бути змінена передусім шляхом відповідної зміни концентрації вихідного продукту (див. рис. 10.31, в), а потім – збільшенням питомої витрати пари.

Робота відгінної частини епюраційної колони розглянута без врахування впливу її концентраційної частини. На рис. 10.32 наведені криві розподілу концентрацій головних і деяких проміжних домішок у концентраційній частині колони при повному її насиченні. Розрахунок проведено від тарілки до тарілки при  $R \rightarrow \infty$ , за формулою  $a_{i+1} = K\alpha_{i+1}$ . Видно, що по висоті колони головні домішки 3...6 швидко концентруються, в той час як проміжні домішки 1 і 2 мають в концентраційній частині колони максимуми накопичування.

Концентраційна частина колони може істотно впливати на роботу відгінної частини колони, коли вона буде перенасичена головними домішками. З рис. 10.32 видно, що з головних домішок оцтовоетиловий ефір має найменший ступінь концентрування, отже, ним насамперед буде насичена колона і він визначить відбір головної фракції. При наявності інших головних домішок з меншою кратністю концентрування вони будуть визначати об'єм відбору головної фракції.

Проміжні домішки типу 1 і 2 (див. рис. 10.4) відносяться до верхніх, тому що зона концентрування їх збігається із зоною концентрованого спирту. Верхні проміжні домішки бажано повністю виділити в епюраційній колоні; зробити це в спиртовій колоні майже неможливо через збіг зони їх концентрування із зоною відбору ректифікованого пастеризованого спирту.

Розглянемо поведінку вказаних домішок на прикладі ізомасляноетилового ефіру, який швидко концентрується на нижніх тарілках колони. Потім концентрація його.

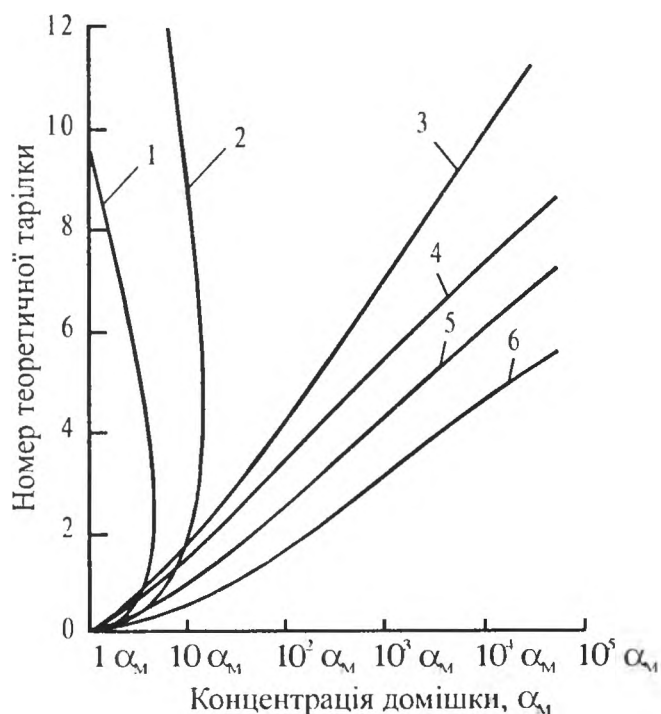


Рис. 10.32 Графік розподілу домішок по висоті концентраційної частини колони при повному насиченні: 1 – ізовалеріаноетиловий ефір; 2 – ізомасляноетиловий ефір; 3 – оцтовоетиловий ефір; 4 – оцтовометиловий ефір; 5 – мурашиноетиловий ефір; 6 – оцтовий альдегід

досягнувши максимуму на 5-й тарілці, зменшується при переході на тарілки, що розташовані вище. Так, якщо на 5-й тарілці (див. рис. 10.32) кратність концентрування у порівнянні з такою на живильній тарілці досягла 15, то на 11... 12-й тарілках вона знизилась до 10. Для повного відведення ефіру з 5-ї тарілки варто було б відбирати не менше 7% головної фракції, при відборі ж з 11...12-ї тарілок – не менше 10%. Практично об'єм відбору головної фракції значно менший; отже, концентраційна частина колони буде перенасичена ізомаляноетиловим ефіром, і деяка кількість його буде надходити в епюрат.

За наявності у вихідному продукті верхніх проміжних домішок збільшення числа тарілок в концентраційній частині колони над оптимальне є небажаним, бо приведе до підвищення вмісту верхніх проміжних домішок в епюраті. Ці домішки зумовлюють специфічний смак і запах м'яляного спирту, їх виділення при ректифікації м'яляного спирту має бути першочерговим завданням.

Слід відзначити, що розглянуті домішки є не єдиними такого типу. При переробці різних видів сировини неоднакової якості та при різних технологічних режимах можливе утворення домішок, характер зміни коефіцієнтів випаровування яких ще невідомий.

З метою покращання якості епюрації в деяких брагоректифікаційних установках передбачують подачу води на верхню тарілку епюраційної колони; такий прийом одержав назву **гідроселекція**. Розглянемо вплив гідроселекції на характер розподілу домішок у процесі епюрації.

На рис. 10.33 показано різне розташування робочих ліній, а у нижній частині рисунку зображений розподіл кон-

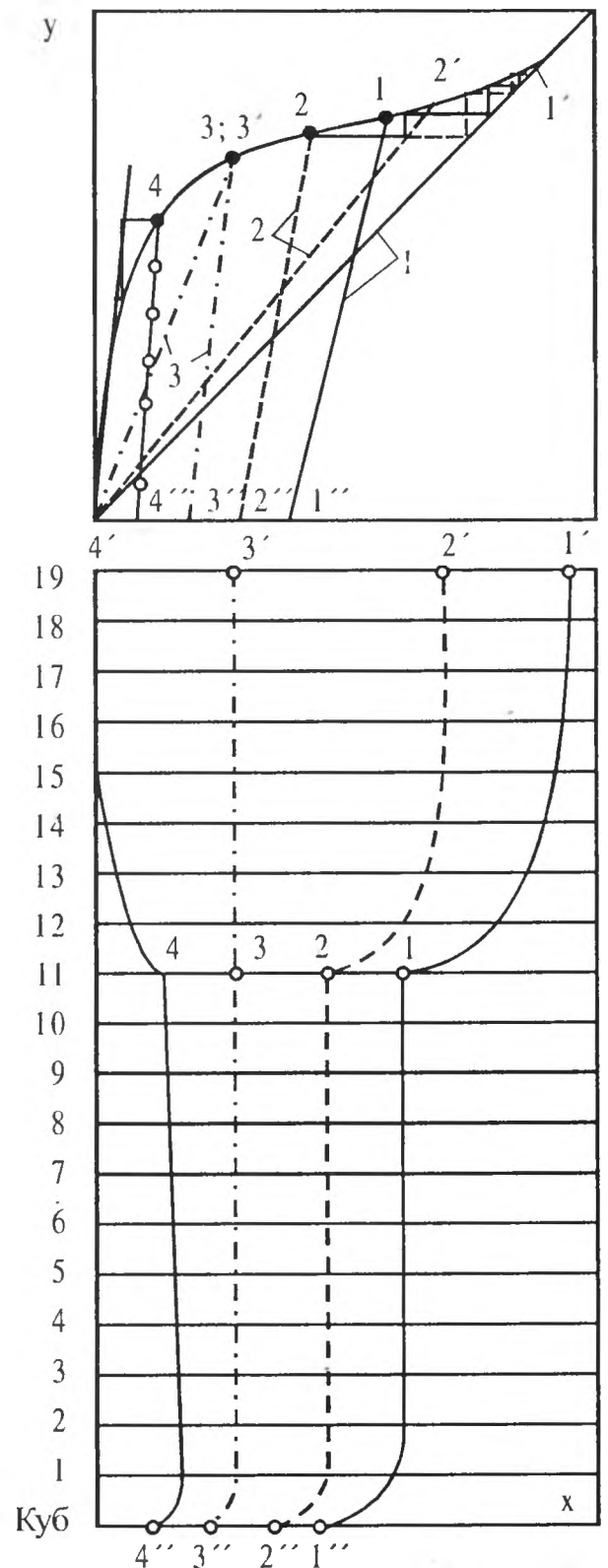


Рис. 10.33 Характер розподілу концентрації спирту по висоті епюраційної колони: Y – концентрація спирту в паровій фазі; X – концентрація спирту в рідкій фазі; 1,2,3,4 – розташування робочих ліній і відповідно концентрації спирту на живильній тарілці; Г, 2', 3', 4'- те ж на верхній тарілці концентраційної частини; 1'', 2'', 3'', 4'' – те ж у кубі колони

центрації спирту по тарілках колони відповідно до різних розташувань робочої лінії. Найбільша концентрація спирту у верхній частині колони спостерігається за відсутності подачі води (робоча лінія 1). При подачі води на верхню тарілку колони концентрація спирту на верхніх тарілках зменшиться (лінія 2). Якщо подавати воду в такій кількості, при якій концентрація спирту на верхній тарілці буде рівною концентрації його на тарілці живлення, то в цьому випадку концентрація спирту на тарілках концентраційної частини колони буде однаковою (лінія 3) по всій висоті. При дальшому збільшенні подачі води концентрація спирту на тарілках верхньої частини колони стає меншою концентрації його на тарілці живлення через абсорбцію парів спирту стікаючою флегмою. При нескінченно великій кількості води вилучення спирту водою з пари, що піднімається, буде абсолютним (лінія 4). Таким чином, змінюючи кількість води, можна регулювати концентрацію спирту на тарілках концентраційної частини колони, а це дає можливість підбирати оптимальні умови для виведення домішок спирту, виділених у нижній частині епюраційної колони через її верхню частину. Ректифікація з введенням третього компонента називається екстрактивною ректифікацією.

Граничною витратою води в епюраційну колону треба вважати ту, при якій робоча лінія перетинає криву рівноваги у точці максимальної концентрації спирту на живильній тарілці (точка 3'). Подальше збільшення витрат води, очевидно, буде недоцільним, тому що зон концентрування проміжних домішок по висоті колони вже не буде. До того ж, при цьому відбувається значне розбавлення епюрата водою, потрібна велика витрата пари на епюрацію і знижується продуктивність спиртової колони.

У верхній частині рис. 10.34 показано зміну концентрації спирту в епюраті, рідині на тарілці живлення і на верхній тарілці епюраційної колони в залежності від кількості води, що подається. Із збільшенням подачі води швидко знижується концентрація спирту на верхній тарілці. Розрахунки показують, що гранична кількість води, яку можна подати в колону, складає біля 0,9 кг на 1 кг спирту, що вводиться в колону. При цьому концентрація його у верхній частині колони буде сталою і дорівнюватиме концентрації на тарілці живлення.

У нижній частині рисунка показана зміна кратності вилучення і концентрування деяких домішок. При введенні води ступінь вилучення оцтовостилового і оцтовоізоамілового ефірів збільшується, а оцтового альдегіду зменшується. У випадку, коли вимагається збільшити вилучення або концентрування ефірів, треба нарівні з подачею води збільшувати й подачу пари, щоб компенсувати зменшення вилучення оцтового альдегіду. При витраті води 0,5 кг на 1 кг спирту витрати пари підвищують з 0,6 до 0,75 кг; при витраті води більше 0,6 кг оцтовоізоаміловий ефір концентрується і виводиться разом з головними домішками. Ізомасляноетиловий та ізовалеріаноетиловий ефіри, що мають великі значення коефіцієнтів випаровування перейдуть у групу головних домішок навіть при меншій кількості води, яка подається в колону.

Наведений аналіз показує доцільність подачі води на верхню тарілку епюраційної колони для виділення домішок (особливо верхніх проміжних). Запорукою забезпечення високих показників процесу епюрації вважається мінімальна витрата

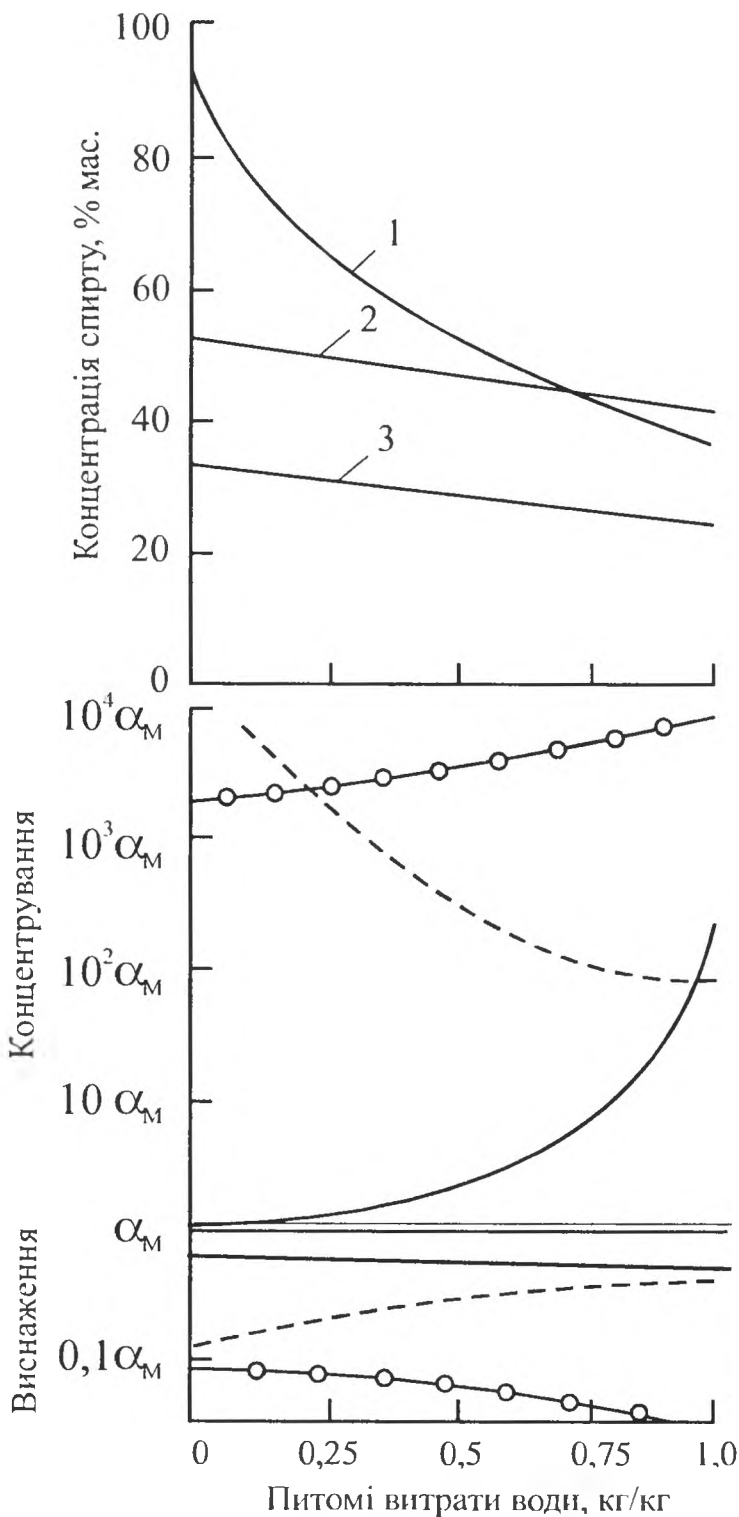


Рис. 10.34 Графіки зміни концентрації спирту і домішок при гідроселекції:

- 1 – верхня тарілка; 2 – живильна тарілка;
- 3 – епюрат; — оцтово-ізоаміловий ефір;
- оцтовий альдегід;
- o-o-o- оцтовоетіловий ефір

пари, що складає 1 кг на 1 кг введеного в колону спирту при виробленні спирту 1 сорту і до 1,9 кг/кг – при виробництві спиртів “Екстра” і “Люкс”.

При введенні води на верхню тарілку знижується концентрація спирту у головній фракції. У деяких випадках це небажано, тому можливе введення води на гідроселекцію і нижче верхньої тарілки, наприклад, на 32-у, рахуючи знизу, при наявності в колоні 40 тарілок. У цьому випадку від тарілки живлення (наприклад, 20-ї) до 32-ї тарілки встановиться зона порівняно низьких концентрацій спирту, а вище – високих, що дозволяє створити умови для концентрування у цій зоні проміжних домішок, звідки може бути організовано їх відведення. У колишньому ВНДІПрБ була створена брагоректифікаційна установка із направленим виділенням проміжних домішок (сивушного масла) в епюраційній колоні, що сприяло підвищенню якості ректифікованого спирту та збільшенню продуктивності спиртової колони.

Роботу епюраційної колони регулюють зміною подачі пари в колону і води до поверхні конденсації. Подачу пари регулюють так, щоб забезпечити задану якість епюрату. Якщо неможливо визначити витрати пари на епюраційну колону безпосереднім вимірюванням, то при обігріванні колони закритою парою її витрату можна встановити за кількістю конденсату, а при обігріванні відкритою парою – виходячи з матеріального балансу (за порівнянням концентрації спирту в бражному дистилляті й епюраті).

Практично концентрація спирту в епюраті має бути на 5...10 % нижчою концентрації його в дистилляті (при обігріванні колони сухою насиченою парою).

Непрямим показником витрат пари може бути перепад тиску по висоті колони, який залежить від числа тарілок у ній та їх стану, навантаження на колону та витрат пари, і практично дорівнює 10...25 кПа.

Тиск у верхній частині колони визначається конструкцією, розміром і станом поверхні теплопередачі дефлегматора й конденсатора, а також температурним режимом в останньому – він має бути гарячим тільки у найвищій частині. Подачу води до конденсатора регулюють так, щоб струмінь рідини в його ліхтарі був практично рівний заданому відбору головної фракції та складав 1,5...2,5 % від кількості виробленого спирту при переробці зерно-картопляної сировини й 3...5 % – при переробці меляси. При нормальному стані поверхні теплопередачі та достатньої її площі тиск у верхній частині епюраційної колони має бути в межах 0,3...3 кПа.

Об'єм відбору головної фракції встановлюють практичним шляхом у залежності від аналітичних та органолептичних показників ректифікованого спирту і складу вказаної фракції. Головна фракція має бути прозорою, безбарвною, трохи жовтуватою або зеленкуватою, з видимою концентрацією  $\geq 92$  об. %. Допускається такий склад її (г/дм<sup>3</sup>): кислот  $\leq 1$ , ефірів  $\leq 30$ , альдегідів при переробці крохмалистої сировини  $\leq 10$ , при переробці меляси  $\leq 35$ ; вміст метанолу (об. %): при переробці меляси  $\leq 0,05$ , зерна  $\leq 1,5$ , картоплі  $\leq 2,5$ , змішаної сировини  $\leq 6$ . У головній фракції біля 90 % етилового спирту, 2...6 % летких домішок і 5...6 % води. Склад і кількість домішок значною мірою залежать від якості сировини, умов її переробки й об'єму головної фракції, що відбирається.

Непрямим показником концентрації спирту в епюраті може бути температура в кубовій частині епюраційної колони:  $t_c = t_{\text{кип}} + 2,5 N$ , де  $t_{\text{кип}}$  – температура в кубі епюраційної колони за умови обігрівання її закритою парою або сухою насиченою парою через барботер, °С;  $N$  – надлишковий тиск в кубі колони, м вод. ст. За температурою кипіння ( $t_{\text{кип}}$ ) епюрату визначають його концентрацію.

**Спиртова колона.** Головні показники роботи спиртової колони – задана концентрація і чистота ректифікованого спирту, відсутність втрат спирту з лютерною водою і з незконденсованими газами при мінімальних витратах пари й води. При подачі постійної кількості епюрату зі сталою концентрацією спирту регулюють подачу пари в колону і води в дефлегматор, відбір пастеризованого і непастеризованого спирту та сивушної фракції. Від роботи спиртової колони залежить якість спирту за вмістом сивушного масла.

Спиртова колона має бути оснащена пробним холодильником, термометрами в кубі колони, в зоні відбору сивушної фракції (8-ма тарілка, рахуючи знизу), на тарілці вводу живлення (звичайно 16-та тарілка, рахуючи знизу), термометром для визначення температури води, що виходить з дефлегматора спиртової колони, верхнім і нижнім вакуум-переривачами.

При роботі спиртової колони в першу чергу треба забезпечити й безперервно підтримувати нормальне її завантаження спиртом. Це досягається збалансованою подачею в колону спирту з епюратом і відбором ректифікованого спирту. Нормальне завантаження колони визначається за температурою на тарілці живлення. Стабілізація завантаження колони звичайно досягається зміною об'єму ректифікованого

спирту, що відбирається з колони за умови стабільної подачі бражки в установку. З підвищенням температури відбір спирту зменшують, зі зниженням – збільшують. Якщо стабілізувати завантаження колони таким чином не вдається через зниження концентрації ректифікованого спирту нижче заданого або через втрати спирту з лютерною водою, то завантаження регулюють зміною подачі пари у спиртову колону. Температура на живильній тарілці ( $t_{ж}$ ) залежить від концентрації спирту в живленні (спюраті) і тиску в колоні ( $H_c$ ), орієнтовно вона може бути визначена за формулою  $t_{ж} = t_E + 2,5 (H_c - H_E)$ , де  $H_c$  і  $H_E$  – тиск відповідно на живильній тарілці спиртової колони і в кубі епюраційної, м вод. ст. (тиск на живильній тарілці звичайно на 0,6 м вод. ст. менший тиску в кубі спиртової колони). За таких умов концентрація спирту на тарілці жи-

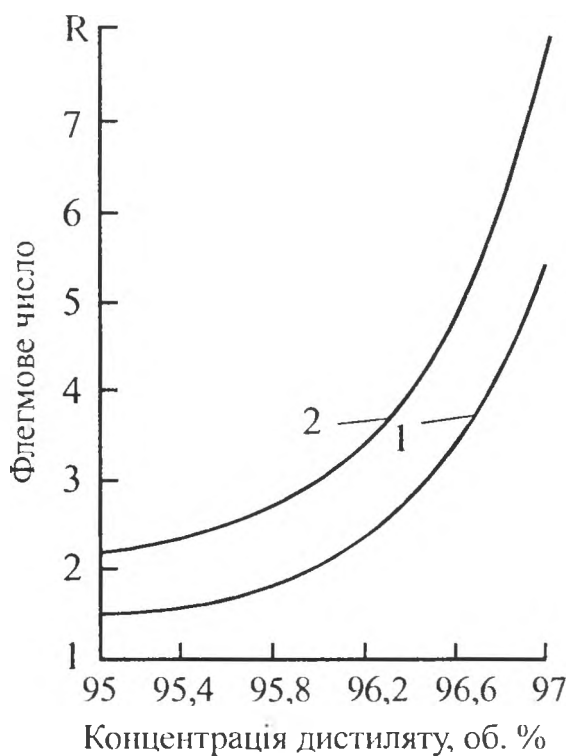


Рис. 10.36 Графік мінімального (1) і оптимального (2) флегмових чисел у залежності від концентрації дистилляту

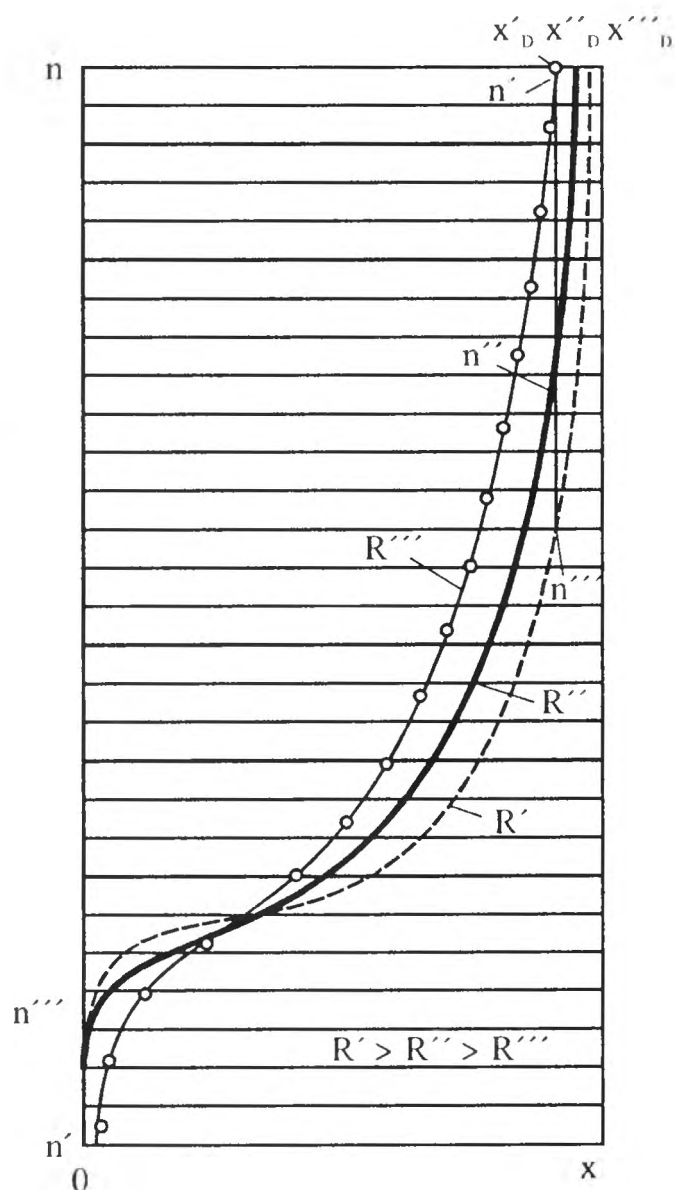


Рис. 10.35 Характер розподілу концентрації спирту по тарілках спиртової колони в залежності від флегмового числа:  $R' > R'' > R'''$  – флегмові числа;  $n' < n'' < n'''$  – числа тарілок;  $X'_D < X''_D < X'''_D$  – концентрації дистилляту

влення буде дорівнювати концентрації спирту в епюраті, що відповідає оптимальному режиму роботи колони. Одним з основних факторів, що визначає концентрацію пастеризованого спирту, є флегмове число (рис. 10.35), яке регулюють зміною подачі пари в колону при відповідній зміні подачі води в дефлегматор. На рис. 10.35 представлено характер розподілу спирту по висоті колони в залежності від флегмового числа. На рис.



10.36 наведена залежність мінімального й оптимального флегмових чисел від концентрації дистилляту. Оптимальне флегмове число визначено на підставі техніко-економічних розрахунків:  $R_{OPT} = (1,4 \dots 1,5)R_{MIN}$ . При одержанні спирту концентрацією 96,2 об. %  $R_{OPT} \sim 3,5$  при 50...55 тарілках у концентраційній частині колони. Якщо концентрація спирту нижча заданої, то збільшують подачу пари (і відповідно води), якщо вища – зменшують подачу пари за умови відсутності наднормативних втрат спирту з лютерною водою. Непрямий показник витрати пари – перепад тиску по висоті колони. Він може складати 25-30 кПа і залежить від завантаження колони, флегмового числа, кількості та стану тарілок. Якщо при високій концентрації ректифікованого спирту і відсутності втрат його з лютерною водою продуктивність спиртової колони недостатня, збільшують подачу спюрату або бражки.

Вміст спирту в лютерній воді контролюють за допомогою пробного холодильника. Непрямий показник, що характеризує відсутність втрат спирту з лютерною водою, – температура в кубі колони (краще на 3-й тарілці знизу). Вона має відповідати тиску і коливається в межах 104... 106° С.

У спиртовій колоні спирт звільнюється від проміжних домішок. Вони відводяться з колони у вигляді сивушної фракції (нижні) з 5...11 тарілок, рахуючи знизу, і у вигляді сивушного спирту з 18...23 тарілок (верхні проміжні домішки).

Щоб уточнити режим відбору непастеризованого спирту і сивушної фракції, розглянемо характер розподілу домішок по висоті спиртової колони. На рис. 10.37 показаний приблизний графік розподілу концентрацій етилового спирту 1, головних 2, верхніх 3 і нижніх 4 проміжних домішок по висоті спиртової колони (включаючи дефлегматор і конденсатор).

Для аналізу роботи спиртової колони треба знати співвідношення рідинного (L) й парового (G) потоків у ній. Через те, що значення робочого флегмового числа коливаються в межах 3...4, то для концентраційної частини колони  $L/G = R(R + 1) = 0,75 \dots 0,8$ . Для відгінної частини колони  $L / G = 1,75 \dots 2$  і залежить від концентрації спирту в спюраті.

На рис. 10.38 наведений приклад графічного розрахунку розподілу концентрацій проміжних домішок по тарілках спиртової колони: у верхній частині рисунка – концентраційної, а у середній – відгінної. У зв'язку з тим, що концентрація спирту різко змінюється, розрахунок ведуть від тарілки до тарілки. У нижній частині рисунка поданий графік розподілу проміжних домішок у координатах: номер теоретичної тарілки – концентрація проміжної домішки  $\alpha$ .

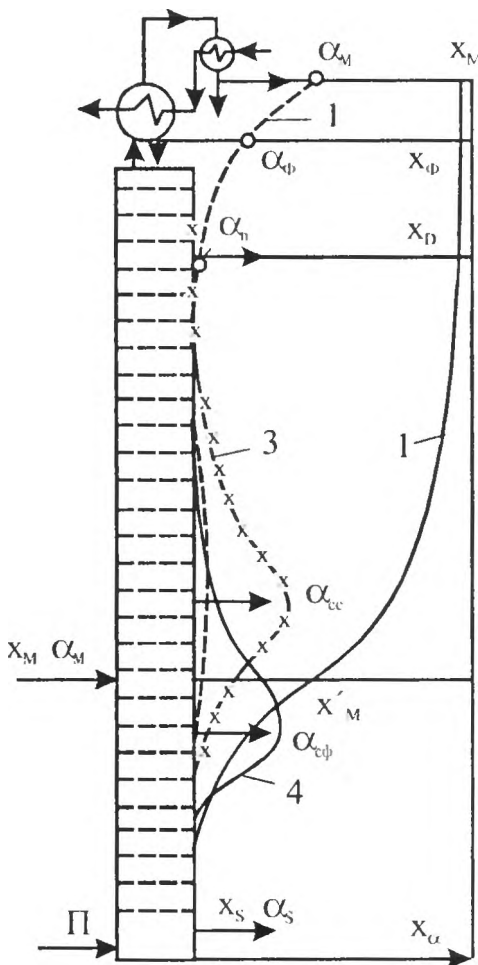


Рис. 10.37 Приблизний графік розподілу концентрації спирту і його домішок по висоті спиртової колони

Аналізуючи верхній графік, слід відзначити, що робоча лінія концентраційної частини спиртової колони при розрахунку просування домішок пересікає діагональ діаграми  $\alpha$ - $\beta$  у точці  $\alpha_D = \beta_D$  (точка А); проміжна домішка накопичується на тарілках концентраційної частини колони до того часу, поки коефіцієнт випаровування  $K > L/G$ ; якщо  $K < L/G$ , то концентрація домішки знижується при переході на вищерозташовані тарілки; при  $K = L/G$  досягається точка максимального накопичування домішки.

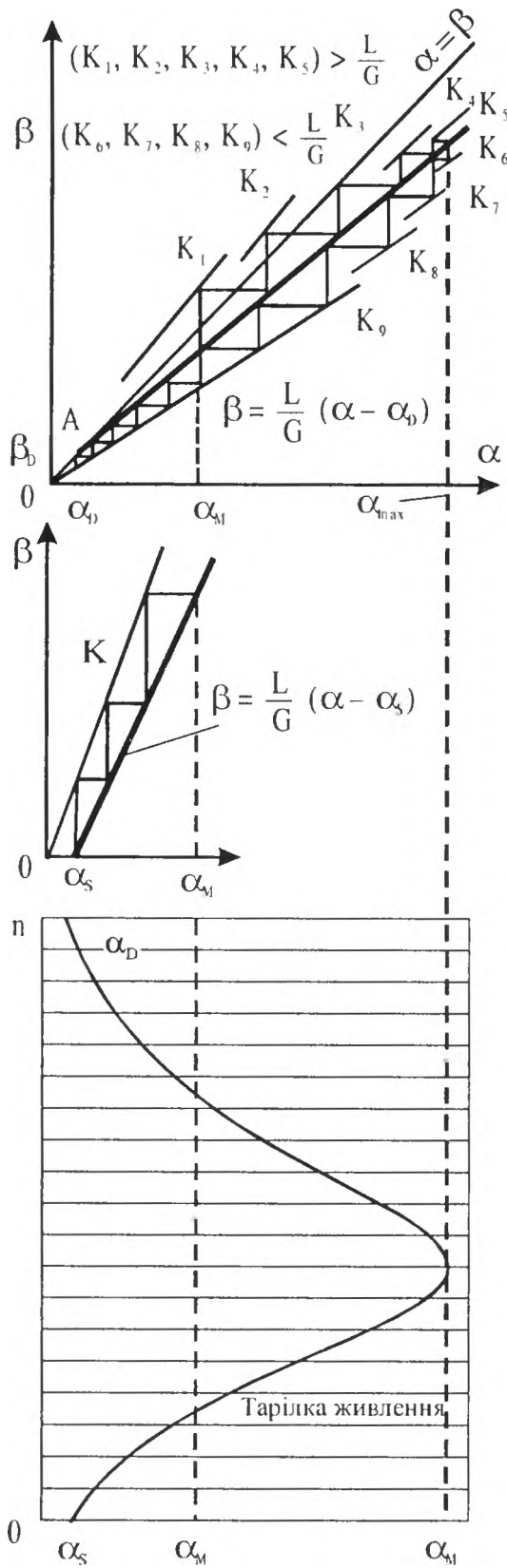


Рис. 10.38 Приклад графічного розрахунку розподілу концентрацій проміжних домішок по тарілках спиртової колони

На рис. 10.39 подані коефіцієнти випаровування деяких проміжних домішок ( $K$ ) при концентрації спирту від 60 % об. до азеотропної точки (97,2 % об.). Аналіз залежності коефіцієнтів випаровування від концентрації спирту й флегмового числа показує, що ізовалеріаноізоаміловий і оцтовоїзоаміловий ефіри мають максимум накопичування в концентраційній частині спиртової колони, причому для

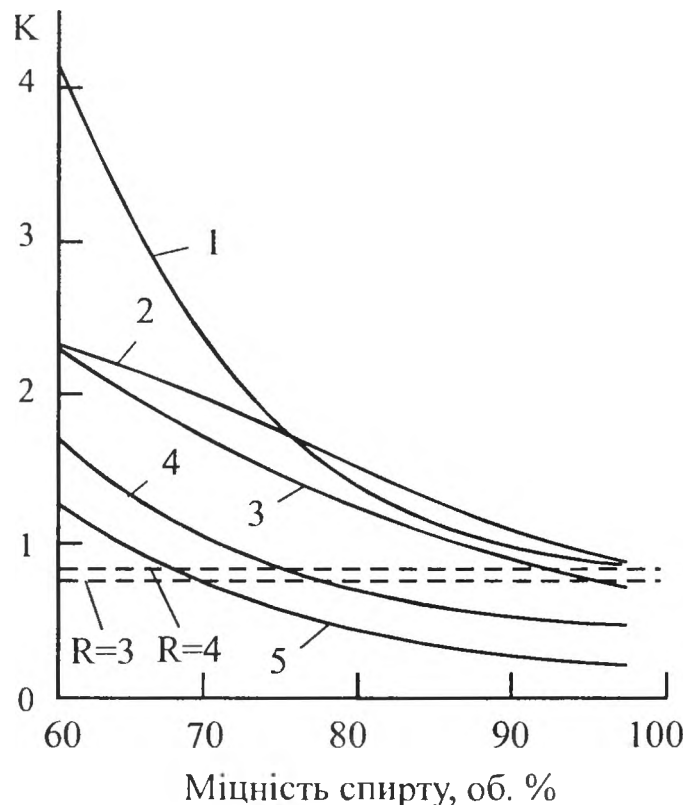


Рис. 10.39 Коефіцієнти випаровування верхніх проміжних домішок у залежності від концентрації спирту: 1 – ізомасляноетилловий ефір; 2 – ізопропанол; 3 – ізовалеріаноетилловий ефір; 4 – оцтовоїзоаміловий ефір; 5 – ізовалеріаноізоаміловий ефір

першого він припадає на концентрацію спирту 70 об. % , а для другого – 80 об. %. Як показують розрахунки, щоб виключити проникання цих домішок у зону відбору (пастеризованого) спирту, треба вище їх зони максимального накопичування мати 12...13 теоретичних (24...26 реальних) тарілок, а із зони їх максимального накопичування відводити фракцію, яка збагачена цими ефірами.

Ізомасляноетиловий ефір та ізопропанол будуть вести себе як головні домішки, а для ізовалеріаноетилового ефіру максимум накопичування буде тільки при  $R > 3$ . Із збільшенням  $R$  зона концентрування проміжних домішок зсувається в область меншої концентрації спирту. Ізомасляноетиловий та ізовалеріаноетиловий ефіри практично неможливо відділити в спиртовій колоні.

У тому випадку, коли у вихідному продукті (бражці) є багато складних проміжних ефірів, їх не вдається виділити в епюраційній колоні, тому що при  $R \rightarrow \infty$  вони накопичуються у ній і переходять в епюрат. Для виведення таких домішок з головною фракцією в епюраційній колоні необхідно застосовувати гідроселекцію.

Аналіз даних за фазової рівноваги потрібних систем етиловий спирт – вода – компоненти сивушного масла (пропанол, ізобутанол, ізоамілол) показує, що розташування зони максимального концентрування компонентів сивушного масла не постійне і залежить від значення їх максимуму. Так, ізоамілового спирту при концентрації його до 2 % накопичується в зоні концентрування етанолу (загальний вміст летких компонентів) біля 42 мас. %; при підвищенні концентрації до 10 % максимум накопичування зсувається в зону концентрування спирту  $\sim 15$  мас. % .

Максимум накопичування домішок переміщується по колоні також у залежності від завантаження її спиртом – “насичення” (при розвантаженні колони зона максимуму накопичування піднімається, при перевантаженні – спускається); зі зниженням концентрації спирту в епюраті зона максимального накопичування проміжних домішок зсувається вгору по колоні, максимум стає менш виявленим, домішки поширюються на більше число тарілок (це відбувається також при зменшенні ККД тарілок і при зменшенні флегмового числа). При поширенні зони розподілу проміжних спиртів можливе їх попадання в лютерну воду (особливо ізоамілового) і ректифікований спирт (особливо пропілового).

При розрахунку кількості відбору проміжних домішок треба виходити з матеріального балансу. Звичайно у складі фракції, що збагачена проміжними домішками, до екстрактора сивушного масла виходять з спиртової колони біля 2 % усіх ЛЛК , введених до колони. При наявності сивушної колони відбір збільшують до 3...10 % . Правильне та своєчасне виведення сивушного спирту й сивушного масла із спиртової колони гарантує чистоту спирту по вмісту проміжних домішок.

Сивушний спирт – безбарвна або трохи жовтувата рідина без сторонніх включень з явно вираженим фруктовим запахом, зумовленим присутністю в ньому оцтовоізоамілового ефіру.

Сивушний спирт відбирають у кількості 0,8...2,5 % від спирту, введеного в колону, при температурі на 18-й тарілці (рахуючи знизу) біля 80° С. У його складі звичайно містилося 5...20 % пропанолу й ізобутанолу, 0,3...0,8 % об. ефірів та невелика кількість азотистих речовин, альдегідів і кислот. До останнього часу сивуш-

ний спирт як побічний продукт з установки на більшості заводів не виводився і тільки у зв'язку з підвищенням вимог до якості спирту його стали відбирати.

За наявності в установці сивушної колони сивушний спирт разом з сивушною фракцією подається на її живлення. При відсутності сивушної колони сивушний спирт із спиртової колони спрямовують у верхню частину епюраційної колони або скидають у бражку, що не є раціональним через те, що поступово вміст верхніх проміжних домішок збільшується на тарілках спочатку епюраційної, а потім спиртової колони, і вони забруднюють ректифікований спирт.

Для виведення нижніх проміжних домішок із спиртової колони видаляють сивушну фракцію, яка містить менше етилового спирту і більше спиртів сивушного масла у порівнянні з сивушним спиртом. Сивушне масло з сивушної фракції виділяється водною екстракцією в спеціальних апаратах – екстракторах. Сивушну фракцію відбирають з 5, 7, 9 і 11-ї тарілок (рахуючи знизу) з парової фази у кількості 3...5 % від кількості спирту, введеного до колони. Сивушну фракцію беруть з видимою концентрацією спирту 25...45 об. % і вмістом 15...30 % сивушного масла. У зоні відбору сивушної фракції (на 8-й тарілці) встановлюють термометр, за яким дослідним шляхом визначають температуру, що відповідає оптимальним умовам відбору сивушної фракції. Орієнтовно вона має бути 95...100° С (вище при більшому тиску в колоні).

З епюратом у спиртову колону надходить деяка кількість головних і кінцевих домішок. Частково головні домішки можуть утворюватися і в самій колоні.

Розглянемо виділення головних і кінцевих домішок в умовах спиртової колони. Через вміст головних домішок не можна відбирати ректифікований спирт з дефлегматора або конденсатора колони, де досягається максимальна його концентрація. Для відділення головних і кінцевих домішок, які в локальних умовах ведуть себе як головні, застосовують так звану пастеризацію, – відбір спирту з рідкої фази з 3...12-ї тарілок, рахуючи зверху, або монтують колону остаточної очистки.

При пастеризації головні домішки концентруються в першу чергу в конденсаторі, потім у дефлегматорі. Це може привести до підвищення концентрації домішок на першій, другій, а потім і наступних тарілках (рахуючи зверху). Але через те, що домішки безперервно відводяться із зони їх максимальної концентрації (з конденсатора) разом з непастеризованим спиртом, то концентрування їх спостерігається тільки на найвищих тарілках.

Якщо на тарілках пара, яка піднімається, знаходиться у рівновазі із стікаючою флегмою і вміст домішки в парах дорівнює  $\beta$ , то вміст їх у рідині (в перерахунку на безводний спирт)  $\alpha = \beta / K'$ , де  $K'$  – коефіцієнт ректифікації домішки.

Отже, вміст головних домішок у рідині в  $K'$  разів менше вмісту їх у парі.

Через те, що потік пари в колоні в  $R + 1$  разів більший від потоку спирту в епюраті, вміст головних домішок у рідині в зоні відбору пастеризованого спирту буде приблизно у  $[K' (R + 1)]$  разів менший, ніж в епюраті.

Важливу роль відіграє вибір місця відбору пастеризованого спирту і кількість непастеризованого спирту, що відбирається. При відборі великого об'єму непастеризованого спирту знижується продуктивність ректифікаційної колони, а при зме-

ншенні – підвищується вміст головних домішок у непастеризованому спирті, що викликає необхідність зсувати місце відбору пастеризованого спирту вниз по колоні. Місце відбору пастеризованого спирту визначається дослідним шляхом. Якщо очистка спирту пастеризацією недостатня, то треба встановити колону остаточної очистки, яка працює у режимі повторної епюрації.

**Колона остаточної очистки.** Для цієї колони головний критерій – достатньо повне виділення головних і кінцевих домішок при мінімальних витратах пари й води. Оптимальний режим роботи колони остаточної очистки може бути визначений тільки в результаті досліджень аналітичних та органолептичних показників ректифікованого спирту. Однак практично вважається, що у випадку подачі 3 кг пари на 1 дал спирту й відборі 0,5... 1,5 % головної фракції з верхньої частини колони (з конденсатора) забезпечується порівняно повне звільнення спирту від головних і кінцевих домішок при виробленні його з меляси та в випадку подачі до 6 кг пари – при виробництві його із зерно-картопляної сировини (по метанолу).

Параметри, що регулюються при роботі колони остаточної очистки такі: подача пари в колону й води в дефлегматор; відбір головної фракції. Подачу пари регулюють за перепадом тиску по висоті колони (6-12 кПа). подача води має бути такою, щоб погон з ліхтаря конденсатора відповідав об'єму відбору головної фракції. Внаслідок малого відбору головної фракції концентраційна частина колони остаточної очистки працює з високим флегмовим числом (у режимі епюрації), тому у розрахунках приймають  $R \rightarrow \infty$ .

Концентрація спирту в головній фракції може досягати 97...97,2 % об. На вході в колону й на виході з неї концентрація спирту практично залишається однаковою. За таких умов коефіцієнти випаровування домішок по висоті всієї колони будуть сталими. У колоні добре вилучаються домішки, для яких коефіцієнт випаровування  $K > L/G$ , причому із збільшенням  $KG/L$  й числа тарілок у відгінній частині колони умови вилучення цих домішок покращуються (так само, як і в епюраційній колоні). На хід вилучення тієї чи іншої домішки можна впливати тільки зміною витрати пари. Залежність  $L/G$  від питомої витрати пари  $P$ , яка необхідна для вилучення тієї чи іншої домішки, наведена на рис 10.40. При цьому треба мати на увазі, що величина  $L/G$  має бути меншою коефіцієнта випаровування домішки  $K$ , або,

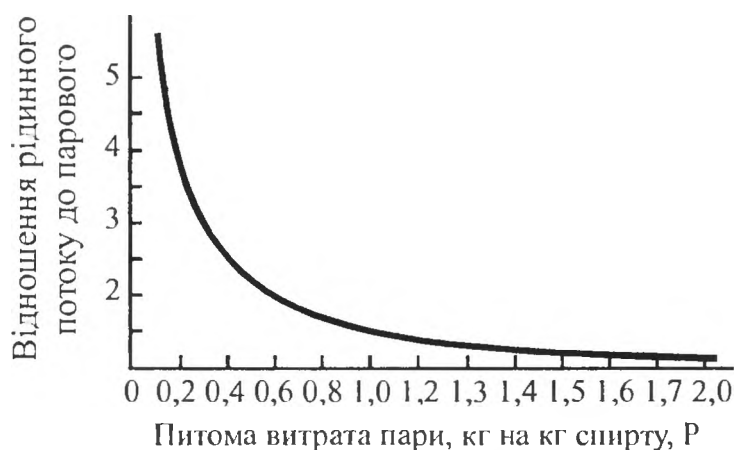


Рис. 10.40 Залежність  $L/G$  від питомих витрат пари

в крайньому разі, дорівнювати йому.

Ефект пастеризації і вилучення домішок в колоні остаточної очистки може бути значно вищий, ніж у спиртовій колоні внаслідок пастеризації, і залежить від

питомих витрат пари та числа тарілок у відгінній частині колони. Проте встановлення колони остаточної очистки пов'язано з ускладненням апаратурної схеми, збільшенням капітальних і експлуатаційних витрат.

У тому випадку, коли спирт, що виходить із спиртової колони, містить верхні проміжні домішки (пропанол, ізомасляноетиловий та ізовалеріаноетиловий ефіри), доцільно колону остаточної очистки включати за принципом повторної ректифікації. При цьому спирт вводиться на 2-у або 4-у тарілку знизу, а пастеризований відводиться з 6-ї або 10-ї тарілки зверху (з рідкої фази). З конденсатора колони відводиться головна фракція (0,5... 1,0 %), знизу колони – фракція, що збагачена проміжними домішками (біля 4 % від кількості спирту, що введений до колони). Ця фракція подається на живильну тарілку спиртової колони.

На деяких заводах важко одержати ректифікований спирт високої якості через низьку якість води, що живить парові котли. Разом з паром при відкритому обігріванні спиртової колони заносяться домішки, які досягають зони відбору пастеризованого спирту і забруднюють його. Завдяки наявності колони остаточної очистки спирт можна звільнити від домішок гріючої пари. Закрите обігрівання колони остаточної очистки дозволяє застосовувати вторинну пару (наприклад, екстрапару варочних відділень або випарних установок), а також пару низького потенціалу (85... 90° С), наприклад, водно-спиртову пару, яка виходить з бражної колони через те, що температура кипіння рідини в кубі колони не перевищує 80° С.

При переробці доброякісної зерно-картопляної сировини немає потреби в установленні колони остаточної очистки. Якщо використовують мелясу, дефектну зерно-картопляну сировину, або якщо вода, що живить парові котли, забруднена, встановлення колони остаточної очистки як контрольної необхідне. Вона потрібна також при видаленні метанолу з етилового спирту і при недостатньому числі тарілок в спиртовій колоні (при повторній ректифікації). Для ефективної очистки спирту від метанолу в колоні треба мати не менше 45 тарілок, в тому числі 30 у відгінній частині.

**Сивушна колона (типова).** Роботу колони регулюють так, щоб забезпечувалася висока концентрація сивушної фракції, яка виводиться з неї, та були відсутні втрати спирту й сивушного масла з лютерною водою. Для нормальної роботи колони вимагається стабільне її завантаження, що визначають за температурою в акумуляторній царзі (біля 95° С). Температура в кубі колони (краще на 3-й тарілці знизу) практично підтримується 103... 104° С, перепад тиску по висоті колони звичайно складає 15-20 кПа. Його визначають, виходячи з витрати пари (біля 3 кг/дал спирту), введеної до брагоректифікаційної установки.

Завантаження колони регулюють відбором дистилята з конденсатора сивушної колони. Дистилят звичайно скидається в епюраційну колону. Проте більш доцільно в епюраційну колону скидати пастеризований спирт, що відбирається з 4...5-ї тарілки, рахуючи зверху, сивушної колони, і тільки біля 1 % дистилята відводити в конденсатор зі скиданням його до розгінної колони (чи до головної фракції), або з виводом у вигляді товарного сивушного спирту. При такій організації відводу спирту з сивушної колони значно покращується якість ректифікованого спирту.

Сивушна фракція концентрацією спирту біля 60 % (за спиртометром) виводиться з акумулятора в екстрактор сивушного масла, при цьому стягується тільки сивушний (верхній) шар в міру його накопичування у ліхтарі.

Якщо установка не має сивушної колони, функцію концентрування проміжних домішок виконує спиртова колона, в якій створюються зони з високою концентрацією, як сивушного масла, так й інших проміжних домішок. У результаті цього може збільшуватися вміст даних домішок в ректифікованому спирті, що погіршує його якість.

Розподіл спирту та його домішок по висоті сивушної колони майже не відрізняється від розподілу їх у спиртовій колоні. Сивушна колона працює з порівняно високим флегмовим числом (30... 50); отже,  $L / G$  для концентраційної частини колони буде 0,97... 0,98, а для відгінної – 1,15... 1,2. За таких умов вверх по колоні в значних кількостях можуть пройти тільки домішки, що мають  $K \geq 0,97...0,98$  (ізомаляноетиловий ефір і пропанол). Усі головні домішки, в тому числі й кротоновий альдегід, для якого  $K \cong 1$  в концентрованому спирті, будуть концентруватися в верхній частині сивушної колони.

До сивушної колони, що працює у режимі екстрактивної ректифікації, сивушна фракція (див.рис. 10.27) із спиртової колони (у паровій фазі) ежектується гріючою парою за допомогою ежектора і вводиться в куб колони. На верхню тарілку подається гаряча люотерна вода з таким розрахунком, щоб концентрація спирту в кубовій рідині була 1,5...3 об. %. Флегма перед подачею до колони проходить декантатор, звідки на зрошення колони надходить тільки нижній (підсивушний) шар, а верхній, збагачений сивушним маслом, надходить до екстрактора сивушного масла. Кубова рідина скидається на одну з тарілок бражної колони.

У сивушній колоні підтримуються: тиск у нижній частині 5-8 кПа, у верхній – 1-2 кПа, температура в кубі колони – 96...98° С, у верхній частині – 94... 96° С; вода, що надходить на верхню тарілку, має бути з температурою 95... 100° С.

**Колона для виділення спирту з головної фракції (розгінна).** Для неї визначальні показники – звільнення спиртоводяної суміші (кубової рідини) від усіх домішок (крім кінцевих) і високий ступінь їх концентрування. При роботі колони необхідно суворо слідкувати за співвідношенням подачі живлення, води на гідроселекцію та гріючої пари.

На рис. 10.41 представлені побудова ступенів зміни концентрації та характер розподілу спирту на тарілках колони. Для забезпечення такого характеру розподілу треба подавати воду на верхню тарілку з таким розрахунком, щоб  $L/G$  було більше тангенса кута нахилу кривої фазової рівноваги при малих концентраціях спирту у водно-спиртових розчинах. Тангенс кута нахилу для етилового спирту при  $X \rightarrow 0$  дорівнює 12. Щоб забезпечити приблизно таке ж значення  $L/G$ , вимагається введення до колони дванадцятикратної кількості води за масою пари (практично досить ввести семи-десятикратну кількість води).

Усі домішки, крім метанолу, при низьких концентраціях спирту (до 35 об. %) мають  $K' > 1$ , отже, вони будуть концентруватися при просуванні вверх по тарілках концентраційної частини колони, в той час, як концентрація спирту буде зменшуватися.



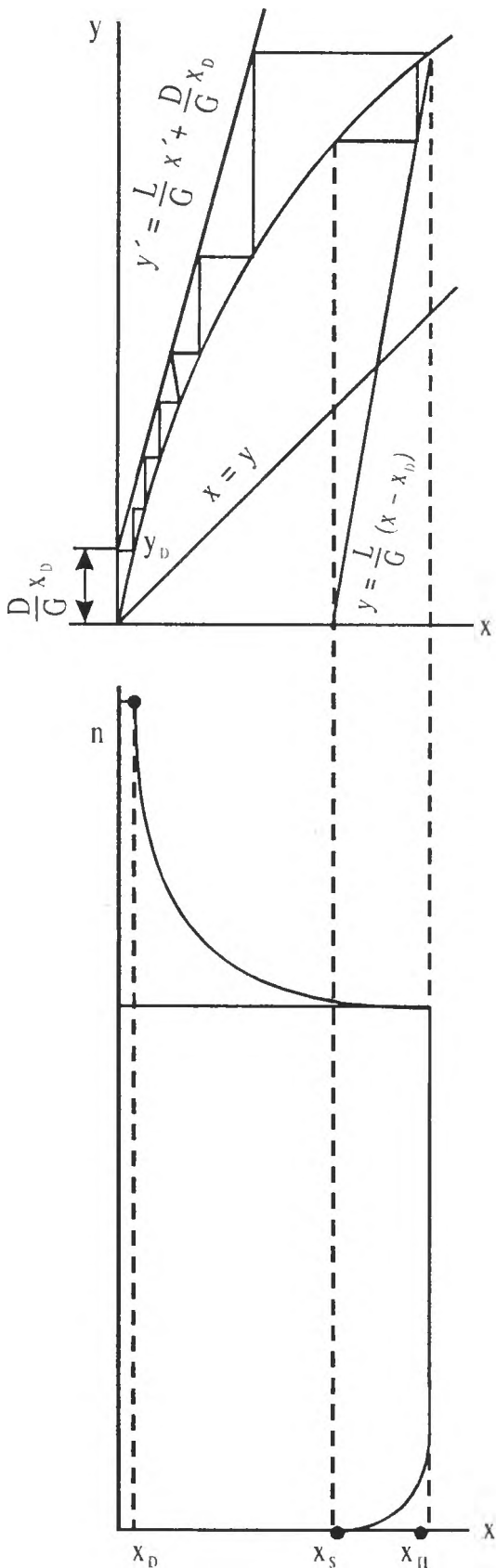


Рис. 10.41 Побудова ступенів зміни концентрації і характер розподілу спирту на тарілках розгінної колони

тися. Розрахунки показують, що домішки концентруються дуже ефективно.

У відгінній частині колони при витраті пари 200 % до маси введеної до колони головної фракції звичайно  $L/G = 8 \dots 10$ . Концентрація спирту за таких умов на тарілках відгінної частини колони встановлюється у межах 10... 12 об. %, а концентрація кубової рідини – 7...9 об. %. У цьому випадку добре вилучаються всі домішки, що мають  $K' > 1$ .

Надходження живлення і води на гідроселекцію контролюють за допомогою ротаметрів. Температура в кубі колони підтримується 95... 96° С, що при тиску біля 15 кПа відповідає температурі кипіння спирто-водяної рідини при концентрації 7...9 % об. Вода, що надходить на гідроселекцію, має бути з температурою не нижчою 90° С. Температура над верхньою тарілкою підтримується на рівні 85...90° С.

Подачу пари до колони регулюють за перепадом тиску в ній, однак у даному випадку подачу пари контролюють також по об'єму потоку флегми, що проходить через відповідний ротаметр. Відбір концентрату головної фракції визначають за ротаметром, що встановлений на виході його з декантатора.

Розрахунки показують, що нарівні з головними домішками досить добре вилучаються й усі проміжні, якщо вони вводяться до розгінної колони. Це надало теоретичного обґрунтування для створення брагоректифікаційної установки з виділенням усіх концентрованих домішок спирту у вигляді одного продукту – сивушнеофіроальдегідного концентрату – СЕАК (рис. 10.42), (авторське свідоцтво СРСР № 242093, Циганков П.С., Носенко В.А.).

На такій установці можна повністю вилучити етиловий спирт із домішок, при цьому виключається вузол промивки й виділення сивушного масла водною екстракцією, нема потреби у використанні сивушної колони й утилізації сивушного спирту, покращується якість спирту в зв'язку із збільшенням відбору спиртомістких



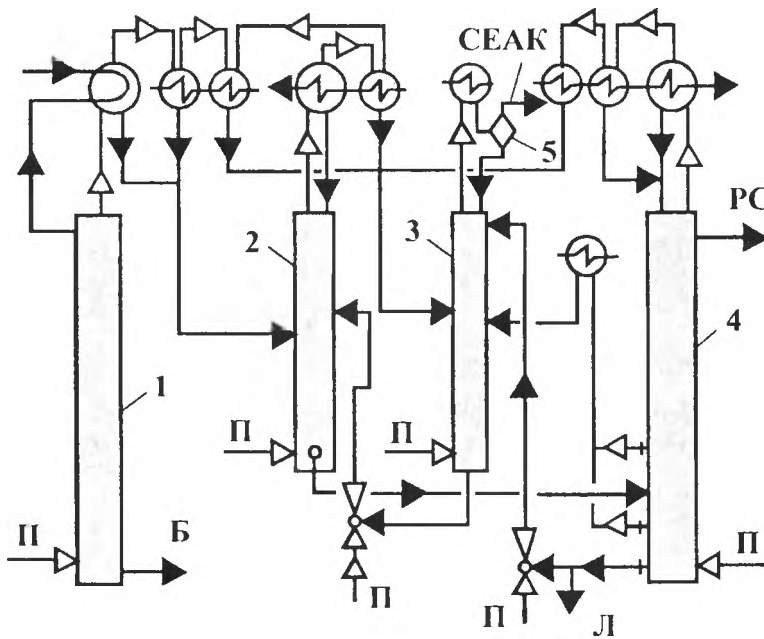


Рис. 10.42 Схема брагоректифікаційної установки з виведенням побічних домішок у вигляді одного продукту: 1, 2, 3, 4 – відповідно бражна, епіюраційна, розгінна й спиртова колони; 5 – декантатор; П – пара; Б – барда; Л – лютерна вода; РС – ректифікований спирт; СЕАК – спирто-ефіроальдегідний концентрат

На рис. 10.43. наведена схема триколонної БРУ з контурами автоматичного контролю й регулювання технологічного процесу. Робота бражної колони (1) регулюється по таких каналах: витрата (подача) бражки – температура на тарілці живлення (регулятор  $P_1$ ) з корекцією по рівню рідини у кубі епіюраційної колони або проміжній ємкості епіюрата (регулятор  $P_2$ ); витрати гріючої пари – тиск у нижній частині колони (регулятор  $P_3$ ). Витрата холодної води на основний конденсатор бражної колони регулюється за температурою відхідної води (регулятор  $P_4$ ).

Робота епіюраційної колони регулюється за двома каналами. За допомогою регулятора  $P_5$  регулюється подача гріючої пари в залежності від тиску в нижній частині колони. Регулятор  $P_6$  повинен здійснювати подачу холодної води в дефлегматор епіюраційної колони у такій кількості, яка б забезпечувала частковий перехід пари з дефлегматора у конденсатор, що відповідає заданому відсотку відбору головної фракції. У зв'язку з відсутністю надійно працюючих датчиків витрати рідини (10...50 л/год), подачу води регулюють за температурою пари у верхній частині колони.

Система автоматичного регулювання спиртової колони, крім двох контурів, однотипних з епіюраційною колоною (регулятори  $P_7$  і  $P_8$ ), має контур стабілізації температури на тарілці живлення в залежності від подачі епіюрата (регулятор  $P_9$ ) і контур відбору спирту в залежності від його концентрації (регулятор  $P_{10}$ ).

Перед надходженням спирту до спиртовимірального приладу стабілізується його температура за рахунок регулювання подачі води в холодильник спирту

погонів, збагачених домішками. Важливо й те, що всі побічні домішки виводяться у вигляді одного продукту, що спрощує їх зберігання і транспортування. Вихід СЕАК складає 0,4... 0,6 % від кількості спирту. СЕАК і концентрат головної фракції (КГФ) можуть піддаватися розгінці для одержання окремих їх компонентів у чистому вигляді.

Робота багаторектифікаційної установки значною мірою залежить від стабілізації процесів, що відбуваються в окремих її елементах. Переведення ректифікаційних установок на автоматичне регулювання забезпечує підвищення продуктивності, зниження витрат енергії, підвищення якості та збільшення виходу кінцевого продукту.

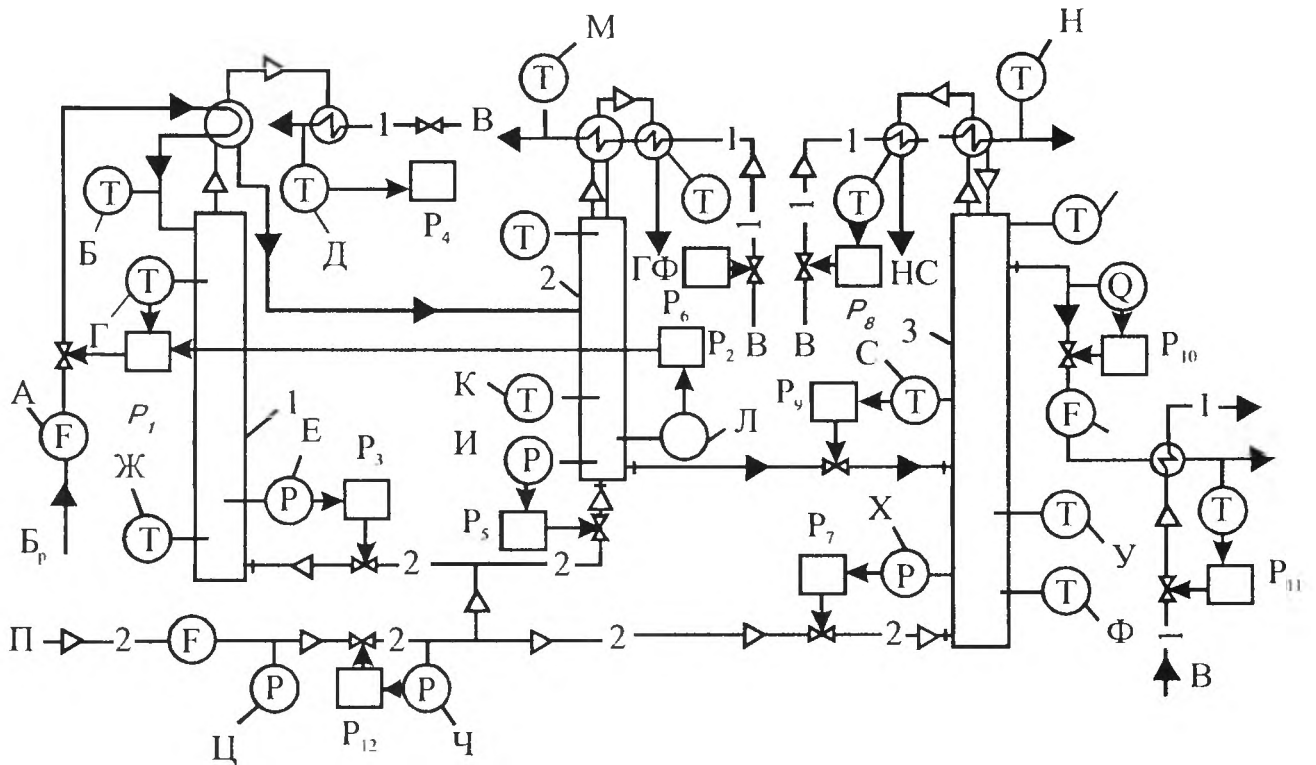


Рис. 10.43 Схема трьохколонної БРУ з контурами автоматичного контролю і регулювання технологічного процесу

(регулятор  $P_{11}$ ). Важливим моментом є також стабілізація тиску гріючої пари в колекторі (регулятор  $P_{12}$ ).

Окрім регулюючих контурів, схемою передбачено вимірювання і реєстрація температури, тиску й витрат у точках, що визначають режим роботи (А, Б, Г, Д, Е, Ж, Й, К, Л, М, Н, О, С, Т, У, Ф, Х, Ц, Ч), а також сигналізація аварійних рівнів параметрів у точках (А, Г, Е, Ж, Й, Л, С, Х, Ф, Ц, Ч).

Узгодження режимів роботи окремих колон здійснюється вручну апаратчиком за допомогою зміни завдання відповідним регуляторам (локальне регулювання).

На цей час впроваджуються автоматичні системи керування для брагоректифікаційних установок у цілому, а узгодження режимів ланцюга колон здійснюється автоматично системою поздовжньої стабілізації.

Основу поздовжньої стабілізації роботи установки складають, у даному випадку, три одноконтурні системи, зв'язані через технологічний процес.

Регулятор  $P_{10}$  стабілізує заданий основний якісний показник – концентрацію спирту; регулятор  $P_9$  стабілізує завантаження спиртової колони спиртом (епюратором), регулятор  $P_2$  забезпечує подачу бражки у такій кількості, яка необхідна для одержання епюрата у відповідності з потребою спиртової колони.

Сучасні системи автоматизації спиртового виробництва базуються на широкому використанні засобів мікропроцесорної техніки, насамперед, промислових мікропроцесорних контролерів (МПК).

Центральною частиною системи є мікропроцесорний контролер, який виконує основні функції управління системою. На вхідні модулі контролера подаються сигнали від датчиків технологічних параметрів та інші вхідні вказівні сигнали. До вихідних модулів МПК підключаються виконавчі механізми і регулюючі органи.

Використання мікропроцесорного контролера як центрального керівного пристрою має значні переваги перед традиційними локальними технічними засобами управління. У мікропроцесорній системі управління реалізація алгоритма управління виконується програмним шляхом; Це дає змогу для кожного конкретного об'єкту управління оперативно знаходити найбільш оптимальний алгоритм управління об'єктом.

При побудові системи автоматизації на базі МПК важливе значення має питання вибору структури та технічних засобів, при якій оператор технологічного процесу має можливість отримувати необхідну інформацію про хід виконання технологічного процесу і, в разі необхідності, втручатись у процес управління ним. При цьому можливо декілька варіантів.

Перший варіант має комбінований характер. Тобто, при наявності МПК, на операторському місці встановлюється щит оператора-технолога, на якому розміщуються демонстраційні прилади та панелі дистанційного управління. Оператор може спостерігати за процесом і, у разі необхідності, переходити на ручний режим управління.

Найбільш розповсюдженим сьогодні є варіант, при якому як операторська станція використовується персональний комп'ютер (ПК). За допомогою спеціального програмного забезпечення на ПК створюється автоматизоване робоче місце (АРМ) оператора-технолога. Оператор спостерігає за технологічним процесом за допомогою кольорових мікросхем і, користуючись клавіатурою та мишкою, може здійснювати оперативне управління процесом: змінювати завдання регуляторам окремих технологічних параметрів, переходити на ручний режим управління і безпосередньо керувати регулюючими органами, змінювати структуру контуру регулювання (перехід з каскадного на локальне управління) і т.і. Крім того, на АРМ здійснюється архівація даних, контролюється виникнення аварійних та передаварійних ситуацій, фіксуються дії оператора, готуються і роздруковуються рапорти і т.і.

## ВИДІЛЕННЯ СИВУШНОГО МАСЛА

Сивушне масло – побічний продукт спиртового виробництва, це суміш спиртів (мас. %): 45...65 амілового, 15...25 ізобутилового, 0,5...2 н-бутилового, 2...15 н-пропілового. 3...15 етилового. Крім того, в товарному сивушному маслі міститься 8...15 мас. % води й 0,5...4,0 мас. % інших органічних сполук (кислот, альдегідів, амінів та ін.). Сивушне масло виділяють з сивушної фракції обробкою її водою, при цьому одержують дві рідкі розшаровані фази: сивушне масло (рафінат) і екстракт, що складається з екстрагента (води) з вилученим з вихідної суміші етиловим спиртом.

Сивушне масло (ГОСТ 17071-91) за зовнішнім виглядом – прозора рідина, що при збовтуванні не мутніє; колір від світло-жовтого до червоно-бурого; запах, властивий сивушному маслу без сторонніх запахів; відносна густина  $\geq 0,837$ , показник заломлення  $\geq 1,395$ ; має витримувати пробу на чистоту з сірчаною кислотою. У період від початку перегонки до досягнення температури  $120^{\circ}\text{C}$  має переганятися не більше 50 % від об'єму сивушного масла.

Відбір сивушної фракції звичайно складає 2...4 об. % від спирту, введеного до спиртової колони; вміст етилового спирту в ній 5...40 об. % і сивушного масла 10...45 об. %. Для опису процесу водної екстракції етилового спирту з сивушної фракції скористаємось трикутною діаграмою (рис. 10.44). Вершини рівностороннього трикутника відповідають чистим компонентам: сивушне масло А, етиловий спирт В і вода С. На сторонах трикутника відкладено відсотковий вміст кожного компонента. Будь-яка точка всередині трикутника відповідає зумовленому складу суміші.

При змішуванні двох різних сумішей, що характеризуються, наприклад, точками S і E, одержуємо новий склад суміші, що характеризується точкою N, яка лежить на прямій, що з'єднує точки S і E. Для знаходження співвідношення кількості сумішей користуються "правилом важеля":

$$G_S/G_E = \overline{NE}/\overline{SN},$$

де  $G_S$  і  $G_E$  – відповідно маса вихідних сумішей; NE і SN – відрізки прямої або плечі важеля.

Вода, етанол й сивушне масло мають обмежене взаєморозчинення, тому на трикутній діаграмі маємо дві області: гомогенну, де всі компоненти взаємно розчинні, і гетерогенну, де система має дві фази: сивушне масло (рафінат) та підсивушний шар (екстракт). Гетерогенна область розташована нижче ізотерми розчинності RKP.

Стан ізотерми розчинності залежить від температури, з підвищенням її ізотерма розчинності розташовується нижче, гетерогенна область зменшується. На рис. 10.44 дана ізотерма розчинності при 20° С. Склад фаз (верхнього – сивушного й нижнього – підсивушного шарів) у гетерогенній області рівноважний і визначається за ізотермою розчинності.

Лінії спряження – хорди (RP, R'P', R''P'', ...) – зв'язують рівноважні склади верхнього та нижнього шарів.

Якщо до вихідної сивушної суміші зі складом S додана вода С, то одержимо суміш зі складом M', що лежить у гетерогенній області, й буде розшаровуватися, утворюючи дві фази – легку, зі складом R', та важку, зі складом P'.

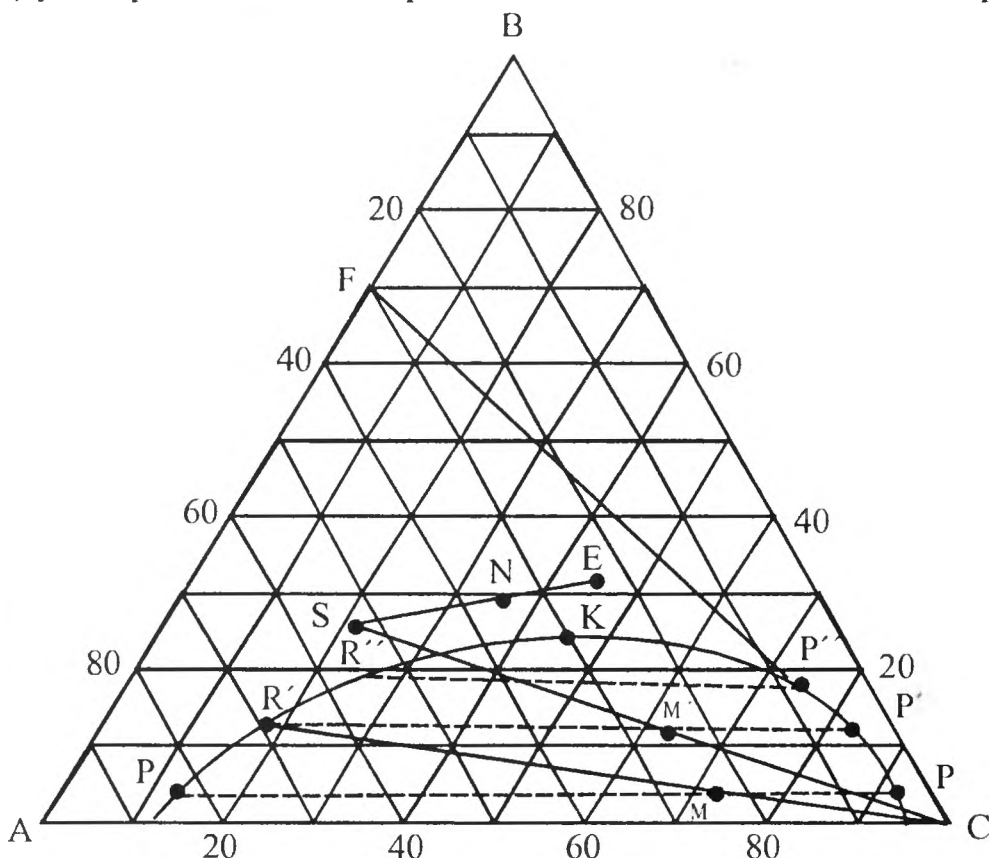


Рис. 10.44 Трикутна діаграма системи: сивушне масло – етанол В – вода С

За діаграмою можна визначити не тільки склад фаз, але й їх кількісні співвідношення. Відносні кількості кожного шару обернено пропорційні утвореним відріzkам. Точка R, що лежить на перетині хорди RP з ізотермою розчинності, визначає склад верхнього (сивушного) шару, де знаходиться максимально граничний вміст етанолу в стандартному сивушному маслі. Тому суміш, склад якої характеризується будь-якою точкою, що лежить на лінії стику RP або нижче її, при розшаруванні буде давати стандартне сивушне масло, а у підсивушному шарі буде мінімальна кількість сивушного масла. Лінія RP називається оптимальною лінією спряження.

Склад верхнього шару в точці R такий (мас. %): сивушного масла 80, етанолу – 5,6 і води 14,4, густина 0,837 і показник заломлення 1,395. Склад нижнього (підсивушного) шару (мас. %): сивушного масла 3,6, етанолу 8,7 і води 87,7; густина 0,9810, показник заломлення 1,3425.

Із спиртової та сивушної колон звичайно відбирається сивушна фракція, склад якої відповідає точкам, що лежать вище оптимальної лінії стику RP, у зв'язку з чим виділити сивушне масло стандартної якості можна тільки шляхом водної екстракції спирту з сивушної фракції.

Процес виділення сивушного масла водною екстракцією може бути організований по-різному, періодично або безперервно, при одноразовому або багаторазовому змішуванні, при протічній або протитічній русі води та сивушного масла.

У практиці брагоректифікації найбільшого поширення набув спосіб багаторазової промивки. Розглянемо його опис у трикутній діаграмі. Припустимо, що вихідна сивушна фракція має гомогенний склад, який відповідає точці S (див. рис. 10.44). При додаванні деякої кількості води (до гетерогенного стану) одержимо склад суміші, що характеризується точкою M', яка при розшаруванні утворює верхній шар зі складом R' і нижній – P'. Верхній шар не відповідає вимогам стандарту на сивушне масло, отже, його треба вдруге промити водою. Для одержання після промивки верхнього шару стандартного сивушного масла витрату води треба вибрати з таким розрахунком, щоб суміш води й сивушного шару мала склад, що відповідає точці M, яка лежить на оптимальній лінії спряження RP. Співвідношення води та сивушного шару має бути пропорційним співвідношенню відрізків R'M: MC.

Розрахунки показують, що в результаті багаторазової промивки можна одержати більший або, принаймні, той же вихід сивушного масла при меншій витраті води у порівнянні з одноразовою. Ще більш ефективна безперервна протічійна екстракція. Промивці піддають тільки сивушний (верхній) шар, тому попередньо належить декантувати гетерогенну сивушну фракцію.

При одноразовій промивці змішувально-відстійним або протічійним способом витрату води контролюють за густиною промивної води. Підсивушний шар має видиму (за спиртометром) концентрацію ~ 13 об. %. Витрата води має відповідати зазначеній концентрації спирту в промивній воді. Якщо склад вихідної фракції характеризується точкою, що лежить в області трикутника CFB, то з такої фракції неможливо вилучити сивушне масло шляхом водної екстракції через те, що все воно переходить до підсивушного шару.

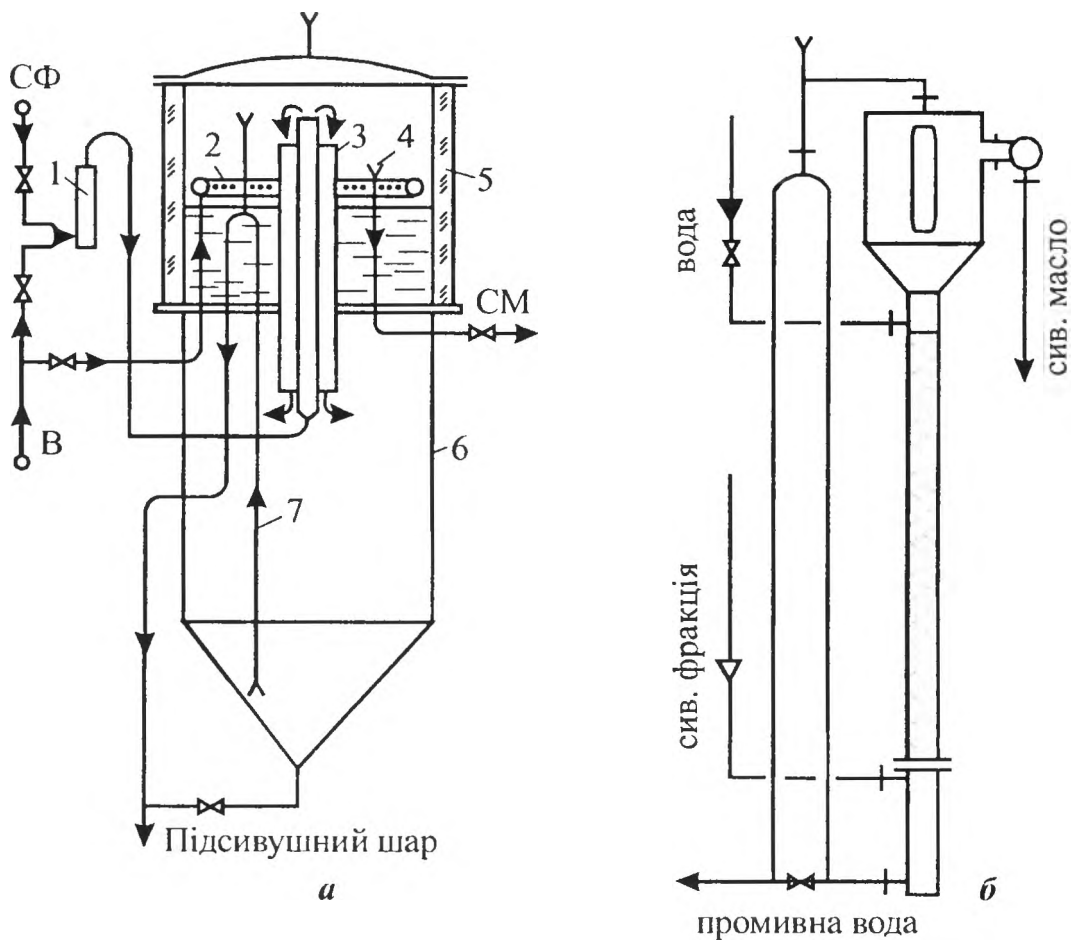


Рис. 10.45 Екстрактори: В – вода; СФ – сивушна фракція; СМ – сивушне масло

Схема найбільш поширеного екстрактора сивушного масла наведена на рис. 10.45, а. Сивушна фракція і вода вводяться у змішувач 1, звідки суміш через лійку 3 надходить до основної місткості 6, де розшаровується. Підсивушний шар безперервно виводиться з нижньої частини екстрактора через гідрозатвор 7 і скидається до спиртової або сивушної колони. У міру накопичення сивушного шару у верхній частині місткості (в межах видимості по ліхтарю 5) його додатково два-три рази промивають водою, яка вводиться через барботер 2, і після відстоювання верхній шар витісняють водою через лійку 4, для чого відвід підсивушної води тимчасово припиняють.

На рис. 10.21 зображений вузол безперервної промивки сивушного масла (за авторським свідоцтвом Циганкова П.С. та Шияна П.Л.). Він включає ліхтар для спостереження за подачею води і сивушної фракції, промивну батарею (поз. 27) й екстрактор (поз. 28). Схема екстрактора наведена на рис. 10.45, б. Сивушна фракція з холодильника (поз. 22) і вода попередньо змішуються в ліхтарі до гетерогенного стану (що визначається за зовнішнім виглядом) та надходить до промивної батареї, де за рахунок багаторазової інверсії фаз здійснюється промивка. Промита таким чином сивушна фракція надходить в екстрактор, де відбувається її протитечійна промивка та розшарування. Через різницю густин верхній рівень сивушного масла в екстракторі завжди буде вищим рівня промивної води в гідрозатворі, що створює умови для безперервного виходу сивушного масла з екстрактора в міру його накопичення. Різниця рівнів складає 40...50 мм.

Важливі фактори в процесі екстракції – температура, рН середовища, соловий склад промивної води. При підвищенні температури прискорюється процес розшарування, але знижується якість сивушного масла (воно утримує більше води та етанолу).

У воді для промивки сивушного масла не повинні міститися солі магнію і кальцію, що утворюють з деякими кислотами мила, та мінеральні масла через те, що вони збільшують стійкість емульсії і перешкоджають розшаруванню сивушного масла й промивної води. Деемульгація йде краще у слабокислому середовищі (при рН 5...5,5), тому для промивки рекомендується застосовувати лютерну воду, охолоджену до 20...35° С.

Робота екстрактора сивушного масла значною мірою залежить від складу вихідної сивушної фракції. При стабільному завантаженні спиртової або сивушної колон зона максимальної концентрації сивушного масла у ній практично стала, порівняно сталий і склад фракції. При відборі у паровій фазі з тарілок спиртової колони, на яких температура 96...98° С, фракція містить більше сивушного масла й менше етилового спирту, що покращує процес екстракції. Фракції, які відбираються із зон з більш високими температурами, добре розшаровуються і дають сивушне масло при мінімальній витраті води на промивку.

Якщо колона не насичена сивушним маслом, то сивушну фракцію не варто відбирати до того часу, поки з цієї зони не почне виходити гетерогенна суміш концентрацією 25...35 об. % (за спиртоміром).

Відбирати з спиртової колони сивушну фракцію з рідкої фази треба з тарілок, де температура біля 85° С (17...21-а тарілки, рахуючи знизу), при цьому концентрація сивушної фракції (за спиртометром) буде становити 65... 75 об. %. Така фракція, як правило, гомогенна, у ній дуже багато етанолу, вміст сивушного масла має бути не менше 0,5 від кількості етанолу.

Сивушна фракція, що відбирається з ліхтаря акумулятора типової сивушної колони (при температурі над акумулятором 92° С) може бути гомогенною, мати видиму концентрацію 70...80 об. %, містити 50...70 % сивушноого масла і 15...20 % станолу. Після її промивки одержують високий вихід сивушного масла при малій (одно-півторакратній) питомій витраті води.

Сивушне масло після водної екстракції іноді не відповідає вимогам стандарту, тому його додатково промивають водою, обробляють кухонною сіллю або переганяють. На більшості заводів обробка зводиться до додаткової промивки масла лютерною водою або водою, підкисленою соляною (сірчаною) кислотою.

При пропусканні сивушного масла через шар (до 1 м) крупної кухонної солі фазова рівновага зсувається в бік зменшення води у маслі, в результаті чого покращуються його якісні показники (межа перегонки, густина). Перегонку сивушного масла проводять у кубі, що забезпечений поверхнею теплопередачі та конденсатором. Сивушне масло нагрівають до кипіння і відганяють частину етилового спирту й води. Якщо сивушне масло забруднене мінеральним маслом, то після відгонки водно-спиртової фракції переганяють і його, залишаючи в кубі мінеральне масло як найменш летке.



Вихід сивушного масла на зерно-картопляних заводах звичайно складає 0,3...0,45 % від кількості спирту, на м'яясних заводах – 0,25 – 0,35 %. Знижений вихід сивушного масла на м'яясних спиртових заводах пояснюється підвищеним вмістом частки пропілового спирту, який у значній кількості переходить у підсивушну воду і повертається в цикл ректифікації, де поступово накопичується та виходить з ректифікованим спиртом або втрачається. Для м'яясних спиртових заводів доцільно переглянути стандарт на сивушне масло, збільшивши межу перегонки, що дозволить зменшити втрати спирту при водній екстракції та підвищити якість ректифікованого спирту.

## ОДЕРЖАННЯ ТЕХНІЧНОГО СПИРТУ

На цей час спиртові заводи України поряд з харчовим ректифікованим спиртом (ГОСТ 5962-67) виробляють технічний спирт і абсолютований спирт (див.табл. 10.1).

Технічний спирт використовується підприємствами органічного синтезу і мікробіологічною промисловістю як сировина, а у багатьох галузях промисловості – як розчинник.

У зв'язку з виснаженням родовищ і підвищенням цін на нафту та нафтопродукти в цей час етиловий спирт використовується як паливо для двигунів внутрішнього згорання. Він може бути використаний у чистому вигляді або як добавка до бензину в кількості 6...20 %.

Введення етанолу в бензин підвищує його якість (забезпечує підвищення октанового числа палива), що дозволяє відмовитись від введення до бензину екологічно шкідливих антидетонаційних присадок (наприклад, на основі тетраетилсвинцю). Кожні 3 % добавки етанолу до суміші забезпечують підвищення октанового числа на одиницю. При використанні суміші етанолу з бензином знижується токсичність відпрацьованих газів і витрата пального. Використання етанолу як моторного пального в майбутньому стане основним чинником споживання технічного спирту.

Паливний етанол не вимагає його глибокої очистки від домішок, в зв'язку з чим можливе його одержання в одноколонному брагоперегонному (типу сирцевого) апараті, що дозволяє скоротити питомі витрати пари при його одержанні. Для одержання "газохолу" (бензин з добавкою до 10 % етанолу) можна застосувати спирт з концентрацією 96,0...96,2 % об. за умови додавання до суміші речовин-стабілізаторів. При одержанні паливних сумішей з великим вмістом етанолу потрібне його абсолютування (зневоднення), тому що можливе розшарування бензину та спирту. При використанні чистого спирту як моторного палива його абсолютування не вимагається.

Технологія одержання технічного спирту з крохмалевмісної й цукровмісної сировини включає звичайні для спиртового виробництва стадії: підготовку сировини, одержання бражки і виділення спирту з бражки та його очистку за допомогою ректифікації.

Технічний спирт категорії А одержують на типових брагоректифікаційних установках з виділенням головної фракції й сивушного масла за тією ж технологією, що й при виробництві спирту ректифікованого харчового.



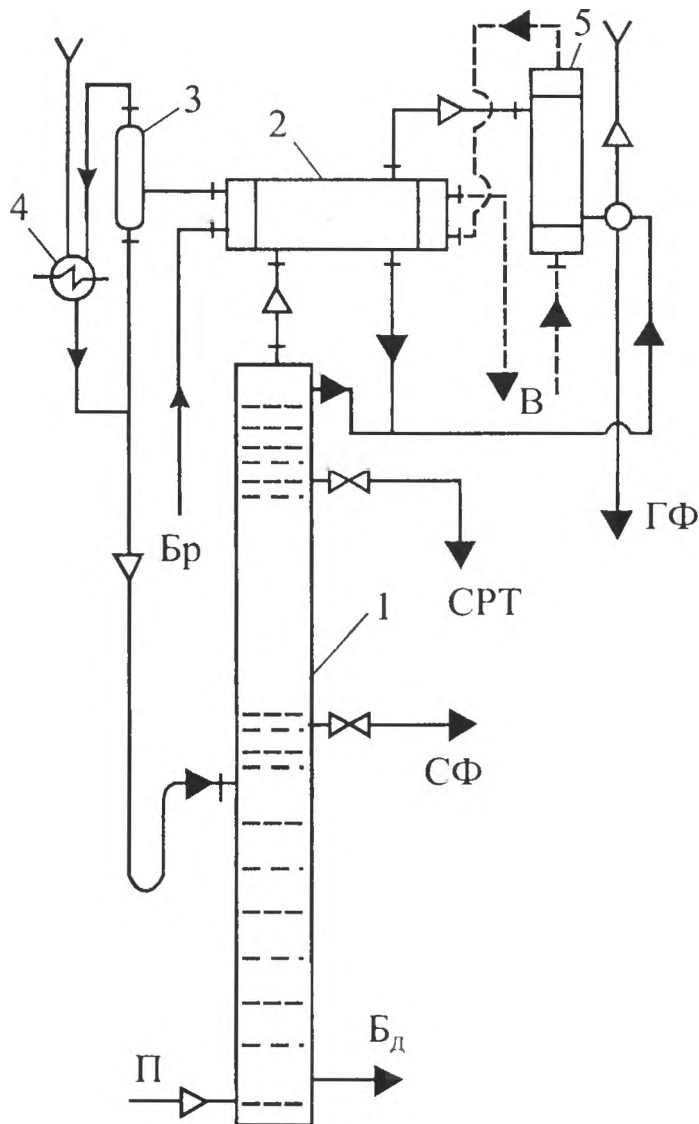


Рис. 10.46 Схема ректифікаційної установки для виробництва технічного спирту категорії Б: 1 – колона; 2 – дефлегматор; 3 – сепаратор  $\text{CO}_2$ ; 4 – конденсатор сепаратора  $\text{CO}_2$ ; 5 – конденсатор; СРТ – спирт ректифікований технічний; СФ – сивушна фракція; Бр – бражка; Бд – барда; ГФ – головна фракція; П – пара гріюча

При виробництві технічного спирту категорії Б процес може відбуватися в одноколонній ректифікаційній установці з частковим відбором головних домішок і компонентів сивушного масла (див. рис. 10.46) або на типових брагоректифікаційних установках з вилученням зі схеми епюраційної колони (див. рис. 10.21).

Для виробництва технічного спирту категорії В найбільш доцільно використовувати одноколонну сирцеву ректифікаційну установку зі збільшеним числом тарілок у концентраційній частині колони (до 50 шт.) і збільшенням флегмового числа. При цьому треба передбачити відбір сивушного масла.

Одержання спирту категорії В можна здійснювати й на типових брагоректифікаційних установках (без включення епюраційної колони та відбору головних домішок). Вводять бражний дистилят у даному випадку на тарілку живлення ректифікаційної колони, а відбирають спирт – з конденсатора або дефлегматора спиртової колони. Використання одноколонної ректифікаційної установки при виробництві технічного спирту категорії Б і В вимагає менших витрат енергії та води.

Денатурація здійснюється з метою виключення можливості застосування технічного спирту для ви-

готовлення харчових продуктів (алкогольних напоїв) або подальшої переробки у ректифікований спирт питних кондицій.

Перелік денатуруючих добавок до спирту етилового технічного включає такі речовини: моноетиленгліколь, етилацетат, ацетон, скипидар, метилетилкетон та ін., які надають денатурованому спирту стійкого неприємного смаку і запаху, а також барвники “Основний фіолетовий К”, метиленовий синій, які зумовлюють його специфічне забарвлення.

## ОДЕРЖАННЯ АБСОЛЮТНОГО СПИРТУ

Очищений абсолютний спирт у невеликих кількостях виробляють для органічного синтезу та лабораторних робіт. Нарівні з цим в Україні розвивається виробництво технічного абсолютного спирту, що використовується як добавка до моторного палива. Технічний абсолютний спирт у своєму складі містить усі супутні леткі домішки (ефіри, альдегіди, вищі спирти та ін.). Виробництво технічного абсолютного спирту для використання в сумішевих паливах розвинуто в США, Канаді, Франції, де його вже два десятиріччя одержують із меляси, пшениці, кукурудзи.

Спирт можна абсолютувати (зневоднювати) зв'язуванням води твердими або рідкими матеріалами (наприклад, негашеним вапном, гліцерином) та ректифікацією під вакуумом або в присутності солей, при цьому азеотропна точка зміщується у бік більшого вмісту спирту. Ці способи одержали деяке розповсюдження у лабораторній практиці.

У промисловості для абсолютування, як правило, використовують методи сорбції води на молекулярних ситах, або за допомогою ректифікації з утворенням потрійних нероздільнокиплячих (азеотропних) сумішей. Така суміш утворюється при додаванні до ректифікованого спирту (що містить етанол і воду) третього компонента, наприклад, бензолу, циклогексану, трихлоретану або деяких інших речовин. На цей час як третій компонент при абсолютуванні спирту використовують циклогексан.

Циклогексан – вуглеводень ( $C_6H_{12}$ ), прозора, безбарвна, легколетка рідина з молекулярною масою 84,16, температурою кипіння  $80,8^\circ C$ , температурою плавлення  $6,6^\circ C$ , густиною  $0,778 \text{ кг/дм}^3$ . Пари циклогексану з повітрям утворюють вибухонебезпечну суміш. Температура спалаху –  $18^\circ C$ , температура займання –  $260^\circ C$ . Концентраційні межі займання -1,2...10,6 об. %.

Циклогексан – токсична речовина, гранично допустима концентрація (ГДК) у повітрі робочої зони виробничих приміщень  $80 \text{ мг/м}^3$ . Циклогексан у воді нерозчинний, з етанолом розчиняється у будь-яких співвідношеннях. Разом з етиловим спиртом та водою утворює азеотропну суміш, що містить 17 мас. % етанолу, 7 мас. % води й 76 мас. % циклогексану і має температуру кипіння  $62,1^\circ C$ .

Сутність процесу зневоднення спирту полягає у наступному. У ректифікаційну колону як живлення вводиться концентрований (95...96 об. %) спирт й додається певна кількість циклогексану. У процесі ректифікації в колоні утворюється азеотропна суміш, яка поводить себе як ЛЛК і виходить з колони у вигляді верхнього продукту в пароподібному стані. Вниз по колоні зсувається зневоднений етанол, як ВЛК; уся вода, що надійшла до колони із спиртом, виводиться з азеотропною сумішшю.

Пари азеотропної суміші при конденсації дають гетерогенну рідку суміш, яка розшаровується, утворюючи верхній (легкий) шар, що містить 93...94 мас. % циклогексану, 6...7 мас. % етанолу й незначну кількість води, та нижній (важкий) шар, що містить 69...71 мас. % етанолу, 21...23 мас. % води і 6...8 мас. % циклогексану.

На рис. 10.47 наведена схема установки для абсолютування спирту. Вихідний ректифікований спирт, як правило, подається на 10-ту зверху тарілку зневоднюючої

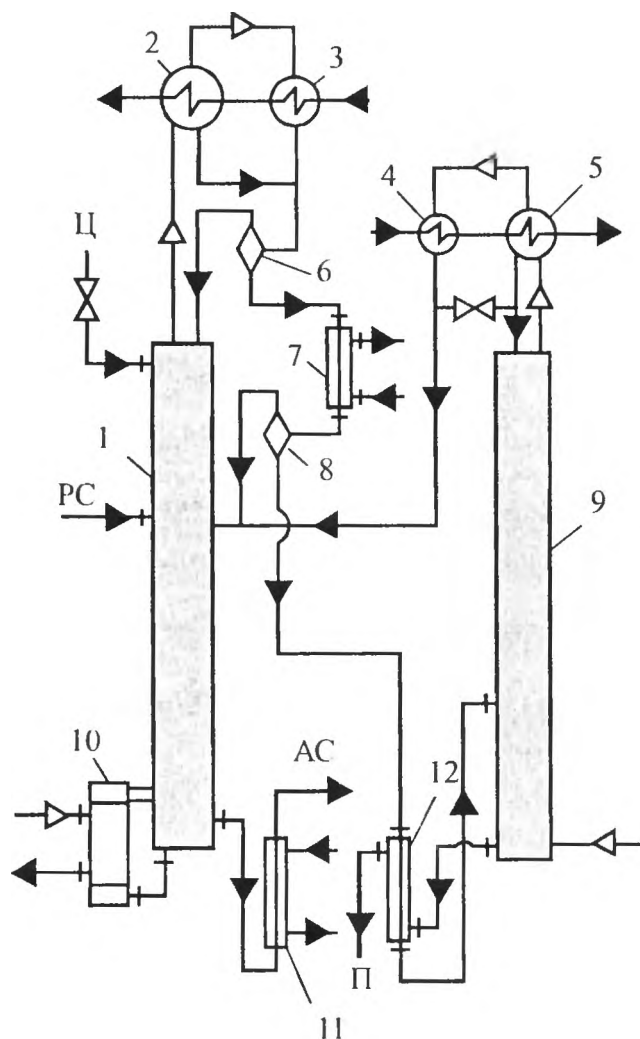


Рис. 10.47 Схема установки для одержання абсолютного спирту: 1 – зневоднююча колона (ОК); 2 – дефлегматор ОК; 3 – конденсатор ОК; 4,5 – конденсатор і дефлегматор регенераційної колони; 6 – декантатор I ступеня; 7,12 – теплообмінники, 8 – декантатор II ступеня; 9 – регенераційна колона; 10 – випарник ОК; 11 – холодильник абсолютного спирту; АС – абсолютний спирт

(дегідратаційної) колони 1. До колони на верхню тарілку вводиться деяка кількість циклогексану. При підведенні до колони теплоти (обігрівання колони закритою парою – випарник 10) суміш етанолу, води й циклогексану розділяється на ЛЛК (азетропна суміш) та ВЛК (зневоднений спирт). Останній виводиться з куба колони, охолоджується у теплообміннику 11 і надходить до збірника товарного абсолютного спирту.

Пари азеотропної суміші конденсуються у дефлегматорі зневоднюючої колони 2 й конденсаторі 3. Конденсат у декантаторі першого ступеня 6 розшаровується. Верхній шар, що містить в основному циклогексан, надходить на зрошення зневоднюючої колони (флегма). Нижній шар, що містить в основному етанол, воду й деяку кількість циклогексану (~ 6...8 %), охолоджується у теплообміннику 7 до температури ~ 20° С; при цьому зменшується розчинність циклогексану в спирто-водяній суміші, внаслідок чого він спливає, утворюючи верхній шар. Охолоджена суміш проходить декантатор другого ступеня 8. Верхній шар (в основному циклогексан) з декантатора 8 надходить на тарілку живлення зневоднюючої колони 1, а нижній спиртоводяний шар (після підігрівання у теплообміннику 12) спрямовується на 16-ту живильну тарілку регенераційної колони 9.

У регенераційній колоні спирт концентрується разом з деякою кількістю циклогексану. Колона оснащена дефлегматором і конденсатором, з обігріванням, як відкритою, так й закритою парою.

Конденсат пари, що містить в основному регенований етиловий спирт, з дефлегматора 5 і конденсатора 4 частково надходить на живильну тарілку зневоднюючої колони, а частково (більша частина) на зрошення колони 9 (флегма).

Зневоднююча й регенераційна колони, як правило, мають 60...65 тарілок. У зневоднюючій колоні постійно циркулює певна кількість циклогексану, який виконує роль переносника води з колони у декантатор.

При роботі установки підтримується такий режим: тиск у нижній частині колони 25...30 кПа; у верхній частині – 1...5 кПа; температура в кубі зневоднюючої колони 82...83° С; над 23-ю тарілкою (рахуючи знизу) 68...75° С; над тарілкою живлення 63...64° С; над верхньою – 61,5...62° С.

Температура в кубі регенераційної колони 104... 105° С; на тарілці живлення 85...87° С; над верхньою тарілкою 76...77° С.

Очищений абсолютний спирт повинен задовольняти такі вимоги: концентрація етанолу – не менше 99,8 % об., вміст альдегідів – не більше 5 мг в 1 дм<sup>3</sup> спирту, вміст органічних кислот – не більше 10 мг в 1 дм<sup>3</sup> спирту. Спирт не повинен містити сухого залишку, мінеральних кислот, лугів, фурфуролу. Повинен бути прозорим, безбарвним та не мати сторонніх запаху й смаку.

Абсолютний спирт технічний, що використовується як високооктанова кисневмісна добавка до автомобільного бензину, згідно з ТУ У 18.475-98, повинна відповідати таким умовам:

Зовнішній вигляд: прозора безбарвна або світло-жовта рідина.

Концентрація органічних кисневмісних речовин, об. %, не менше ..... 99,3

Густина при 20° С, кг/ дм<sup>3</sup>, не більше ..... 0,791

Показник заломлення  $n_D^{20}$  не менше ..... 1,3613

Концентрація сухого залишку, мг/дм<sup>3</sup>, не більше ..... 50,0

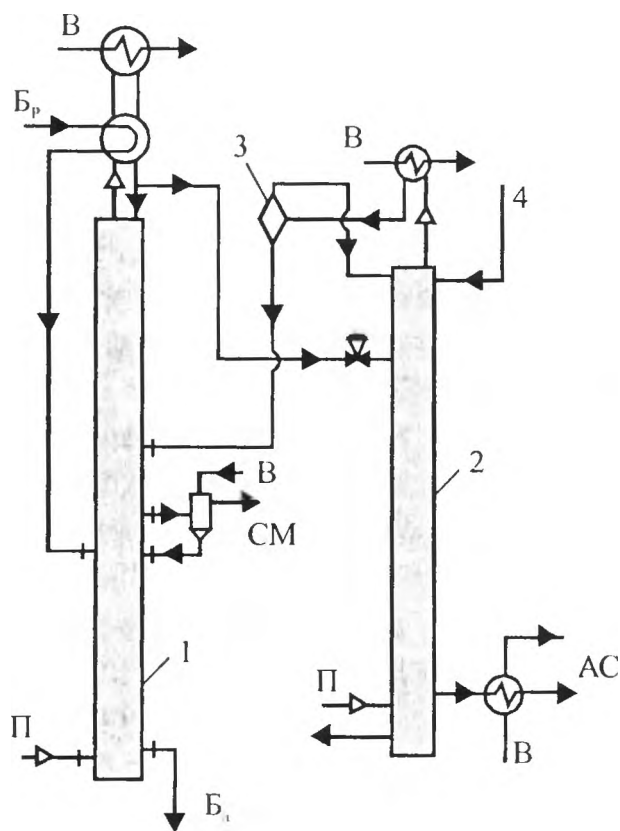
Концентрація вільних кислот у перерахунку

на оцтову кислоту, мг в 1 дм<sup>3</sup> безводного спирту, не більше ..... 20,0

Концентрація води, об. %, не більше ..... 0,2

Концентрація вищих спиртів C<sub>3</sub>...C<sub>5</sub>, мг/дм<sup>3</sup>, не більше ..... 12000

Концентрація циклогексану, об. %, не більше ..... 0,5



Технічний абсолютний спирт можна одержувати з технічного ректифікованого спирту, що містить усі супутні йому леткі домішки (наприклад, категорії В). У ряді випадків при виробництві спирту з меляси процес ректифікації проводять з виробленням двох умовних продуктів. З бражки у процесі брагоректифікації виділяється й піддається очистці основна частина спирту з одержанням спирту вищої очистки, а всі спиртовмісні побічні погони (із спиртовловлювачів і конденсаторів;

Рис. 10.48 Схема установки для одержання абсолютного технічного етанолу безпосередньо із бражки: 1 – брагоректифікаційна колона; 2 – зневоднююча колона; 3 – декантатор

головна фракція, сивушний спирт і сивушна фракція) використовуються для виробництва абсолютного технічного спирту. Це дає можливість одержувати ректифікований спирт підвищеної якості.

На рис. 10.48 наведена апаратурно-технологічна схема установки для одержання абсолютного технічного (паливного) етанолу безпосередньо з бражки. Установка має брагоректифікаційну колону 1 і зневоднюючу колону 2. Виділення спирту з бражки, його концентрування й регенерація спирту, що надходить з декантатора 3, здійснюється в брагоректифікаційній колоні, що має 18...20 тарілок у відгінній частині та 40...50 тарілок у концентраційній.

На абсолютування 1 дал спирту звичайно витрачається 15...20 кг гріючої пари, приблизно 0,25 м<sup>3</sup> холодної води та біля 0,01 кг циклогексану. Втрати останнього компенсуються періодичним додаванням його до зневоднюючої колони. Гранично допустимі втрати спирту при абсолютуванні складають приблизно 0,1 % вихідної кількості спирту, що вводиться до установки.

## ПОБІЧНІ ПРОДУКТИ РЕКТИФІКАЦІЇ ТА ЇХ УТИЛІЗАЦІЯ

У процесі виділення та очистки спирту одержують побічні продукти: барду, лютерну воду, спирт етиловий, головну фракцію (ГФ) або ефіроальдегідний концентрат (ЕАК), сивушне масло і сивушний спирт. З бардою і лютерною водою виводиться нелетка частина бражки; леткі домішки спирту, виводяться з ГФ або ЕАК, з сивушним маслом або сивушним спиртом.

Головну фракцію розганяють, включаючи в схему БРУ розгінну колону (децентралізована розгонка), або розганяють на спеціальних ректифікаційних установках з метою виділення з неї етилового спирту (централізована розгонка). Установка для централізованої розгонки ГФ, (авторські свідоцтва СРСР № № 490818, 498008, 501059, Циганков П.С., Шиян П.Л.), освоєна в промисловості (рис. 10.49), включає в себе колони: для розгонки ГФ, відгінну, епюраційну, спиртову і метанольну. Останню передбачають у тому випадку, коли переробляють ГФ, що містить метанол. При переробці ГФ одержують такі продукти (дал на 100 дал безводної частини вихідної головної фракції): ректифікованого спирту (РС) 90...94, ефіроальдегідного концентрату 4...7; втрати при розгонці 2...3. Вихід РС залежить від вмісту домішок у вихідній ГФ. Витрата пари на переробку 1 дал ГФ становить 60...70 кг, води – 0,6...0,7 м<sup>3</sup>. Концентрат ГФ є вуглецевим живленням у виробництві кормових дріжджів. При фракціонуванні з нього можуть бути виділені цінні органічні продукти: оцтовий альдегід, етилацетатний розчинник та ін. Така установка для централізованої розгонки ГФ потужністю до 4,0 тис. дал/добу введена на Наумовському спиртовому заводі.

Сивушне масло використовують в основному як сировину для одержання чистих вищих спиртів (амілового, бутилового, пропілового), які застосовують в органічному синтезі, при виготовленні медичних препаратів і ароматичних речовин, як розчинники в лакофарбовій промисловості, як екстрагенти, флотареагенти та поверхнево-активні речовини.

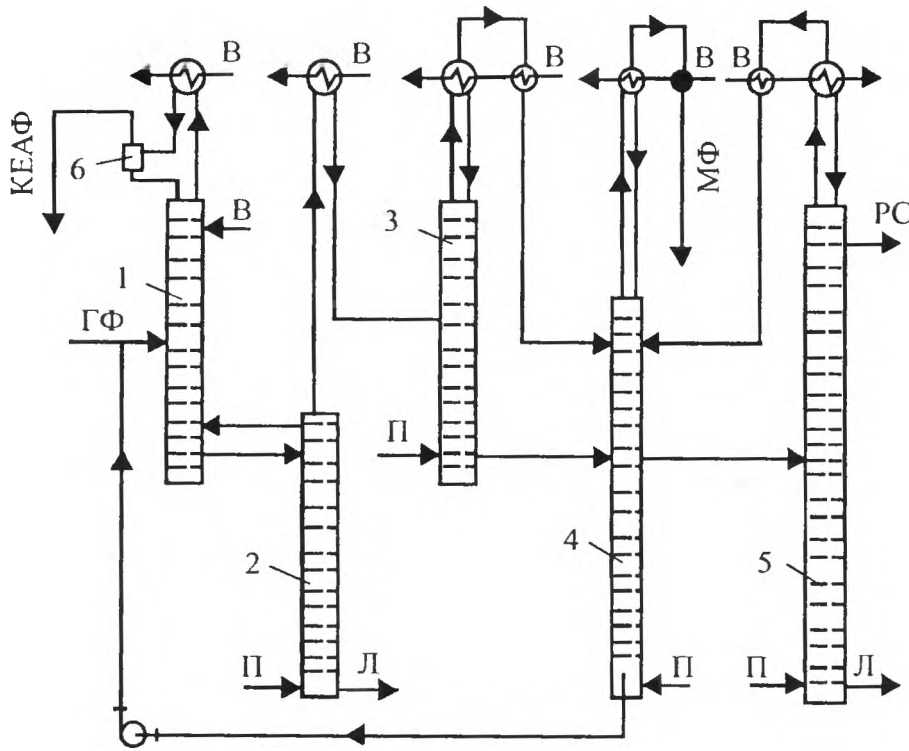


Рис. 10.49 Установа для централізованої переробки головної фракції: 1, 2, 3, 4, 5 – відповідно розгінна, відгінна, епюраційна, метанольна і спиртова колони; 6 – декантатор; В – вода; Л – лютерна вода; П – пара; РС – ректифікований спирт; ГФ – головна фракція; МФ – метанольна фракція; КЕАФ – концентрат ефіроальдегідної фракції

У колишньому УкрНДІСП розроблена безперервно діюча ректифікаційна установка для одержання вищих спиртів з сивушного масла (рис. 10.50), що складається з колон: етанольної 1, зневоднюючої 2, відгінної 3, амілольної 4 і бутанольно-пропанольної 5.

Вода, що присутня в товарному сивушному маслі, значно ускладнює його розгонку через утворення азеотропних сумішей з компонентами сивушного масла. Першою стадією розгонки сивушного масла є виділення етанолу (Е), другою – зневоднення його методом азеотропно-екстрактивної ректифікації. Суть її полягає в тому, що у присутності великої кількості амілових спиртів (А) – біля 50 мас. %, вода, утворюючи азеотропну суміш з ними, веде себе як легколеткий компонент і виводиться через верх колони. Після конденсації азеотропна суміш розшарується на нижній, в основному водний шар (В+А), і верхній, в основному спиртовий шар.

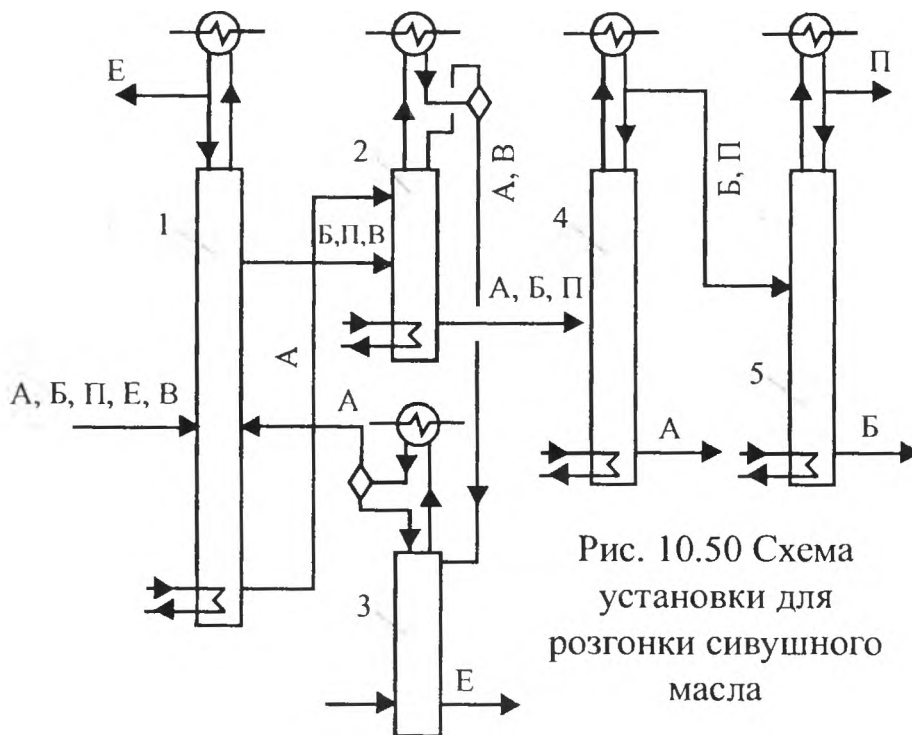


Рис. 10.50 Схема установки для розгонки сивушного масла

Спиртовий шар повертається на зрошення зневоднюючої колони, а водний розділяється у відгінній колоні на воду (В) і амілол (А), який надходить до етанольної колони.

Зневоднена суміш спиртів (А, Б, П) легко розділяється на чисті компоненти А, Б, і П послідовно в амілольній та бутанольно-пропанольній колонах.

Сивушний спирт як товарний продукт на цей час не використовують через багатокomпонентність і наявність значної кількості води. Проте відбір його доцільний через те, що це позитивно впливає на якість спирту.

Він може бути застосований для виробництва технічного спирту, при виготовленні денатурованого спирту або піддаватися розгонці для виділення харчового спирту та інших окремих компонентів.

Нелетка частина бражки виводиться з брагоректифікаційної установки у вигляді барди й лютерної води.

З лютерною водою відводяться важколеткі домішки спирту. Лютерна вода має кислу реакцію, агресивна по відношенню до звичайної сталі. Вихід її півтора-двократний по кількості спирту при закритому обігріванні епюраційної та спиртової колон і приблизно чотирикратний при відкритому обігріванні. Лютерну воду використовують для промивки сивушного масла, гідроселекції в колоні для розгонки ГФ та епюраційній, для приготування зернових замісів і м'ясного сусла. Залишки лютерної води скидають у каналізацію після попередньої очистки.

## ВИХІД РЕКТИФІКОВАНОГО СПИРТУ І ВТРАТИ СПИРТУ НА РЕКТИФІКАЦІЙНИХ УСТАНОВКАХ

Вихід ректифікованого спирту на типових БРУ непрямої дії звичайно складає 93...95 % від кількості спирту, введеного з бражкою.

Частина спирту (0,8...1,2 %) втрачається безповоротно з бардою, лютерною водою, з несконденсованими газами та через нещільності в апаратах і трубопроводах. Ці втрати нормовані. Значна частина спирту виводиться з установки з побічними продуктами ректифікації: сивушне масло, сивушний спирт, головна фракція. З сивушним маслом виводиться 0,3...0,45 % умовного спирту. З головною фракцією і сивушним спиртом виводиться 3...5 % етилового спирту.

Введення в схему БРУ розгінної колони дозволяє збільшити вихід ректифікованого спирту на 2,5...4,5 % за рахунок виділення його з головної фракції, при цьому головні домішки виводяться у кількості 0,15...0,3 % в концентрованому стані. Вихід ректифікованого спирту збільшується до 98,2...98,5 % від кількості спирту, введеного з бражкою.

Безповоротні втрати спирту нормовані в залежності від продуктивності установок, пори року і складають у брагоректифікаційних установках 0,8... 1,2 %; в ректифікаційних – біля 0,6 %; в сирцевих 0,2 % . На кількість втрат має вплив конструкція ректифікаційної установки, число колон у ній, режим роботи, температура холодної води, якість вихідної сировини й ступінь очистки спирту. Втрати залежать також від правильності експлуатації установки і досвіду апаратника. Щоб знизити втрати спирту, в першу чергу треба прагнути до стабілізації подачі бражки або спирту-сирцю, подачі пари й води, що істотно досягається за допомогою автоматизації ректифікаційних установок.

Особливо великі втрати спирту можуть бути при зупинках через перебої у подачі гріючої пари або холодної води. При раптовому припиненні надходження води спиртова пара викидається у значній кількості через повітряні відводи; в разі припинення подачі пари спирт втрачається з бардою і лютером. За одну зупинку через відсутність пари може втрачатися до 0,1 % добового виробітку, а через відсутність води – до 0,5 %. Втрати з бардою у випадку падіння тиску пари більші при сітчастих, ґратчастих або лускоподібних тарілках в бражних колонах (до 0,2 %).

Деякі втрати спирту з бардою і лютерною водою неминучі. Згідно з технологічною інструкцією допускається наявність спирту в барді не більше 0,015 % об., що відповідає його втраті біля 0,2 % загальної кількості спирту, що надходить з бражкою (норми втрат спирту на безперервнодіючих ректифікаційних установках і брагоректифікаційних установках затверджені колишнім Мінхарчопромом СРСР 13.12.78 р.). Ці втрати можуть бути зменшені до 0,1% (при вмісті спирту в барді біля 0,007 % об.). На підставі техніко-економічних розрахунків встановлено, що для роботи ректифікаційних установок в оптимальному режимі необхідно, щоб спирту в лютерній воді було біля 0,04 % об., однак за технологічною інструкцією це не допускається. Як збільшення, так і зменшення вмісту спирту у порівнянні з вказаним є економічно не вигідним: перше – призводить до необґрунтовано високих втрат спирту, друге – до додаткових витрат пари, вартість якої вища вартості спирту, що при цьому вилучається.

Втрати спирту з несконденсованими газами при брагоректифікації звичайно не перевищують 0,11% від кількості спирту, введеного з бражкою. З метою зниження втрат необхідно намагатися підводити до спиртовловлювачів якомога хододнішу воду, яка є в розпорядженні заводу. Об'єм газу, що виділяється при брагоректифікації, біля 0,11 м<sup>3</sup> на 1 дал спирту, а вміст спирту в газі в залежності від температури складає 20...70 г/м<sup>3</sup>.

Втрати спирту через нещільності у триколонній брагоректифікаційній установці непрямої дії при задовільному її стані можуть складати 0,08 % від введеного до неї спирту. На кожну додаткову колону втрати зростають на 0,015 %. Втрати через запірну арматуру і трубопроводи, незалежно від продуктивності установки, складають 1 дал/добу.

Для зниження втрат спирту рекомендується виконувати комунікації з мінімальною кількістю фланцевих з'єднань, прокладки до них ставити на олійних фарабах, як сальникову набивку в арматурі застосовувати фторопластовий ущільнюючий матеріал або використовувати безсальникову арматуру.

## ПРОДУКТИВНІСТЬ БРАГОРЕКТИФІКАЦІЙНИХ УСТАНОВОК

Продуктивність  $M$  (дал/добу) брагоректифікаційних установок згідно з інструкцією з визначення потужностей розраховують, виходячи з діаметра  $D$  (м) спиртової колони при виробленні спирту вищої очистки:

$$M = 380 D^2 (4,92 - D). \quad (31)$$



При виробленні спирту 1 сорту продуктивність установок збільшується на 15 %, а при виробленні спирту “Екстра” – знижується на 15 %. Для розрахунку потужності по умовному спирту-сирцю результат, одержаний за формулою (31), множать на коефіцієнт 1,05, який враховує спирт у побічних продуктах і втрати при ректифікації. Площа поверхні теплопередачі дефлегматора спиртової колони повинна бути ( $m^2$ ): при горизонтальних дефлегматорах  $\geq 0,04 M$ , при вертикальних  $\geq 0,028 M$ .

Для орієнтовних розрахунків перерізу окремих колон можна користуватися наведеними нижче залежностями. Для бражних колон з 22 й більше тарілками подвійного кип'ятіння:

при міжтарілковій відстані 340 мм  $M = 1370 D^2$  ;

при міжтарілковій відстані 280 мм  $M = 1111 D^2$ .

Якщо у бражній колоні 24 й більше ситчастих тарілок, що встановлені на відстані 500 мм,  $M = 2065 D^2$ , провальних –  $M = 2200 D^2$  і лускоподібних –  $M = 2500 D^2$ .

При переробці мелясної бражки з вмістом спирту більше 8 об. % продуктивність бражної колони збільшується на 5...10 %.

Продуктивність колон з багатоковпачковими тарілками орієнтовно може бути визначена таким чином:

епюраційних  $M = 2222 D^2$ ;

спиртових: при діаметрі до 1400 мм  $M = 1500 D^2$ ,

при 1400...1800 мм  $M = 1400 D^2$ ,

при 1800...2000 мм  $M = 1250 D^2$ ;

остаточної очистки:

для мелясних заводів  $M = 6940 D^2$ , для зерно-картопляних  $M = 3470 D^2$ ;

сивушних колон і для розгонки ГФ  $M = 6940 D$ .

У спиртових колонах доцільно встановлювати таку кількість тарілок:

при  $D < 1200$  мм – 66 (50/16),

при  $D = 1200$ ...1800 мм – 74 (54/16),

при  $D = 2000$  мм – 80 (62/18).

## УМОВИ БЕЗПЕЧНОЇ ЕКСПЛУАТАЦІЇ РЕКТИФІКАЦІЙНИХ УСТАНОВОК

Пари спирту й супутних йому домішок навіть при невеликому вмісті у повітрі шкідливі для обслуговуючого персоналу і у певних співвідношеннях з повітрям утворюють вибухонебезпечну суміш. Спирт та його домішки легко займаються і тому дуже небезпечні також у пожежному відношенні.

На організм людини етанол справляє наркотичний вплив, викликаючи спочатку збудження, а при дії великих доз – розлад і параліч нервової системи. Гранично допустима концентрація (ГДК) парів етанолу в повітрі виробничих приміщень  $1000 \text{ мг/м}^3$  (ГОСТ 12.1.005-88).

Етанол – легкозаймиста рідина. Температура межі займання насичених парів етанолу в повітрі від  $11$  до  $41^\circ \text{C}$ ; область займання парів етанолу при атмосферному тиску від 3,6 до 19 % (за об'ємом), від 68 до  $340 \text{ г/м}^3$ . Температура самозаймання  $404^\circ \text{C}$ , спалаху  $13^\circ \text{C}$ .

Категорія і група вибухонебезпечної суміші етанолу з повітрям ІІА-Т2 – згідно з ГОСТ–12.1.011-78. Приміщення ректифікації етилового спирту відноситься за пожежо- і вибухонебезпечністю до категорії А згідно з СНіГТ 11-90-81 і класу В 1а (ПУЕ). Вони повинні мати надійно працюючу вентиляцію і необхідні засоби пожежогашіння. При гасінні етанолу, що загорівся, допускається використання будь-яких засобів пожежогашіння.

#### **У процесі експлуатації ректифікаційних установок забороняється:**

- працювати, якщо є витіки спирту в сальниках, трубопроводах, фланцевих з'єднаннях та інших елементах установки;
- застосовувати відкритий вогонь, виконувати роботи з нагрітими металевими предметами (паяльниками), з устаткуванням й інструментом, які можуть дати іскру;
- зберігати в ректифікаційному відділенні самозаймисті матеріали;
- підвищувати надлишковий тиск у колонах над нормативний;
- чистити окремі апарати під час роботи ректифікаційної установки.

Перед ремонтом установок або окремих їх елементів треба ретельно стягнути спирт з установки, промити й пропарити водяною парою колони, дефлегматори, конденсатори, холодильники, трубопроводи та ін., а ємності, де містився спирт, залити повністю водою.

Перед зварювальними роботами всередині ректифікаційного відділення необхідно закінчити стягування спирту з установки не менш ніж за 2 години до початку зварювання; повністю видалити спирт з установки, лічильників спирту і спиртоприймального відділення у спиртосховищі; ретельно провітрювати приміщення.

При проведенні зварювальних робіт не дозволяється вносити в приміщення ректифікації балони з киснем.

Для освітлення апаратів всередині при ремонті, чистці й огляді застосовують лише низьковольтні переносні лампи (12... 24 В). Для переносного освітлення при експлуатації установки треба обов'язково користуватись електричним ліхтарем з напругою 2... 3,5 В.

При переміщенні спирту і його домішок виникає статична електрика, тому для попередження іскрового розряду необхідно забезпечити заходи із захисту від неї.

Усі працівники виробництва повинні знати і суворо дотримуватись правил техніки безпеки й охорони праці, правил технічної експлуатації ректифікаційного обладнання та його герметизації.

#### **Контрольні питання і завдання**

1. Фазова рівновага в системі етанол-вода.
2. Закони Коновалова і Вревського.
3. Дайте характеристику процесу ректифікації.
4. Як одержують спирт-сирець і спирт-ректифікат?
5. Як працює брагоректифікаційний апарат?
6. Поділ летких домішок спирту по хімічному складу і леткості.
7. Апаратурно технологічна схема брагоректифікаційної установки непрямої дії.
8. Побічні продукти ректифікації спирту.
9. Як виділити спирт із головної фракції етилового спирту?
10. Характеристика роботи всіх колон брагоректифікаційної установки.

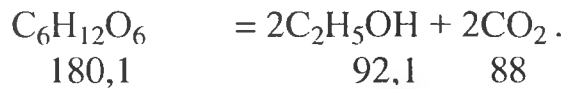
## РОЗДІЛ 11

# ВИХІД СПИРТУ, ЙОГО ОБЛІК ТА ЗБЕРІГАННЯ

## ВИХІД СПИРТУ

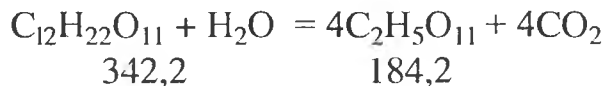
Вихід спирту – це кількість його у декалітрах, яка отримується із 1 т зброджувальних вуглеводів сировини (крохмалю, цукру) у перерахунку на крохмаль.

**Теоретичний вихід спирту.** Розраховують за рівнянням спиртового бродіння



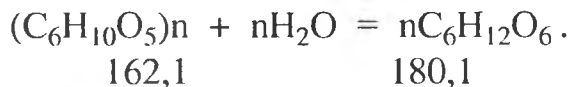
Із 100 кг гексоз повинно одержуватися 51,14 кг безводного спирту і 48,86 кг діоксиду вуглецю. При відносній густині спирту  $d_4^{20} = 0,78927$  теоретичний вихід його становить  $51,14 : 0,78927 = 64,79$  л, або 64,79 дал з 1 т гексоз.

Згідно з рівнянням



при зброджуванні 100 кг цукрози утворюється спирту  $(184,2 \cdot 100) : 342,2 = 53,82$  кг, або 68,20 л, з 1 т цукрози – 68,20 дал.

Вихід спирту з крохмалю збільшується пропорційно відношенню молекулярних мас глюкози і крохмалю:



Звідси теоретичний вихід спирту з 1 т крохмалю буде складати  $(180,1 : 162,1) \cdot 64,79 = 71,98$  дал.

Коефіцієнт для перерахунку цукрози в умовний крохмаль  $324,2 : 342,2 = 0,95$ .

**Втрати зброджуваних вуглеводів та спирту.** У виробництві враховують суму механічних і технологічних втрат. Механічні втрати, викликані несправністю обладнання або недоглядом обслуговуючого персоналу, можуть бути на всіх стадіях виробництва. Механічні втрати – це розсипання при перевезенні зерна, втрати напівпродуктів і спирту крізь нещільності у фланцевих з'єднаннях трубопроводів, крізь сальники насосів і запірну арматуру, втрати напівпродукту при митті технологічного обладнання, випаровування спирту крізь фланці колон, дефлегматорів, конденсаторів, холодильників та ін.

Заходи запобігання механічних втрат цілком зрозумілі і не потребують пояснень.

Технологічні втрати зумовлені самою сутністю процесів спиртового виробництва, мають прихований характер і можуть бути виявлені тільки при постадійному хіміко-технологічному контролі та обліку виробництва.

**Підготовка сировини до бродіння.** Втрати при митті картоплі внаслідок пошкодження і проскакування малих бульб через решітку допускають не більше 1 %.

Втрати крохмалю при подрібненні зерна не повинні перевищувати 0,3 % від вмісту його у сировині.

Втрати зброджуваних вуглеводів у процесі розварювання крохмалевмісної сировини у зв'язку зі складністю їх обліку допускають 3,5...4,0 %.

При підготовці меляси до бродіння втрат не повинно бути.

**Солодовирощування.** Втрати зброджуваних вуглеводів на цій стадії не повинні перевищувати 16 % від кількості крохмалю солодового зерна, або 1,0... 1,4 % від усього крохмалю, який уведений у виробництво.

**Втрати при виробництві культур пліснявих грибів.** При поверхневому і глибинному культивуванні культур пліснявих грибів нормативні втрати вуглеводів складають 85 %.

Культуральна рідина ферментного препарату Глюковаморину Гх-466 містить 40 кг крохмалю на 1 м<sup>3</sup>. Цю кількість крохмалю слід враховувати при розрахунку крохмалю, який уведено у виробництво.

**Бродіння.** Втрати на цій стадії складаються із втрат зброджуваних вуглеводів на утворення біомаси дріжджів і вторинних продуктів бродіння, наростання кислотності бражки і концентрації вуглеводів, які залишилися незбродженими і витраченими на утворення спирту, що виноситься з бражки діоксидом вуглецю.

При переробці у спирт крохмалевмісної сировини втрати зброджуваних вуглеводів на синтез біомаси дріжджів становлять 1,5 %, на утворення – гліцерину 2,5%, а всього – 4 %; при переробці меляси – на синтез біомаси 1,8...4%, на утворення вторинних продуктів бродіння – 3,8...5,8 %, усього – 5,5...9,8%.

Кількість незброджених вуглеводів – інтегральний показник роботи спиртового заводу, оскільки відображає правильність не тільки процесу бродіння, але й усіх попередніх йому стадій технології. ВНДІПрБ на основі розробленого ним антроново-колориметричного методу визначення зброджуваних вуглеводів у бражці запропонував таку оцінку роботи заводів за цим показником (г/100 мл): 0,25 і менше – відмінна; 0,25...0,35 – добра; 0,35...0,45 – задовільна; більше 0,45 – незадовільна. Визначення вмісту видимих сухих речовин у зрілій бражці використовують лише у цілях орієнтовного оперативного контролю бродіння.

При переробці меляси втрати незбродженого цукру по відношенню до цукру, введеного у виробництво (%),

$$V_{\text{т1}} = \frac{C \cdot 100}{C + 1,543a + 0,45K} ,$$

де С – вміст незбродженого цукру у мелясній бражці, г/100 мл;

1,543 – коефіцієнт переведення одержаного спирту у витрачений цукор;

а – вміст спирту у бражці, об.%; К – наростання кислотності, град.

За даними Укрспиртбіопроду, вміст незбродженого цукру в зрілій бражці, визначений резорциново-колориметричним методом, не повинен перевищувати 0,30 г/100 мл. Втрати зброджуваних цукрів внаслідок недобору не повинні бути більші 2 % по відношенню до введеного у виробництві цукру.

Наростання кислотності у процесі зброджування зерно-картопляного сусла не повинно бути більше 0,2 град. При більшому наростанні кількість втрат зброджуваних вуглеводів (%)

$$B_{T2} = 4,5 MV \cdot 100/Kв,$$

де 4,5 – коефіцієнт, який враховує втрати зброджуваних вуглеводів при наростанні кислотності на 1 град, кг/м<sup>3</sup>; M – понаднормативне наростання кислотності, град.; V – об'єм бражки у бродильному апараті, м<sup>3</sup>; Kв – кількість зброджуваних вуглеводів, введена в бродильний апарат, кг.

Підвищена кислотність зрілої бражки свідчить про інфікованість.

Втрати спирту з газами бродіння допускають до 0,8 %. При наявності герметично закритих бродильних апаратів і спиртовловлювачів втрати не повинні перевищувати 0,2 %.

Втрати спирту при виділенні його з бражки й очистці були розглянуті раніше.

Втрати спирту при перегонці бражки Bт3 (%) можна розрахувати за формулою

$$B_{T3} = 100 Anm V/Kб,$$

де A – вміст спирту у барді, кг/м<sup>3</sup>; n – коефіцієнт для переведення масових відсотків спирту у крохмаль, який дорівнює 1,852; m – коефіцієнт розведення бражки при перегонці, приблизно рівний для одноколонних установок 1,15, для двоколонних – 1; V – об'єм бражки у бродильних апаратах за добу, м<sup>3</sup>; Kб – кількість крохмалю, яка відповідає об'єму бражки, що переганяється, кг.

Невизначені втрати зброджуваних вуглеводів при переробці зерно-картопляної сировини представлені головним чином цукром, що розклався при розварюванні; при переробці меляси – цукром, який розклався при стерилізації і втраченим на утворення спирту, що виносить повітрям у дріжджогенераторах. Невизначені втрати на мелясно-спиртових заводах складають 0,5...0,6 %, а на зерно-картопляних – 0,3 і прийнятих на розварювання – до 4 %.

Встановлені норми виходу спирту з 1 т крохмалю у залежності від виду сировини наведені в табл. 11.1.

Табл. 11.1 Норми виходу спирту з 1 т крохмалю у залежності від виду сировини

Сировина	Спосіб виробництва		
	періодичний	напівбезперервний	безперервний
Картопля	64,7	65,0	65,7
Кукурудза	64,0	64,3	65,0
Жито	62,9	63,2	63,9
Пшениця	63,7	64,0	64,7
Ячмінь	62,4	62,7	63,4
Овес і чумиза	61,8	62,1	62,8
Просо і гаолян	63,5	63,8	64,5
Гречка	61,1	61,4	62,1
Вика, сочевиця, горох	59,1	59,4	60,1
Меляса (у перерахунку на крохмаль)	65,9	-	66,5
Цукровий буряк	61,4	61,7	62,4

Приведені норми виходу спирту розповсюджуються на періодичний і безперервний способи виробництва спирту з меляси і на будь-який із зерно-картопляної сировини з врахуванням надбавок на герметичне закриття бродильних апаратів і встановлення спиртовловлювачів.

При впровадженні технологічних удосконалень затверджені такі надбавки до норм виходу спирту (дал на 1 т крохмалю):

- подовження термінів бродіння до 72 год – 0,8, у тому числі за кожні 6 год понад 48 год – 0,2;
- застосування безперервно-проточного або циклічного способів бродіння при тривалості 60 год (прирівнюється до 72 год періодичного бродіння) – 0,8;
- оцукрювання з вакуум-охолодженням – 0,1;
- повна заміна солоду поверхневою культурою пліснявих грибів – 0,3, часткова заміна – 0,2;
- повна заміна солоду глибинною культурою – 0,7, часткова заміна - 0,2.

Максимально припустимі втрати спирту на безперервно діючих установках для ректифікації спирту-сирцю і брагоректифікаційних установках приведені у табл. 11.2.

Табл. 11.2 Максимально припустимі норми втрат  
(% від спирту, виробленого в умовах виробництва)  
при числі колон в установці без врахування бражної колони

Продуктивність установки, дал/добу	Жовтень – березень			Квітень - листопад		
	2	3	4	2	3	4
<b>Одержання спирту вищої очистки</b>						
1000	0,62	0,65	0,67	0,79	0,82	0,84
1500	0,56	0,59	0,61	0,72	0,75	0,77
2000	0,53	0,56	0,58	0,69	0,72	0,74
2500	0,51	0,54	0,56	0,66	0,69	0,71
3000	0,50	0,53	0,55	0,65	0,68	0,70
3500	0,49	0,52	0,54	0,64	0,67	0,69
4000	0,49	0,52	0,54	0,63	0,66	0,68
4500	0,48	0,51	0,53	0,63	0,66	0,68
5000	0,48	0,51	0,53	0,62	0,65	0,67
5500...6000	0,47	0,50	0,53	0,62	0,65	0,67
<b>Одержання ректифікованого спирту I сорту</b>						
1000	0,60	0,63	0,65	0,76	0,79	0,81
1500	0,55	0,58	0,60	0,70	0,73	0,75
2000	0,52	0,55	0,57	0,67	0,70	0,72
2500	0,50	0,53	0,55	0,65	0,68	0,70
3000	0,49	0,52	0,54	0,64	0,67	0,69
3500	0,49	0,52	0,54	0,63	0,66	0,68
4000	0,48	0,51	0,53	0,62	0,65	0,67
4500	0,48	0,51	0,53	0,62	0,65	0,67
5000	0,47	0,50	0,52	0,62	0,65	0,67
5500...6000	0,47	0,50	0,52	0,61	0,64	0,66

Для установок, продуктивність яких відрізняється від вказаної у табл. 11.2, але не перевищує 6000 дал/добу, норма втрат визначається інтерполяванням значень, які відповідають двом найближчим значенням з продуктивності. При цьому одержані значення округлюються до другого знака після коми.

**Практичний вихід спирту.** Практичний вихід спирту менший теоретичного, тому що частина зброджуваних вуглеводів і спирту, що утворився при бродінні, втрачається. Практичний вихід спирту коливається від 81,5 до 93% від теоретичного. Чим досконаліша технологія і обладнання спиртового виробництва, тим менші втрати зброджуваних вуглеводів і спирту й, отже, практичний вихід більше наближається до теоретичного.

Практичний вихід визначають на основі таких даних виробничого обліку: маса переробленої сировини; вміст в ній зброджуваних речовин; вміст безводного спирту у зрілій бражці; об'єм, температура і відносна густина напівпродуктів; кількість одержаного безводного спирту. Якщо внаслідок переробки  $G$  (т) сировини, яка містить  $\Sigma$  (%) зброджуваних речовин, одержано  $Q$  (дал) безводного спирту, то практичний вихід спирту з 1 т умовного крохмалю (дал)

$$B = Q \cdot 100 / (G \Sigma).$$

При виробництві спирту з меляси у рівняння необхідно підставити вміст зброджуваних цукрів, помножений на коефіцієнт 0,95.

Практичний вихід спирту по відношенню до теоретичного (%)

$$B_r = B \cdot 100 / 71,98.$$

Сумарні втрати зброджуваних речовин і спирту (%)

$$B_t = 100 - B_r.$$

Фактичні втрати при переробці, наприклад, меляси у спирт розраховують таким чином.

Втрати цукру на утворення гліцерину (% до введеного у виробництво)

$$\tau = 10000 B \tau' \cdot 1,394 / \text{Цук},$$

де  $B$  – кількість зрілої бражки, м<sup>3</sup>;  $\tau'$  – вміст гліцерину у зрілій бражці, г/100 мл; 1,394 – кількість цукрози, яка витрачається на утворення 1 г гліцерину, г; Цук – кількість переробленого цукру, кг.

Втрати у вигляді незбродженого цукру (% до введеного у виробництво)

$$H = 10000 B H' / \text{Цук},$$

де  $H'$  – вміст незбродженого цукру у зрілій бражці, г/100 мл.

Втрати спирту при виділенні його з бражки (%)

$$Вт' = \frac{(Cn' \cdot Cn) 100}{\Sigma \cdot 0,95 \cdot 71,98},$$

де  $Cn'$  – кількість безводного спирту, що міститься у зрілій бражці, дал;  $Cn$  – кількість безводного спирту у бражному дистилляті, дал.

Втрати спирту з газами бродіння допускають рівними 0,16 % від кількості одержаного безводного спирту.

На утворення біомаси дріжджів і вторинних продуктів спиртового бродіння, крім гліцерину, витрачається цукру (%)

$$Вт'' = Вт - (\tau + Н + Вт' + У),$$

де  $У$  – втрати спирту з газами бродіння, %.

## ОБЛІК І ЗБЕРІГАННЯ СПИРТУ

Кількість виробленого спирту враховують у декалітрах, приведених при температурі 20° С, у перерахунку на безводний спирт. Об'єм спирту вимірюють за допомогою лічильників спирту, а також конічних і циліндричних мірників. Лічильники спирту призначені тільки для оперативного обліку спирту, одержаного на брагокоректифікаційній установці за певний проміжок часу; визначають об'єм ректифікованого спирту, що пройшов через нього, і одночасно його міцність і об'єм безводного спирту. Показання лічильника спирту правильні при температурі спирту 20° С. У залежності від температури спирту відхилення від справжньої кількості безводного спирту може досягати 1%.

Ректифікований спирт, головна фракція етилового спирту і сивушне масло надходять у спиртоприймальне відділення, яке обладнане спиртоприймальниками прямокутної або циліндричної форми і конічними або циліндричними мірниками. Спиртоприймальники розраховані на зберігання трьохдобової виробки спирту. З них спирт подають у мірники, а потім у спиртосховище закритого типу або у цистерни, розташовані на відкритому повітрі.

Мірники спирту мають перший клас точності і допускають коливання між дійсною і справжньою місткістю не більше  $\pm 0,2$  %. Конічні мірники, що виготовляють місткістю 250...1000 дал, призначені для вимірювання великих кількостей спирту, циліндричний мірник – для вимірювання об'ємів спирту до 75 дал. Спиртоприймальне відділення обладнують двома конічними і одним циліндричним мірником для обліку спирту. Такими ж мірниками вимірюють і головну фракцію. Знаючи об'єм спирту при 20° С і міцність при тій же температурі, розраховують кількість безводного спирту у даному об'ємі. Якщо температура спирту відрізняється від 20° С, то знаходять об'єм його при фактичній температурі, а потім визначають справжню міцність спирту. За справжньою міцністю спирту і його температурою, користую-



чись спеціальною таблицею, знаходять множник, на який необхідно помножити об'єм спирту при фактичній температурі для визначення об'єму безводного спирту, який міститься у ньому, приведеного до температури 20° С.

Зберігають спирт у металічних резервуарах місткістю 100...4000 м<sup>3</sup>. Спиртосховище розраховують на 15-20-добовий запас спирту. Для оперативної передачі його з одного резервуара у другий під час ревізії складу і на випадок ремонту однієї з них встановлюють не менше двох цистерн.

Резервуари закритого типу мають блискавковідводи, які встановлюються на даху будівлі, резервуари відкритого типу – блискавковідводи і заземлювачі.

При зберіганні і перекачці спирту виникають втрати, кількість яких залежить від пори року, відстані перевозки, виду і об'єму тари, числа перекачок.

Причина втрат спирту при зберіганні – “дихання” резервуарів, яке викликане зміною температури зовнішнього повітря, внаслідок чого відбувається рух газів через дихальний клапан. Для зменшення втрат спирту у закритому складі підтримують постійну температуру, резервуари на відкритому повітрі покривають білою фарбою, а влітку зрошують холодною водою. Резервуари повинні мати мінімальний незаповнений об'єм.

### **Контрольні питання і завдання**

1. Як визначити теоретичний і практичний вихід спирту?
2. Як здійснюють облік та зберігання спирту на заводах?

## РОЗДІЛ 12

# ВИКОРИСТАННЯ ПОБІЧНИХ ПРОДУКТІВ ТА ВІДХОДІВ ВИРОБНИЦТВА

## ТЕХНОЛОГІЯ ХЛІБОПЕКАРСЬКИХ ДРІЖДЖІВ

На 16 мелясно-спиртових заводах України на основі виділення дріжджів із зрілої бражки виробляють приблизно 75 тис. т хлібопекарських дріжджів на рік. Цехи хлібопекарських дріжджів при великих спиртових заводах за своєю потужністю не поступаються спеціалізованим дріжджовим заводам.

Питомі капітальні вкладення при організації виробництва дріжджів на спиртових заводах майже вдвічі нижчі, ніж на спеціалізованих заводах, собівартість дріжджів нижча на 45% внаслідок значно менших питомих витрат меляси, теплоенергетичних, трудових та інших витрат.

Технологія хлібопекарських дріжджів складається з таких технологічних стадій: виділення дріжджів із зрілої мелясної бражки, промивка водою й одержання дріжджового концентрату, пресування; формування та упаковка; зберігання.

### ВИДІЛЕННЯ ДРІЖДЖІВ ІЗ ЗРІЛОЇ БРАЖКИ ТА ЇХ ПРОМИВКА

На спиртових заводах для виділення дріжджів із бражки використовують п'яти- і семиступеневу, а також ступенево-кругову схеми сепарування. Вони відрізняються кількістю і принципом організації промивок дріжджів водою, кількістю сепараторів, витратою води, електроенергії.

Типовою вважається семиступенева схема сепарування дріжджів, яку використовували на спиртових комбінатах великої потужності.

**Семиступенева схема сепарування дріжджів.** В основу схеми покладені результати досліджень, проведених у к. ВНДІПрБ і ВНДІХПД, та досвід роботи Лохвицького спиртового комбінату, який вперше у к. СРСР здійснив виробництво хлібопекарських дріжджів. У схемі передбачені двохступеневе виділення і концентрування дріжджів, три протитоккові промивки з ціллю вилучення спирту і двохступенева остаточна промивка дріжджів від залишків бражки.

Об'єм дріжджової суспензії після першого ступеня сепарування складає 20% об'єму зрілої бражки, після другого ступеня сепарування – 5% об'єму зрілої бражки, або 25% об'єму дріжджового концентрату після першого ступеня сепарування. На цьому закінчується виділення дріжджів із зрілої бражки і починається промивка їх артезіанською водою.

Воду подають на третю промивку (перед п'ятим ступенем сепарування). Промивну воду після третьої промивки використовують для другої промивки (перед четвертим ступенем сепарування), а промивну воду після другої промивки – для першої промивки (перед третім ступенем сепарування).

Промивка дріжджів здійснюється в ежекторах, де завдяки великим швидкостям забезпечується добре перемішування води із залишками бражки і промивка дріжджів.

Промивну воду після шостого і сьомого ступенів сепарування дріжджів відводять у каналізацію, а дріжджову суспензію після останнього ступеня сепарування спрямовують у збірник готового концентрату, де охолоджують розсолем до 2...4° С, а потім насосом подають у фільтр-прес.

Вміст біомаси дріжджів у концентраті після сьомого ступеня сепарування складає 400...500 г/л. Загальна витрата води на промивку дріжджів 70... 100% до об'єму зрілої бражки, яка надходить на перший ступінь сепарування. Після фільтр-пресу дріжджі вологістю 72... 75% формують, упаковують і відправляють у холодильну камеру, де їх охолоджують і зберігають при температурі 0...4° С.

Для вловлювання спирту застосовують дріжджові сепаратори закритого типу.

При виділенні дріжджів із бражки за цією схемою досягається їх добра промивка; недоліки – велика кількість сепараторів, великі витрати води і електроенергії.

**П'ятиступенева схема сепарування дріжджів.** На спиртових заводах використовують скорочену схему сепарування і промивки дріжджів (рис. 12.1), що має 4-5 ступенів. Ця схема відрізняється від семиступеневої схеми тим, що виключаються четверта та п'ята промивки дріжджів свіжою артезіанською водою з наступним скидом промивних вод у каналізацію.

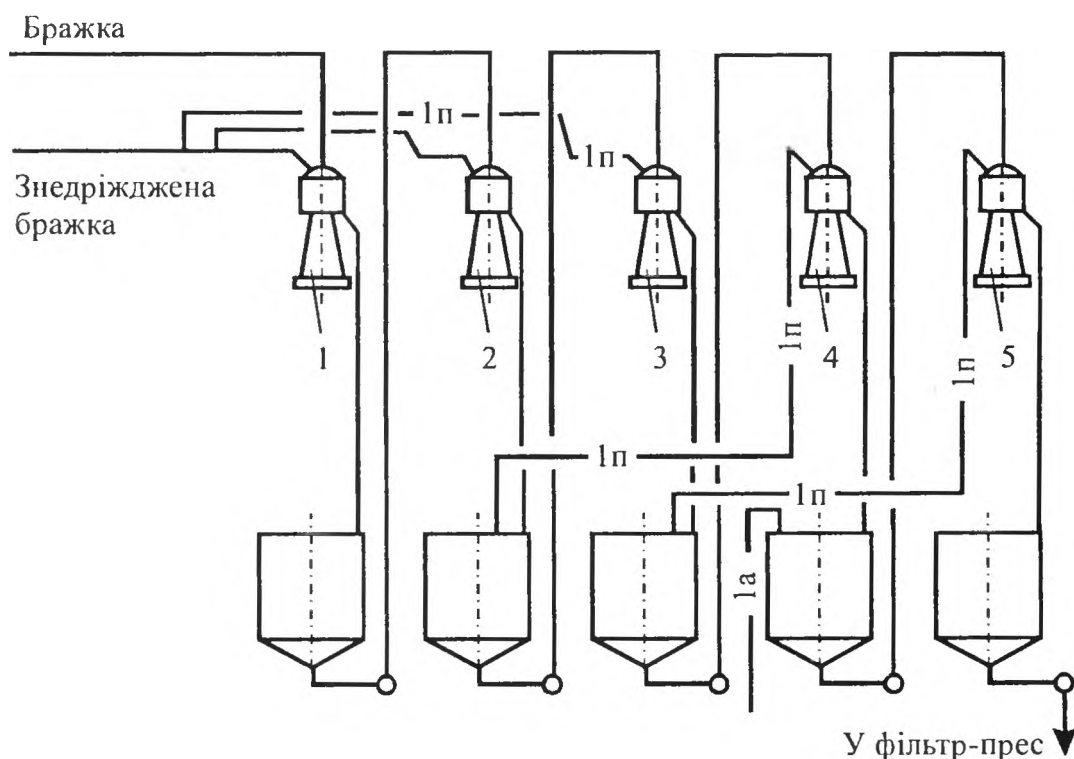


Рис. 12.1 Апаратурно-технологічна схема п'ятиступеневого сепарування дріжджів: 1-5 – ступені сепарації. Умовні позначення: — бражка, дріжджовий концентрат, суспензія; 1а – артезіанська вода; 1п – промивна вода

У раніше розроблених схемах виділення дріжджів із зрілої бражки промивка дріжджів здійснювалася в ежекторах. У теперішній час встановлено, що промивка дріжджів у збірниках дріжджової суспензії більш ефективна, тому що внаслідок тривалішого контакту дріжджової клітини з водою досягається добра відмивка дріжджів від барвних речовин.

Як видно з рисунка, чиста артезіанська вода вводиться тільки у збірник дріжджового концентрату після четвертого ступеня сепарування, з якого подається у сепаратор п'ятого ступеня. На третьому і четвертому ступенях промивка дріжджів здійснюється промивними водами, які надходять від наступних ступенів сепарування.

На практиці чиста вода, окрім п'ятого ступеню, вводиться і на інші ступені промивки, так що витрати води залишаються великими, а якість промивки дріжджів при скороченні кількості ступенів погіршується. При цьому концентрація біомаси дріжджів на останньому ступені сепарування недостатня – лише 300-350 г/л, а вміст спирту у промивній воді складає від 1,0 до 2,5 об. %.

Перевагою цієї схеми є зменшення кількості сепараторів і витрат електроенергії.

**Ступенево – кругова схема сепарування.** Попередні схеми виділення дріжджів із зрілої бражки передбачають ступеневу періодичну промивку дріжджів. Принципова відміна від них ступенево-кругової схеми сепарування полягає у тому, що здійснюють безперервну промивку дріжджів з використанням кругової схеми сепарування.

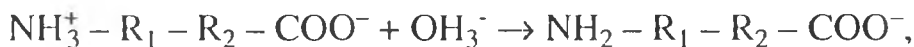
Періодична та безперервна промивки складаються з трьох операцій: додавання води до промивної суспензії, перемішування суспензії з водою і відокремлення промивної води у сепараторах. При періодичній промивці вони проводяться у згаданій послідовності, при безперервній – одночасно. Безперервна промивка, як правило, проводиться при постійному об'ємі дріжджової суспензії, що промивається.

При ступеневій промивці витрати води й електроенергії у 1,8...2,4 рази більші, ніж при безперервній промивці при однаковому ступені відмивки дріжджової суспензії від залишків бражки. При безперервній промивці знижуються втрати дріжджів з промивною водою. Крім цього, для здійснення її потрібно значно менше сепараторів, збірників, насосів і комунікацій, ніж для ступеневої, а для розташування обладнання необхідна мінімальна виробнича площа. Безперервна промивка дріжджової суспензії дозволяє зменшити витрати пари на виділення спирту із промивної води, тому що зменшується її об'єм і підвищується відповідно вміст спирту.

При роботі з застосуванням цієї схеми сепарування дуже важко підтримувати оптимальні умови процесу і, мабуть, тому у виробництві вона не впроваджена.

**Інтенсифікація промивки дріжджів.** Дріжджі, виділені із зрілої мелясної бражки, мають темний колір, що зумовлено адсорбцією на їх поверхні головним чином меланоїдинів. У слабнокислому середовищі, яке підтримується у мелясному суслі, цей процес різко підсилюється при  $\text{pH} < 4$ , коли меланоїдини представляють собою катіони і тому активно сорбуються на поверхні дріжджових клітин, які мають від'ємний потенціал. Способи промивки дріжджів, які застосовують у промисловості, розроблені без урахування електрокінетичних властивостей дріжджових

клітин і барвних речовин. Для інтенсифікації цього процесу треба створити умови, при яких меланоїдини десорбують з поверхні дріжджових клітин, тобто змінити знак заряду одного з взаємодіючих компонентів. Перезарядка дріжджових клітин неприпустима: при втраті заряду вони гинуть, і природно, непридатні для хлібовипечення. Єдиний шлях – змінити знак заряду меланоїдинів. При  $\text{pH} > 9$  меланоїдини перетворюються в аніони:



які повинні десорбувати з поверхні тепер уже однойменнозаряджених клітин. Ці теоретичні передумови способу інтенсифікації промивки дріжджів були підтверджені експериментально.

На цьому принципі заснований спосіб інтенсифікації промивки дріжджів, запропонований к. КТІХПом. Після виділення і концентрування у два ступеня дріжджі двічі у протivotоку промивають артезіанською водою. Після першої промивки створюють  $\text{pH} 11 \dots 13$ , додаючи у дріжджову суспензію розчин гідроксиду нагрію або аміаку. Після такої обробки ферментативна активність і стійкість дріжджів при зберіганні не знижується. Способом КТІХП можна при однаковому ступені видалення барвних речовин виділення і промивку дріжджів проводити у 4 ступеня сепарування, чим скоротити витрати води та електроенергії.

## ПРЕСУВАННЯ, ФОРМУВАННЯ, УПАКОВКА ТА ЗБЕРІГАННЯ ДРІЖДЖІВ

Дріжджі з готового дріжджового концентрату виділяють пресуванням на рамних фільтр-пресах, у які його подають вихровим насосом. Перед пресуванням дріжджовий концентрат охолоджують у збірнику або у теплообміннику до  $4 \dots 6^\circ \text{C}$ , що сповільнює автолітичні процеси.

Фільтр-преси мають 30...50 рам і плит. Пресовані дріжджі залишаються у порожнині рами між серветками двох сусідніх плит. Пресування триває від 30 хв до 2 год, а іноді і більше. По закінченні пресування дріжджі вивантажують у розташований нижче металічний бункер. Продуктивність фільтр-преса за один цикл роботи від 200 до 1200 кг. Вологість пресованих дріжджів – 71...74%.

Тривале пресування дріжджів може бути зумовлене: поганою промивкою дріжджової суспензії, внаслідок чого колоїдні речовини забивають пори полотен, які використовуються для фільтрування; розмноженням дріжджів при високих температурах, які сприяють їх частковому автолізу; недостатньо старанною промивкою серветок (бельтинга); низькою концентрацією дріжджової суспензії (менше 300 г/л); порушенням технологічного режиму пресування. При тривалому пресуванні одержують дріжджі з пластичною консистенцією.

При багатотонажному виробництві дріжджів доцільно використовувати вакуум-фільтри. У порівнянні з фільтр-пресами вакуум-фільтри мають такі переваги: можливість здійснення безперервного пресування дріжджів, менше обслуговуючого персоналу, виключається важка праця, у 10 разів менші витрати фільтруючої тканини, менша виробнича площа для установки обладнання.

Основний недолік вакуум-фільтрів полягає у тому, що дріжджі не завжди мають характерну для них консистенцію, що зумовлено надлишковим вмістом у дріжджах позаклітинної вологи. Для придання дріжджам, які виділені на вакуум-фільтрах, відповідної пластичності достатньо додати до дріжджової біомаси 1,5...2% кухонної солі.

Досвіду експлуатації вакуум-фільтрів у цехах хлібопекарських дріжджів спиртових заводів недостатньо. Вони були встановлені на Лохвицькому спирткомбінаті, але не було досягнуто тієї ефективності, що на спеціалізованих дріжджових заводах, тому що не досягалась необхідна консистенція пресованих дріжджів.

Перспективним є фільтрування дріжджової суспензії на автоматизованих камерних фільтр-пресах ФПАКМ. Незначна тривалість допоміжних операцій і фільтрування в оптимальному шарі при тиску 1,5 мПа дозволяє у 4...15 разів підвищити продуктивність одиниці фільтруючої поверхні. При цьому зменшується витрата фільтрувальної тканини, виключаються витрати ручної праці і створюються сприятливі санітарно-гігієнічні умови для обслуговуючого персоналу. Один оператор може обслуговувати до десяти фільтр-пресів. Пресовані дріжджі вологістю 71...75% і температурою 10...15° С надходять на формування та упаковку. Якщо дріжджі надто сухі і крихкі, їх перед формуванням зволожують, додаючи до 10% води до маси пресованих дріжджів, для надання еластичності до дріжджів додають 0,1% олії. При підвищенні температури дріжджі погано пресуються.

Пресовані дріжджі у бункері формувально-пакувального автомата старанно перемішуються шнеком і через мундштук формувальної машини виходять у вигляді прямокутного бруска, який розрізається туго натягнутою струною на брикети масою 1000, 500, 100 або 50 г. Внутрішню поверхню мундштука покривають спеціальною мастикою, щоб уникнути утворення при формуванні бруска раковин, тріщин і смужок.

При виході із формовочної машини дріжджові бруски загортають у гладкий білий папір. Упаковані бруски складають у полімерні, картонні і дощані ящики по 10...12 кг і за допомогою транспортерів передають їх у холодильну камеру для зберігання.

При нормальних умовах живлення обмін речовин клітини знаходиться у стані рухомої рівноваги. Будучи відділеними від живильного середовища, дріжджі деякий час зберігають свою життєздатність, одержуючи енергію за рахунок використання клітинних резервних вуглеводів. Як показала В.Г. Черниш, пресовані хлібопекарські дріжджі при зберіганні споживають переважно трегалозу, у меншому ступені – глікоген і у дуже незначному – глюкан і манан. Стійкість дріжджів – один із головних показників їх якості – знаходиться у прямій залежності від вмісту у них трегалози.

Після того, як клітина використає більшу частину своїх резервних вуглеводів, настає момент, коли стає помітним зміщення рівноваги. Стан, при якому переважають деструктивні процеси, називають автолізом або саморозщепленням дріжджів.

джів. При цьому розщеплюються власні білки. Клітинні колоїди втрачають здатність утримувати вологу, дріжджі набувають рідкої консистенції.

Присутність кислотоутворюючих бактерій не знижує стійкість дріжджів, тому що ці бактерії містять ендопротеазу; гнилісні ж, навпаки, містять дуже активну екзопротеазу і значно прискорюють псування дріжджів. Стійкість останніх знаходиться у зворотній залежності від інтенсивності протеолізу.

За даними того ж дослідника, під час зберігання дріжджів накопичуються відновлені сполуки, які змінюють окисно-відновний потенціал (ОВП). Із зниженням ОВП зростає активність протеаз, при його від'ємних значеннях брусок дріжджів розм'якшується.

Пресовані дріжджі при зберіганні продовжують слабо дихати або бродити. При добрій вентиляції дріжджів підсилюється дихання, а при поганій вентиляції або відсутності її дріжджі слабо дихають і сильно бродять.

Щоб загальмувати ендогенні процеси у дріжджах і випаровування вологи, у холодильних камерах підтримують температуру  $0...4^{\circ}\text{C}$  і відносну вологість повітря  $82...96\%$ . У цих умовах дріжджі повинні зберігатися не менше 12 діб.

У холодильній камері повинно вміщуватись не менше трьохдобового запасу дріжджів, камери повинні мати гарну вентиляцію. При висоті камери 3 м на  $1\text{ м}^2$  її площі розміщують приблизно 400 кг дріжджів, що складає біля 40% об'єму камери.

Для хлібозаводів у районі розташування спиртового заводу хлібопекарські дріжджі доцільно виробляти у вигляді концентрату, який містить не менше 450 г біомаси дріжджів вологістю 75% у 1 л суспензії. При цьому виключаються процеси пресування і фасування дріжджів у цехах хлібопекарських дріжджів спиртових заводів, а також трудомісткі процеси розгортання брикетів і приготування дріжджової суспензії на хлібозаводах.

## СУШКА ДРІЖДЖІВ

Пресовані хлібопекарські дріжджі містять біля 75% води і тому порівняно швидко псуються при звичайних температурах, їх не можна транспортувати на значну відстань і зберігати тривалий час.

Висушені до вологості біля 8% дріжджові клітини знаходяться у стані анабіозу. Для сушки найбільш придатні дріжджі тугої консистенції з вмістом позаклітинної вологи  $12...17\%$  при загальній вологості  $70...71\%$ . Вода у дріжджовій клітині може бути адсорбційно й осмотично зв'язаною. Адсорбційно зв'язана волога міцно утримується колоїдами клітини і важко випаровується. Втрата її у більшості випадків супроводжується загибеллю клітини, тому дріжджі висушують до вологості не менше 8%. Осмотично зв'язана волога (волога набухання), як і позаклітинна, видаляється без порушення структури клітини.

За швидкістю зневоднення дріжджів процес сушки можна розділити на три періоди:

1) швидке видалення позаклітинної вологи до вологості  $52...53\%$ , при цьому підйомна сила дріжджів і кількість мертвих клітин не змінюється, якщо температура біомаси не перевищує  $38^{\circ}\text{C}$ ;

2) повільне випаровування вільної внутрішньоклітинної вологи до вологості 16...20%;

3) дуже повільне часткове видалення зв'язаної вологи до досягнення рівноважної вологості, коли подальша віддача води дріжджами припиняється.

При збільшенні ступеня подрібнення, зменшенні навантаження на сушильну площу, а також перемішуванні дріжджів прискорюється їх висушування. Для запобігання загибелі і збереження ферментативної активності дріжджових клітин при їх висушуванні необхідно знижувати температуру теплоносія (повітря) з 80...70 °С у першому періоді до 55...50° С у другому і до 45...40° С у третьому, щоб дріжджі не нагрівалися вище 38° С.

Для сушки дріжджів використовують такі сушарки: стрічкові і шахтні, у яких дріжджі перемішуються періодично – при пересипанні їх з полиці на полицю; барабанні з безперервним перемішуванням; вібраційні і флюїдизаційні ( для висушування у “киплячому шарі”).

У процесі сушки якість дріжджів дещо знижується внаслідок часткового інактування ферментів і протеолізу. Ці процеси підсилюються з підвищенням температури теплоносія і вологості дріжджів у початковій стадії сушки. Вважають, що для виробництва сухених дріжджів необхідно використовувати спеціальні штами і культивувати їх при більш високих температурах. При цьому вихід дріжджів знижується, але різко поліпшується їх підйомна сила.

Сухі хлібопекарські дріжджі повинні мати вологість не більше 10%, підйомну силу не більше 90 хв і стійкість при зберіганні не менше 5 міс.

Придатність для виробництва сухих хлібопекарських дріжджів залежить від складу і показників вихідних пресованих дріжджів. Пресовані дріжджі, призначені для висушування, повинні мати такі показники: підйомна сила 55...60 хв, стійкість при температурі 35° С не менше 72 год, осмостійкість не більше 10 хв, виживання клітин при висушуванні не менше 70%, вміст вологи не більше 70%, азоту не більше 1,6%, трегалози не менше 12% (за СР).

Дослідження, проведені у ВТІ, показали, що дріжджі раси В, а також суміш дріжджів раси В і гібрид 112 малоприсади для сушки. Вони містять підвищену кількість азотистих речовин і глікогену, але недостатньо трегалози, мають незадовільну мальтазну активність і стійкість при зберіганні. При високій активності протеаз спиртових дріжджів і забрудненості гнилісними бактеріями відбувається глибокий протеоліз при сушці, який супроводжується утворенням меланоїдинів і у деяких випадках розтіканням дріжджів.

Суміш дріжджів раси В і гібрида 112, які застосовують при двостадійному способі зброджування м'ясного сусла, висушується нерівномірно. Більш дрібні дріжджові клітини раси В зневоднюються швидше, ніж клітини гібриду 112. Підвищена кольорність негативно впливає на якість сухених дріжджів.

Таким чином, вирішення проблеми одержання високоякісних сухих хлібопекарських дріжджів шляхом висушування виділених із зрілої м'ясної бражки дріжджів можливе лише при ціленаправленій зміні складу внутрішньоклітинних речовин і використанні спеціально відібраних штамів спиртових дріжджів.



У к. УкрНДІСПі вивчена можливість одержання сухих харчових дріжджів, придатних як добавки до продуктів хлібопекарної, кондитерської та інших галузей харчової промисловості. На відміну від режиму сушки цукроміцетів при одержанні сухих хлібопекарських дріжджів, при якому повинна максимально зберігатися життєздатність і ферментативна активність дріжджових клітин, умови висушування харчових дріжджів повинні забезпечити повне відмирання клітин без втрат цінних речовин – білка, вуглеводів, вітамінів та ін. Перспективи комплексних досліджень у цьому напрямку дуже широкі.

## ВИХІД ТА ХЛІБОПЕКАРСЬКІ ВЛАСТИВОСТІ ДРІЖДЖІВ

За фізико-хімічними показниками пресовані хлібопекарські дріжджі повинні задовольняти таким вимогам (ГОСТ 171-81):

Вологість, %, не більше .....	75
Підйом тіста до 70 мм, хв, не більше .....	75
Кислотність 100 г дріжджів (у перерахунку на оцтову кислоту) у день вироблення, мг, не більше .....	120
Кислотність 100 г дріжджів після 12 діб зберігання або транспортування при 0...4° С, мг, не більше .....	360
Стійкість при зберіганні, год, не менше .....	48

Поряд з цими показниками хлібопекарських дріжджів особливе значення при приготуванні тіста мають зимазна та мальтазна активності.

Хлібопекарські дріжджі, одержані на спиртових комбінатах, за більшістю аналітичних та біохімічних показників не уступають дріжджам спеціалізованих заводів. Так, підйомна сила дріжджів спиртового заводу була 32...67 хв, а дріжджового 64...88 хв. Зимазна активність спиртових дріжджів була у два рази вища, ніж у хлібопекарських. Мальтазна активність хлібопекарських дріжджів доброї якості повинна бути 85...100 хв, задовільної 110...160, незадовільної – більше 160 хв. Мальтазна активність спиртових дріжджів дуже низька – 620...1000 хв.

При використанні у хлібовипіканні пресованих хлібопекарських дріжджів моноцукриди і цукроза, які містяться у замісі, зброджуються швидко і початкова стадія проходить інтенсивно. Потім, коли цукор муки повністю зброджений, утворена у тісті мальтоза зброджується слабо, тому що дріжджі мають низьку мальтазну активність. Внаслідок цього сповільнюється утворення вуглекислого газу і розпушування тіста у розстойці, подовжується процес приготування тіста

Мальтазну активність дріжджів можна підсилити або ослабити технологічним режимом і умовами культивування дріжджів. Чим вища концентрація збродженого мелясного суслу і більша тривалість бродіння, тим значніше інактивується мальтаза дріжджів. Вирішальним фактором, вважають співробітники к. УкрНДІСП, є підвищення вмісту спирту у бражці, а не дія нецукрів меляси. Тому рекомендують при одержанні хлібопекарських дріжджів у зрілій бражці підтримувати концентрацію спирту 8...8,5 об%. Інактивація дріжджової мальтази під впливом спирту знаходиться у тісному зв'язку з початковою концентрацією мелясного сус-

ла: чим вона вища, тим більше спирту міститься у бражці і тим сильніше пригнічується активність мальтази дріжджів.

Для пошуку умов, які покращують мальтазну активність дріжджів, проведені дослідження з адаптації їх до мальтози на різних стадіях виробництва спирту і хлібопекарських дріжджів. Але дріжджі втрачають придбану мальтазну активність, або ефект незначний.

Більш раціонально використовувати для зброджування мелясного сусла штами спиртових дріжджів, які мають високу мальтазну активність. При зброджуванні сусла дріжджами раси В і гібрида 112 можна отримати хлібопекарські дріжджі з доброю мальтазною активністю (75...105 хв). Досліджені співробітниками ВТІ і к. КТІХПу раси дріжджів К-69 і V-30 мають більш високу мальтазну активність, ніж дріжджі раси В. Встановлено, що при певних способах приготування замісу мальтазна активність дріжджів не має суттєвого значення і при використанні спиртових дріжджів з низькою мальтазною активністю можна приготувати хліб високої якості.

Нормативний вихід хлібопекарських дріжджів складає 1,8 кг на 1 дал спирту. Він може бути доведений до 2 кг/дал при збереженні нормативного виходу спирту з 1 т умовного крохмалю.

При накопиченні біомаси дріжджів у зрілій бражці, яка відповідає виходу хлібопекарських дріжджів понад 2 кг/дал, збільшуються витрати цукру на утворення біомаси і відповідно знижується вихід спирту.

Виробничі випробування на Лохвицькому спиртовому комбінаті способу направленого зброджування мелясного сусла з одержанням спирту і хлібопекарських дріжджів показали, що при додержанні певних умов підготовки меляси до зброджування, дріжджогенерування і збродження мелясного сусла, можна досягнути виходу хлібопекарських дріжджів 3...3,5 кг/дал спирту. Для цього необхідно збільшити об'єм дріжджогенераторів до 30...35 % від загальної кількості дріжджобродильної апаратури, а також передбачити додаткові витрати на 1 т хлібопекарських дріжджів, вироблених понад норми виходу 1,8 кг/дал: цукру 400 кг, карбаміду 45 і технічної ортофосфорної кислоти 22 кг.

Підвищенню виходу хлібопекарських дріжджів сприяє також зброджування мелясного сусла двома культурами дріжджів – В і Г-112 і використання для цієї цілі штама V – 30, більш продуктивного, ніж дріжджі раси В.

## **ВИРОБНИЦТВО КОРМІВ І КОРМОВОГО ВІТАМІННОГО КОНЦЕНТРАТУ**

Вихід барди – основного відходу спиртового виробництва – складає 0,10-0,12 м<sup>3</sup> на 1 дал спирту. Зерно-картопляну барду використовують на корм тваринам у натуральному або висушеному стані.

Зернова барда містить 7-8% сухих речовин, картопляна - 5%. Склад сухих речовин (%): цукрів 0,2-0,45; гліцерину 0,4-0,6; крохмалю 0,1-0,2; геміцелюлоз 1,4-2,3; целюлози 0,3-0,9, а також присутні білки, амінокислоти, органічні кислоти та мінеральні сполуки.

У мелясній барді 7,5 -12% сухих речовин, у тому числі біля 3% неорганічних сполук. Дріжджами засвоюються редуруючі цукри (0,2-0,5%), гліцерин (0,6-0,9%), органічні кислоти (0,5-2,5%), амінокислоти, спирти, глюкозиди, органічні і неорганічні азотовмісні сполуки, солі фосфору, калію, магнію, заліза, мікроелементи і вітаміни. Мелясну барду використовують для виробництва кормових дріжджів, кормового концентрату вітаміну В<sub>12</sub> та газу метану, як пластифікатора для бетону у вигляді сиропу або для одержання органо-мінеральних добрив.

## ВИРОБНИЦТВО СУХИХ КОРМОВИХ ДРІЖДЖІВ

Проблема забезпечення тваринництва і птахівництва білком – одна з найбільш важливих задач. Дефіцит білка в значній мірі поповнюється в результаті збільшення виробництва кормів, які збагачені повноцінними в біологічному відношенні добавками, зокрема дріжджами.

Дріжджі синтезують повноцінний за складом білок і вітаміни в сотні разів швидше рослин і в тисячі разів швидше тварин. Мікробний протеїн за вмістом амінокислот, вітамінів та засвоюваності переважає навіть протеїн тваринного походження.

У раціонах сільськогосподарських тварин повинно бути до 90-130 г протеїну, що перетравлюється на 1 кормову одиницю. У грубих кормах його міститься не більше 50-75 г, в зв'язку з цим корми, що містять вуглеводи, не збалансовані за кількістю і складом білка, використовуються нераціонально. Кормові дріжджі – незвичайне джерело білка у раціоні тварин, вони підвищують біологічну цінність білків інших кормів внаслідок того, що містять усі незамінні амінокислоти (валін, лізин, лейцин, ізолейцин, треонін, метіонін, фенілаланін і триптофан).

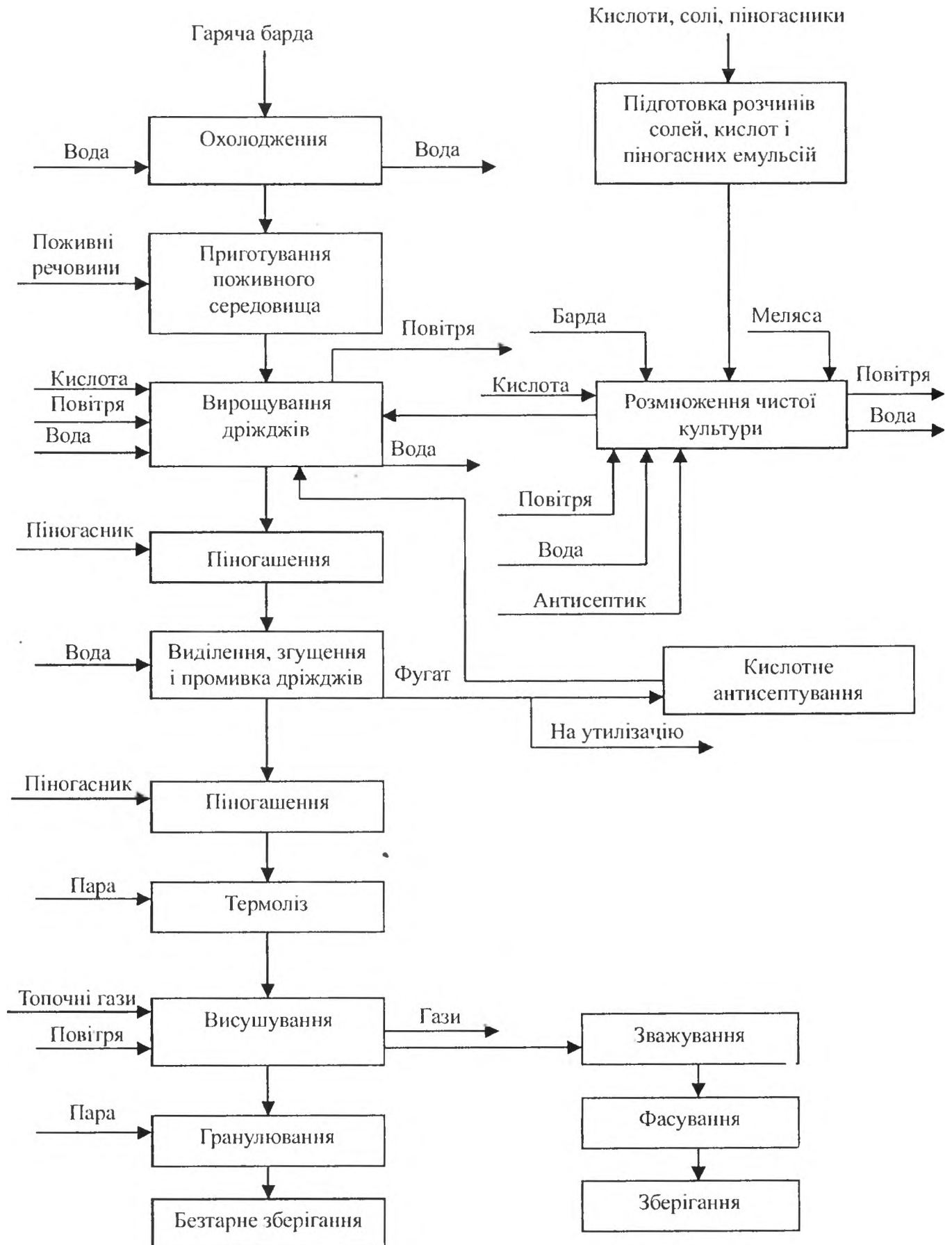
Співвідношення фосфору і кальцію у дріжджах сприяє нормальному розвитку кісткового скелета молодняка. На розвиток тварин позитивно впливають вітаміни і мікроелементи дріжджів. Біотин попереджує захворювання шкіри. За кількістю вітамінів групи В дріжджі переважають усі кормові продукти. Дріжджі містять також токоферол, ергостерин та холін, які є регуляторами метаболізму жирів. Значна кількість вітамінів групи В мають безпосереднє відношення до білкового обміну в організмі тварин. Ферментні системи дріжджів каталізують процеси засвоєння амінокислот і синтезу білка.

Якщо додають до кормів дріжджі, то підвищується приріст ваги тварин і птиці, збільшуються надої і жирність молока, підвищується несучість курей. Наприклад, якщо добавляють до кормів 1 кг сухих дріжджів, то одержують додатково 0,4 кг м'яса свиней, 1,5 кг м'яса птиці, 5,7 л молока, 30-40 яєць. У раціоні хутрових тварин дріжджі замінюють до 35% м'яса і в цьому випадку прискорюється розмноження тварин і покращується якість хутра.

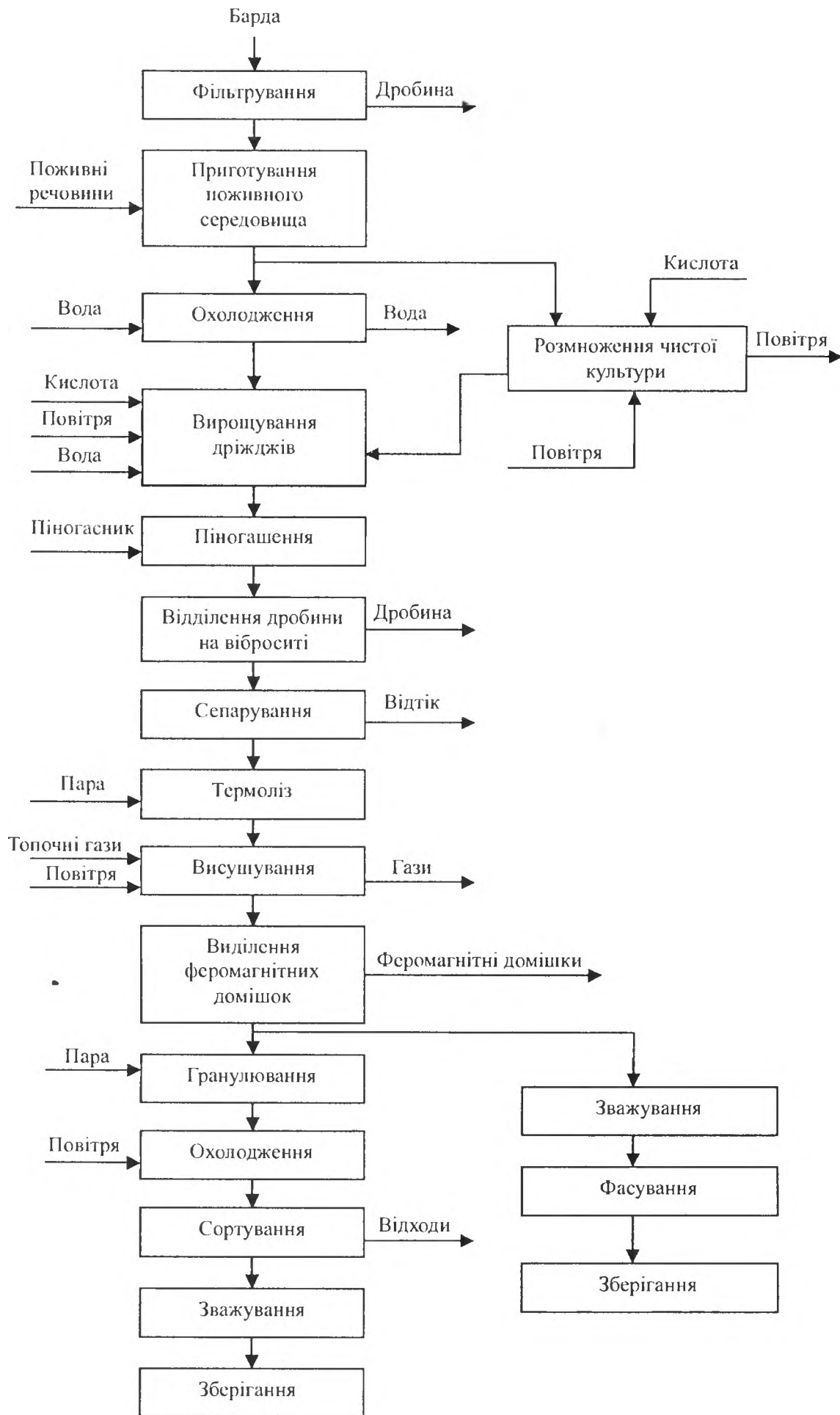
Кормові дріжджі вирощують, як на мелясній, так і на зерновій барді. Вихід сухих кормових дріжджів складає 1,5-2,5 кг/дал спирту, виробленого із меляси, 1,5 кг/дал – із картоплі і 2,5-3,5 кг/дал – із зерна.

Незалежно від основної сировини всі схеми виробництва сухих кормових дріжджів включають такі основні стадії: приготування поживного середовища, розмно-

ження чистої культури дріжджів, вирощування їх, піногашення і промивання, термоліз, сушіння і фасування, транспортування і зберігання (див. технологічні схеми).



Технологічна схема виробництва сухих кормових дріжджів на м'ясній барді



Технологічна схема виробництва сухих кормових дріжджів на зерновій барді

## ХАРАКТЕРИСТИКА КУЛЬТУР ДРІЖДЖІВ, ЯКІ ВИРОЩУЮТЬ НА БАРДІ

Дріжджі, які вирощують на мелясній і зерновій барді, повинні відповідати таким вимогам: бути непатогенними, мати велику швидкість розмноження на даному поживному середовищі, асимілювати найбільшу кількість поживних речовин середовища з високим економічним коефіцієнтом, добре виділятися сепаруванням, бути стійкими до контамінуючої мікрофлори й інгібіторам росту, забезпечувати потрібну кількість протеїну і за хімічним складом відповідати вимогам стандарту. Під час відбору культур дріжджів потрібно враховувати також їх потребу у вітамінах та інших біологічних стимуляторах росту, а також поліауксію – черговість використання різних поживних речовин середовища.

Для вирощування на мелясній барді використовують дріжджоподібні гриби *Candida utilis*, *Trichosporon cutaneum*, *Torulopsis pinus*, а на зерновій барді - *Candida arborea*, *C.tropicalis* СК-4.

Дріжджі *Candida utilis* послідовно споживають глюкозу, ксилолу, не повністю - галактозу і не асимілюють арабінозу. Вони не потребують вітамінів. Дріжджі *C.tropicalis*, крім глюкози і ксилולי, споживають також галактозу і частково арабінозу.

Різні види дріжджів з різною швидкістю засвоюють гліцерин і органічні кислоти. Наприклад, дріжджі *Candida utilis* і *Tr. cutaneum* більш активно і повніше асимілюють молочну кислоту і гліцерин, які складають більше 1/3 усіх засвоєваних джерел вуглецю, і накопичують більше біомаси у порівнянні з дріжджами *C.tropicalis*. Дріжджі *Tr. cutaneum* здатні засвоювати піролідонкарбонову кислоту, а також пептони, пептиди і ліпіди, які не засвоюються дріжджами *C.utilis* і *Tr. pinus*. Ці особливості дріжджів беруть до уваги під час підбору їх суміші для вирощування на різних за хімічним складом поживних середовищах.

## ПРИГОТУВАННЯ ПОЖИВНОГО СЕРЕДОВИЩА

Для вирощування дріжджів готують поживне середовище змішуванням охолодженої барди з розчинами фосфор- і азотовмісних солей. Якщо концентрація барди більша 8%, її розбавляють лютерною водою до вмісту сухих речовин 6,8-7%. Було встановлено, що змішана культура дріжджів видів *C.utilis*, *Tr. pinus* і *Tr. cutaneum* може бути використана для синтезу біомаси і при переробці барди з концентрацією 10-12% СР. Питомі витрати кисню у цьому випадку складають 1,7-1,9 г  $O_2$ /г АСД.

Для приготування поживного середовища використовують збірник-змішувач, місткість якого розрахована на 30-40 хвилинну продуктивність цеху. Відтоки від сепарації культурального середовища асептують кислотою і повертають частково в дріжджоростильний апарат.

Гарячу барду перед її використанням витримують при температурі 95-98° С протягом 30-45 хв у стерилізаторі-витримувачі безперервної дії.

Апаратно-технологічна схема приготування поживного середовища на основі мелясної барди наведена на рис. 12.2. Поживні солі (карбамід, діамоній фосфат) зважують на вагах 1 і за допомогою тельфера 2 подають у збірник-розчинник солей 14, місткість якого 0,3-0,5 м<sup>3</sup> на 1 т дріжджів на добу. У збірник-розчинник вводять ортофосфорну кислоту з мірника 3 і воду. Суміш перемішують і через уловлювач 13 відцентровим насосом 12 спрямовують у мірник-дозатор 4, а потім у збірник-змішувач 6.

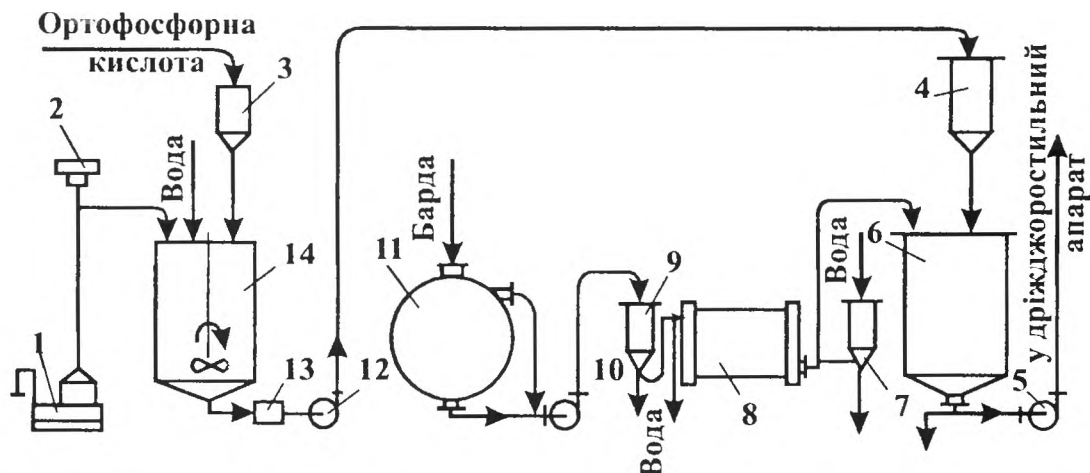


Рис. 12.2 Апаратно-технологічна схема приготування живильного середовища з мелясної барди

Гаряча барда з брагоректифікаційного відділення поступає у стерилізатор-виримувач 11, з нього насосом 10 через фільтр 9 і теплообмінник 8 подається в збірник-змішувач, звідкіля поживне середовище насосом 5 перекачують в дріжджоростильні апарати. Вода в пластинчастий теплообмінник 8 надходить через фільтр 7.

Апаратно-технологічна схема приготування поживного середовища на основі зернової барди і приготування чистої культури дріжджів наведена на рис. 12.3.

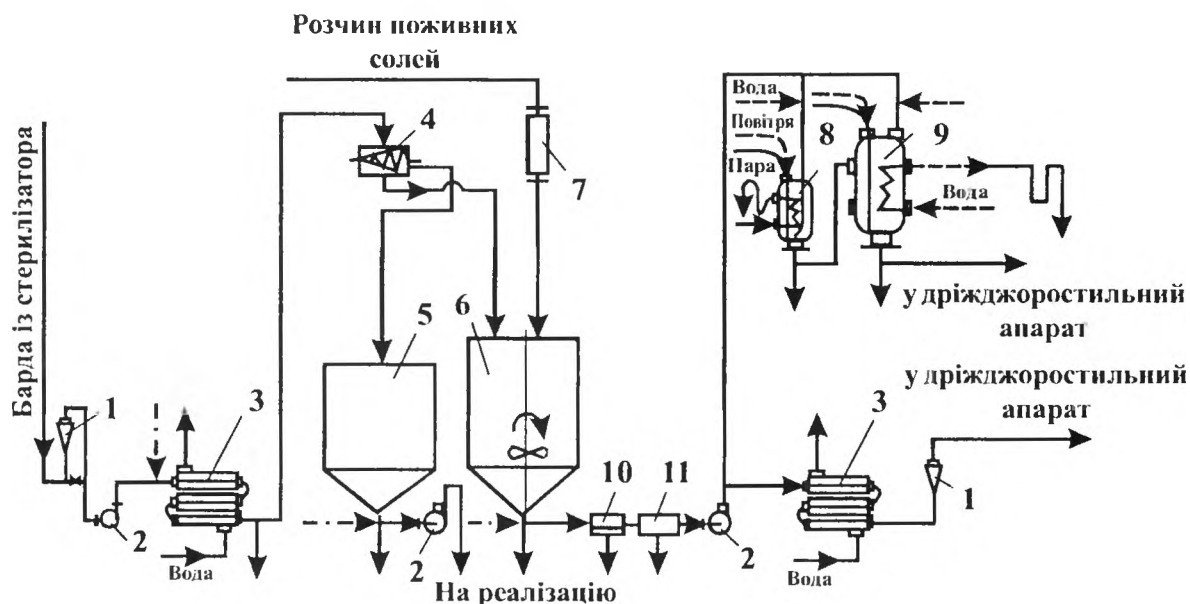


Рис. 12.3 Апаратно-технологічна схема приготування живильного середовища із зернової барди і приготування чистої культури дріжджів

Із стерилізатора-витримувача барду через ротаметр 1 насосом 2 подають у теплообмінник 3, а з нього на сито для розділення 4. дробину направляють у збірник 5 і з нього насосом 2 на реалізацію. Грубий фільтр барди надходить у збірник-змішувач 6, куди з мірника-дозатора 7 подають розчин поживних солей. Поживне середовище через уловлювачі 10 і 11 насосом 12 перекачують або в апарати 8 і 9 чистої культури (АЧК), або через теплообмінник 3 і ротаметр 1 в дріжджоростильний апарат.

Перед подачею в збірник-змішувач барду охолоджують до 20-25° С в залежності від температури повітря, яке нагнітають у дріжджоростильні апарати, й інтенсивності розмноження дріжджів. Охолодження барди регулюють так, щоб температура культурального середовища у дріжджоростильних апаратах була 33-35°С.

Для охолодження мелясної барди використовують пластинчасті теплообмінники, а для зернової – теплообмінники типу “труба в трубі”. Пластинчасті теплообмінники мають невеликі розміри, легко і швидко очищуються, мають високий коефіцієнт теплопередачі – 1100-1200 Вт/(м<sup>2</sup> К), а коефіцієнт теплопередачі теплообмінників типу “труба в трубі” – 460-520 Вт/(м<sup>2</sup> К). Зернова барда містить завислі тверді частинки, тому пластинчасті теплообмінники не можуть бути використані для її охолодження.

Для охолодження 1 м<sup>3</sup> барди за годину від 100 до 20° С при температурі охолоджуючої води 15-18° С необхідна площа поверхні теплообміну пластинчастого теплообмінника 7-7,5 м<sup>2</sup> а трубчастого теплообмінника – 11-12 м<sup>2</sup>.

Перед подачею охолоджуючої води в пластинчастий теплообмінник її очищують від механічних домішок за допомогою сітчаного фільтру з отворами діаметром 0,3 мм. Крім того, через кожні 2-3 доби змінюють напрям руху води і барди, що охолоджується, для того, щоб змити з однієї сторони пластин забруднення від барди, з другої – солі, які відклалися, і органічні домішки води. Через 2-3 місяці теплообмінники миють лужним розчином, нагрітим до 60-70° С, пропускаючи його через теплообмінник протягом 15-30 хв.

Склад і концентрація компонентів поживного середовища впливають на швидкість розмноження, вихід і склад дріжджів.

Джерела вуглецю для дріжджів – моно- і дицукриди, карбонові кислоти, амінокислоти, гліцерин. Для повного використання вуглецю в барді недостатньо за своєю форм азот- і фосфоровмісних сполук, тому додають карбамід і ортофосфору кислоту або діамонійфосфат.

Витрати фосфорного Р або азотного N живлення (кг/ м<sup>3</sup>)

$$G_{PN}=(F \cdot m \cdot K)/(m_1)-m_2, \quad (12.1)$$

де F – вихід абсолютно сухих дріжджів (АСД) із 1 м<sup>3</sup> барди;

m – вміст фосфорного ангідриду (P<sub>2</sub>O<sub>5</sub>) або азоту (N) в АСД, % (відповідно 4-4,5 і 7,5-8%).

K – коефіцієнт надлишку фосфорного або азотного живлення (відповідно 1,3 і 1,07);

m<sub>1</sub> – вміст у джерелі живлення P<sub>2</sub>O<sub>5</sub> або N, % (P<sub>2</sub>O<sub>5</sub> в 70%- ній ортофосфорній кислоті 50,7%, у діамонійфосфаті 53,8%; вміст азоту у карбаміді 46,0%, у сульфаті амонію 20,5%);



$m_2$  – вміст  $P_2O_5$  або засвоюваного азоту в барді, кг/ м<sup>3</sup>.

Вихід дріжджів (кг/ м<sup>3</sup>)

$$F = z \cdot f(100 - B) 10^{-4}, \quad (12.2)$$

де  $z$  – вміст джерел вуглецю в 1 м<sup>3</sup> барди, кг;

$f$  – вихід дріжджів із джерела вуглецю барди (приймають 45%);

$B$  – втрати дріжджів, % (під час сепарування 7%, сушіння - 2%).

Розчини поживних солей і емульсії піногасників готують на добову їх потребу для дріжджового і спиртового цехів. Карбамід і діамонійфосфат розчиняють в 5-6 - кратній кількості теплої води. Розчини змішують з розрахунковою кількістю ортофосфорної кислоти, розбавленою водою у співвідношенні 1:5, і одержану суміш подають у мірники-дозатори, які мають місткість на змінний запас.

Витрати ортофосфорної кислоти і карбаміду розраховують за формулою (12.1), вони складають на 1 м<sup>3</sup> 0,9-1 кг ортофосфорної кислоти і 1-1,1 кг карбаміду або 1,3 кг діамонійфосфату і 0,5 кг карбаміду.

Під час безперервного культивування дріжджів реакція поживного середовища знаходиться в інтервалі рН 3,5-4,2. Мелясна барда має рН 4,8-5,2, зернова – 4,5-4,7, а в процесі культивування цей показник внаслідок засвоювання дріжджами органічних кислот підвищується. Для підтримання рН додають сірчану або соляну кислоту. Сірчана кислота із солями кальцію, які є в барді, утворює сульфат кальцію, соляна кислота спричиняє сильну корозію обладнання, що потребує спеціального його захисту. Для того, щоб суттєво не підвищувати вміст золи у дріжджах, зменшити “гіпсування” і корозію обладнання при вмісті у барді солей кальцію (СаО) більше 0,25%, користуються сумішшю сірчаної і соляної кислот у такому співвідношенні, яке максимально задовольняло б усі перераховані вимоги.

## РОЗМНОЖЕННЯ ДРІЖДЖІВ ЧИСТОЇ КУЛЬТУРИ

Чисту культуру дріжджів розмножують для засіву середовища в дріжджоростильних апаратах на початку виробництва і періодично при необхідності заміни культури.

Чиста культура повинна містити велику кількість молодих, не інфікованих контамінуючою мікрофлорою і здатних розмножуватися дріжджових клітин.

Засівні дріжджі одержують розмноженням у декілька стадій: у колбах на качалці, починаючи з пробірок із агаризованим середовищем до утворення 3-5 л культури; в АЧК місткістю 0,63 і 6,3 м<sup>3</sup>; у дріжджовому апараті місткістю до 25 м<sup>3</sup>; у дріжджогенераторі місткістю 100 м<sup>3</sup>.

У колбах і АЧК-1 для розмноження дріжджів використовують мелясне сусло концентрацією 4-5% СР, підкислене до рН 4,8-5,0 з додаванням 0,3% по масі меляси діамонійфосфату або 0,2% ортофосфорної кислоти і 0,1% карбаміду. В АЧК-2 і дріжджанці дріжджі розмножують на барді концентрацією 4,5-6,0% СР, при рН 4,5-5,0; у дріжджегенераторі - на барді концентрацією 6-7% СР при рН 3,5-3,8. Тривалість культивування дріжджів при температурі 34-36° С: в колбах 16-20, в АЧК 8-10, в дріжджовому апараті 4-5 і в дріжджогенераторі 3-4 год.

Концентрація біомаси 75-ної вологості в АЧК і дріжджовому апараті складає 15-20 г/л, у дріжджогенераторі – 30-33 г/л. На всіх стадіях поживне середовище аерують.

Під час розмноження чистої культури звертають увагу на фізіологічні особливості дріжджів, які використовують. Так, дріжджі *Tox. pinus* на мелясному суслі розмножуються повільно і мають дрібні клітини, тому їх вирощують окремо від дріжджів *S. utilis*, які швидко ростуть. Під час вирощування на мелясній барді обидві культури ростуть в асоціації. У нормальних умовах виробництва немає потреби часто підсівати чисту культуру.

Чисту культуру *Tr. cutaneum* на всіх стадіях розмножують окремо.

На спиртових заводах, які переробляють зерно і картоплю, чисту культуру у цеху сухих кормових дріжджів розмножують спочатку в колбах із 100 мл стерильного мелясного сусла концентрацією 6% СР протягом 2 діб без перемішування і аерування, а потім у 7-10 колбах місткістю по 700 мл, у яких міститься по 150-200 мл стерильного сусла концентрацією 6% СР. Вирощування дріжджів проводять на качалці при частоті обертання  $200 \text{ хв}^{-1}$  протягом 24 год.

В АЧК-1 місткістю  $0,6 \text{ м}^3$  дріжджі розмножують на суслі із грубого фільтрату барди за безперервно-доливною 12-годинною схемою, в АЧК-2 місткістю  $5-6 \text{ м}^3$  – при інтенсивності аерування середовища  $60 \text{ м}^3 / (\text{м}^3 \cdot \text{год})$  протягом 10-12 год. Після цього дріжджі вирощують у дріжджоростильних апаратах безперервним способом.

## ВИРОЩУВАННЯ ТОВАРНИХ ДРІЖДЖІВ

Дріжджі вирощують безперервно-проточним способом. При оптимальному складі середовища і сприятливих умовах культивування лімітуючим фактором часто є вміст розчиненого в середовищі кисню. Достатньою вважають таку інтенсивність аерування, при якій концентрація розчиненого в середовищі кисню дорівнює критичній або дещо перевищує її. Швидкість  $V$  засвоєння дріжджами розчиненого кисню до критичної концентрації прямо пропорційна його концентрації в середовищі, при концентрації кисню вище критичної залишається постійною (рис. 12.4); швидкість росту дріжджів залежить тільки від їх активності і складу середовища.

Інтенсивність аерування середовища  $[\text{м}^3 / (\text{м}^3 \cdot \text{год})]$

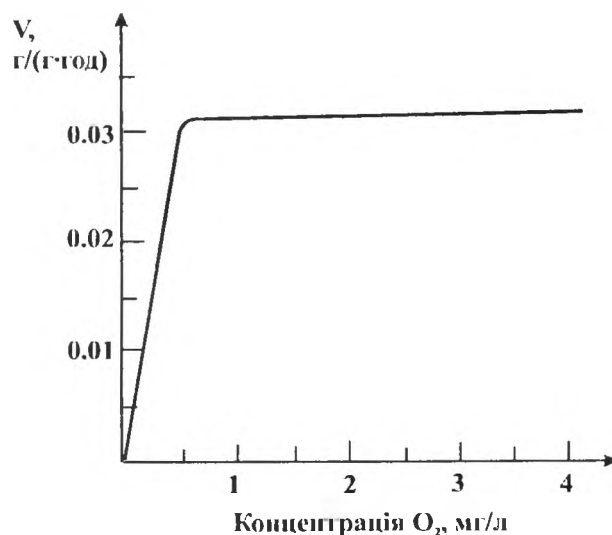


Рис. 12.4 Залежність швидкості споживання кисню дріжджами від його концентрації в середовищі

$$Q = \frac{XDq}{0,3K}, \quad (12.3)$$

де  $X$  – концентрація абсолютно сухих дріжджів (АСД) у середовищі, г/л;

$D$  – швидкість розбавлення середовища в апараті, год<sup>-1</sup> ;

$q$  – витрати кисню на синтез 1г АСД, г (під час вирощування дріжджів на мелясній і зерновій барді  $q=1,5-1,75$  г O<sup>2</sup> на 1 г);  $K$  – коефіцієнт використання кисню повітря, % (в залежності від типу аеруючих пристроїв апарата  $K$  змінюється від 10 до 40%).

Із 1 м<sup>3</sup> повітря, яке надходить на аерування, розчиняється і використовується на синтез біомаси кисню (кг)

$$G_{O_2}=0.21 \cdot 1.48K=0,3K, \quad (12.4)$$

де 0,21 – концентрація кисню в повітрі, долі одиниці;

1,48 – маса 1 м<sup>3</sup> кисню при нормальних умовах, кг.

Інтенсивність аерування середовища в дріжджоростильних апаратах з ерліфт-ним повітророзподіленням складає 50-60 м<sup>3</sup>/(м<sup>3</sup>·год).

До кожного дріжджоростильного апарату під'єднують самостійну повітродувку: до апарата місткістю 320 м<sup>3</sup> – повітродувку ТВ-80-1,6 продуктивністю 5 000 м<sup>3</sup>/год; до апарата місткістю 600 м<sup>3</sup> – повітродувку ТВ-175-1,6 продуктивністю 10 000 м<sup>3</sup>/год. Дріжджогенератор з'єднують з повітродувкою ТВ-50-1,6 продуктивністю 3 000 м<sup>3</sup>/год.

Основний показник роботи дріжджоростильного апарата – його продуктивність, яку виражають кількістю абсолютно сухої біомаси в кілограмах, яку отримують із 1 м<sup>3</sup> корисного об'єму апарата за 1 год. Розрізняють максимальну й оптимальну продуктивність. Для максимальної продуктивності характерні велика вихідна концентрація поживних речовин у середовищі і підвищена залишкова їх концентрація після культивування дріжджів. При оптимальній продуктивності досягається найбільша продуктивність апарата з максимальним виходом продукту з одиниці сировини і з найменшими витратами допоміжних матеріалів. У цьому випадку швидкість потоку повинна відповідати швидкості розмноження дріжджів.

Продуктивність процесу [кг/(м<sup>3</sup>·год)]

$$P=X_6 \cdot \mu = X_6 \cdot D, \quad (12.5)$$

де  $X_6$  – концентрація абсолютно сухої біомаси г/л;

$\mu$  – питома швидкість розмноження дріжджів, год<sup>-1</sup>.

Продуктивність апарата залежить від коефіцієнта абсорбції кисню, ступеня використання кисню повітря, питомої потреби кисню на синтез одиниці біомаси з даного виду сировини й економічного коефіцієнта синтезу.

Із збільшенням швидкості розбавлення середовища в апараті  $D$  в порівнянні з оптимальним значенням концентрація дріжджів у середовищі зменшується, а поживних речовин – збільшується; втрати останніх з потоком збільшується, внаслідок чого економічність процесу погіршується. При зменшенні  $D$  досягається більш повне використання поживних речовин, кількість біомаси збільшується, але зменшується число клітин, які брунькуються, і швидкість їх розмноження.

Якщо послаблюється активність культури, то зменшується вихід біомаси з одиниці поживних речовин.

Економічніше культивування при більшій швидкості розбавлення середовища (більшій питомій швидкості росту).

Можлива концентрація біомаси в середовищі (кг/м<sup>3</sup>)

$$X_6 = S_0 \cdot v, \quad (12.6)$$

де  $S_0$  – концентрація вуглевмісних речовин, які асимілюються, у вихідному середовищі, кг/м<sup>3</sup>;  $S_0 = 30-40$  кг/м<sup>3</sup>;

$v$  – середній вихід АСД з асимільованих джерел вуглецю, який дорівнює 45 кг/100кг (45%).

Фактична концентрація біомаси (кг/м<sup>3</sup>)

$$X'_6 = (S_0 - S) \cdot V, \quad (12.7)$$

де  $S$  – залишкова концентрація вуглевмісних речовин, які асимілюються в культуральному середовищі, кг/м<sup>3</sup> (допускають рівній концентрації поживних речовин, які лімітують ріст дріжджів, 0,2 кг/м<sup>3</sup>).

Оптимальну концентрацію дріжджів в апараті, при якій швидкість розчинення кисню ще забезпечує нормальне розмноження дріжджових клітин, встановлюють у кожному конкретному випадку дослідним шляхом, попередньо задавшись нормальним виходом продукту з одиниці сировини.

При великій швидкості розбавлення і наявності в середовищі легко- і важкозасвоюваних джерел вуглецю використовуються тільки ті, які легко засвоюються. Тому для запобігання втрат поживних речовин сповільнюють вирощування або здійснюють використання важко засвоюваних речовин послідовно у другому апараті завдяки двоступеневому культивуванню.

Якщо вуглевмісні поживні речовини не лімітують швидкість процесу вирощування дріжджів, то продуктивність дріжджоростильного апарата (м<sup>3</sup>/год)

$$P = V_p \cdot K_D / q, \quad (12.8)$$

де  $V_p$  – робочий об'єм апарата, м<sup>3</sup>;

$K_D$  – коефіцієнт абсорбції кисню, кг/(м<sup>3</sup>·год).

Коефіцієнт абсорбції кисню визначають дослідним шляхом або за формулою

$$K_D = X_{кр} \cdot \mu \cdot q \cdot \eta, \quad (12.9)$$

де  $X_{кр}$  – критична концентрація дріжджів, кг/м<sup>3</sup>;

$\eta$  – ККД аеруючого пристрою, долі одиниці.

Критична концентрація дріжджів  $X_{кр} = 10-15$  кг/м<sup>3</sup>;  $K_D = 1,8-2$  кг/(м<sup>3</sup>·год). Під час вирощування дріжджів  $\mu = 0,14-0,16$  год<sup>-1</sup>.

Кількість дріжджоростильних апаратів встановлюють з урахуванням наявності барди (0,10-0,12 м<sup>3</sup> на 1 дал спирту) і тривалості циклу роботи апарата 7-8 год.

Найбільш поширені апарати із центральним ерліфтним повітророзподіленням і дифузором загальною місткістю 320 і 600 м<sup>3</sup> (корисний об'єм 85 і 170 м<sup>3</sup>), а також апарати такої ж місткості із роззісередженою ерліфтною системою аерації УкрНДІСПу.

Дріжджоростильні апарати з'єднують трубопроводами в блоки з двох апаратів або трьох–двох головних, які діють паралельно, і одного кінцевого.

У кожному дріжджоростильному апараті дріжджі вирощують окремо або послідовно з протоком поживного середовища через два апарати. Культуральна рідина, звільнена від дріжджів (відтік) є відходом виробництва. Під час вирощування

дріжджів частково залишаються не використаними важкозасвоювані речовини м'ясної барди - піролідонкарбонова кислота, пептони, пептиди та ін., що спричиняє до зменшення виходу дріжджів.

Для більш повного використання поживних речовин, зменшення витрат допоміжних матеріалів, кількості відтоків і економії води використовують до 70% відтоків (від вихідної барди) для повернення їх безпосередньо в дріжджоростильні апарати. Перед використанням відтоки підкисляють сірчаною кислотою до рН 3,5-4,0 або соляною кислотою до рН 1,8-2,0 і витримують протягом 1-2 год.

Швидкість розбавлення середовища в дріжджоростильних апаратах встановлюють  $0,143 \text{ год}^{-1}$ , що відповідає часу перебування середовища в апараті протягом 7 год.

Концентрація біомаси в культуральному середовищі складає 36-40 г/л. Витрати повітря під час вирощування дріжджів  $55-60 \text{ м}^3/(\text{м}^3 \cdot \text{год.})$ .

## ВИДІЛЕННЯ І ПРОМИВКА ДРІЖДЖІВ

Культуральне середовище із дріжджоростильних апаратів виходить у вигляді пінно-рідинної суміші густиною  $0,25 \text{ г/см}^3$ . Перед виділенням дріжджів піну руйнують, бо при її наявності зменшується продуктивність насосів і сепараторів, збільшуються втрати дріжджів.

Піну руйнують хімічним або механічними засобами. Як піногасники використовують поверхнево-активні речовини: гідрофузи, соапсток, олеїнову кислоту. Для більш ефективної дії піногасники перетворюють у водну емульсію з розбавленням 1:6 (із вмістом жиру 5-10%).

Для механічного руйнування піни використовують спеціальні апарати-піногасники різних конструкцій.

На заводах, які виробляють спирт із м'яси, дріжджову суспензію після гасіння піни подають безпосередньо на сепаратори. На спиртових заводах, які працюють з використанням зерна і картоплі, дріжджову суспензію з апаратів-піногасників безперервно подають на вібросита з отворами 0,22-0,25 мм; схід із вібросита виходить у збірник дріжджового концентрату, дріжджова суспензія – у збірник, а з нього на сепаратори.

На заводах, які переробляють м'ясо, дріжджі виділяють і промивають в основному на сепараторах трьох груп: на першій одержують дріжджову суспензію з концентрацією біомаси 120-160 г/л, на другій її згущують до 250-300 г/л, на третій - до 450-500 г/л. Суспензію від сепараторів кожної групи зливають в окремі збірники.

На заводах, які переробляють зерно і картоплю, дріжджі виділяють на сепараторах двох груп, сепаратори другої групи працюють по замкнутому циклу (кругова сепарація). Із сепараторів першої групи дріжджова суспензія безперервно поступає в збірник, у який також подають суспензію із сепараторів другої групи. Після досягнення заданої концентрації суспензії (не менше 450 г/л) замкнутий контур на деякий час переривають і суспензію із сепараторів другої групи спрямовують у збірник концентрованої дріжджової суспензії.

До надходження на сепаратори культуральне середовище і промивна вода проходять через ситчастий фільтр із отворами діаметром 0,3 мм. Для виділення дріжджів використовують сепаратори А1-ВВС продуктивністю 25 м<sup>3</sup>/год, СОС-501-К-3 (35 м<sup>3</sup>/год) і СДС-531-К-3 (50 м<sup>3</sup>/год). Сепаратори миють через 8-16 год безперервної роботи. Втрати дріжджів з відтоками не повинні перевищувати 2-3 клітини в полі зору мікроскопа і не більше 7% від їх загальної кількості.

## ТЕРМОЛІЗ ДРІЖДЖІВ

Термоліз дріжджів полягає в тепловому руйнуванні оболонок дріжджових клітин і супутніх мікроорганізмів. Цілі термолізу: біологічне знешкодження дріжджів і бактерій, що необхідно для кращого засвоєння їх тваринами і запобігання захворювань; зменшення в'язкості суспензії, руйнування піни і виділення із суспензії повітря і діоксиду вуглецю, внаслідок чого забезпечується рівномірна подача суспензії в сушарку і створюються умови для нормальної її роботи; зменшення втрат біомаси на життєдіяльність клітин під час зберігання їх у збірнику.

Термоліз дріжджів здійснюють безперервним способом в установці, яка включає підігрівач і витримувач однакових розмірів і загальною місткістю, розрахованою на 45-хвилинне перебування в них суспензії. Обидва апарати мають змішувачі і змійовики для підігрівання суспензії. Дріжджову суспензію з останнього ступеня сепараторів подають у нагрівач, де постійно підтримують температуру 75° С подачею пари у змійовик. Нагріта суспензія безперервно перетікає у витримувач, а із нього насосом подається в сушарку.

Апаратурно-технологічна схема вирощування товарних кормових дріжджів, їх виділення і термолізу наведена на рис.12.5. У дріжджоростильний апарат 1 безперервно подають живильне середовище, а на початку вирощування – засівні дріжджі.

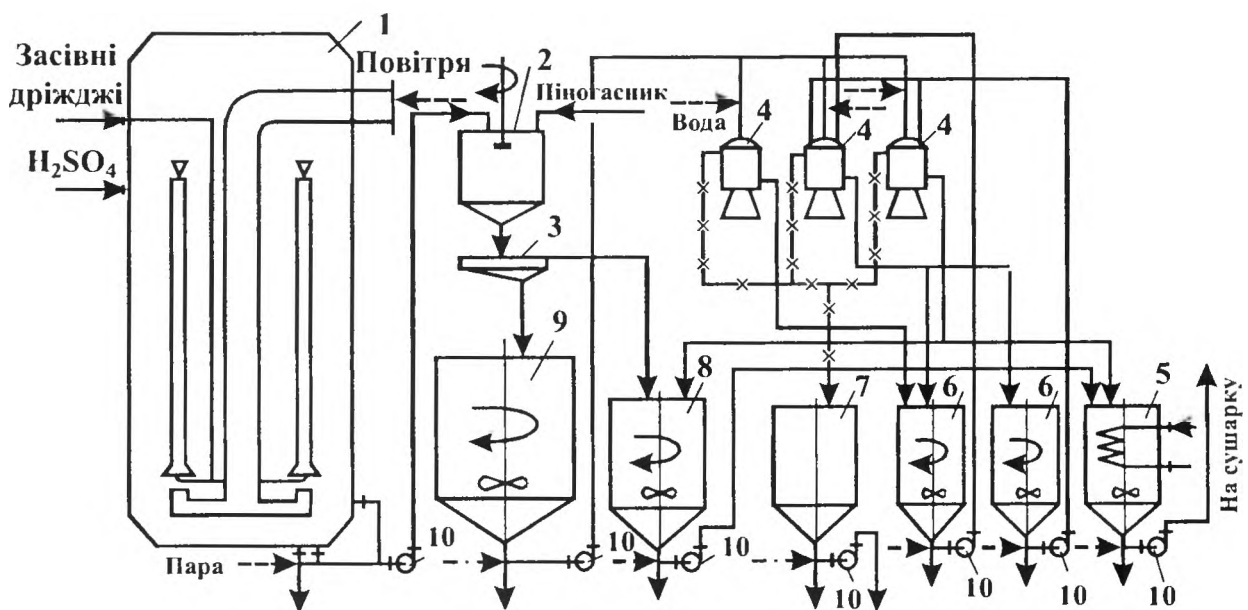


Рис. 12.5 Апаратурно-технологічна схема вирощування товарних кормових дріжджів на зерновій барді, їх виділення і термолізу

джі і при безперервному аеруванні дріжджі культивують. Готову культуру насосом 10 перекачують в апарат 2 для піногасіння, куди спрямовують емульсію хімічних піногасників.

З апарата для піногасіння культуральна рідина надходить на розподілювальне вібросито 3, з якого схід подають у збірник дріжджової суспензії 8, а культуральну рідину – в збірник 9 і з нього насосом 10 на сепаратори 4. Дріжджову суспензію з сепараторів спрямовують у збірники 6 і після кругового сепарування в збірник дріжджового концентрату, а з нього насосом 10 в термолізатор 5. Термолізовану дріжджову суспензію насосом 10 перекачують на сушарку. Відтік із сепараторів збирають у збірнику 7 і насосом 10 подають у витратні ємності на реалізацію або в випарну установку для згущення і випаровування.

## СУШІННЯ ДРІЖДЖІВ

Термолізовану дріжджову суспензію висушують на розпилювальних або вальцьових сушарках. Вальцьові сушарки використовують тільки в невеликих цехах кормових дріжджів, де кількість випареної вологи не перевищує 1 т/год.

Вальцьова сушарка складається з двох розміщених поряд пустотілих горизонтальних барабанів (вальців), під кожним з яких встановлено корито. Дріжджову суспензію подають в обидва корита. Вальці обертаються в протилежних напрямках з частотою 6-8 хв.<sup>-1</sup>

Барабани обігріваються з внутрішньої сторони паром, що подається під тиском 0,35-0,4 МПа. Нижня частина їх циліндричної поверхні змочується дріжджовою суспензією і за один оберт барабанів (8-10 с) дріжджі висушуються до вологості не більшої 10%. З протилежної сторони барабанів розміщені ножі, які зрізують висушені дріжджі з поверхні барабанів. Сухі дріжджі транспортують у відділення фасування механічними транспортерами або пневмотранспортом.

Продуктивність двовальцьової сушарки СДВ-1200 по випареній воді складає 1-1,2 т/год по сухих дріжджах при концентрації біомаси в суспензії 500 г/л (12% СР) – 250 кг/год. На 1 кг випареної вологи витрачається 1,7 кг пари, а на 1 кг сухих дріжджів – 6-12 кг пари в залежності від концентрації біомаси в суспензії.

Розпилювальна сушарка складається з циліндричної сушильної камери (діаметр 8-10 м, висота циліндричної частки 5,5-7 м, конічної 6,6-8,7 м), в середині якої у верхній частині встановлено розпилювальний механізм. Нагріті газу в суміші з повітрям вводяться в сушильну камеру через центральну трубу під розпилювальний диск. Газу, які виходять із сушарки, відводять із середини конуса камери в батарею циклонів.

Висушені дріжджі в основному відбирають із нижньої конусної частини сушильної камери і пневмотранспортом подають на фасування, частково вони виносяться разом з газами, що відходять, в батарею циклонів, де вловлюються і також подаються пневмотранспортом на фасування.

Температура теплоносія на вході в сушарку 280-300° С, газів на виході із сушарки 85-95° С. Розпилена дріжджова суспензія висушується упродовж декількох

секунд. Дріжджі нагріваються до температури не вище 60-65° С, що забезпечує високу якість засвоюваного білка, вітамінів, а також кольору і структури.

При використанні розпилювальних сушарок підвищується якість дріжджів і покращуються санітарно-гігієнічні умови праці у порівнянні із застосуванням вальцових сушарок. Найбільш поширені розпилювальні сушарки марок СРЦ-10/550НК, СРЦ-8/300НК та СРЦ-6,5/215НК продуктивністю з випареної вологи відповідно 7:3,5 і 5,5 т/год. і з висушених товарних дріжджів 1060-1270, 520-640 і 820-980 кг/год. Витрати природного газу або мазуту на 1 кг випареної вологи складають відповідно при нормальних умовах 0,117-0,130 м<sup>3</sup> та 0,110-0,123 кг.

Втрати дріжджів на розпилювальних сушарках не повинні перевищувати 2%.

## ПАКУВАННЯ, ТРАНСПОРТУВАННЯ І ТИМЧАСОВЕ ЗБЕРІГАННЯ СУХИХ КОРМОВИХ ДРІЖДЖІВ

Сухі кормові дріжджі упаковують у трьохшарові паперові крафт-мішки (із клапанами або відкриті) двох розмірів: 80х43,5 і 100х53,5 см, місткістю відповідно 20 і 30 кг дріжджів. Відкриті мішки зашивають за допомогою спеціальної машини типу 33-Е продуктивністю 500 мішків на годину. Для зважування дріжджів застосовують автоматизовані ваги ВАП-20-126 (ДМ-20).

Мішки з дріжджами укладають на піддони і автотранспортом відвозять на склад, де піддони розміщують у три ряди по висоті. На 1 м<sup>2</sup> корисної площі складу розміщують 0,8 т дріжджів. Склад розраховують на 10 діб роботи цеху. Відносна вологість повітря на складі повинна бути не вищою 65%.

До використовувачів мішки з дріжджами транспортують у критих вагонах і контейнерах або в автомашинах.

Для безтарного зберігання і транспортування дріжджі гранулюють за допомогою пресів ДПБ-1,5 продуктивністю 1,5 т/год. У змішувач преса подають сухі дріжджі і суху насичену пару під тиском 0,35 МПа, де вони нагріваються до 76-78° С впродовж 1-2 хв. Вологість гранул на виході із преса 12%. Гранули охолоджують в охолоджувально-сортувальній установці ДСБ-2 до температури 22-25° С, і їх вологість знижується до 10-11,5%.

Сховища для гранульованих дріжджів розраховують на дво-трьохдобовий запас. Використовують залізобетонні або металеві сховища, обладнанні транспортерами для завантаження. Гранульовані дріжджі перевозять насипом залізничним або автомобільним транспортом.

Апаратурно - технологічна схема сушіння, гранулювання і зберігання дріжджів наведена на рис. 12.6. Дріжджову суспензію із термолізатора спрямовують на диск для розпилювання сушарки 1; в топку 2 нагнітають повітря вентилятором 3 і подають мазут. Гази горіння і свіже повітря, яке подають вентилятором 4 у газохід, надходять під розпилювальний диск. Основна маса дріжджів відбирається з нижньої конусної частини сушарки пневмотранспортом і потрапляє в бункер 5, деяка кількість дріжджів виноситься разом з газами, що відходять в батарею циклонів 6, із яких дріжджі подають пневмотранспортом в бункер 5, а газы відсмоктують вентилятором в атмосферу.



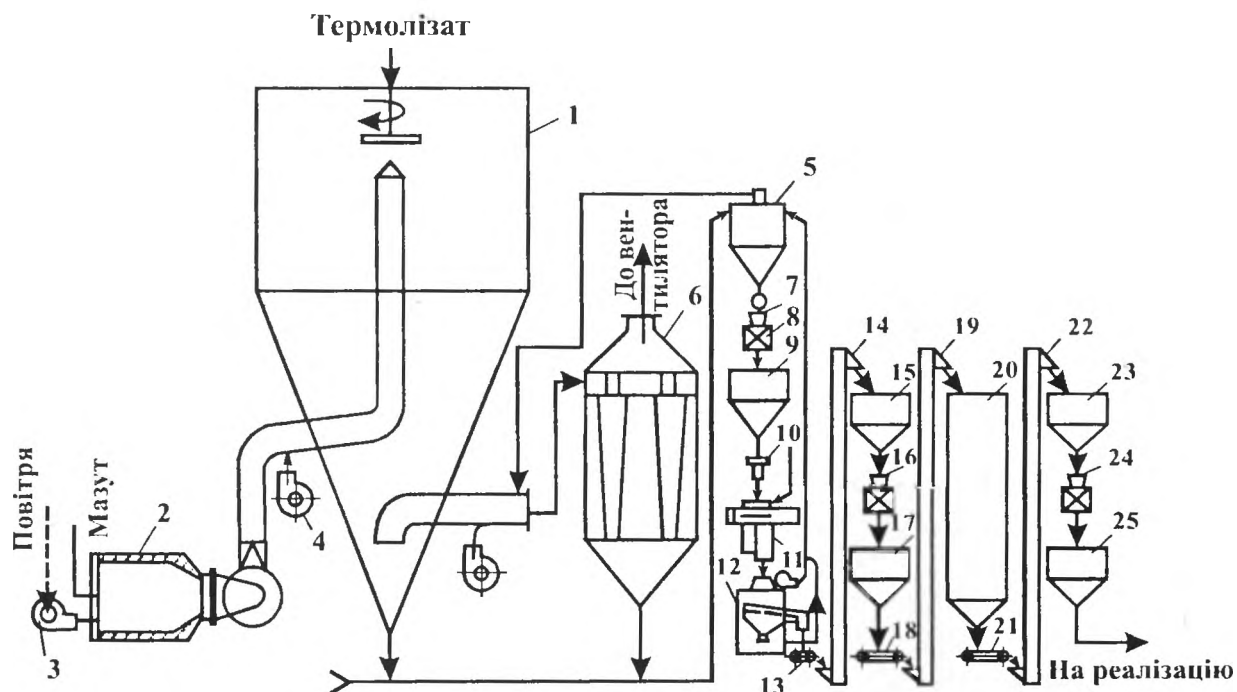


Рис. 12.6 Апаратурно-технологічна схема сушіння, гранулювання і зберігання дріжджів

Із бункера 5 дріжджі у вигляді порошку через шлюзовий затвор 7 надходять на автоматичні ваги 8, звідкіля – в бункер 9 і далі через магнітний сепаратор 10 у прес-гранулятор 11, у камеру змішування якого подають також пару. Гранули відправляють в охолоджувально-сортувальну установку 12, де вони відділяються від дрібних домішок і охолоджуються. Дрібні домішки повертають у бункер 5, стандартні гранули транспортером 13 і елеватором 14 подають в бункер 15, зважують на автоматичних вагах 16, зсипають в бункер 17 і з нього транспортером 18 і елеватором 19 подають у сховище 20. Із нього гранульовані дріжджі транспортером 21 і елеватором 22 подають у бункер 23 і далі після зважування на автоматичних вагах 24 в бункер 25, потім в автомашини або залізничні вагони. Норії і транспортери можуть бути замінені трубопроводами з пневматичним переміщенням продукту.

## ВИМОГИ ДО ЯКОСТІ СУХИХ КОРМОВИХ ДРІЖДЖІВ

На кормові дріжджі затверджений ГОСТ 20083, у відповідності з яким передбачено випуск їх у гранульованому або порошкоподібному вигляді. У залежності від показників якості дріжджі поділяють на чотири групи: вищу, I, II, III.

Основні вимоги до кормових дріжджів усіх груп такі: зовнішній вигляд - порошок, луска або гранули, колір - від світло-жовтого до коричневого, відсутність стороннього запаху, вологість не більше 10%, вміст золи у дріжджах мелясно-спиртових заводів до 14% (у перерахунку на АСД), у дріжджах зерно-картопляних заводів до 10%. Діаметр гранул дріжджів 13 мм. Довжина гранул не більша 26 мм, прохід через сито з отворами діаметром 3 мм не більше 5%.

У перерахунку на абсолютно сухі речовини сирого протеїну повинно бути не менше (%): у дріжджах вищої групи 56,0; I – 51,0; II – 46,0; III – 43,0.

Вміст феромагнітних домішок з розміром частинок до 2 мм включно повинен бути не більшим 20 мг в 1кг дріжджів вищої та І групи і не більшим 30 мг у дріжджах II і III груп.

## УПАРЮВАННЯ МЕЛЯСНОЇ БАРДИ

На більшості спиртових заводів, які переробляють мелясу, первинну і вторинну барду скидають на поля фільтрації. Якщо кількість барди значна (12 м<sup>3</sup> на кожні вироблені 100 дал умовного спирту-сирцю), стає неможливим використання великих площ родючих земель для вирощування сільськогосподарських культур; крім того, навколишнє повітря отруюється продуктами розкладу органічних сполук.

Одним із розроблених УкрНДІСП способом утилізації мелясної барди є її упарювання. Хімічний склад упареної післяспиртової барди наведений у табл. 12.1.

Табл. 12.1 Хімічний склад, %

Речовини	Меляса	Барда
Сухі	70	53,20
Органічні	61,72	33,52
У тому числі:		
загальний азот	1,02	2,57
білковий азот	0,21	0,38
протеїновий еквівалент	6,34	16,97
білок	1,31	2,37
жир	-	0,89
Безазотисті екстрактивні		
у тому числі цукри	47,55	1,04
Зола	8,24	19,68
У тому числі		
Калій	2,81	9,15
Натрій	0,61	1,43
Магній	0,15	0,14
Кальцій	0,74	0,56
Фосфор	0,01	0,02
Сірка	0,07	0,11
Хлор	-	3,78

Органічні кислоти, гліцерин і другі сполуки, які в упареній мелясній барді містяться у малих кількостях, не становлять практичного значення.

Барвні речовини барди, які мають поверхнево-активні властивості, зумовлюють її використання як розріджувача і пластифікатора у виробництві цементу і бетону.

Азотомісткі речовини, колоїди і солі калію визначають придатність упареної післядріжджової барди як добрива, особливо в суміші з суперфосфатом. На Лужанському експериментальному спиртовому заводі організовано виробництво з упареної післядріжджової барди гранульованих органо-мінеральних добрив (ГОМД).

Упарену барду можна транспортувати на значні відстані – до 2 тис.км. Для упарювання мелясної барди розроблені різні схеми випарних станцій і конструкції випарних апаратів.

Барду упарюють на 3...4-корпусних випарних апаратах з багаторазовим використанням пари. Барда послідовно проходить через декілька апаратів або корпусів. Гріючу (“гостру”) пару подають тільки у перший корпус. Далі кожний наступний корпус обігрівается вторинною парою з попереднього. Температуру у кожному наступному корпусі знижують за рахунок зменшення тиску, при якому кипить барда.

Вторинну пару з останнього корпусу спрямовують у барометричний конденсатор, а гази, які не конденсуються, відкачують вакуум-насосом, що створює розрідження до 84 кПа.

Максимальна температура при упарюванні барди не повинна перевищувати 140...142° С, інакше відбувається розпад (карамелізація) цукрів і амінокислот. При високих температурах руйнуються також вітаміни. Внаслідок цих процесів знижується біологічна цінність упареної барди.

Барда, сокові пари і конденсати – агресивні середовища, тому випарні станції виготовляють із нержавіючої сталі. Випарні установки первинної або вторинної мелясної барди експлуатувалися на ряді спиртових заводів (Лохвицькому, Лужанському, Чернівецькому).

Внаслідок повторного використання конденсатів парів барди для технологічних потреб скорочується кількість стоків на спиртових заводах, які мають установки для упарювання барди. Хімічний склад конденсатів парів первинної і вторинної мелясної барди наведений у табл. 12.2.

Табл. 12.2 Характеристика конденсатів парів

Показник	Конденсат парів барди	
	первинної	вторинної
pH	4,06...4,96	4,35...8,2
Загальний вміст кислот у перерахунку на оцтову, мг/л	510...820	18...348
Леткі кислоти у перерахунку на оцтову, мг/л	440...750	12...99
Бісульфатзв’язуючі речовини у перерахунку на оцтовий альдегід, мг/л	200...220	0...51
Альдегіди у перерахунку на оцтовий, мг/л	18...66	2,6...25,4
Складні ефіри у перерахунку на оцтово-етилловий, мг/л	70,4...110	8,8...96,8
Сивушне масло у перерахунку на ізоаміловий спирт, мг/л	12,3...15,4	41,3...101,3
Азотисті речовини у перерахунку на аміак, мг/л	5,42...16,56	1,33...164,8
Фурфурол, мг/л	0,20...1,75	0
Метиловий спирт, мг/л	0	0
Окислюваність, мг KMnO <sub>4</sub> /л	658...966	64...575

Конденсат парів первинної барди містить більше летких органічних кислот, альдегідів і інших речовин, ніж конденсат парів вторинної барди.

Лабораторні досліді і виробничі випробування на Лужанському експериментальному спиртовому заводі показали, що при тривалому використанні конденсатів парів первинної і вторинної м'ясної барди для розбавлення м'яса не знижується вихід і якість спирту.

ГОМД одержують шляхом висушування пульпи, яка складається з упареної післядріжджової м'ясної барди, суперфосфату і лужних добавок (KOH, NaOH, вапна). Дослідження, проведені у польових умовах на різних сільськогосподарських культурах, показали ефективність ГОМД. Але упарювання барди – енергомісткий процес і тому не впроваджується. Він потребує альтернативних розробок.

## ТЕХНОЛОГІЯ КОРМОВОГО КОНЦЕНТРАТУ ВІТАМІНУ B<sub>12</sub>

Вітамін B<sub>12</sub> не міститься у рослинних кормах, тому його додають до них. Вітамін B<sub>12</sub> є кровоутворюючим, він бере участь у синтезі незамінних для тваринного організму амінокислот, сприяє виліковуванню анемії, підвищенню ваги тварин. Вітамін синтезується у рубці жуйних тварин під дією мікроорганізмів шлунку, а також метаноутворюючих бактерій.

Умови культивування термофільних метанових бактерій на м'ясній барді з ціллю одержання вітаміну B<sub>12</sub> вивчені інститутом ім. А.М.Баха РАН, а технологія кормового концентрату вітаміну розроблена ВНДІСП разом з робітниками підприємств, на яких свого часу були побудовані цехи, - Андрушівського і Калкунського спиртових заводів.

Технологічна схема виробництва включає такі основні операції та стадії: збродження м'ясної барди метаноутворюючими бактеріями; підкислення метанової бражки до рН 5,5...6,5; упарювання бражки; висушування; фасування кормового концентрату вітаміну B<sub>12</sub>.

На Андрушівському спиртовому заводі як поживне середовище для культивування метаноутворюючих бактерій використовували вторинну м'ясну барду, яка надходила з цеху кормових дріжджів, з вмістом сухих речовин 5,5...6,5% при рН 4,5...5,5. До неї додають хлорид кобальту.

Метанове бродіння проводять безперервним способом, використовуючи змішану культуру метаноутворюючих бактерій, у анаеробних умовах при 55...57° С. М'ясну барду підігрівають до цієї температури ретурною парою і спрямовують у три метантеки місткістю 4000 м<sup>3</sup> кожний..

З початку виробництва культури метаноутворюючих бактерій розмножують, використовуючи як посівний матеріал метанову бражку від попереднього виробничого сезону. Тривалість процесу складає 30 діб. Після цього здійснюють безперервне метанове бродіння при постійному притоці у метантенки барди і одночасно відборі метанової бражки.

Метанове бродіння протікає у дві стадії: у першій – кислотному бродінні – метаноутворюючі бактерії перетворюють вуглеводи, білки і жири в органічні кислоти; у другій підвищується рН, тому що органічні кислоти й азотисті речовини розкладаються з утворенням амонійних сполук, амінів та інших продуктів, які мають лужні властивості. При метановому бродінні виділяються гази, які містять 60...70% метану.

Продукти першої стадії метанового бродіння поряд з підвищенням кислотності викликають збільшення окисно-відновного потенціалу середовища, тоді як нормальному протіканню другої стадії бродіння сприяє нейтральна реакція і низький окисно-відновний потенціал, тому метанове бродіння відбувається дуже повільно. Приплив барди у метантенки регулюють таким чином, щоб утворені у першій стадії бродіння органічні кислоти споживались у другій стадії бродіння з утворенням головним чином метану і вітаміну  $B_{12}$ , інакше процес бродіння завершується першою стадією і відбувається “закисання” середовища. Для активування життєдіяльності бактерій у метантенки додають суспензію кормових дріжджів.

Процес метанового бродіння контролюють за температурою, значенням рН, вмістом летких кислот і вітаміну  $B_{12}$  у метановій бражці. Культура повинна мати рН 7,5...8,5; якщо він нижче 7,5 і вміст летких кислот перевищує 4,5 г/л, зменшують приплив барди. У 1 м<sup>3</sup> метанової бражки накопичується 1,2...2,0 г вітаміну  $B_{12}$ . Додання до вторинної барди джерел азоту у вигляді меляси, дріжджового автолізу, сульфату амонію чи кукурудзяного екстракту сприяє більшому накопиченню вітаміну  $B_{12}$ .

Гази, які утворюються при метановому бродінні, відправляють у газгольдер, а потім спалюють у парових котлах. Теплота згоряння газів 27000...29000 кДж/кг. Вони мають неприємний запах, зумовлений наявністю сірководню, індолу і скатолу.

Метанову бражку перед упарюванням нейтралізують технічною соляною кислотою до рН 5,5...6,5 з ціллю запобігання термічного руйнування вітаміну  $B_{12}$ . Потім метанову бражку у підігрівачах нагрівають до 90° С ретурною парою і спрямовують у дегазатор, при цьому із 1 м<sup>3</sup> метанової бражки виділяється біля 1 м<sup>3</sup> газів.

Метанову бражку, яка містить 3,5...4% сухих речовин, упарюють у чотирьох-корпусній установці до концентрації сухих речовин 35...40%. У першому корпусі температура кипіння 125...128° С, у другому – 115, у третьому – 100 і у четвертому – 75...78° С.

Упарену метанову бражку висушують у розпилювальній сушарці до вологості 3,7...10% і одержаний кормовий концентрат вітаміну  $B_{12}$  фасують у крафт-мішки із внутрішньою поліетиленовою вкладкою.

Готовий продукт – порошок коричневого кольору, вологістю не більше 10%, вміст вітаміну  $B_{12}$  не менше 50 мг/кг, загального білка у перерахунку на сухі речовини не менше 27 %. Крім вітаміну  $B_{12}$  у 1 кг містяться 1,5...1,6 мг тіаміну, 50...60 мг рибофлавіну, 80...90 мг нікотинової кислоти, 40...50 мг піридоксину і 0,35...0,40 мг біотину.

Витрата кормового концентрату вітаміну  $B_{12}$  становить 4...4,5 кг на 1 т кормів.

## ВИРОБНИЦТВО РІДКОГО І ТВЕРДОГО ДІОКСИДУ ВУГЛЕЦЮ

Теоретичний вихід діоксиду вуглецю при спиртовому бродінні становить 95,6% від виходу етилового спирту. При безперервному бродінні він може бути утилізований на 70%.

Ще недавно діоксид вуглецю викоритовувався головним чином у харчовій промисловості – у виробництві безалкогольних напоїв, шипучих вин, шампанського, для газування води. Останнім часом галузь його використання значно розширилася: зварювальне і ливарне виробництва, обробка металів різанням, промислова енергетика та ін. Одночасно зросли вимоги до його чистоти.

### Склад газів спиртового бродіння

Повітря, водяні пари, спирти, альдегіди, органічні кислоти, складні ефіри, а іноді сіркові сполуки не тільки знижують якість діоксиду вуглецю, а й негативно впливають на його виробництво. Так, при підвищеному вмісті повітря порушується режим роботи вуглекислотної установки; водяні пари і сіркові сполуки підсилюють корозію обладнання.

Склад домішок у діоксиді вуглецю залежить від температури і міцності бражки. При їх підвищенні і перемішуванні бражки вміст етилового спирту і летких домішок збільшується. Груповий вміст домішок наведено у табл. 12.3.

Табл. 12.3. Концентрація речовин у газах бродіння різної сировини

Речовини	Переробка			
	м'яси		зерна	
	об. %	мг/л	об. %	мг/л
Спирти	0,5	10	0,3	5
Альдегіди	0,06	1	0,05	Менше 1
Органічні кислоти	0,02...0,04	0,5...1,0	0,02...0,04	0,5...1,0
Складні ефіри	0,02	0,5	0,01	Менше 0,5

Отже, кількість їх не перевищує 0,6%.

### Очистка діоксиду вуглецю від домішок

Розрізняють абсорбційні, адсорбційні і комбіновані – адсорбційно-абсорбційні способи очистки газів спиртового бродіння від органічних домішок.

Оскільки більшість органічних домішок діоксиду вуглецю добре розчиняється у воді, а етиловий спирт розчиняється у ній у будь-яких співвідношеннях, практично всі технологічні схеми очистки діоксиду вуглецю спиртового бродіння передбачають промивку його водою. Подальша його очистка можлива окисленням розчинами перманганату чи біхромату калію, адсорбцією на активному вугіллі, силіка-

гелі і цеоліті типу NaA. За ефективністю очистки вуглекислого газу від домішок, сорбенти можна розташувати у такий ряд: активне вугілля > силікагель > вода > розчин перманганату калію > розчин біхромату калію > синтетичний цеоліт NaA.

Для осушення газу використовують поглинання води концентрованою сірчаною кислотою, хлоридом кальцію, адсорбцією її силікагелем, алюмогелем, а також виморожуванням. Максимальну кількість води поглинає цеоліт NaA, потім силікагель і активне вугілля. Цеоліт зберігає цю здатність протягом тривалого часу, активне вугілля, адсорбуючи велику кількість домішок, швидко насичується і втрачає здатність поглинати вологу, силікагель має більшу динамічну активність до вологи, ніж активне вугілля, але меншу, ніж цеоліт.

У сучасній технології використовують двостадійну очистку діоксиду вуглецю. У першій стадії його піддають адсорбційній очистці активним вугіллям у колонках, встановлених після першого стиснення, у другій – адсорбційній очистці і осушці спочатку в адсорбері з силікагелем, потім з ціллю більш глибокої осушки у адсорбері з цеолітом. Другий ступінь очистки діоксиду вуглецю здійснюється після третього ступеня очистки стиснення. Очистка розчином перманганату калію не передбачається.

### Технологія рідкого діоксиду вуглецю

На спиртових заводах рідкий діоксид вуглецю одержують за принципом зрідження, використовуючи помірний холод. Принципова вдосконалена технологічна схема виробництва рідкого діоксиду вуглецю наведена на рис. 12.7.

Із бродильних апаратів газу бродіння надходять у піновловлювач, а з нього – у спиртовловлювач, промитий газ спрямовують у газгольдер. Потім газ проходить водяний скруббер, заповнений кільцями Рашига або коксом, у якому його промивають водою, очищують від органічних домішок і охолоджують. Із скрубера газ потрапляє у водокільцевий компресор, де він додатково очищується і охолоджується, і після водовідділювача стискається у першому ступені трьохступеневого компресора до тиску 0,5 МПа і надходить у холодильник. Для очистки і осушення діоксиду вуглецю до і після холодильника встановлені масловідділювачі.

Після цього газ очищають у адсорберах активним вугіллям. Адсорберів два: один знаходиться у роботі, другий – на регенеруванні. Регенерування проводять підігрітим діоксидом вуглецю, який утворюється при дроселюванні.

З адсорберів діоксид вуглецю надходить у другий ступінь компресора, де стискається до тиску 2,4...2,5 МПа, а потім через холодильник і масловідділювач надходить у третій ступінь компресора. Газ, стиснутий приблизно до 7 МПа, проходить холодильник, масловідділювач і послідовно з'єднані адсорбери з силікагелем і цеолітом. У них газ остаточно очищується і осушується.

У зв'язку з необхідністю регенерування адсорбентів передбачені чотири попарно працюючих адсорбери з силікагелем і цеолітом. Для регенерування їх використовують також діоксид вуглецю, який утворюється при дроселюванні у накопичувальній посудині, ізотермічному сховищі й у транспортному ізотермічному резервуарі, який компресором подають для підігріву у теплообмінники.

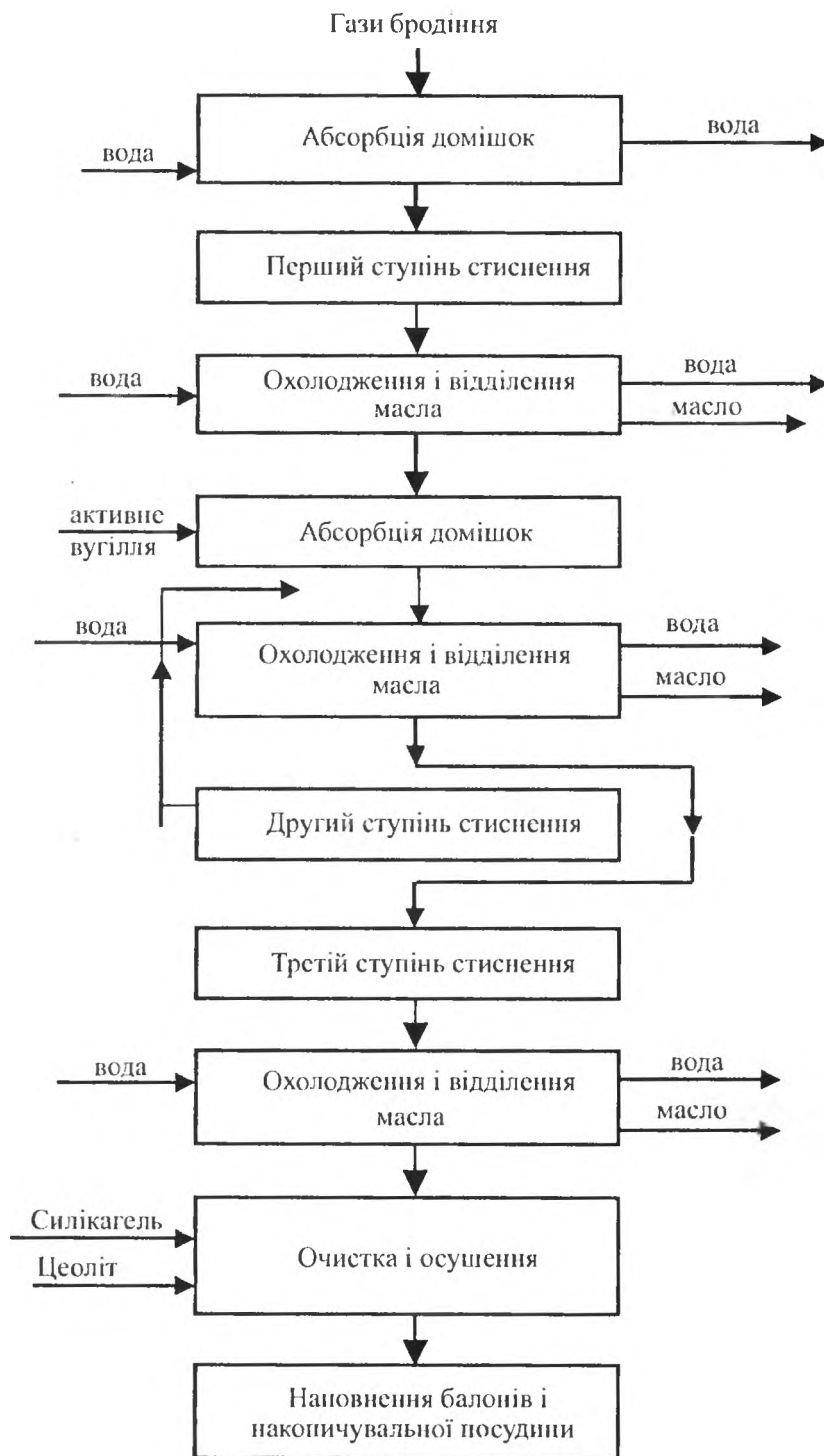


Рис. 12.7 Принципова вдосконалена технологічна схема виробництва рідкого діоксиду вуглецю

У конденсаторі газ після третього ступеня, віддаючи теплоту, конденсується. Зріджений діоксид вуглецю через ресивер високого тиску надходить у сталеві балони, розташовані на вагах.

За цією схемою можна виробляти і зріджений переохолоджений діоксид вуглецю з безбалонним зберіганням і транспортуванням. Для цього рідкий діоксид вуглецю піддають дроселюванню від 6,5...7,0 до 0,8... 1,2 МПа, і він набуває стану емульсії. У вихровому розподілювачі рідка і газоподібна фази відділяються одна від другої (газоподібна фаза складає біля 47 %). Рідкий діоксид вуглецю через кругові канали



вихрової камери стікає у посудину відокремлювача, а з нього – у накопичувальну посудину, ізотермічне сховище або у транспортний ізотермічний резервуар. Газоподібна фаза через центральні отвори вихрової камери, а потім по відповідній комунікації надходить у змішувач, де змішується з газом, який подається першим ступенем компресора. Зі змішувача газ надходить у другий ступінь компресора.

Кількість поступаючого у ізотермічне сховище рідкого діоксиду вуглецю контролюють рівнеміром, тиск – манометром. Максимальне наповнення ізотермічного сховища складає 85...90 % геометричного об'єму. Параметри рідкого діоксиду вуглецю в ізотермічному резервуарі такі: тиск 0,8...1,2 МПа, температура від -43,5 до -33,3° С, теплота пароутворення 326...309 кДж/кг, густина 1130,8...1087,8 кг/м<sup>3</sup>, ентальпія 326...346 кДж/кг, ентропія 3,83...3,92 кДж/кг.

Рідкий діоксид вуглецю можна використовувати при виробництві сухого льоду.

Якість рідкого діоксиду вуглецю, отриманого з газів спиртового бродіння, регламентується ГОСТ 8050-85 (табл. 12.4).

Табл. 12.4 Показники якості діоксиду вуглецю різного призначення

Вміст компонентів у діоксиді вуглецю	Діоксид вуглецю		
	зварювальний	харчовий	технічний
Діоксид вуглецю, об.%, не менше	99,5	98,8	98,5
Мінеральні масла, мг/кг, не більше	0,1	Витримує випробування	
Сірководень	Відсутній		
Сірчиста і азотиста кислоти і органічні сполуки (спирти, ефіри, альдегіди й органічні кислоти)	Витримує випробування		
Запах і смак	Витримує випробування		Не нормується
Вода у балоні, мас.%, не більше	Витримує випробування	0,1	0,1
Водяні пари при 20° С і 101,3 кПа, не більше	0,184	Не нормується	
Ароматичні вуглеводи (у тому числі бензол)	Відсутні		

### Технологія твердого діоксиду вуглецю (сухого льоду)

Виробництво твердого діоксиду вуглецю ґрунтується на дроселюванні рідкого. Дроселювання можна здійснити за циклом високого, середнього або низького тиску. Технологічна схема виробництва сухого льоду за циклом високого тиску наведена на рис. 12.8.

Рідкий діоксид вуглецю, одержаний у конденсаторі третього ступеня компресора й очищений в колонці спрямовують під тиском 6...7 МПа у ресивери для створення запасу рідкого діоксиду вуглецю. З ресиверів він надходить у двосекційний теплообмінник, у якому охолоджується газоподібним діоксидом вуглецю, який утворюється у першій і другій проміжних ємностях, і дроселюється регулюючим вен-

тилем до тиску 2,4...2,8 МПа. Частина рідкого діоксиду вуглецю випаровується, внаслідок чого температура рідкої фази знижується до  $-12...-8^{\circ}\text{C}$ . Рідкий діоксид вуглецю разом з утвореними при дроселюванні парами надходять у першу проміжну ємність. Пари газоподібного діоксиду вуглецю з проміжної ємності відкачуються через першу секцію теплообмінника циліндром високого тиску додаткового компресора. Рівень діоксиду вуглецю у першій проміжній ємності контролюється ртутним показчиком.

За допомогою другого регулюючого вентиля тиск рідини з першої проміжної ємності знижується з 2,4...2,8 до 0,8 МПа і суміш парів і рідини надходить у другу проміжну ємність. Пари і рідина охолоджується до  $-44^{\circ}\text{C}$ . З другої проміжної ємності газоподібний діоксид вуглецю відкачується через другу секцію теплообмінника циліндром середнього тиску компресора. Рівень рідини у другій проміжній ємності контролюється по світловому показчику. Переохолоджений до  $-44^{\circ}\text{C}$  рідкий діоксид вуглецю надходить у льодогенератори, які заповнюються по черзі.

Після заповнення льодогенераторів повільно відкривають діафрагму нижнього відсосу. Рідкий діоксид вуглецю при проходженні через діафрагму втрачає тиск і, досягнувши потрібної точки (0,528 МПа), повільно переходить у твердий стан. Кристали його заповнюють діафрагму, а потім і порожнини льодогенератора. Запас твердого діоксиду вуглецю під тиском 0,8 МПа зберігається у посудині, заповнення якої контролюється світловим показчиком рівня. Пари діоксиду вуглецю, які про-

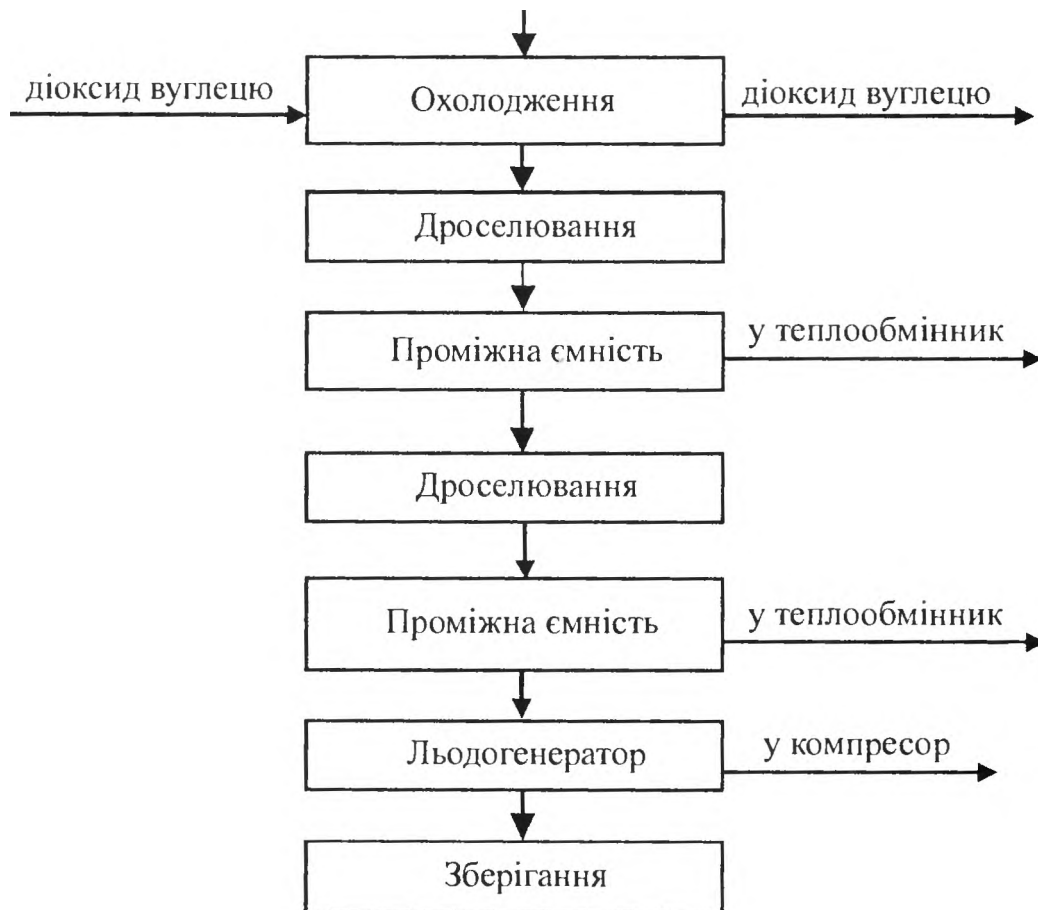


Рис. 12.8 Технологічна схема виробництва сухого льоду

ходять через діафрагму льодогенератора, мають температуру  $-78,9^{\circ}\text{C}$ . Вони надходять у рубашку льодогенератора, відкачуються ступенем низького тиску компресора, охолоджуються у конденсаторі, очищуються у батареї фільтрів і мастиловідділювачів, надходять у ресивери для повторного використання.

З льодогенераторів блоки сухого льоду масою 42...44 кг вивантажують на візки і транспортують до сховища. Найбільш розповсюджені сховища шахтного типу заглиблені в землю, вони мають велику кількість комірок, відокремлених одна від одної термоізолюваними перегородками.

Сухий лід транспортують в ізотермічних контейнерах.

На виробництво 1 кг сухого льоду витрачається 1,6...2,0 кг рідкого діоксиду вуглецю.

### **Контрольні питання і завдання**

1. Апаратурно-технологічна схема виробництва хлібопекарських дріжджів на спиртзаводах, які переробляють м'ясо.
2. Технологічні схеми виробництва сухих кормових дріжджів на зерновій і м'ясній барді.
3. Як здійснюють очистку і утилізацію м'ясної барди?
4. Шляхи переходу до безвідходного виробництва спирту.
5. Технологія рідкого діоксиду вуглецю.

## РОЗДІЛ 13

### ОЧИСТКА СТИЧНИХ ВОД СПИРТОВИХ ЗАВОДІВ

Вода – одне з найцінніших природних багатств. Незважаючи на значні водні ресурси Землі, природні запаси прісної води обмежені. Вони виснажуються внаслідок зростання споживання води для господарських цілей. Задоволення потреб промисловості, сільського господарства й населення у воді – найважливіша проблема.

Використовувана промисловими підприємствами і комунальними об'єктами чиста вода майже повністю повертається у водоймища у вигляді стічних вод, які містять різні забруднення. Через це погіршується санітарний стан поверхневих вод і обмежується можливість їх використання як джерел водопостачання.

Біля 30 % загального споживання води у харчовій промисловості припадає на долю спиртових заводів. Загальна витрата води на виробництво 1000 дал спирту із зерна складає 1756 м<sup>3</sup>, у тому числі артезіанської води – 479, річкової чи ставкової – 1009, відпрацьованої – 268 м<sup>3</sup>. Враховуючи повторне використання води для транспортування і миття картоплі, витрата артезіанської, річкової чи ставкової води на виробництво спирту із зерна й картоплі практично однакова.

Питома витрата води на одержання 1000 дал спирту з меляси залежить від схеми комплексної переробки сировини.

При виробництві спирту, особливо з меляси, утворюється велика кількість сильно забруднених стічних вод. На спиртових заводах, які переробляють крохмалевмісну сировину, післяспиртову барду використовують для кормових цілей у нативному вигляді чи для приготування білково-вітамінного продукту.

### ХАРАКТЕРИСТИКА СТИЧНИХ ВОД

Стічні води спиртових заводів, що переробляють крохмалевмісну сировину, поділяють на три категорії:

- теплообмінні;
- після гідравлічного транспортування і миття картоплі;
- після замочування зерна, дезинфекції і гідроподачі солоду, миття технологічного обладнання, приміщень, лютерна вода, господарсько-побутові стоки.

Стічні води мелясно-спиртових заводів ділять на чотири категорії:

- теплообмінні;
- після продування парових котлів і регенерування фільтрів хімічного водочищення;
- лютерна вода, конденсати вторинної пари, які утворюється при випаровуванні барди;
- після миття обладнання, промивні та фільтр-пресні води дріжджових цехів, господарсько-побутові стоки, первинна і вторинна барда.

Ступінь забруднення стічних вод визначають за фізико-хімічними і біологічними показниками – кольорністю, прозорістю, запахом, вмістом сухого залишку, рН, біохімічним споживанням кисню (БСК), хімічним споживанням кисню (ХСК) та ін.

Від показника рН залежить можливість безпосереднього скиду стічних вод у природні водоймища чи необхідністю попередньої нейтралізації. БСК показує, яку кількість кисню у міліграмах необхідно витратити на біологічне окислення органічних речовин у 1 л стоків при температурі 20° С. Повне окислення цих речовин протікає дуже довго, тому звичайно обмежуються визначенням 5-добової потреби у кисні і позначають її БСК<sub>5</sub>. Окислення протягом 20 діб вважається повним, і потреби у кисні виражають як БСК<sub>n</sub>. Для більшої частини побутових і промислових стоків БСК<sub>5</sub> становить 70...80 % від БСК<sub>n</sub>.

Через тривалість визначення БСК<sub>5</sub> у заводській практиці частіше використовують показник ХСК – кількість кисню у міліграмах, яка необхідна для окислення органічних сполук у 1 л води розчином біхромату чи перманганату калію. Якщо стічні води містять органічні речовини, стійкі до біологічного окислення, визначення ХСК є найбільш надійним способом оцінки вмісту органічних сполук. Значення ХСК вище, ніж БСК. Хімічним способом окислюється більше речовин, ніж біологічним шляхом.

Теплообмінні води у виробничому циклі не забруднюються, тому склад їх залежить від якості води джерела водопостачання. Однак, у випадку несправності технологічного обладнання (нещільність прокладок, корозія теплообмінної поверхні) охолоджуючі рідини, потрапляючи у воду, забруднюють її.

Забрудненість стоків другої категорії зерно-картопляних спиртових заводів зумовлена нерозчиненими у воді домішками мінерального й органічного походження. Склад стічних вод цієї ж категорії, які утворюються на м'ясно-спиртових заводах, залежить від складу води, котру використовують для живлення парових котлів, і способу регенування фільтрів для пом'якшення води. Ці води забруднені головним чином мінеральними речовинами.

Стоки третьої категорії, які утворюються при виробництві спирту із зерно-картопляної сировини і м'яси, а також стічні води м'ясно-спиртових заводів четвертої категорії містять органічні і мінеральні сполуки. Особливо багато цих речовин у м'ясній барді, кількість якої складає приблизно половину стоків м'ясно-спиртових заводів.

За даними к. ВНДІПрБ, стоки другої і третьої категорії зерно-картопляних спиртових заводів мають показники, наведені в табл. 13.1.

Як видно з таблиці, стічні води спиртових заводів, які переробляють зерно і картоплю, забруднені незначно – БСК<sub>5</sub> не перевищує 1000 мг О<sub>2</sub>/л.

Характеристика стічних вод спиртових заводів, які переробляють м'ясо, наведена в табл. 13.2.

Табл. 13.1 Показники стічних вод зерно-картопляних спиртових заводів

Стічні води	Температура, °С	pH	Вміст завислих речовин, мг/л	БСК <sub>5</sub> , мг O <sub>2</sub> /л	БСК <sub>n</sub> , мг O <sub>2</sub> /л	ХСК, мг O <sub>2</sub> /л
Транспортно-миючі	10	9,0	1200	700	1000	1750
Після замочування зерна і транспортування його у солодовню	20	6,1	610	450	620	1000
Від промивання і дезинфекції солоду	18	6,1	680	312	1214	3500
Від гідротранспорту свіжопророслого солоду	18	6,1	2350	523	1300	3400
Від миття:						
сит і солодови-рошувальних ящиків	18	6,5	150	450	850	2400
обладнання відділення розварювання сировини	60	6,5	510	700	1150	2100
дріжджових апаратів	20	6,8	50	160	350	630
зброджувачів	18	6,8	590	600	870	1060
бродильних апаратів	20	5,8	410	600	870	1000
Лютерна вода	98	4,5...8,5	80	260	300	400
Від миття підлог	25	6,5	280	250	300	350
Із душових	25	6,5	85	250	300	360
Господарсько-побутові	25	7,0	250	250	300	350
Від продування парових котлів	90	11,0	570	6	10	40
Від рихлення і промивання фільтрів хімоводоочищення	21	7,4	170	53	134	375

Табл. 13.2 Показники стічних вод мелясних спиртзаводів по категоріях

Показник	1	2	3	4
Температура, °С	30...60	20...100	80...100	20...90
Запах, бали	0...3	3...5	4...7	3...5
pH	7...8	8...12	4,4...6,4	5,5...6,2
Прозорість, см	12...30	10...20	15...25	0...2
Сухий залишок, мг/л	359...500	300...600	1300...2000	450...1000
БСК <sub>5</sub> , мг O <sub>2</sub> /л.	2...10	2...40	100...2500	600...3700
БСК <sub>n</sub> , мг O <sub>2</sub> /л.	5...12	5...80	180...3000	950...4500
ХСК, мг O <sub>2</sub> /л.	5...40	10...100	250...4000	1000...5500

Стоки першої і другої категорій є умовно чистими і можуть надходити у природні водоймища після попереднього охолодження і насичення киснем у градирнях чи розбризуючих установках. Дуже забруднені стічні води третьої і четвертої категорій необхідно піддавати спеціальній біохімічній обробці.

## ВИМОГИ ДО СКЛАДУ ТА ЯКОСТІ ВОДИ ДЛЯ ПОСТАЧАННЯ ПІДПРИЄМСТВ ХАРЧОВОЇ ПРОМИСЛОВОСТІ І СКИДУ У ВОДНІ ОБ'ЄКТИ

При проектуванні й експлуатації підприємств необхідно враховувати вимоги до зовнішніх джерел водопостачання і приймачів стоків. Це особливо актуально для спиртових заводів, які мають автономні джерела водопостачання і скиду виробничих стоків у поверхневі водоймища – джерела подальшого використання.

Вимоги до води для постачання підприємств харчової промисловості і вод, які скидають у водоймища, розроблені з урахуванням відповідних держстандартів, наведені в табл. 13.3.

Табл. 13.3 Характеристика води для технологічних цілей і для скиду у водоймища

Показники складу і властивостей води, водоймищ чи водостоків	Характеристика
Завислі речовини, %	Вміст не повинен перевищувати 0,25 мг/л. Для водоймищ з вмістом природних мінеральних речовин більше 30 мг/л припускається вміст завислих речовин у воді до 5%. Зважені частки зі швидкістю осадження більше 0,4 мм/с для протокових водоймищ і більше 0,2 м/с для водосховищ до спуску забороняються.
Плаваючі домішки (речовини)	На поверхні водоймища не повинні з'являтися плаваючі плівки, плями масел і скопичення інших домішок.
Запахи, присмаки	Вода не повинна набувати запахів і присмаків інтенсивністю більше 2 бали.
Забарвлення	Не повинне виявлятися у стовпці заввишки 20 см
Розчинений кисень	Не повинен бути меншим 4 мг/л у будь-яку пору року у пробі, відібраній до 12 год дня
БСК <sub>n</sub>	Не повинна перевищувати при 20° С 3 мг О <sub>2</sub> /л
Збудники захворювань	Не повинні міститися у воді. Після біологічного очищення стічних вод колі-індекс повинен бути не більше 3 у 1 л при остаточному хлорі не більше 1,5 мг/л.
Отруйні речовини	Не повинні міститися у концентраціях, шкідливих для організму людини

Особливий контроль здійснюють за шкідливими для людини речовинами, що містяться у стічних водах. Встановлені найбільші концентрації цих сполук у водоймищах-приймачах стоків.

У джерела водопостачання забороняється скидати стічні води, які можна використовувати повторно, і відходи спиртового виробництва, які можна застосовувати при виробництві важливих для народного господарства продуктів.

На очисних спорудах відбирають проби і ведуть облік кількості стічних вод. Потрібний ступінь очистки визначають дослідним або розрахунковим шляхом, виходячи з умов змішування їх з водою водоймища і відповідної кратності розбавлення стоків.

## СПОСОБИ ОЧИСТКИ СТІЧНИХ ВОД

На сьогодні застосовують механічні, хімічні, фізико-хімічні і біологічні способи очистки стічних вод. Вибір способу очистки залежить від кількості стоків, концентрації і виду забруднень, необхідного ступеня очистки, розмірів водоймища, у яке скидають стічні води, а також від впливу їх на стан водоймища.

Дуже ефективними сучасними способами можна очистити стічні води від органічних забруднень на 85...95%. У них залишається лише деяка кількість поверхнево-активних речовин, розчинених мінеральних солей та інших сполук.

### МЕХАНІЧНІ СПОСОБИ

Перший етап очистки стічних вод – механічне видалення з них завислих і плаваючих частинок. Для цього застосовують решітки, сита, пісковловлювачі, відстійники, жироловлювачі.

Решітки призначені для очистки стічних вод від великих домішок, які можуть викликати псування обладнання очисних споруд. У харчовій промисловості частіше за все використовують стаціонарні решітки з проміжком між пруттями не більше 40мм. Дрібні завислі частинки розміром більше 1мм видаляють з допомогою стаціонарних чи обертальних штампованих сит.

Для видалення нерозчинних мінеральних сполук стічні води пропускають через пісковловлювачі. Швидкість осідання завислих часток під дією сили тяжіння розраховують за формулою Стокса. У залежності від напрямку руху стічних вод розрізняють горизонтальні і вертикальні пісковловлювачі. Завислі частки будуть осідати на дно пісковловлювача, якщо додержуються такі умови руху стоків:

при вертикальному

$$V > V_1;$$

при горизонтальному

$$V > V_1 H / L,$$

де  $V$  – швидкість осідання частинки у нерухомій рідині, мм/с;  $V_1$  – швидкість течії рідини, мм/с;  $H$  – висота шару рідини у пісковловлювачі, м;  $L$  – довжина пісковловлювача чи відстоювача, м.



На цьому ж принципі засновано виділення дрібних домішок у відстійниках. Тривалість перебування стічних вод у відстійниках не повинна перевищувати 2 години для запобігання гнилісного розкладу органічних речовин. Застосовують відстійники періодичної та безперервної дії. У залежності від напрямку руху стоків розрізняють також горизонтальні і вертикальні безперервно діючі відстійники.

Для очистки стічних вод від забруднень, нерозчинених у воді і які мають меншу густину (мастило, нафта, жир), використовують жировловлювачі, якими можуть бути збірники, які забезпечують невелику швидкість течії стічних вод. Для очистки стоків від високодисперсних жирів використовують жировловлювачі з внутрішніми перегородками. Спливанню жирових забруднень сприяє аерування рідини.

## ХІМІЧНІ СПОСОБИ

Суть хімічних способів очистки стічних вод полягає у взаємодії хімічних реагентів із забрудненнями. Вона сприяє видаленню із розчину завислих, колоїдних і розчинених сполук. Внаслідок цього знижується забарвленість, стоки знезаражуються, усуваються неприємні запахи.

Хімічну очистку вод звичайно об'єднують з механічною або біологічною.

Видалити із стічних вод колоїди і солі важких металів можна змішуванням стічних вод, які мають кислу і лужну реакцію середовища. Нерозчинні гідроксиди металів і карбонат кальцію стічних вод, що мають позитивний заряд, нейтралізують негативно заряджені колоїдні частки. Частки, що утворилися, є центрами коагуляції, вони збільшуються до великих розмірів і швидко осідають у відстійниках у вигляді пластівців.

Як коагулянти використовують хлориди і сульфати окисного і закисного заліза, сульфат алюмінію (глинозем) і вапно. При обробці стічних вод коагулянтами на 90% зменшується вміст завислих часток, на декілька десятків відсотків БСК<sub>5</sub> і на 40...80% кількість бактерій. Цей спосіб очистки стоків простий і порівняно недорогий. Істотний його недолік – незначне зниження БСК<sub>5</sub>.

Ефективний засіб знезараження стічних вод – хлорування. Бактерицидна дія хлору викликана окисленням речовин, які входять до складу протоплазми бактеріальних клітин. Стічні води знезаражують рідким хлором або хлорованою водою, приготовленою у хлораторах.

Один із головних показників ступеня шкідливості стічних вод, що скидаються у водоймища, – споживання кисню на окислення органічних речовин, які містяться у них. При великому об'ємі скидних стоків у водоймище з малим дебітом води ці сполуки окислюють киснем повітря або спеціально доданими речовинами, наприклад, селітрою. Для аерування стоків використовують пристрої, які інтенсивно перемішують їх. Аерування сприяє не тільки окисленню стічних вод, але й біологічній очистці їх, тому що внаслідок цього інтенсифікується життєдіяльність мікроорганізмів, які розкладають органічні сполуки.

Біогенні елементи у стічних водах – азот, калій і фосфор – сприяють розвитку водоростей і вищих рослин, які забруднюють водоймище. Щоб видалити фосфор,

стічні води обробляють гідроксидом заліза або вапном. Видалити азот і калій із стічних вод дуже складно. Видалення цих елементів не запобігає розвитку рослин у поверхневих водоймищах, тому що вони можуть попасти у водоймища з водами, які стікають з полів, а азот – з дощовою водою.

## ФІЗИКО – ХІМІЧНІ СПОСОБИ

В основу фізико-хімічних способів очистки стічних вод покладені процеси адсорбції, дистиляції, іонного обміну, електродіалізу, осмосу та ін.

Для очистки стоків від органічних речовин, молекули котрих гідрофобні чи слабогідратовані, застосовують активне вугілля. При цьому одержують стоки з БСК менше 1 мг  $O_2$ /л, ХСК – 3...16 мг  $O_2$ /л, з вмістом завислих речовин менше 0,5 мг/л і фосфатів – 0,1...1,0 мг/л. Але активне вугілля дороге, тому його доцільно використовувати лише для остаточної очистки невеликої кількості стічних вод і у випадку, коли потрібен дуже високий ступінь очистки.

У вітчизняній і закордонній (Німеччина, Польща, Угорщина) спиртовій промисловості упарюють стічні води, що містять дуже багато мінеральних і органічних речовин.

Перспективна очистка стічних вод засобом електрокоагуляції і електрофлотації. О.М.Кривчун і П.С.Циганков встановили, що при очистці стоків цим способом на 99,4...99,7% зменшується кількість бактерій і промивні води цеху хлібопекарських дріжджів можна застосувати для приготування мелясного сусла. Ці способи енергомісткі.

## БІОЛОГІЧНІ СПОСОБИ

З біологічних способів розповсюджені такі: зрошення ґрунту стічними водами, очистка їх у біологічних водоймищах і біофільтрах, обробка активним мулом, анаеробне бродіння стічних вод.

При зрошуванні ґрунту стічними водами завислі речовини затримуються, а розчинені органічні сполуки адсорбуються, піддаються різним фізико-хімічним процесам і біологічному розкладу. Стічні води – добре поживне середовище для розвитку мікроорганізмів ґрунту, які, розкладаючи органічні речовини, утворюють сполуки, які споживають рослини. Зрошення ґрунту стічними водами підвищує його родючість. Дослідженнями УкрНДІ гідротехніки і меліорації встановлена можливість зрошення стічними водами мелясно-спиртових заводів ґрунту, на якому культивують кормові культури. На таких ґрунтах можна вирощувати кормові культури без застосування азотних, калійних добрив, при цьому урожай трав збільшується на 30...40%, силосної маси кукурудзи – на 60...70%, кормового буряку – на 80...99%.

Для очистки мелясної барди використовують поля фільтрації (ґрунтові фільтри), які розташовують на легких піщаних ґрунтах, які мають добру фільтрованість. Площу для полів фільтрації ділять на дренажні ділянки (карти) по 0,25...0,4 га і огороджують валками, в які закладають трубопроводи для транспортування стоків. Дренажні ходи діаметром 8...10 мм розміщують на глибині 1...1,5 м з від-

станню 5...10 м. На поверхні ділянок стічні води розподіляють з допомогою жолобів. Карти полів фільтрації заповнюють стічними водами шаром 5...10 см. Під час фільтрування крізь ґрунт досягається очистка стічних вод до 90% за БСК<sub>5</sub>.

Корисна площа полів фільтрації (га)

$$F_K = V_C / g_0,$$

де  $V_C$  – середня кількість стічних вод, м<sup>3</sup>/добу;  $g_0$  – питоме добове навантаження на поверхню полів фільтрації, м<sup>3</sup>/га.

Узимку в залежності від географічного району розташування підприємства площу полів фільтрації збільшують на 10...25%.

Біологічні водоймища – штучні або природні водоймища, призначені для біологічної і фізичної очистки стічних вод. Особливу роль для очистки у біологічних водоймищах відіграють водорості і бактерії, що розкладають органічні речовини стічних вод, після чого водорості використовують для синтезу своєї біомаси продукти, що утворилися. Під дією сонячного світла водорості виділяють кисень, необхідний для аеробного окислення органічних сполук мікроорганізмами. Біологічні водоймища повинні бути неглибокими, щоб необхідне для фотосинтезу сонячне світло надходило у внутрішні шари води.

Для прискорення окислювальних процесів біологічні ставки обладнують аеруючими пристроями, що підвищує їх продуктивність з очистки стічних вод у 5...10 разів.

У країнах СНД, США, Японії та ін. розробляють методи використання стічних вод для вирощування одноклітинних водоростей *Chlorella* і *Scenedegnus*, біомасу яких можна використовувати як джерело рослинного білка у кормі тварин і їжі людини.

Для штучної біологічної очистки стоків використовують біологічні фільтри, у яких забруднені води окислюють киснем повітря за участю мікроорганізмів, що утворюють біологічну плівку на поверхні наповнювача фільтра.

Найбільш поширені зрощувальні біологічні фільтри різних типів. При аеруванні стічних вод розвивається суміш мікроорганізмів, головним чином бактерій і простіших, яку називають активним мулом. Очистка стічних вод відбувається внаслідок споживання органічних забруднень мікроорганізмами активного мулу, адсорбції і коагуляції завислих і колоїдних речовин, а також окислення органічних сполук киснем повітря. Процес очистки стічних вод активним мулом складається з таких основних стадій: видалення із стоків завислих часток, аерування суміші стічних вод з активним мулом, відділення очищених стічних вод від суспензії активного мулу і повернення його в аераційну камеру (аеротенк).

Анаеробний біологічний метод очистки стічних вод застосовують для виробничих стічних вод з високою концентрацією органічних речовин – БСК<sub>п</sub> = 10 тис.мг O<sub>2</sub>/л і більше. Цей спосіб є попереднім ступенем перед аеробною доочисткою.

У процесі очистки стоків і одержання біомаси активного мулу потрібне додання фосфорного живлення. Цікавить спосіб очистки, у якому в активний мул вводять культури *Azotobacter croecoccus* і *Bacillus megatherium*, що дозволяє проводити процес без додавання біогенних речовин азоту і фосфору.

У колишньому СРСР розроблений спосіб біологічної очистки концентрованих стоків з використанням пліснявих і дріжджоподібних грибів і бактерій, який здійснюють при температурі 36...41° С. Ефект очистки становить 70...85%. У одержаній біомасі міститься до 60% протеїну, її можна використовувати як корм для тварин.

## ОЧИСТКА СТИЧНИХ ВОД ЗАВОДІВ, ЯКІ ПЕРЕРОБЛЯЮТЬ ЗЕРНО-КАРТОПЛЯНУ СИРОВИНУ

Для очистки цих стічних вод достатньо застосовувати механічні та біологічні способи, для одержання води високої якості потрібна фізико-хімічна доочистка стоків. Оскільки БСК стічних вод спиртових заводів, які переробляють крохмалевмісну сировину, не перевищує 1200мг O<sub>2</sub>/л, то їх біологічну очистку здійснюють у аеробних умовах.

Технологічна схема очистки стічних вод розроблена ВНДІПрБ і Московським інженерно-будівельним інститутом і впроваджена на Мічурінському спиртовому заводі (рис. 13.1)

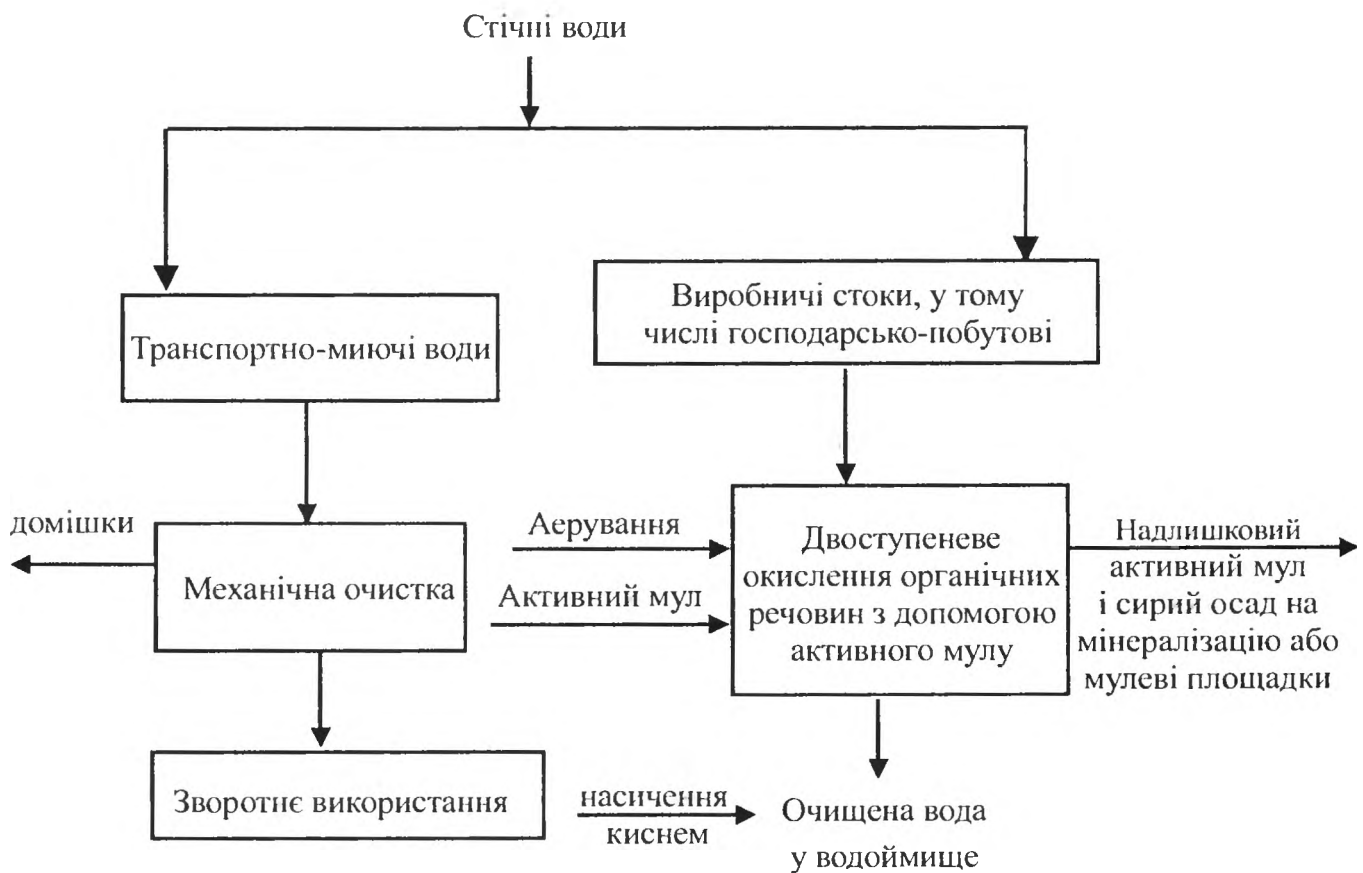


Рис. 13.1 Технологічна схема очистки стічних вод зерно-картопляних спиртових заводів

Вона передбачає з урахуванням характеру забруднень розділення стоків на два потоки: транспортно-миючі води і виробничі. Перші піддають механічній очистці і потім багаторазово використовують у виробництві, другі – двоступеневому окисленню органічних речовин активним мулом. Тривалість аерування виробничих вод у першому ступені становить 2 год, у другому – 4 год.

Досвід експлуатації очисних споруд показав, що при двоступеневій очистці стічних вод у аеробних умовах одержують більш високий ефект очистки при однаковій тривалості процесу, ніж при одноступеневій.

Надлишковий активний мул і сирий осад з первинних відстійників протягом 8...10 діб піддають мінералізації в апаратах, схожих з аеротенками. Мінералізований осад виділяють декантацією чи на центрифугах або скидають на мулові площадки.

Перед спуском у водоймище очищену воду насичують киснем у водозливі – аераторі, потім у штучних ставках.

ВНДІХПД і Струсовський спирто-горілчаний комбінат впровадили схему очистки стічних вод заводу, що переробляє зерно. На цьому підприємстві стоки першої категорії – теплообмінні води – надходять у ставок, а потім – у ріку. Забруднені стоки другої та третьої категорій збирають у розташовані на території заводу приймальні збірники, з яких самопливом потрапляють у очисні споруди. Суміш усіх брудних стоків має такі фізико-хімічні показники: рН 7,6...7,8, прозорість 3 см, запах 3 бали, концентрація завислих речовин 300...400 мг/л, БСК<sub>5</sub> 250...680 мг О<sub>2</sub>/л, ХСК 340...850 мг О<sub>2</sub>/л.

Технологічна схема рис. 13.2 передбачає механічну та одноступеневу біологічну очистку стічних вод, які надходять із приймального колодезя 1. Грубі механічні домішки відокремлюють на решітці 2, яка виготовлена із сталевих смужок 8x50мм з відстанню між ними 12...16 мм. Решітка встановлена під кутом 60° до напрямку течії стоків. Домішки скидають у збірник 14, а стічні води надходять у пісковловлювач 3 і первинний відстоювач 4 для видалення піску і грубих органічних домішок – солодових паростків, часток зерна та ін.

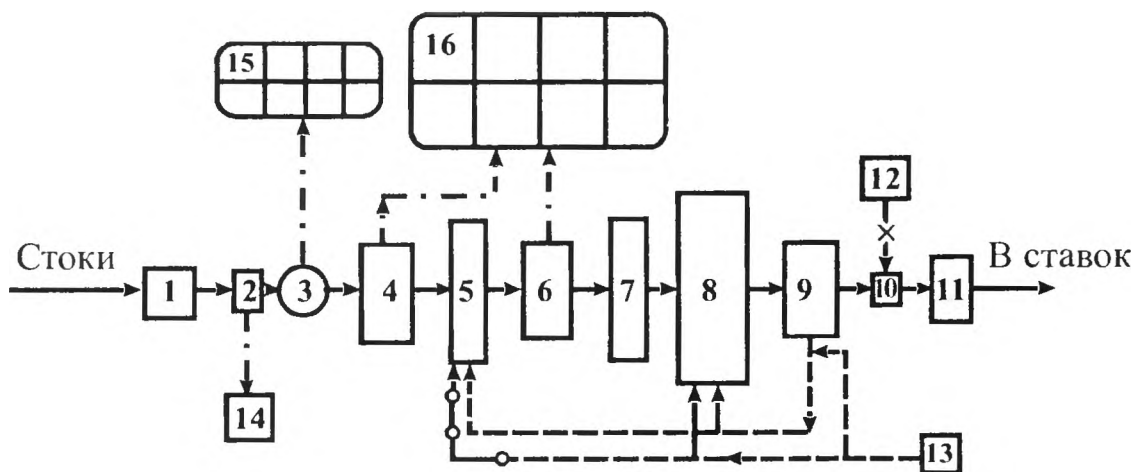


Рис. 13.2 Технологічна схема очистки стічних вод зерно-картопляних спиртових заводів

Умовні позначення: — активний мул; — • — муловий осад; грубі домішки, пісок; —x— хлорна вода; —o— повітря

Пісковловлювач – це циліндр з тангенційним введенням стічних вод. Осад з пісковловлювача періодично видаляють на піскову площадку 15 для висушування.

У першому відстійникові, який складається з чотирьох паралельно працюючих осадкових жолобів, стічні води частково очищуються від завислих домішок. Для запобігання розвитку нитчатих бактерій і викликаного цим спуханням активного мулу стоки спрямовують у передаератор 5, у який повертають надлишковий активний мул із вторинного відстійника 9, і стічні води протягом 20 хв аерують повітрям, яке надходить з повітродувної станції 13. При цьому відбувається флокуляція і адсорбція активним мулом тонкодисперсних домішок, які виділяють у відстійнику 6.

Передасратор – резервуар прямокутної форми, обладнаний трубчастим барботером. На цій стадії очистки стічних вод витрати повітря  $0,5 \dots 1 \text{ м}^3/\text{м}^3$ , активного мулу 20 г/л, тривалість попереднього аерування 30 хв. Після обробки у передаераторі вміст завислих речовин у стічних водах знижується на 30...40%, БСК<sub>5</sub> на 20...25%.

Осад з відстійників 4 і 6 періодично виводять на мулову площадку 16. Освітлена рідина надходить у буферний збірник 7, призначений для стабілізації кількості стоків, які відправляють у аеротенк 8.

У аеротенку стічні води піддають біологічній очистці активним мулом. Ці апарати мають прямокутну форму і складаються з двох паралельно працюючих секцій, загальна місткість яких  $280 \text{ м}^3$ . Аерування здійснюють через трубчасті барботери діаметром 100 мм повітрям із повітродувної станції 13. На  $1 \text{ м}^3$  стічних вод витрачають  $22 \dots 26 \text{ м}^3/\text{год}$  повітря, концентрацію активного мулу підтримують  $3 \dots 3,5 \text{ г/л}$ . Ефект біологічної очистки 96% по завислих речовинах і 95% по БСК<sub>5</sub>.

Очищені стоки надходять у вторинний відстійник 9, розрахований на перебування у ньому рідини протягом 2,5 год. З мулових камер відстійника активний мул видаляють з допомогою ерліфту і подають у передаератор і аеротенк.

Далі воду змішують у змішувачі 10 з хлорною водою, яка приготовлена у хлораторах 12, і спрямовують у контактний резервуар 11. Тут вода знезаражується хлором. Після витримки у цьому апараті протягом 30 хв очищену воду скидають у ріку.

Оброблена за такою технологічною схемою вода має такі показники: рН 7,8...8,0, прозорість 30 см, без запаху, концентрація завислих речовин  $5 \dots 20 \text{ мг/л}$ , БСК<sub>5</sub>  $8 \dots 20 \text{ мг O}_2/\text{л}$ , ХСК  $35 \dots 40 \text{ мг O}_2/\text{л}$ .

На Ковалівському спиртовому заводі Чернігівського виробничого об'єднання за розробками Одеського інженерно-будівельного інституту були збудовані очисні споруди потужністю  $125 \text{ м}^3/\text{добу}$  з БСКп  $1300 \text{ мг O}_2/\text{л}$ . Особливість цих споруд – біологічна очистка стічних вод у біофільтрі.

Але при експлуатації таких очисних споруд були виявлені недоліки – велика тривалість нарощування біоплівки при пуску споруд (2...3 тижні); коливання товщини шару біоплівки від 0,5 до 2 мм в залежності від температури навколишнього середовища, концентрації забруднень, часткове флотування відпрацьованої біоплівки, що приводить до підвищеного вмісту зависів у очищеній воді.

Технологічні схеми очистки стічних вод, які використовують на інших зернокартопляних спиртових заводах, принципово не відрізняються від описаних. Відмінності полягають у апаратурному оформленні окремих технологічних стадій.

## ОЧИСТКА СТИЧНИХ ВОД ЗАВОДІВ, ЯКІ ПЕРЕРОБЛЯЮТЬ МЕЛЯСУ

Зараз більшість м'ясно-спиртових заводів післядріжджову барду і решту стічних вод скидають на поля фільтрації.

ВНДІХПД запропоновані два варіанти технологічних схем очистки стічних вод, які найбільше відповідають сучасним вимогам. Один з них призначений для спиртових заводів, на яких післядріжджову барду упарюють або використовують для виробництва кормового концентрату вітаміну В<sub>12</sub>, другий – для підприємств, які не утилізують м'ясну барду.

Для очистки стічних вод за першим варіантом використовують технологічну схему, зображену на рис. 13.3. Схема включає у себе такі основні стадії: механічну очистку з допомогою решіток і пісковловлювачів, усереднення стічних вод, перший ступінь біологічної очистки стоків активним мулом, первинне відстоювання, аеробну очистку, вторинне відстоювання стоків, транспортування активного мулу і зворотньої води, хлорування очищеної води і спуск її у водоймище.

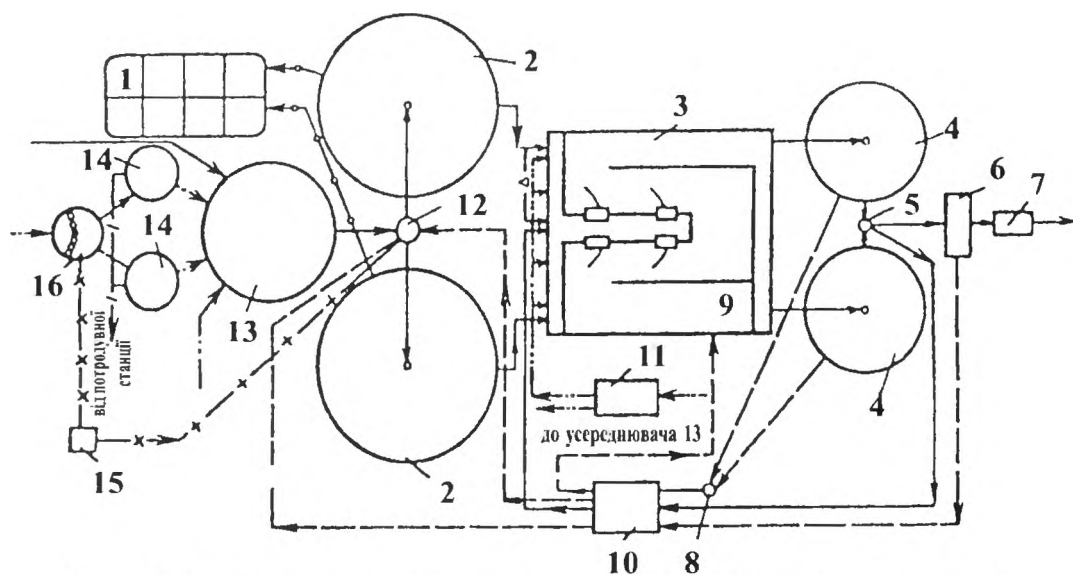


Рис. 13.3 Технологічна схема очистки стічних вод заводів, які переробляють м'ясу

Умовні позначення: — технологічні стоки і теплообмінні води;  
— · — побутові води; - - - - активний мул; — · · — повітря; — x — грубі домішки;  
— o — зброжений осад; — // — біогенні речовини; — / — пісок

Грубі завислі забруднення і пісок з побутових вод видаляють на решітках 16 та у пісковловлювачах 14. Грубі завислі речовини органічного походження подрібнюються у дробарці 15 і спрямовуються у колодязь 12. Очищені від домішок побутові

води змішуються в усереднювачі 13 з теплообмінними водами і технологічними стоками. Місткість усереднювача розраховують на чотирьохгодинне перебування стічних вод. Із усереднювача стоки надходять у колодязь 12, у який подають надлишковий мул. Схемою передбачено використання активного мулу на першому та другому ступенях очистки. Для цього у первинні відстійники 2, розраховані на перебування стічних вод протягом 1...1,5 год, із вторинних відстійників 4 насосами 10 подають надлишковий активний мул другого ступеня очистки. Після першого ступеня очистки стічних вод у відстійниках 2 мул скидають на площадки 1 або передають на висушування.

З первинних відстоювачів стічні води надходять в аеротенк-змішувач 3. Сюди ж подають біогенні елементи, потрібні для активного мулу, виходячи із співвідношення БСК<sub>5</sub>:N:P=100:7:0,5. Об'єм аеротенка-змішувача розраховують на 12..18-годинне перебування стічних вод. Годинні витрати повітря 20...30 м<sup>3</sup> на 1м<sup>3</sup> стоків. Повітря подають з повітродувної станції 11. Біля 30% об'єму аеротенка займає регенератор 9 активного мулу. Кількість активного мулу, що повертається через регенератор у аеротенк, регулюють так, щоб його вміст у стічних водах складав 3...3,5 г/л.

Після біологічного окислення стоки надходять у вторинні відстоювачі 4, у яких вони перебувають протягом 2...2,5 год. Активний мул, який випав у осад, направляють у колодязь 8, а потім насосами 10 – у первинні відстійники і аеротенк.

Очищена вода після вторинного відстійника має такі фізико-хімічні показники: рН- 7,8...8,1, вміст мінеральних речовин 350г/л, загального азоту 14...28 мг/л, БСК<sub>n</sub> 15...20 мг О<sub>2</sub>/л. Очищена вода може бути забарвлена у жовтуватий колір, який зникає при розведенні 1:20...1:25.

Біологічно очищені стічні води із вторинних відстійників надходять у приймальний колодязь 5, у фільтраційну установку 6, де відділяється активний мул з ціллю повторного використання його для очистки стічних вод. Вивільнені від активного мулу стоки обробляють хлором і насосом 7 скидають у водоймище. Внаслідок обробки води хлором (5г/м<sup>3</sup>) знижується концентрація органічних домішок у очищеній воді приблизно на 50%.

Для очистки стічних вод за другим варіантом ( з високою концентрацією органічних речовин) використовують анаеробний розклад їх, який складається з двох основних стадій: перша – ферментативний гідроліз вуглеводів, білків і жирів, які містяться у стічних водах; друга – перетворення утворених продуктів гідролізу органічних сполук у вуглекислий газ і метан. На другій стадії анаеробної очистки стічних вод можуть утворюватися мінеральні солі і гумусоподібні речовини.

В анаеробному розкладі органічних сполук стічних вод беруть участь головним чином кислото- та метаноутворюючі бактерії. Вуглеводи і частково жири розкладаються, утворюючи суміш низькомолекулярних кислот, серед яких переважають оцтова, масляна і пропіонова. При цьому зменшується рН середовища до 5 і нижче. Органічні кислоти і розчинені азотисті речовини розкладаються далі, утворюючи амонійні сполуки, аміни, кислі карбонати і невелику кількість діоксиду вуглецю, азоту, метану і водню. Внаслідок цього активна кислотність стічних вод



поступово підвищується. Для підтримання необхідної інтенсивності обох стадій у стічні води вводять певну кількість змішаних культур мікроорганізмів.

У першій стадії беруть участь бактерії, які гідролізують вуглеводи, білки і жири, у другій – метанові бактерії.

Анаеробний розклад органічних сполук стоків можна вести при помірній (29...40° С) і високій (50...57° С) температурах.

## ОСОБЛИВОСТІ БІОЛОГІЧНОЇ ОЧИСТКИ ЛЮТЕРНОЇ ВОДИ

Лютерна вода, яка містить органічні кислоти, – агресивний сток. Її очищають таким чином.

Лютерну воду температурою 100...105° С охолоджують водою у кожухотрубчастому теплообміннику до 30...35° С і направляють в усереднювач, куди подають розчини лугів і поживних солей. Вміст усереднювача перемішують стисненим повітрям. Лютерна вода з РН 7,5...7,8 надходить у аеротенк-змішувач, де очищується з допомогою активного мулу.

Лютерна вода має БСК<sub>5</sub> 200...1000 мг О<sub>2</sub>/л. Витрати каустичної соди на підлуження 0,1 кг/м<sup>3</sup>. Як поживні солі використовують діамонійфосфат, який містить азот і фосфор. Витрати солі, визначені у співвідношенні БСК<sub>5</sub>:N:P=100:7:1, при розрахунку по азоту складають 0,15 кг/м<sup>3</sup>.

Режим роботи аеротенку: тривалість процесу 12 год, витрати повітря 30 м<sup>3</sup>/(м<sup>3</sup> · год), концентрація активного мулу 1,5...2,0 г/л, тривалість відстоювання 2 години.

Очищена вода не має запаху, кольору, рН 7,3...7,5, БСКп не більше 25 мг О<sub>2</sub>/л. Вона може бути повторно використана у виробництві, наприклад, у системі зворотного водопостачання.

### Контрольні питання і завдання

1. Наведіть характеристику стічних вод спиртових заводів.
2. Які вимоги до складу і якості води, яку використовують в спиртовому виробництві і направляють у водні об'єкти?
3. Характеристика способів очистки стічних вод. Як очищують стічні води спиртових заводів, які переробляють мелясу?
4. Які особливості біологічної очистки стічних води?

## РОЗДІЛ 14

# ТЕХНОЛОГІЯ СПИРТУ ЕТИЛОВОГО ТЕХНІЧНОГО (СЕТ)

Світова промисловість звертає велику увагу на використання в якості сировини для органічного синтезу та джерела енергії поновлювальних видів сировини, до яких відносять етиловий спирт. У цьому напрямі одне з перших місць займають Сполучені Штати, Бразилія, країни Західної Європи, а також інші країни, які відчувають нестачу нафтопродуктів.

Досвід останніх десятиріч показує, що основна частина етилового спирту використовується на технічні потреби. Так, у США на технічні потреби, в тому числі на виробництво паливного етанолу, витрачається біля 95 % всієї кількості спирту, що виробляється.

У Бразилії в 1990 р. хімічна промисловість використала понад 100 млн. дал технічного спирту.

У Франції 78 % етилового спирту йде на технічні потреби.

Україна як індустріальна держава потребує великої кількості технічного спирту, який використовується в хімічній, біохімічній, целюлозно-паперовій, текстильній, легкій, металургійній, машино- та приладобудівельній, автотранспортній, оборонній та місцевій промисловості. Загалом, близько 160 виробництв використовують технічний спирт як первинну сировину. Крім того, технічний етанол може бути використаний як моторне паливо – і в чистому виді, і у вигляді високооктанової добавки до бензину.

В усіх перерахованих вище випадках більш економічно використовувати технічний спирт, а не високоочищений харчовий. Це пов'язано з тим, що сировиною для технічного спирту може бути більш дешеве дефектне зерно, меляса, технічні культури – топінамбур, сорго, тапіока тощо, а також побічні спиртовмісні відходи брагоректифікації. Значно знижує собівартість технічного спирту те, що в багатьох випадках до нього не висувається жорстких вимог щодо вмісту органічних домішок і води.

### 14.1. ВИКОРИСТАННЯ СПИРТУ ЕТИЛОВОГО ТЕХНІЧНОГО ЯК ОРГАНІЧНОЇ СИРОВИНИ

В індустріально розвинутих державах етанол у великій кількості використовується як сировина для хімічної промисловості. У цьому напрямі чільне місце посідають Сполучені Штати Америки. За даними Української федерації інформатики та системного аналізу (УФІСА), у США щороку для технічних потреб, у тому числі для пального, виробляється понад 1,0 млрд. дал етанолу (будується ще 12 заводів). США з етанолу виробляють ефіри, аміни, складні ефіри, широко вико-

ристовують етанол як розчинник. Існують компанії, які з етанолу виробляють близько 80-ти різних хімічних продуктів, а з урахуванням похідних від них – вдвічі більше. Хімічна промисловість Бразилії, починаючи з 20-х років ХХ століття базується на етанолі. З етанолу виробляють етилен, октанол, бутанол, ацетальдегід, оцтову кислоту, етиламін, тощо.

В Японії з етанолу отримують водень, переробляючи 3,8 тис. дал етанолу за добу.

Індія з 60-х років минулого століття використовує ферментативний етанол для виробництва оцтової кислоти та її похідних, пентаеритритолу, поліетилену низької густини. З 50-ти млн. дал етанолу, що було вироблено в Індії у 1980 році, 30 млн. було використано в хімічній промисловості. У 1990 році вироблено 110 млн. дал етанолу в основному для хімічної промисловості. Сировина для етанолу – меляса.

Комітетом ООН з індустріального розвитку зазначено, що якщо виробництву етанолу приділити стільки ж уваги, скільки її було приділено нафтохімії, то його ціна може бути знижена більш ніж удвічі, що забезпечить зниження цін на хімічні продукти, які виробляються на базі етанолу.

Ціни на хімічні продукти на базі етанолу відповідають цінам на ці продукти, які отримані з нафти. У ряді країн ведеться політика податкових пільг для виробників технічного етанолу з крохмаль- або цукровмісної сировини. Це підтримує сільськогосподарських виробників, спиртову та хімічну промисловість, яка при цьому в меншій мірі залежить від імпорту нафтопродуктів. На рисунку 14.1 наведені основні хімічні синтези на базі етанолу.

Найбільшими споживачами СЕТ в країнах СНД є підприємства з виробництва етилового, діетилового, оцтовоетилового ефірів, оцтової кислоти, ацетальдегіду, хлороформу, тетраетилсвинцю, синтетичного каучуку, штучних волокон, спиртових лаків, парфумів, тощо.

Діетиловий ефір використовують під час виробництва бездимного пороху, штучного шовку, шпатлівки. Внаслідок поганої розчинності у воді він застосовується для екстрагування розчинених у воді речовин.

У суміші зі спиртом діетиловий ефір застосовується для виготовлення колодію. Як розчинник він використовується для екстракції ефірних масел і багатьох інших речовин. У медицині діетиловий ефір використовується як анестезійний засіб.

Оцтовоетиловий ефір, або етилацетат, отримують з етилового спирту і оцтової кислоти. Цей ефір є дуже цінним розчинником, він широко використовується у парфумерії, у виробництві мила та різноманітних лаків.

Етиллактат, етиловий ефір молочної кислоти застосовуються для очищення сирової молочної кислоти, в ситцевибиванні, він також є розчинником нігразину та індуліну, у лаковому виробництві – розчинником нітроцелюлози.

Ацетальдегід знайшов широке застосування під час виробництва синтетичної оцтової кислоти, у виробництві дзеркал – для відновлення азотнокислого срібла.

Продукт полімеризації ацетальдегіду – паральдегід – є медичним препаратом, який застосовується як снодійний засіб.

Крім цього, ацетальдегід застосовують як консервуючий засіб.

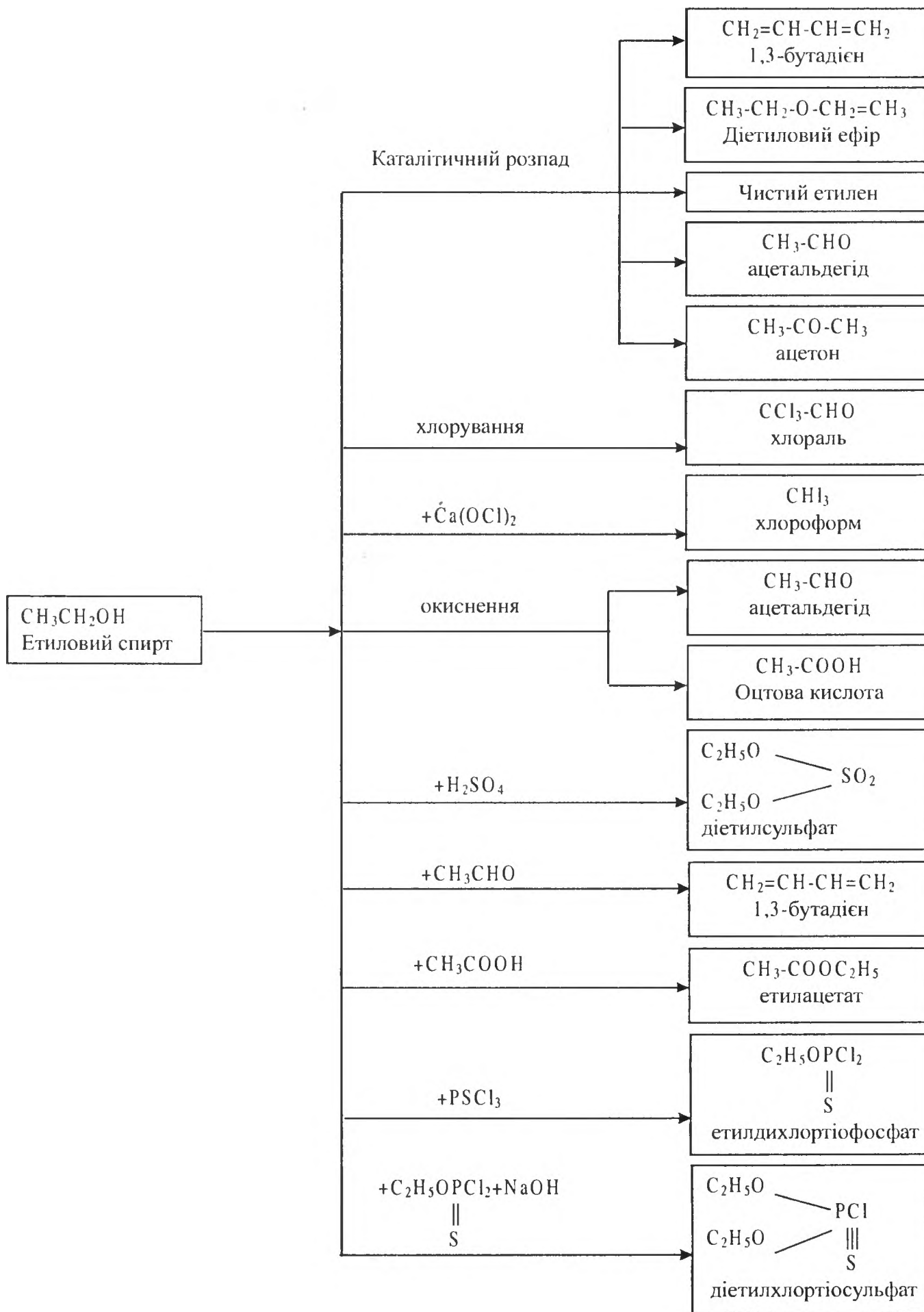


Рис. 14.1 Основні хімічні синтези на базі етанолу

Оцтова кислота та її солі використовуються в текстильній, фарбовій, хімічній промисловості, в шкіряному і гумовому виробництвах. Оцтова кислота застосовується для фармацевтичних і харчових цілей. З неї виробляють ацетатний шовк, її використовують як розчинник вибухових речовин і т. ін. Споживання оцтової кислоти рік у рік збільшується.

Тетраетилсвинець є важливим технічним продуктом. Як антидетонатор він становить значну цінність. Є багато досить ефективних антидетонаторів, але всі вони поступаються тетраетилсвинцю.

Хлороформ застосовується в медицині. При вдиханні він викликає анестезію і використовується головним чином для інгаляційного наркозу. У значній кількості його використовують як екстрагент для вилучення екстрактивних речовин з рослинної сировини.

Спиртовані лаки застосовують для оздоблення високоякісних меблів та інших дерев'яних виробів. Основними компонентами спиртованих лаків є смола і етиловий спирт з об'ємною часткою 90...93 %. У залежності від об'ємної частки різняться лаки, які містять 65...70 % спирту й так звані "політури" з об'ємною часткою спирту – 88...90 %.

Етиловий спирт є основною сировиною для парфумерних фабрик. Він входить до всіх видів рідких або аерозольних парфумерних виробів – одеколонів, парфумів, туалетних вод, дезодорантів у кількості до 98 % маси продукції.

Застосування спирту в парфумерній промисловості пояснюється його здатністю давати прозорі концентровані розчини пахучих речовин, а також його освіжаючою і дезинфікуючою властивістю.

## 14.2. ЗАСТОСУВАННЯ СПИРТУ ЕТИЛОВОГО ЯК МОТОРНОГО ПАЛИВА

З початку 70-х років ХХ століття безперервно зростала ціна на нафту. У Західних країнах, приміром, за останні 10 років це зростання було майже десятикратним. Причина цього – обмежені запаси нафти на Землі і монополія на поставки нафти тими країнами, в яких вона добувається. Паралельно із зростанням цін на нафту та скороченням її запасів велися пошуки альтернативних джерел енергії і, в першу чергу, в тих країнах, де було або дуже велике споживання енергії (це країни з розвинутою промисловістю і транспортом), або в країнах, що розвиваються, які не мають нафтових джерел і достатньо коштів для купівлі необхідної кількості нафтопродуктів.

Одним з альтернативних джерел енергії є етанол.

У 1979 році інтернаціональна робоча комісія ООН наполегливо запропонувала більш широке застосування етанолу для зниження імпорту нафти. Придатність етанолу як енергоносія, в тому числі і як палива для карбюраторних двигунів внутрішнього згоряння була встановлена відразу ж після появи перших автомобілів.

У 1980 році в США було вироблено біля 115 млн. дал етанолу і працювало більше 1000 заправокних станцій з так званим «газохолом» – сумішшю етанолу з

бензином. Крім Сполучених Штатів, спирт як пальне широко використовується в Угорщині, Австрії, Бразилії, Німеччині, Італії, Польщі, Чехії та Словаччині.

У Бразилії виробництво етанолу для використання як пального для автомобілів почато в 1975 році. У сезон 1980-81 років було вироблено за різними даними від 240 до 400 млн. дал етанолу, в основному з цукро- і крохмалевмісної сировини. Основна його частка використовувалась як джерело енергії. Етанолом замінювались нафтопродукти.

Як у США, так і в Бразилії для забезпечення виробництва такої кількості етанолу було збудовано ряд нових спиртових заводів потужністю 50 та 100 тис. дал/добу.

Значну кількість етанолу як добавки до бензину виробляє Індія, яка забезпечує власні потреби у нафті значною мірою внаслідок її імпорту. Індія має надлишки цукрової тростини, зерна, картоплі, що полегшує задачу виробництва етанолу.

Були розроблені плани кооперування Німеччини та Бразилії в галузі виробництва етанолу. Для забезпечення потреби в етанолі обох країн, як показали розрахунки, достатньо було використати під цукрову тростину 2 % засівних площ Бразилії.

Франція в 1990 році скоротила виробництво пального з нафти вдвічі порівняно з 80-ми роками за рахунок використання етанолу. При додаванні 10 % етанолу до бензину було заощаджено 1,5 млн. тонн нафти.

Куба після другої світової війни як пальне для автомобілів використовувала суміш 20 % етанолу з бензином. Сировина для виробництва етанолу – цукрова тростина і меляса.

Проблема використання етанолу як пального розробляється в Японії, Новій Зеландії. Етанол у кількості 15 % додається до бензину на Філіпінах (так званий “алкогас”). Програма повної або часткової заміни бензину етанолом реалізується в Австралії. Над цією проблемою працюють також у Нікарагуа, Парагваї і ряді інших країн.

Під час приготування суміші етанол-бензин, що використовується як моторне паливо, етанолу додають від 8 до 55 %. Як було зазначено вище, використовується й один етанол без бензину. Етанол може бути як безводним так і “водним”, з об’ємною часткою води до 4 %. Об’ємна частка етанолу, що додається до бензину, залежить від багатьох чинників. При додаванні до 20 % етанолу не потрібно переробляти двигуни, які розраховані на використання бензину. Це має рішучий вплив на вибір кількості етанолу, що додається. Має вплив також співвідношення цін на етанол та бензин. Кількість етанолу, що додається до суміші, змінюється залежно від можливостей виробництва етанолу в тій чи іншій країні або навіть в окремих регіонах однієї країни.

Додавання етанолу до бензину збільшує октанове число останнього. Встановлено, що кожні 3 % етанолу, який додається, збільшують октанове число бензину на 1...1,5 одиниці.

Властивість етанолу збільшувати октанове число дозволяє використовувати для приготування суміші дешевий низькооктановий бензин і, що не менш важливо, позбутися застосування отруйних антидетонаторів, таких як тетраетилсвинець, бе-

нзол, толуол, вуглеводні з бічними ланцюгами, метилтретбутиловий ефір, сполуки марганцю.

Дослідження, що були проведені в Бразилії, показали, що використання суміші із 45 % низькооктанового бензину і 55 % водного етанолу дозволяє заощадити до 25 % пального.

Використання газохолу знижує токсичність вихлопних газів. Вміст вуглеводнів зменшується на 4,5 %, окислів азоту – на 5,7 %, окису вуглецю – на 26,3 % порівняно з чистим бензином.

Як моторне паливо може використовуватись і розчин етилового спирту, який містить значну кількість води.

При об'ємній частці спирту від 100 до 80 % за даним ступенем стиснення і даним навантаженням витрата спирту зростає прямо пропорційно вмісту води. Тому, краще працювати на спирті вищої концентрації.

Як зазначалося вище, як компонент етанольно-бензинової суміші може бути використано як безводний, так і водний етанол з об'ємною часткою води не більше, ніж 4 %. Водний етанол має перевагу внаслідок його меншої вартості. Зневоднення пов'язано із значними витратами енергії. У той же час використання водного етанолу збільшує незручності, які пов'язані з розшаруванням суміші етанол – вода.

Безводний спирт (об'ємна частка не нижче 99 %) змішується з бензином в будь-яких співвідношеннях. Суміш бензину з безводним спиртом не розшаровується навіть при досить низьких температурах. При більшій об'ємній частці води в спирті здатність його до розшарування збільшується. У таблиці 14.1 наведено температури, при яких починається розшарування однорідної суміші. Як видно з таблиці, в разі використання водного етанолу з масовою часткою 95,5 %, температура розшарування знижується при збільшенні концентрації спирту в суміші. Для отримання гомогенної суміші, яка не розшаровується при температурі до мінус 60° С, до суміші необхідно додавати різноманітні стабілізатори. Як стабілізатори застосовують суміші вищих спиртів – бутилового та амілового або ароматичних вуглеводнів.

Таблиця 14.1 Температура розшарування спирто-бензинових сумішей

Масова частка компонентів суміші, %		Температура розшарування суміші, °С		
Етиловий спирт	Авіабензин Б-70	99,5	97,5	95,5
10	90	мінус 65	мінус 15	+13
20	80	мінус 63	мінус 23	+10
30	70	мінус 70	мінус 28	+2

В останні роки для запобігання розшаруванню запропоновано кавітаційний метод, у якому для обробки сумішей як змішувач та гомогенізатор використовується гідромеханічний кавітаційний генератор.

Кавітаційно-кумулятивна дія дозволяє інтенсифікувати багато технологічних процесів, які здійснюються в рідинному середовищі, і насамперед, процеси масообміну, за рахунок утворення при лопанні кавітаційних бульбашок кумулятивних мікроструминок і перетворення останніх на мікрохвилі дуже великої питомої інтенсивності. Це дозволяє отримувати високу однорідність сумішей рідин, які змішуються. Тому в процесах емульгування, гомогенізації, надтонкого перемішування, особливо для рідин, які взаємо не змішуються, використання гідродинамічного кавітаційного впливу відкриває широкі перспективи.

Вартість етанолу залежить від багатьох чинників.

У Бразилії завдяки надлишку сировини, дешевої робочої сили, наявності добре відпрацьованої технології та високої ціни нафти, що імпортується, етанол у 60-х роках був на 40 % дешевший найбільш низькоякісного бензину. Це й визначило тенденцію до заміни бензину етанолом.

У європейських країнах, як правило, етанол, що виробляється навіть з побічних продуктів харчової промисловості або відходів сільськогосподарської сировини, є дещо дорожчим за бензин. Але, незважаючи на це, застосування етанолу в суміші з бензином часто-густо є економічно доцільним.

Кожний декалітр етанолу дозволяє заощадити більше 2,5 декалітрів сирової нафти, а кожний декалітр етанолу, що додається до низькооктанового бензину, заощаджує 1,6 декалітрів бензину.

Через те, що для газохолу використовується низькоякісний бензин, вихід якого з сирової нафти є більшим, ніж високоякісного, застосування газохолу сприяє більш повному використанню нафти.

Для того, щоб використання газохолу було економічно доцільним, необхідна певна економічна політика держави – зниження податків для виробників етанолу, який використовується у складі моторного палива, зниження акцизних зборів й таке інше. У ряді країн така політика здійснюється. Для заохочення споживання газохолу уряд США запровадив пільги, які дозволили зробити газохол дешевшим за чистий бензин.

Вплив пільг на ціну газохолу в США ілюструється даними, які наведені в таблиці 14.2. Як видно з таблиці, менша ціна газохолу зумовлена відсутністю податку на нього.

Необхідно звернути увагу на те, що в сумі виробничих витрат на долю енергії припадає біля 30%, а найбільший споживач енергії на спиртзаводі – відділення брагоректифікації. Через те, що для газохолу може бути використаний етанол, який містить домішки та воду, об'ємна частка якої сягає 4 %, витрати енергії на дистиляцію значно знижуються. За попередніми розрахунками вони складатимуть для українських спиртзаводів не більше 80 % витрат енергії по відношенню до виробництва етанолу вищої очистки.



Таблиця 14.2 Складові елементи ціни (для споживача) 1 літра чистого бензину і 1 літра газохолу (з 10 % етанолу), в доларах США

Статті витрат	Бензин	Газохол
Бензин (0,150 дол. за 1 літр)	0.150	0,134
Етанол (0,394 дол. за 1 літр)	—	0,039
Транспортні витрати	0,023	0,023
Податки	0,031	—
Торгівельне обслуговування	0,028	0,028
Разом:	0.232	0.224

Враховуючи можливість зниження собівартості етанолу внаслідок уникнення процесів очищення та зменшення його концентрації порівняно з етанолом вищого очищення, а також враховуючи економію у витраті чистого бензину, застосування бензоспиртових палив з об'ємною часткою етанолу до 10 % в умовах України є економічно доцільним, не кажучи вже про часткове зниження дефіциту нафти за рахунок використання газохолу та поліпшення екологічного становища в Україні. Починаючи з 1999 року паливний етиловий спирт під торговою маркою «ВКД» (високооктанова киснево-вмісна добавка до бензинів) виробляється в Україні. Технологія та нормативно-технічна документація ВКД розроблені в УкрНДІспиртбіо-прод.

### 14.3. ВИРОБНИЦТВО СПИРТУ ЕТИЛОВОГО ТЕХНІЧНОГО З НЕХАРЧОВОЇ СИРОВИНИ

Спирт етиловий технічний у країнах СНД виробляється різними галузями: гідролізною, нафтохімічною, харчовою.

У таблиці 14.3 наведені стандарти та основні показники технічних спиртів.

Спирт гідролізний (ГОСТ 17299-78) для виробництва каучуку отримують двох категорій. Спирт категорії А – з гідролізних субстратів, категорії Б – з лугів сульфитно-гідролізного виробництва. Ці спирти практично не очищуються від супутніх домішок. Шляхом азеотропної ректифікації з них отримують СЕТ абсолютований, який використовують у хімічній промисловості. Нафтохімічна промисловість випускає СЕТ синтетичний категорій А й Б (ТУ 7506008-31-91), ці спирти практично не очищені від основної маси летких домішок.

СЕТ синтетичний (ТУ 38.402-62-117-90) виробляють двох сортів шляхом гідрування етилену. Ці спирти є частково очищеними від домішок і використовуються як розчинники в біосинтезі, в хімічній промисловості.

СЕТ (ТУ 64-11-14-89) виробляють шляхом ацетано-бутилового бродіння і використовують як розчинник у лакофарбовій промисловості.

На заводах харчової промисловості спирт етиловий технічний виробляють з молочної сироватки (ТУ 49757-83).

Таблиця 14.3 Стандарти на СЕТ

Види спирту	Показники									
	Етанол, % об.	Альдегіди, мг/дм <sup>3</sup>	Ефіри, мг/дм <sup>3</sup>	Сивушне масло, мг/дм <sup>3</sup>	Кислоти мг/дм <sup>3</sup>	Метанол, % об.	Проба на окислю- ваність, 20°C, хв, не менше	Проба на чистоту	Фурфу- рол, мг/дм <sup>3</sup>	Сухий залишок, мг/дм <sup>3</sup>
ГОСТ 17299-78 Категорії: А	95,0	200	80	500	15	0,1	-	витримує	відсутній	10
	94,0	350	180	1000	30	0,1	-	витримує	5	20
ГОСТ 18300-87 Екстра	96,5	4	25	4	1	Витримує	15	витримує	відсутній	2
Вищий сорт	96,2	4	30	4	0	Витримує	15	витримує	відсутній	4
Перший сорт	96,0	10	40	10	15	Витримує	10	витримує	відсутній	15
ТУ 38.402-62-117-90	92,5	0,7 % об.	0,2 % об.	-	7	-	-	-	-	5
	92,0	0,9 % об.	0,3 % об.	-	12	-	-	-	-	10
ТУ 64-11-14-89	95,0	—	—	—	50	—	—	—	—	30
ТУ 7506008-31-91	99,8	0,15% об.	0,15 % об.	0	10	-	-	-	-	5
	96,0	0,15% об.	0,2 % об.	-	10	-	-	-	-	5
ТУ 84-1203-89	99,8	—	-	-	—	0,1	-	-	-	-
ТУ 49-757-83	88,0	500	500	5000	—	0,1	—	—	—	—

Поряд із зазначеними вище спиртами як сировина для хімічної промисловості та як екстра-розчинник виробляється спирт технічний гідролізний (ГОСТ 18300-87) високого ступеня очищення.

Сировиною для виробництва гідролізного спирту можуть бути відходи переробки деревини, некондиційна деревина, а також відходи переробки сільськогосподарської сировини – кукурудзяний качан, соняшникове лушпиння, бавовникове лушпиння тощо. Тобто, ті матеріали, які містять в значній кількості поліцукри, перш за все, целюлозу та геміцелюлозу.

Внаслідок гідролізу деревини або іншої целюлозовмісної сировини в присутності органічних кислот отримують так звані гідролізати, склад яких коливається в широких межах залежно від первинної сировини. Основними показниками гідролізатів є вміст редуруючих речовин та масове співвідношення гексоз і пентоз.

На спирт зброджуються тільки гексози, тому найбільш придатними видами сировини для виробництва спирту є такі, під час гідролізу яких утворюється максимальна кількість гексоз. Це, перед усім, деревина хвойних порід. Менш придатною є деревина листяних порід, кора, кукурудзяний качан та соняшникове лушпиння.

На рис. 14.2 наведено принципову технологічну схему комплексної переробки рослинної сировини, яка передбачає отримання поряд з етиловим метилового спирту, лігніну, будівельного гіпсу, фурфуролу, рідкої вуглекислоти та кормових дріжджів.

Гідролізний завод вимушений працювати на суміші відходів деревини. Масова частка гексоз у редуруючих речовинах гідролізатів становить 70... 80 %, а пентоз – 20...30 %. У зв'язку з тим, що пентози не зброджуються спиртовими дріжджами, вони повністю переходять у барду.

Для утилізації пентозанів та інших органічних речовин, що залишаються в барді, типова технологічна схема передбачає виробництво кормових дріжджів на післяспиртовій барді.

Така комплексна переробка пов'язана не тільки з необхідністю підвищення рентабельності виробництва, але і з потребою зниження вмісту органічної частини барди і зменшення тим самим потужності очисних споруд.

Для очищення загальних стічних вод гідролізний завод повинен мати потужні очисні споруди повної біологічної очистки, які займають великі площі. За відсутності виробництва кормових дріжджів потужності очисних споруд мають бути збільшені в 3...4 рази. З економічної точки зору суто гідролізно-спиртові заводи існувати не можуть. Вони повинні мати цехи кормових дріжджів. До складу гідролізно-спирто-дріжджового заводу входить цех з виробництва фурфуролу, який утворюється з пентозанів на стадії гідролізу сировини. Конденсати, які містять до 0,2...0,4 % фурфуролу, не можуть бути скинуті на очисні споруди й тому повинні звільнюватися від нього.

Метод комплексної переробки рослинної сировини, який було розглянуто вище, оснований на практично повному гідролізі поліцукрів. Лігнін при цьому залишається у вигляді нерозчиненого осаду. На відміну від даного методу переробка рослинної сировини ялинових порід деревини на сульфітну целюлозу, етиловий спирт,

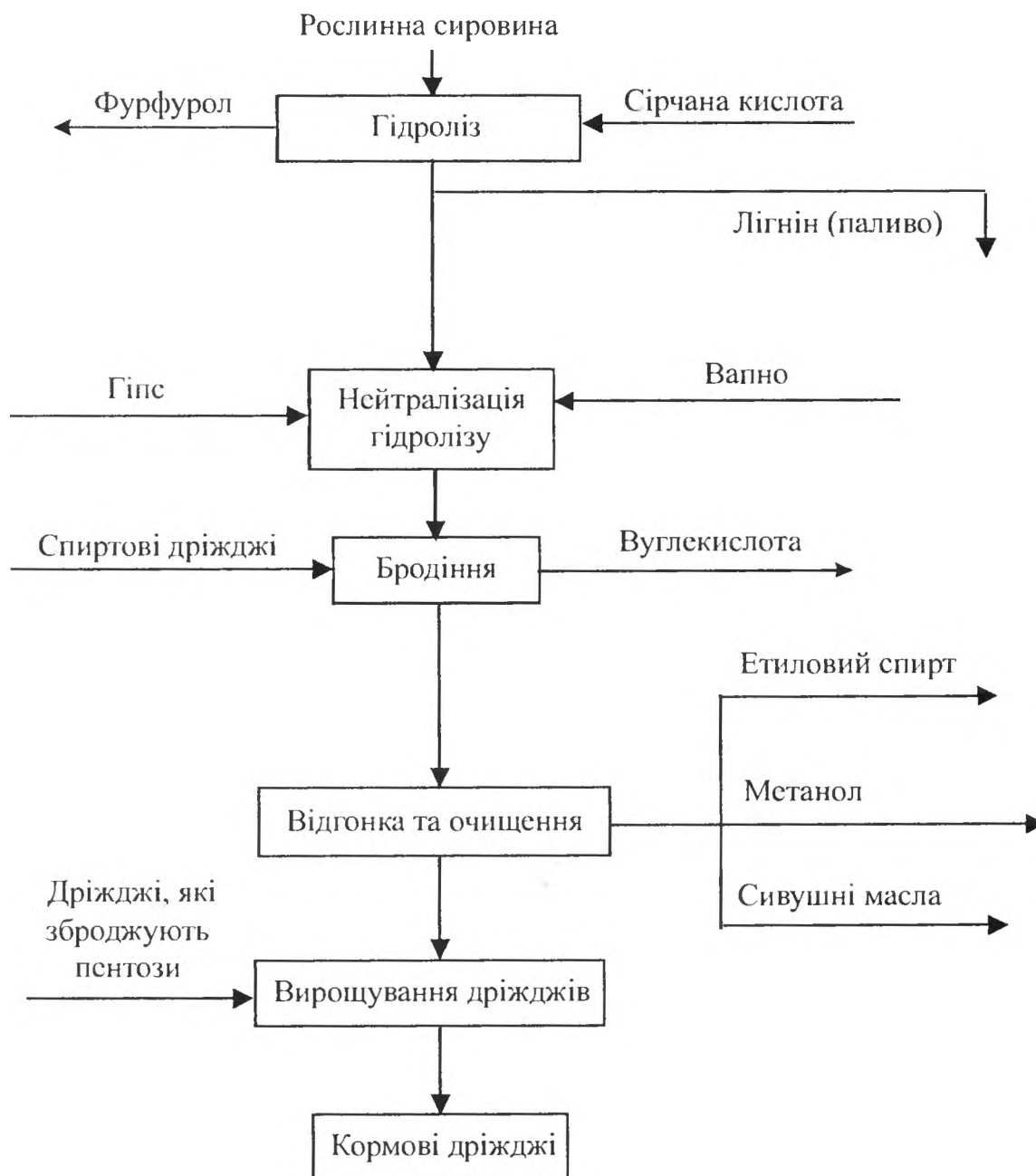


Рисунок 14.2 Виробництво спирту етилового технічного способом гідролізу рослинної сировини

кормові дріжджі передбачає гідроліз тільки поліцукридів геміцелюлоз. Лігнін при цьому переходить у розчинний стан, рис. 14.3. Целюлоза широко використовується на виробництво паперу, віскозного шовку, кіноплівки тощо. Як реагент для вилучення целюлози використовують сульфитну варочну кислоту при температурі 130...140° С. Ця кислота – це водний розчин сірчистого газу, до якого введено СаО. Після закінчення варки розчин, до якого перейшли розчинені речовини, відокремлюють від целюлози й у вигляді сульфитного лугу спрямовують на бродіння. Спирт, який отримано за таким способом, має назву – сульфитний.

Виробництво гідролізного й сульфитного технічного спирту та обов'язкової супутньої продукції характеризується великими ресурсо- та енергетичними витратами.

На рис. 14.4 наведені показники матеріало- та енергоємності комплексної переробки на спирт гідролікатів деревини та меляси. Енергоємність усього комплексу

продукції при виробництві 1 млн. дал гідролізного спирту в 7,9 рази більша, ніж при виробництві спирту з меляси, в тому числі власне спирту – в 8,3 рази.

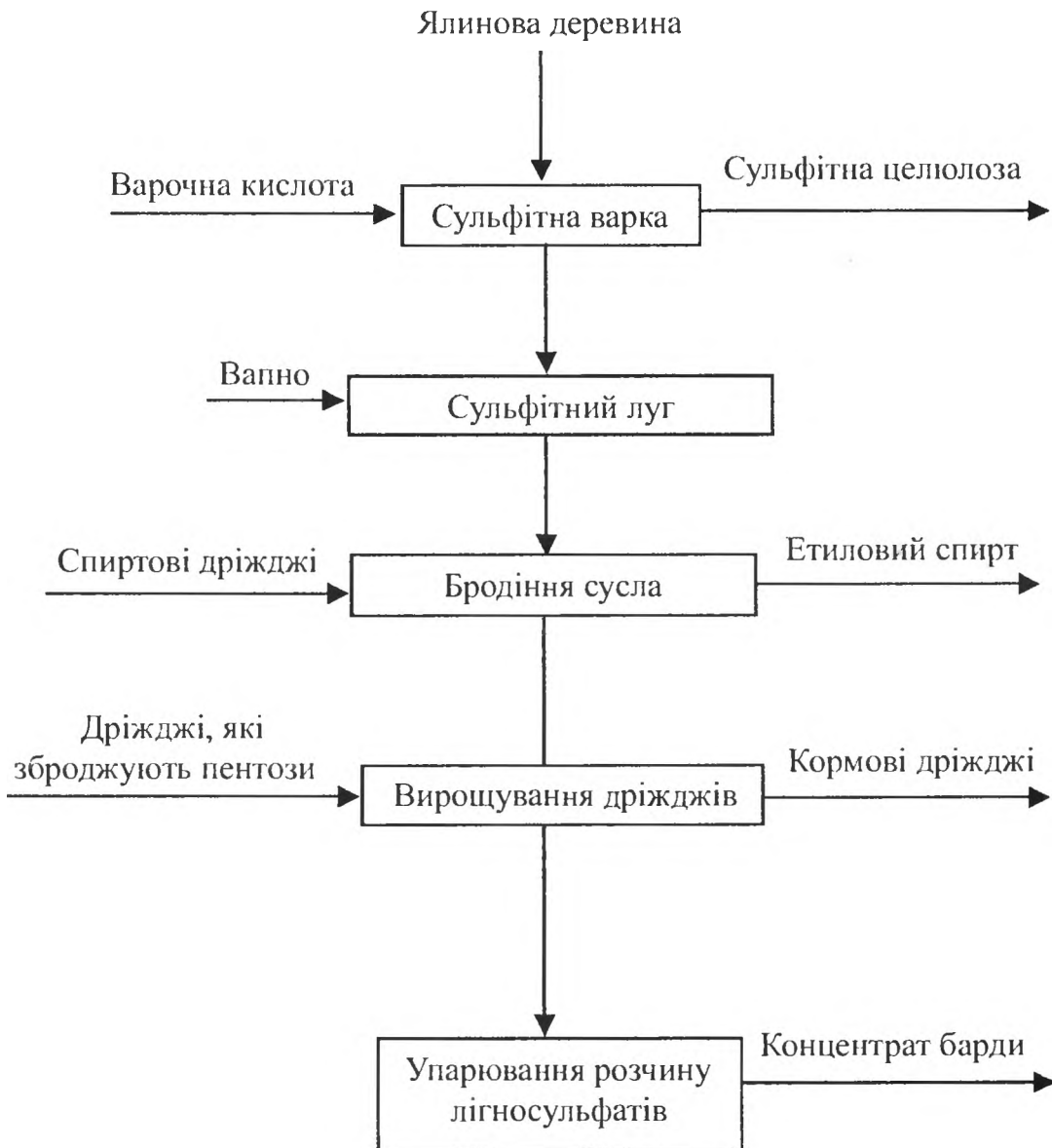


Рис 14.3 Виробництво спирту етилового технічного з сульфітних лугів

Матеріалоемність за іншими ресурсами вища в 3,5 рази, а споживання технологічної води відповідно в 4 рази.

Складність технологічного обладнання сульфітно-гідролізного виробництва не дозволяє на більшості виробничих ділянок використовувати безперервний процес. Тому при обмеженій потужності завод з виробництва гідролізного спирту є досить крупним підприємством, яке насичене великогабаритним хімічним обладнанням.

Періодичний спосіб роботи не дозволяє не тільки повністю автоматизувати технологічні процеси, а й навіть використовувати автоматичне регулювання параметрів процесів. Порівняно з виробництвом спирту з інших видів сировини, технічний рівень виробництва гідролізного спирту слід вважати низьким.

Максимальну кількість гідролізного спирту (18 млн. дал) у колишньому СРСР було вироблено в 1970 році. У 1975 році – біля 10 млн. дал. Тенденція до зменшен-

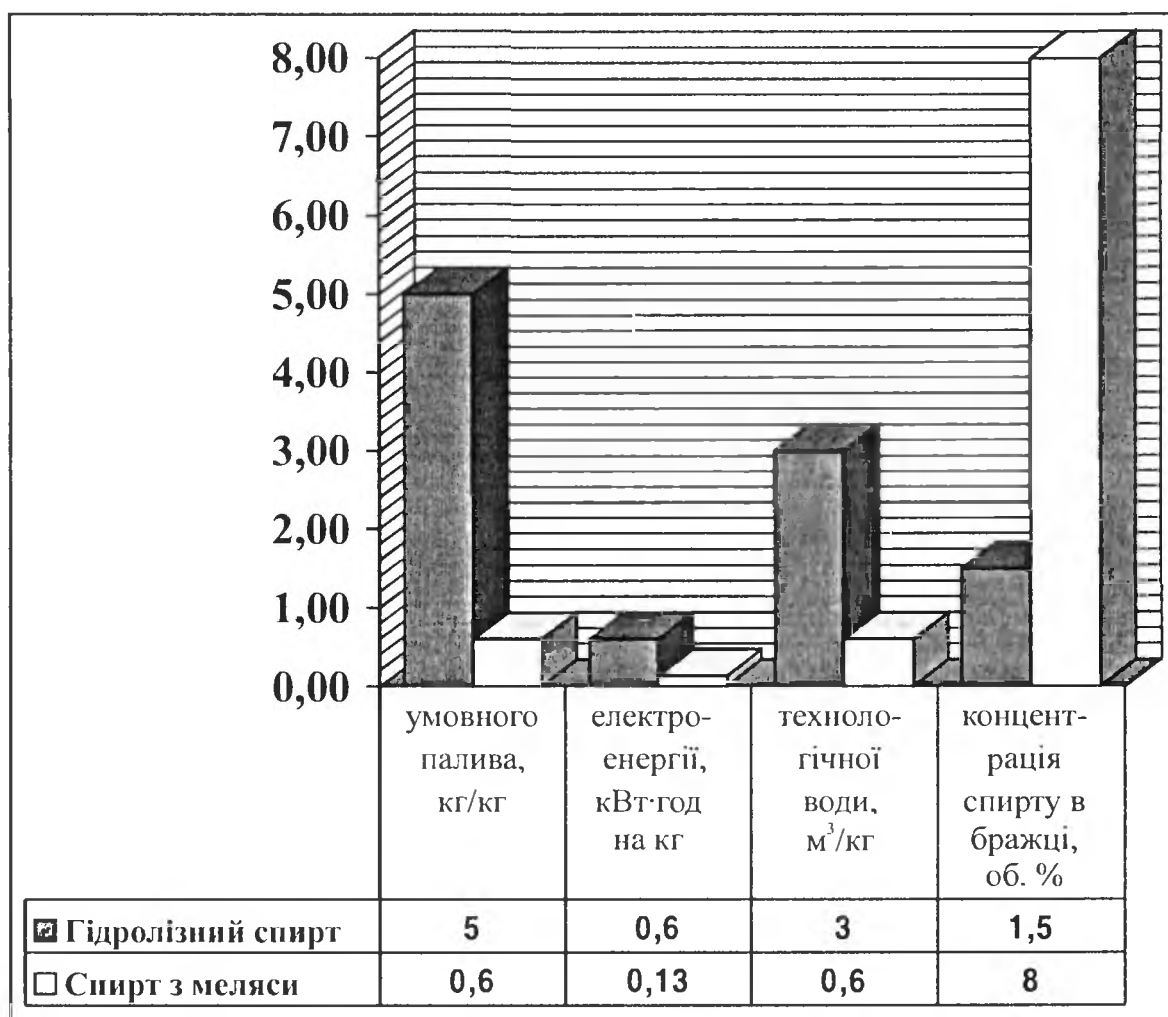


Рис. 14.4 Показники матеріало- і енергоємності гідролізного та м'ясного спиртів  
 ня виробництва гідролізного спирту в країнах СНД зберігається. В Україні виробництво гідролізного спирту не було організоване.

Етиловий спирт може бути отриманим шляхом органічного синтезу з ненасиченого вуглеводню нафти – етилену.

Безпосереднє гідрування етилену в етиловий спирт йде в присутності каталізатора при надлишковому тиску та підвищеній температурі.

Для гідрування може бути використана водяна пара або вода. Найбільш поширеним є парофазний процес, під час якого суміш етилену і водяної пари пропускається крізь твердий каталізатор, а спирт, що утворюється при цьому, вилучається з контактних газів шляхом конденсації.



У разі парофазного процесу значна кількість теплоти витрачається на випаровування води та перегрів водяних парів.

Для зменшення енергоємності процесу запропоновано другий варіант гідрування етилену водою в рідинному стані:



Як каталізатор цього процесу використовують відновлені окиси вольфраму, що нанесені на селікагель. Масова частка вольфраму в каталізаторі складає біля 20 %. Процес йде при температурі 250...300° С та тиску 30 мПа. Етилен і вода надхо-

дять у верхню частину реактора, з нижньої частини якого відбирається розчин спирту об'ємною часткою 20 %.

Третій варіант процесу прямого гідрування етилену базується на пропусканні його суміші з водяною парою крізь розбавлену сірчану кислоту при 300° С та тиску понад 10 МПа. Завдяки високому тиску етиловий спирт отримують у рідинному стані. З реактора безперервно відводять частину кислого розчину, з якого відганяють спирт, а кислоту повертають у виробничий цикл.

При парофазному процесі ступінь конверсії етилену під час гідратації за один прохід крізь катализатор, а також швидкість цього процесу залежать від активності катализатора, температури й тиску в реакторі, об'ємної швидкості газів, молярного співвідношення водяної пари та етилену в суміші. Ступінь конверсії етилену за один прохід крізь реактор не перевищує 4...5 %. Підвищення ступеня використання етилену до 95 % досягається шляхом багаторазової рециркуляції етилену, що не прореагував.

Другий спосіб отримання етилового спирту гідруванням етилену, на відміну від прямого гідрування, передбачає проміжне утворення етилсульфатів. При цьому способі можливо використовувати гази з невеликою масовою часткою етилену – 30...40 %. Це дозволяє значно спростити схему попереднього розділення вуглеводнів природних газів. Так, під час розділення продуктів гідролізу етан-пропанової фракції етилен можна не відокремлювати від етану, а спрямовувати на гідроліз суміші цих газів.

За цим способом може бути використана без попереднього концентрування етиленова фракція коксового газу і т. ін.

Незважаючи на видиму простоту, виробництво синтетичного етилового спирту є дуже складним хімічним процесом, він передбачає велику кількість складного технологічного обладнання, яке працює при високих тисках та температурах. Для цього виробництва необхідна органічна сировина. Тому в індустріально розвинених країнах значна кількість етилового спирту на технічні потреби виробляється з вуглеводмісної сільськогосподарської сировини: зерна, меляси, дифузійного соку цукрових заводів. Використання низькоякісної дефектної, а в деяких випадках спеціально культивованої сільськогосподарської сировини для виробництва етанолу сприяє більш стабільному розвитку сільського господарства. Це стосується, насамперед, країн, які мають надлишки сільськогосподарської сировини або потребують стимуляції її виробництва.

## 14.4. ВИРОБНИЦТВО СПИРТУ ЕТИЛОВОГО ТЕХНІЧНОГО З ВУГЛЕВОДОВМІСНОЇ СИРОВИНИ

Найбільш розповсюдженою сировиною для виробництва етанолу є крохмаль- і цукровмісна сировина. Крохмалевмісна зернова сировина використовується для виробництва технічного етанолу, головним чином, у країнах з розвиненим сільським господарством, перш за все Канаді, США, Бразилії та ін.

Сировиною для виробництва технічного етанолу є зерно кукурудзи, пшениці, ячменю. Лідерами з виробництва етанолу з зерна в США є фірма DARZY Corp., в Канаді – Commercial Alcohols Inc. Середня потужність заводів 40 тис. дал спирту за добу.

На рис. 14.5 наведена принципова технологічна схема виробництва технічного спирту з зернової сировини

Особливістю цієї технології є низькотемпературне розварювання, постадійне оцукрення поліцукридів до моноцукрів, використання концентрованих ферментних сиропів, безперервне бродіння з рециркуляцією відсепарованих дріжджів та повна утилізація післяспиртової барди.

У країнах Європейської Спільноти найбільшим виробником етилового спирту є Франція. На спиртозаводах Франції в 1994-95 рр. було вироблено 713 млн. дал алкоголю на різній основі, в тому числі (в млн. дал): синтетичного – 157,4; на базі винограду, плодів та ягід – 145,0; з зерна – 13,2; з цукровмісної сировини – 398,9. На технічні потреби, не враховуючи синтетичний спирт, було використано біля 400 млн. дал.

Як цукровмісну сировину використовують дифузійний сік, клерс-цукрового виробництва, мелясу. Середня потужність спиртових заводів 15000 дал спирту за добу.

На рис. 14.6 наведено принципову технологічну схему виробництва етанолу з меляси і клерсу на цукроспиртовому підприємстві Bazancourt de Bethenville (Франція). Це підприємство поряд із звичайним ректифікованим спиртом виробляє дегідратований (99,8%) спирт-ректифікат або сирець. Для дегідрування використовується азеотропна ректифікація з циклогексаном, а також сучасна технологія зневоднення на молекулярних ситах. Післяспиртова барда з масовою часткою  $K_2O$  біля 6 % використовується для поливу ланів під цукровий буряк, або у вигляді сиропу йде на відгодівлю великої рогатої худоби.

Барда концентрується в декілька стадій. Спочатку у відділенні попереднього концентрування з 4 до 10 %, потім у відділенні остаточного концентрування в три етапи: 10...27 %; 27...37 %; 37...70 % сухих речовин. Під час концентрування в присутності сірчаної кислоти з барди вилучають сульфат калію. Кристали сульфату калію вилучають на центрифугах, після чого барда у вигляді сиропу з масовою часткою сухої речовини 63 % використовується на відгодівлю худоби. Поряд з дегідратованим технічним спиртом виробляється спирт технічний денатурований.

Етиловий спирт, на відміну від метилового, утворює з водою азеотроп. В азеотропному стані концентрації спирту в парі та рідині, з якої утворюється ця пара, співпадають. Для етилового спирту й води це відповідає масовій частці спирту 95,57 %. Окремі галузі господарства використовують дегідратований або абсолютований етиловий спирт.



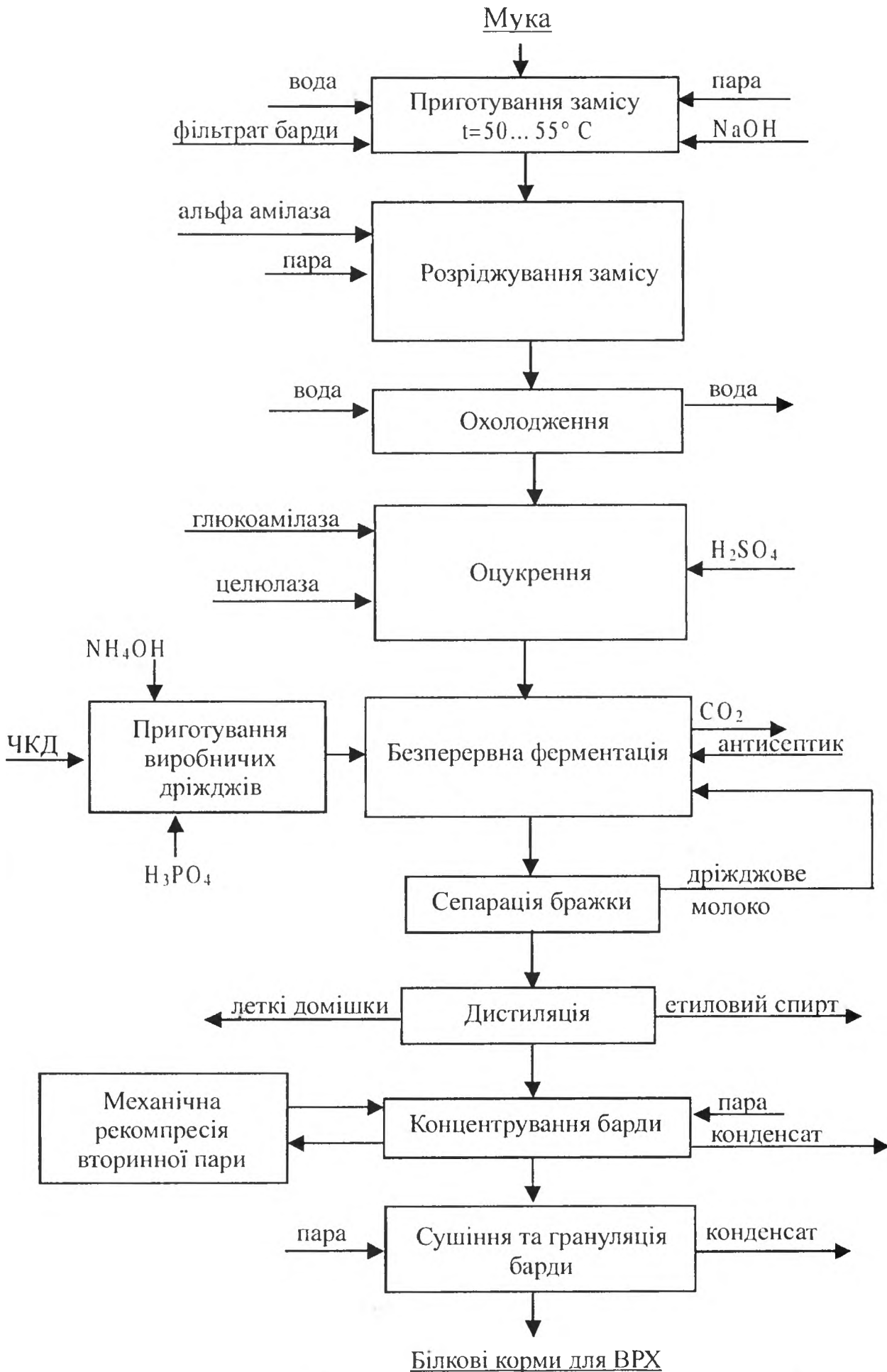


Рис. 14.5 Принципова технологічна схема виробництва етанолу з зернової сировини

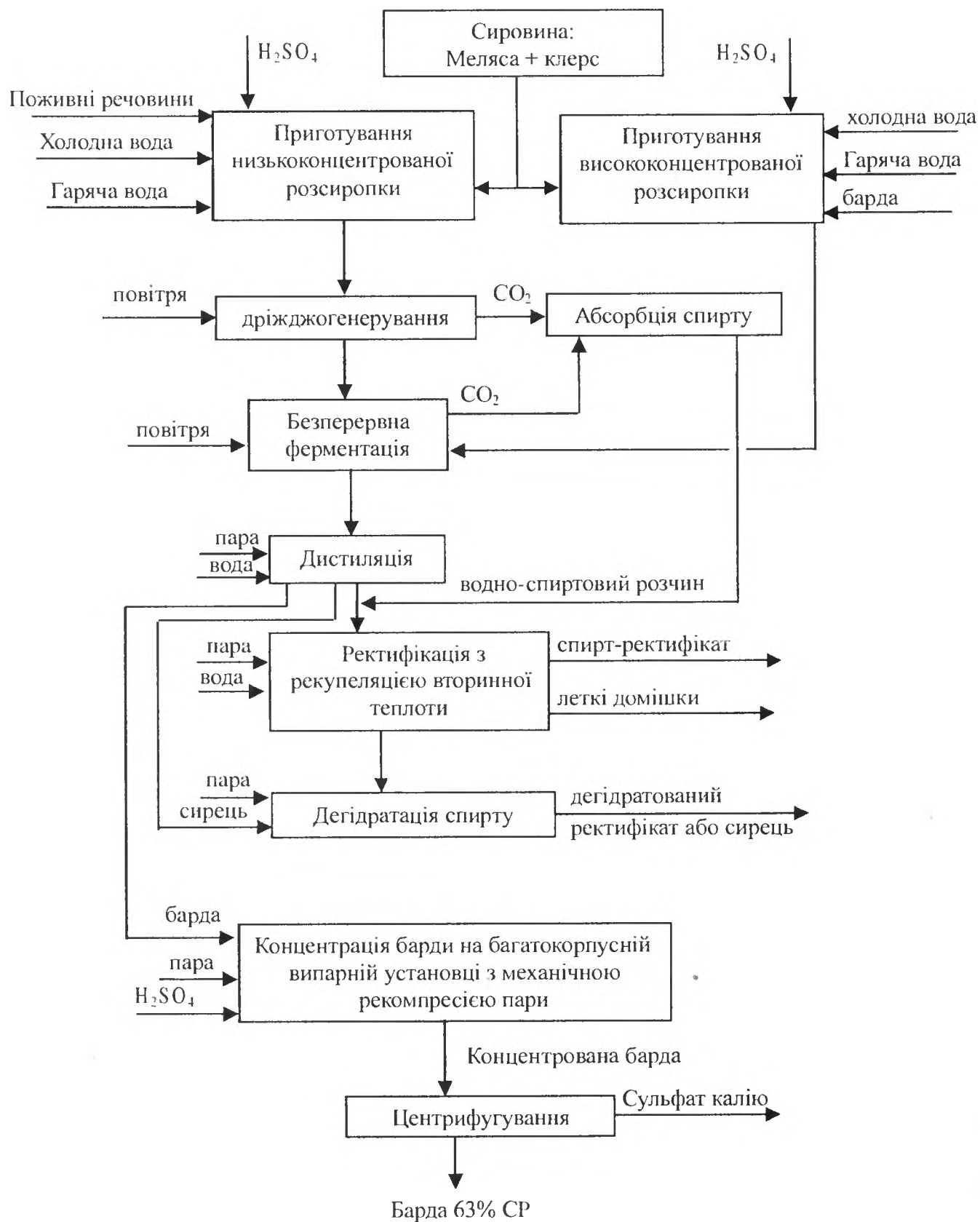


Рис. 14.6 Принципова технологічна схема виробництва етанолу з меляси й клерсу

## 14.5. БРАГОРЕКТИФІКАЦІЙНІ УСТАНОВКИ ДЛЯ ВИРОБНИЦТВА СЕТ З ВУГЛЕВОДОВМІСНОЇ СИРОВИНИ

В останні роки в Україні проведені роботи з організації та налагодження виробництва спирту етилового технічного із вуглеводовмісної сировини та спиртовмісних побічних продуктів ректифікації. У таблиці 1.4 наведені фізико-хімічні показники СЕТ за ТУ У 18.510-99.

Таблиця 14.4 Спирт етиловий технічний за ТУ У 18.510-99

№	Найменування показників	Характеристика та норма для марок				
		А	Б	В	Г	Д
1	Зовнішній вид	Прозора рідина без сторонніх частин				
2	Колір	Безбарвна рідина		з жовтуватим відтінком	Безбарвний або світло-жовтий	
3	Запах	Характерний для етилового спирту				
4	Об'ємна частка етилового спирту, %, не менше	96,0	92,0	96,0	99,0	99,0
5	Масова частка альдегідів, у перерахунку на оцтовий альдегід, мг/дм <sup>3</sup> безводного спирту, не більше	10	50	500	10	50
6	Масова частка ефірів, у перерахунку на оцтово-етиловий ефір, мг/дм <sup>3</sup> безводного спирту, не більше	50	200	700	50	200
7	Масова частка кислот, у перерахунку на оцтову кислоту, мг/дм <sup>3</sup> безводного спирту, не більше	20	50	Не норм.	20	50
8	Масова частка сивушного масла, в перерахунку на суміш ізоамілового та ізобутилового спирту /З: І/, мг/дм <sup>3</sup> безводного спирту, не більше	10	200	5000	10	200

Для організації виробництва спирту етилового технічного на спиртовому заводі, який виробляє харчовий спирт, необхідна часткова реконструкція його брагоректифікаційного відділення. На рис. 14.7 наведено схему брагоректифікаційної установки для виробництва СЕТ категорії А, Б і В.

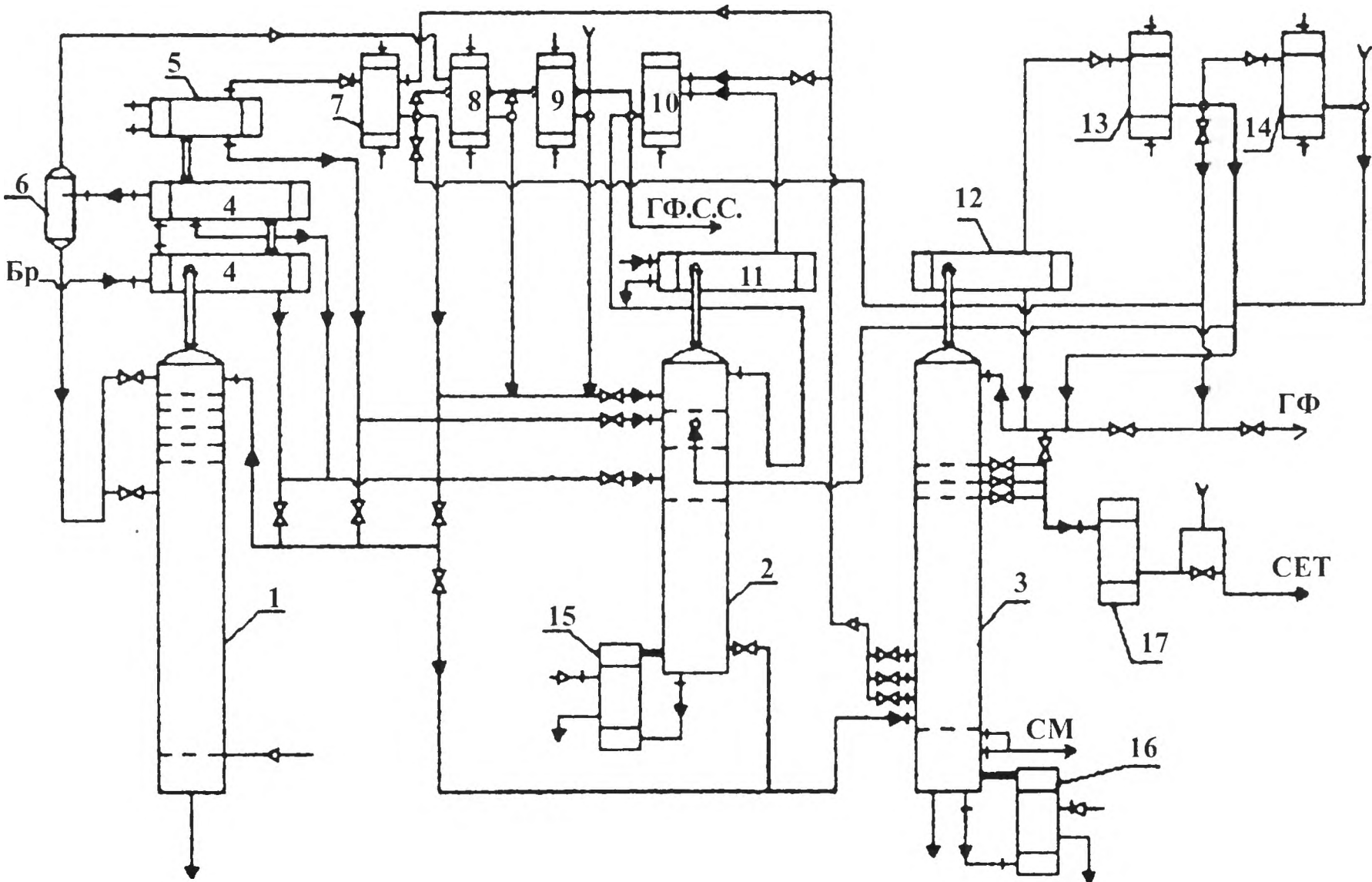


Рис. 14.7 Установа для виробництва СЕТ категорії А, Б і В.

Колони: 1 – бражна; 2 – епюраційна; 3 – спиртова; 4 – бражний підігрівач; 5, 11, 12 – дефлегматори; 6 – сепаратор  $\text{CO}_2$ ; 7, 8, 10, 13 – конденсатори; 9, 14 – спиртовловлювачі; 15, 16 – випаровувачі; 17 – холодильник спирту

При виробництві СЕТ категорії А бражний дистилят відбирається по фракціях і подається в зони епюраційної колони, з відповідною концентрацією летких домішок.

В епюраційній колоні 2 здійснюється вилучення і концентрування головних домішок спирту.

У спиртовій колоні 3 здійснюється концентрування спирту та вилучення з нього проміжних та залишків головних домішок.

Проміжні домішки, зокрема сивушний спирт, відбираються з відповідних тарілок у паровій фазі і подаються в конденсатор епюраційної колони 10, звідки вони разом з головною фракцією відводяться з установки.

Сивушне масло вилучається традиційним способом.

Непастеризований спирт відбирається з конденсатора 13 спиртової колони 3 і подається на 35-37 тарілку епюраційної колони 2.

СЕТ відбирається з 56-64 тарілок спиртової колони. У разі переробки бражки з невеликою кількістю летких домішок СЕТ може відбиратися з флегмової комунікації спиртової колони 3. Загальна кількість головної фракції 2,5-5,0 % в залежності від якості сировини.

Під час виробництва СЕТ категорії Б і В, частина бражного дистиляту (20...50%) повертається у вигляді флегми в бражну колону, а решта безпосередньо надходить на тарілку живлення спиртової колони.

Головні домішки концентруються в конденсаторі бражної колони 7, звідки вони виводяться з установки в кількості 0,5-2,0 % від абсолютного алкоголю бражки.

У спиртовій колоні 3 здійснюється подальше концентрування спирту і звільнення його від проміжних і решти головних домішок.

Головні домішки, які не були вилучені в бражній колоні, накопичуються в конденсаторі 13 спиртової колони, звідки вони вилучаються з процесу.

При виробництві СЕТ категорії "В" спирт відбирається з флегмової комунікації колони 3.

При виробництві СЕТ категорії "Б" спирт відбирається з 54 – 56 тарілок спиртової колони. При цьому проміжні домішки у вигляді сивушного спирту відбираються у паровій фазі з відповідних тарілок спиртової колони і після конденсації в конденсаторі 7 бражної колони виводяться з процесу разом з головними домішками.

Загальна кількість головних домішок залежить від якості сировини і при виробництві СЕТ категорії "Б" складає 2,0-3,0 %, а для категорії "В" -1,0-1,5 % від абсолютного алкоголю бражки.

Для виробництва СЕТ в НУХТ запропонована енергозберігаюча брагоректифікаційна установка, рис. 14.8.

Установка працює таким чином.

Бражка безперервно подається в підігрівач бражки 6, де нагрівається до температури 65-70° С за рахунок теплоти конденсації спиртової пари, що виходить з концентраційної колони 2.

Підігріта бражка надходить в епюратор 3, де звільняється від вуглекислого газу, кінцевих і частково головних домішок.

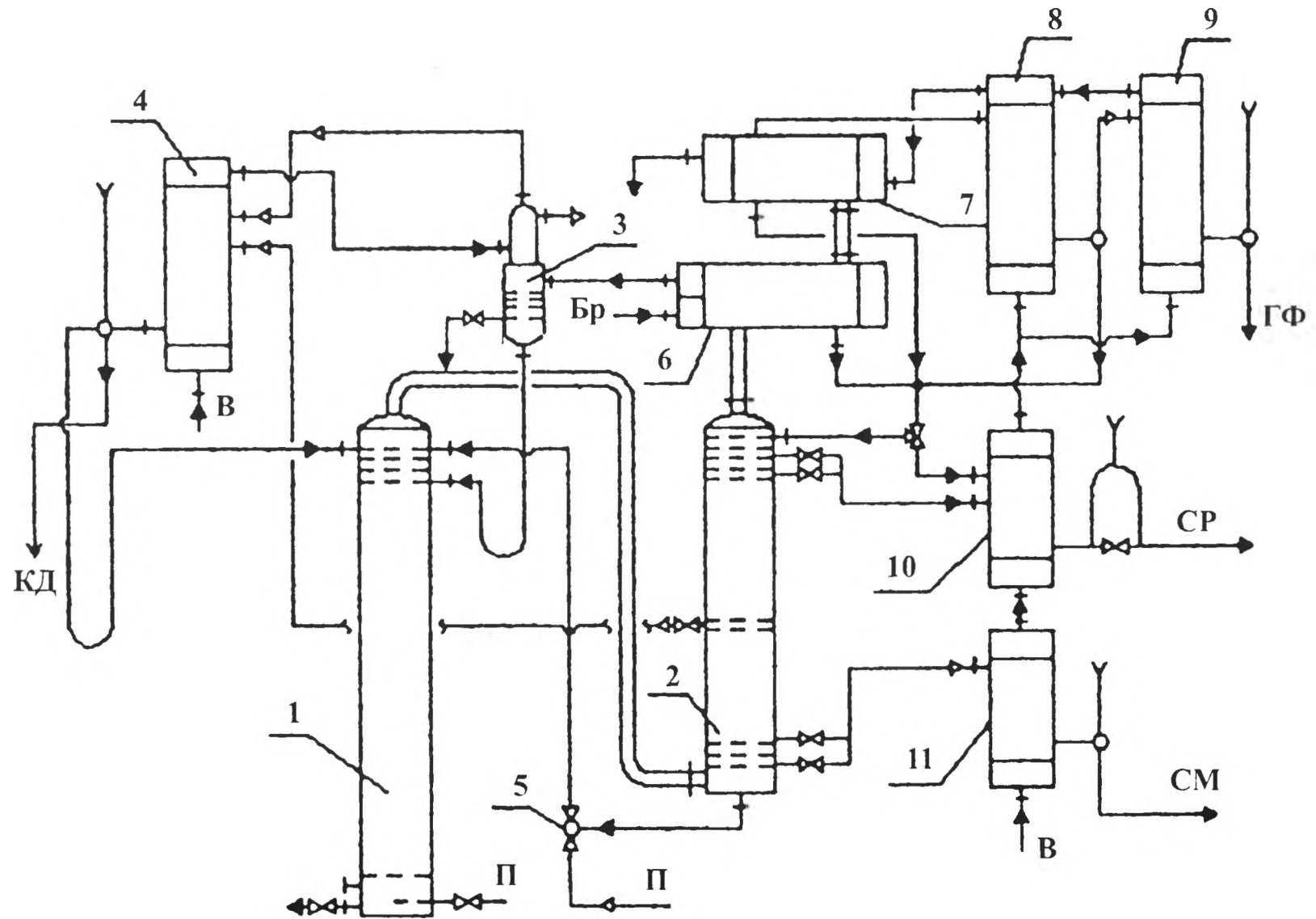


Рис. 14.8 Енергозберігаюча БРУ для виробництва СЕТ.

1 – бражна колона; 2 – концентраційна колона; 3 – епюратор; 4 – конденсатор-холодильник; 5 – паровий ежектор;  
 6 – підігрівач бражки; 7 – дефлегматор; 8 – конденсатор; 9 – спиртовловлювач; 10 – холодильник спирту;  
 11 – конденсатор сивушного масла

В епюраторі бражка нагрівається до температури кипіння за рахунок спирто-водяної пари, що надходить з бражної колони. З епюратора бражка надходить на тарілку живлення колони 1.

Водно-спиртова рідина з куба колони 2 відводиться через паровий ежектор 5 на зрошування бражної колони.

Вуглекислий газ, пари кінцевих і частково головних домішок спирту надходять у конденсатор-холодильник 4, конденсат з якого ділиться на дві частини: одна частина у вигляді флегми повертається в колону 1 на верхню тарілку живлення, а друга – відводиться з установки по комунікації кінцевих домішок (КД).

У бражній колоні бражка звільняється від спирту та супутніх летких домішок.

Спиртоводна пара з бражної колони надходить по паровій комунікації під нижню тарілку концентраційної колони, в якій здійснюється зміцнення спирту до заданої концентрації. Необхідна концентрація спирту регулюється зміною потоку флегми на верхню тарілку концентраційної колони за допомогою триходового крана. Для збільшення міцності спирту-ректифікату триходовий кран встановлюється в положення, при якому в холодильник спирту 10 надходить менша кількість флегми і навпаки.

Спиртова пара, що виходить з концентраційної колони 2, конденсується в підігрівачі бражки 6, дефлегматорі 7, конденсаторі 8. Гази, що не сконденсувалися та залишок головних домішок у вигляді головної фракції етилового спирту, виводяться з установки через спиртовловлювач.

При необхідності виробництва спирту-ректифікату зі зниженим вмістом летких домішок він може відбиратися з рідкої фази верхніх тарілок концентраційної колони 2, при цьому збільшується відбір головної фракції із спиртовловлювача 9. З нижніх тарілок колони 2 з парової фази відбирається сивушне масло, яке виводиться з установки через конденсатор парів сивушного масла 11.

Проміжні домішки спирту відбираються в паровій фазі з середньої частини колони 2 і виводяться з установки через конденсатор-холодильник 4.

Спиртова бражка містить значну кількість летких органічних домішок спирту – складні ефіри, альдегіди, кетони, органічні кислоти, вищі спирти, азот- та сірко-вмісні речовини тощо.

У процесі перегонки та ректифікації ці домішки виділяються із спирту, концентруються і у вигляді головної фракції та сивушного масла вилучаються з процесу.

Інші матеріальні потоки, збагачені леткими домішками, такі як непастеризований спирт, конденсати з конденсатора CO<sub>2</sub>, спиртовловлювачів та в деяких випадках сивушний спирт, повертаються в установку для подальшого концентрування летких домішок. Ці домішки частково проникають в зону ректифікованого спирту, негативно впливаючи на його якість.

Крім того, енергетичні витрати на вилучення і концентрування домішок прямопропорційні ступеню їх концентрування.

На рис. 14.9 наведена схема БРУ, яка передбачає сумісне виробництво харчового (ГОСТ 5962-67) та спирту етилового технічного (ТУ У 18.510-99 категорії Б і В).

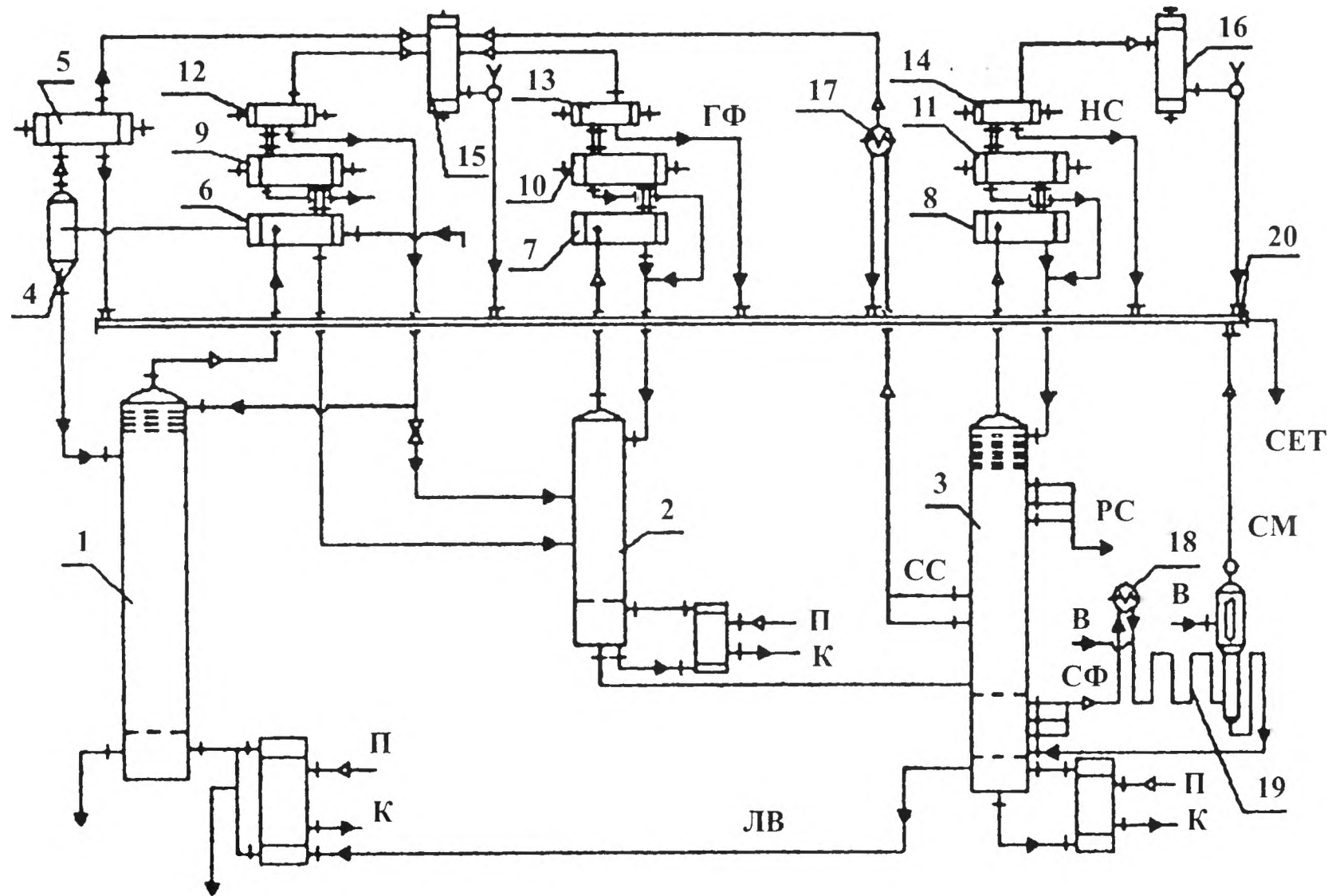


Рис. 14.9 Брагоректифікаційна установка для сумісного виробництва харчового і технічного спирту.  
 Колони: 1 – бражна; 2 – епюраційна; 3 – спиртова; 4 – сепаратор  $\text{CO}_2$ ; 5 – конденсатор сепаратора  $\text{CO}_2$ ; 6 – бражний підігрівач; 7, 8, 9, 10, 11 – дефлегматори; 12, 13, 14, 17, 18 – конденсатори; 15, 16 – спиртовловлювачі; 19 – сивухопромивач; 20 – колектор СЕТ



Відбір спиртовмісних фракцій, збагачених головними домішками (головна фракція, непастеризований спирт) регулюються витратою охолоджуючої води на відповідні дефлегматори.

Відбір фракцій, які збагачені вищими спиртами (зона сивушного масла) та проміжними ефірами (зона сивушного спирту) регулюється відповідною запірною арматурою.

Вказані фракції разом з конденсатами з конденсатора сепаратора CO<sub>2</sub> та спиртовловлювачів надходить у загальний колектор 20, звідки у вигляді спирту етилового технічного відводяться з установки.

Спирт етиловий технічний категорії Б і В відбирається в кількості до 15% від абсолютного алкоголю бражки.

Співвідношення фракцій, які надходять у колектор 20 залежить від кількісного та якісного складу летких домішок у ректифікованому спирті.

Для зменшення вмісту ефірів збільшується кількісний відбір головної фракції та сивушного спирту, для зменшення кількості альдегідів збільшується відбір головної фракції та непастеризованого спирту, для зменшення кількості сивушного масла збільшується відбір сивушної фракції.

Облік спирту ведеться за абсолютним алкоголем у ректифікованому спирті та спирті етиловому технічному.

Як сировину для виробництва СЕТ доцільно використовувати побічні відходи ректифікації — головну фракцію етилового спирту. На рис. 14.10 наведена принципова технологічна схема виробництва СЕТ з головної фракції.

Апаратне оформлення процесу виробництва СЕТ з головної фракції аналогічне наведеному в розділі 15.12.

Технологічні параметри при цьому встановлюються у відповідності з технологічним регламентом України (ТР У 18.6993-99) в залежності від складу і походження ГФЕС та категорії спирту, який виробляється.

У таблиці 14.5 наведені витрати палива при виробництві СЕТ з меляси та головної фракції.

Таблиця 14.5 Витрати на паливо в залежності від вихідної сировини і категорії спирту

№	Сировина Категорії спирту	Меляса				Головна фракція			
		Спирт В/О	Технічний категорії			Спирт В/О	Технічний категорії		
			А	Б	В		А	Б	В
1	Питомі витрати умовного палива, кг/дал	5,5	5,1	4,7	4,1	7,5	6,8	6,2	2,6
2	Витрати на паливо, грн./дал (за ціною 110 грн./1т мазуту)	0,605	0,561	0,517	0,451	0,825	0,748	0,682	0,286
3	Зменшення витрат на паливо при виробництві технічного спирту, грн./дал	-	0,044	0,088	0,154	-	0,077	0,143	0,539

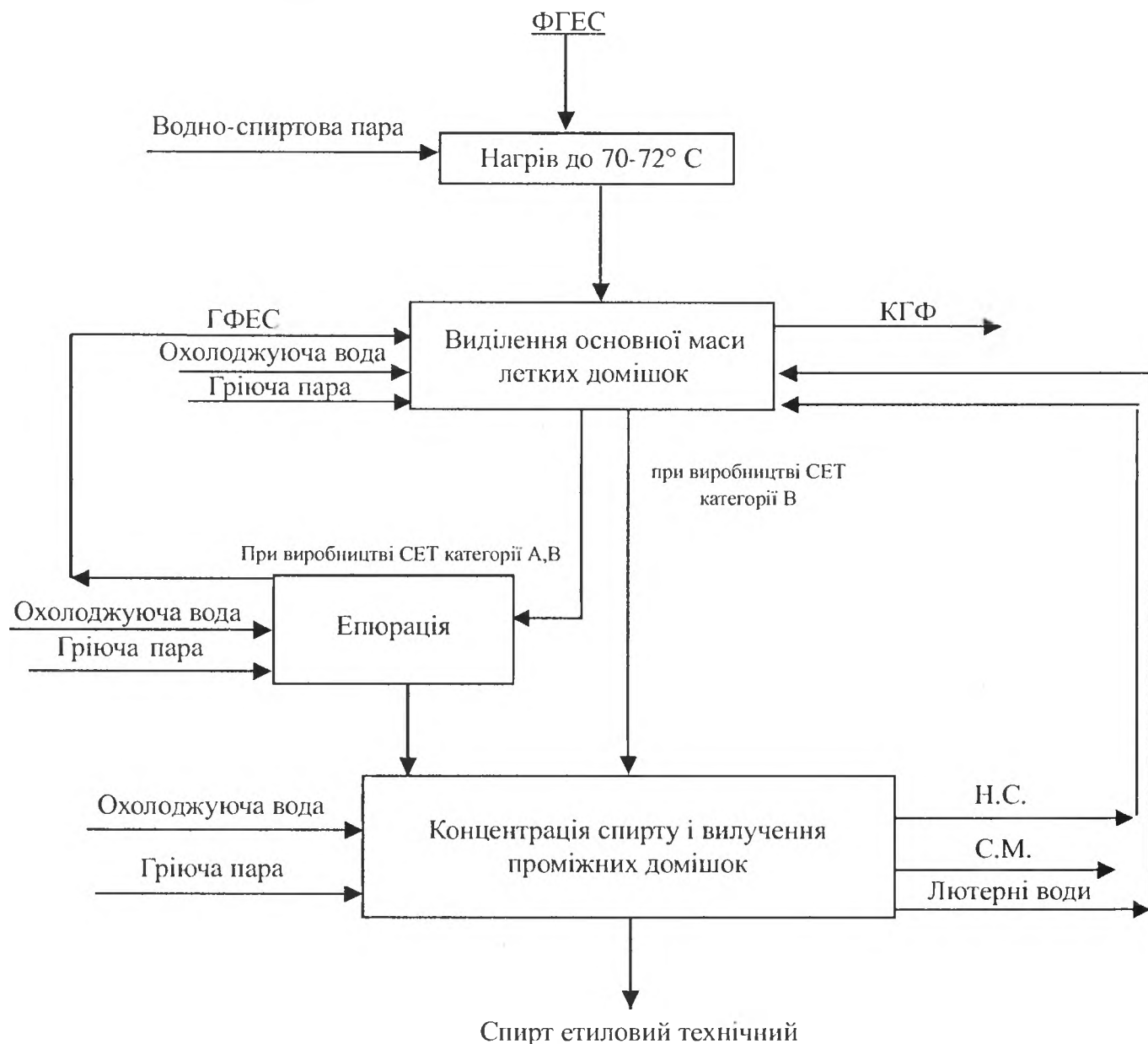


Рис. 14.10 Принципова технологічна схема виробництва СЕТ з ФГЕС

## 14.6. ДЕГІДРАТАЦІЯ ЕТИЛОВОГО СПІРТУ

Етиловий спирт, на відміну від метилового, утворює з водою азеотроп. В азеотропному стані концентрації спирту в парі та рідині, з якої утворюється ця пара, співпадають. Для етилового спирту і води це відповідає 97,2 об.%, при атмосферному тиску.

Окремі галузі господарства потребують дегідратованого, тобто абсолютованого етилового спирту.

Для отримання абсолютованого спирту використовують наступні засоби: азеотропна та сольова ректифікація, ректифікація під вакуумом, мембранна технологія, зв'язування води твердими або рідкими водопоглинаючими речовинами.

З перерахованих методів абсолютування спирту метод зневоднення за допомогою твердих водопоглинаючих засобів знайшов розповсюдження в лабораторній практиці. Так, за допомогою негашеного вапна отримують абсолютований спирт,

при цьому вода поглинається вапном з утворенням гідрату окису кальцію. Аналогічну дію має хлористий кальцій, оцтовокислі солі калію, натрію та гіпс.

Використовуючи гліцеринові розчини солей, а саме –  $\text{CaCl}_2$  та  $\text{K}_2\text{CO}_3$ , отримують спирт концентрацією 99,9 ... 100% об.

За допомогою гліцерину в лабораторних умовах отримують спирт концентрацією 99,2 % об.

Зневоднення спирту за допомогою твердих та рідких водопоглинаючих речовин не знайшло розповсюдження в промислових масштабах.

У разі сольової ректифікації водно-спиртову суміш у вигляді пари подають у ректифікаційну колону назустріч розчину солі в абсолютованому спирті. Л.Л.Добросердов зробив теоретичні та експериментальні дослідження впливу солей на рівновагу потрійної системи вода-етанол-сіль. Автором було встановлено, що додавання солі до системи з двох взаєморозчинних рідин веде до зміни положення кривої фазової рівноваги. При цьому в парову фазу переходить більше того компонента, в якому сіль менше розчиняється. Цей метод також не знайшов широкого розповсюдження.

Найбільше промислове значення має зневоднення за допомогою азеотропної ректифікації або адсорбції на молекулярних ситах.

У промисловості для абсолютування етилового спирту користуються методом потрійних нероздільнокиплячих (азеотропних) сумішей.

До ректифікованого спирту з концентрацією не нижче 95,0 об. % додають водопоглинаючий компонент, який утворює із спиртом і водою азеотропну суміш. Вода переходить до азеотропної суміші у більшій кількості, ніж її залишається в спиртовому розчині, який рухається по колоні донизу. Після конденсації в дефлегматорі конденсат розподіляється на два шари: верхній, що складається в основному з водопоглинаючого компонента і нижній – водно-спиртовий розчин.

Як дегідратуючі компоненти у промисловості використовують ароматичні вуглеводні – бензол або циклогексан, які майже не розчиняються у воді і змішуються із спиртом у будь-якій пропорції.

Потрійні азеотропи цих компонентів мають такі характеристики.

Етанол-вода-бензол: температура кипіння  $64,9^\circ\text{C}$ , склад (% мас) -етанол 18,5, вода – 7,4 , бензол – 74,1.

Етанол-вода-циклогексан : температура кипіння –  $62,1^\circ\text{C}$ , склад (% мас) – етанол 17,6 , вода – 7,0, циклогексан – 76,0.

Циклогексан менш токсичний, тому знаходить більше поширення.

Абсолютований спирт може бути отриманий як з ректифікованого спирту, так і безпосередньо з бражки. В обох випадках ректифікований спирт і водопоглинаючий компонент вводяться у дегідратаційну колону (рис. 14.11), у якій відганяється потрійна азеотропна суміш, що містить більшу кількість води, ніж вихідний спирт. Дегідратований – абсолютований спирт відводиться знизу дегідратаційної колони. Дегідратаційна колона має 60 ... 65 багатоковпачкових тарілок, у тому числі 10 в концентраційній частині і закритий обігрів.

У декантаторі 3 відбувається розшарування суміші. Верхній шар, який має незначну кількість води, повертається у вигляді флегми в дегідратаційну колону, а нижній – водно-спиртовий – через підігрівач 6 подається в спиртову колону. У спиртовій колоні спирт концентрується і разом із залишками поглинаючого воду компонента повертається на тарілку живлення колони 1, а вода відводиться з нижньої частини спиртової колони.

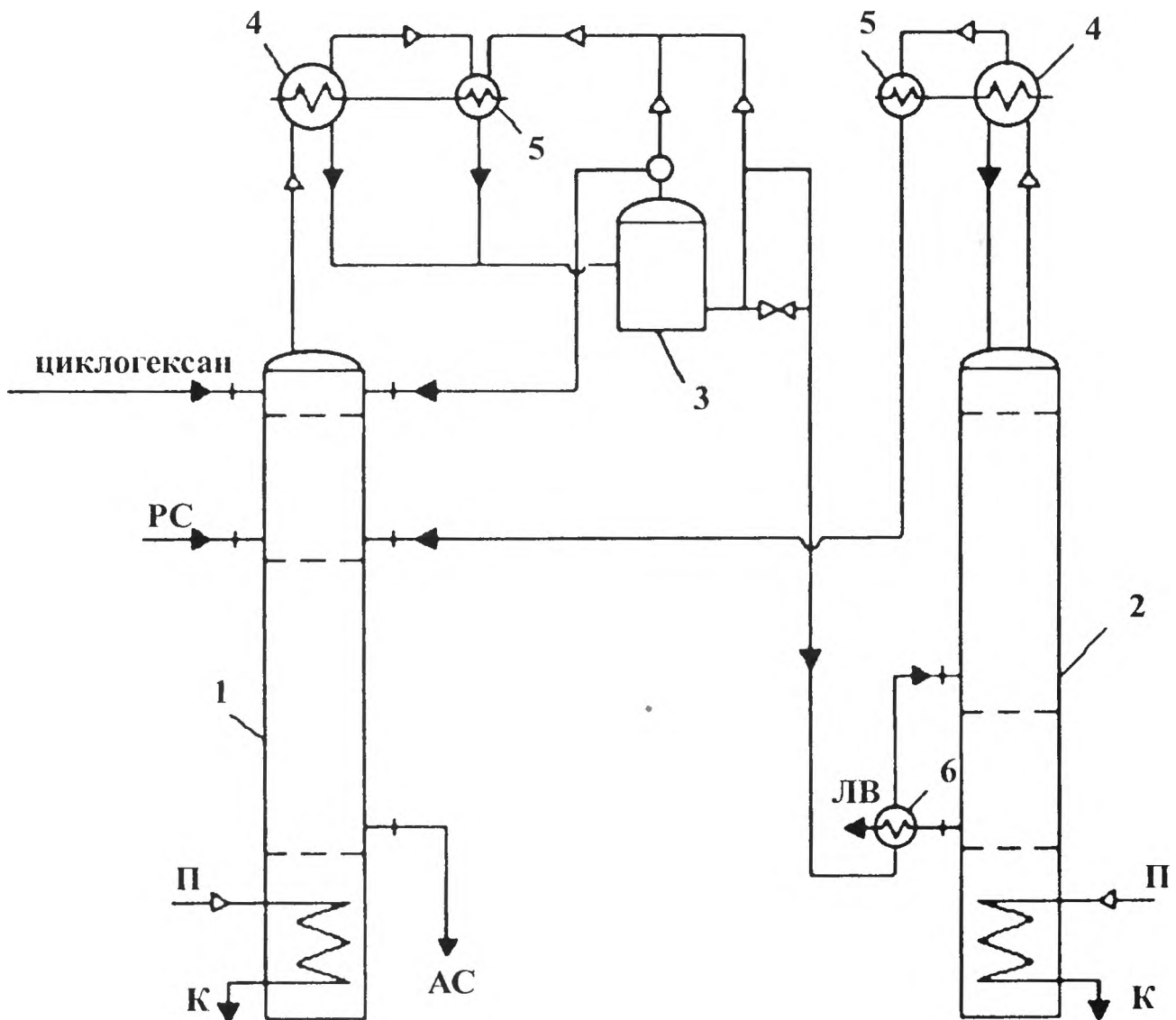


Рис. 14.11 Схема установки для отримання абсолютного спирту (АС)  
 1 – дегідратаційна колона; 2 – спиртова колона; 3 – декантатор; 4 -дефлегматор;  
 5 – конденсатор; 6 – підігрівач.

Спиртова колона також має 60 ... 65 багатоковпачкових тарілок, у тому числі 40 ... 43 – в концентраційній частині.

В установці постійно циркулює певна кількість водопоглинаючої речовини, що виконує функцію переносника води з дегідратаційної колони в декантатор.

Для отримання 1 дал абсолютного спирту витрачається 18 ... 20 кг пари, біля 0,25 м<sup>3</sup> води, 0,01 – 0,03 кг водопоглинаючої речовини. Втрати водопоглинаючої

речовини з несконденсованими газами компенсуються її періодичним додаванням у дегідратаційну колону. Втрати спирту при його абсолютуванні не перевищують 1% від вихідного спирту.

На рис 14.12 наведена енергозберігаюча схема установки азотропної ректифікації французької фірми "INTERIS". Витрата пари при використанні цієї схеми складає 10 кг/дал абсолютованого спирту.

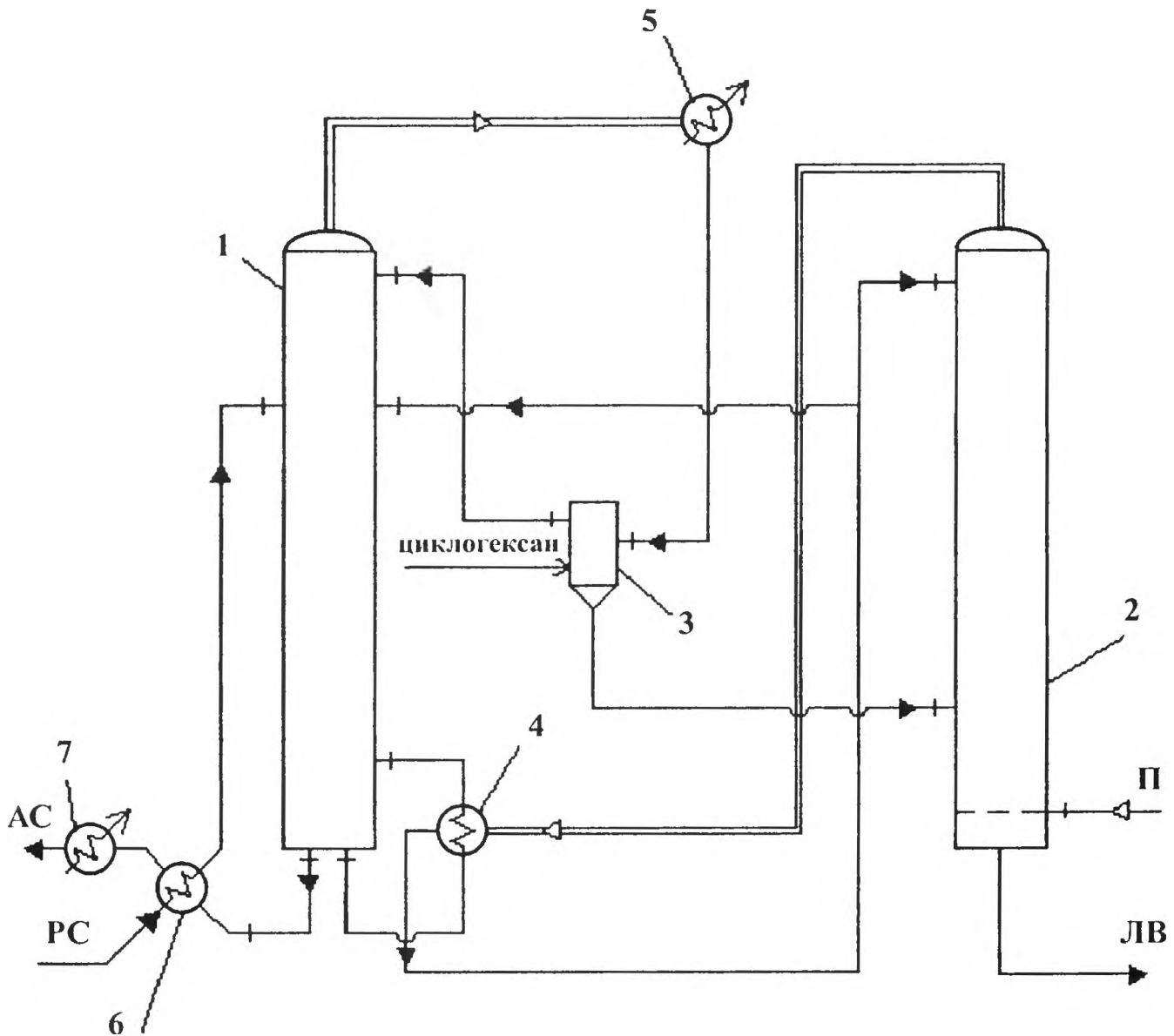


Рис 14.12 Схема установки азотропної ректифікації INTERIS:

1 – дегідратаційна колона; 2 – спиртова колона; 3 – декантатор; 4 – кип'ятильник;  
5 – дефлегматор; 6 – підігрівач; 7 – холодильник

При виробництві абсолютованого спирту безпосередньо із бражки брагоректифікаційну установку з'єднують з дегідратаційною установкою в єдину технологічну лінію.

При живленні дегідратаційної установки технічним етиловим спиртом отримують спирт етиловий технічний категорії Г або Д за ТУ У 18.510-99.

При живленні дегідратаційної колони ректифікованим спиртом згідно ГОСТ 5962-67 отримують ректифікований абсолютований спирт.

На рис. 14.13 наведена розроблена УкрНДІспиртбіопрод схема установки для сумісного виробництва ректифікованого спирту та спирту технічного абсолютованого, який отримав назву ВКД (високооктанова кисневмісна добавка до бензинів) та використовується для приготування сумішевих бензинів. Співвідношення ректифікованого спирту та ВКД регулюються в залежності від кон'юнктури ринку.

Переоснащення спиртових заводів на виробництво дегідратованого спирту шляхом азеотропної ректифікації потребує значних капіталовкладень і доцільне тільки для великих підприємств.

Для включення в цикл виробництва ВКД середніх та невеликих спиртових заводів запропоновано схеми ректифікації (рис. 14.14) з одночасним виробництвом харчового ректифікованого спирту та високооктанової кисневмісної добавки-сирцю (ВКДС).

У таблиці 14.6 наведена характеристика ВКДС згідно ТУ У 30219014.001-2001.

Табл. 14.6 Характеристика ВКДС

№	Найменування показників	Характеристика і норма	Метод випробування
1	Зовнішній вигляд	Прозора рідина без сторонніх часток	ТУ У 30183376.001-2000
2	Колір	Безбарвний або світло-жовтий	ТУ У 30183376.001-2000
3	Вміст органічних кисневмісних сполук, об'ємна частка %, не більше	95,0	ТУ У 30183376.001-2000
4	Сухий залишок, мг/дм <sup>3</sup> , не більше	30,0	ГОСТ 10749.9
5	Вміст сивушного масла в перерахунку на суміш ізоамілового та ізобутилового спирту (3:1), мг/дм <sup>3</sup> безводного спирту, не менше	50	ГОСТ 5964

Установка працює наступним чином.

Нагріту спиртову бражку подають у сепаратор вуглекислого газу, де з неї виділяють вуглекислий газ та леткі органічні домішки головного та кінцевого характеру, які разом з етанолом конденсуються в конденсаторі сепаратора вуглекислого газу 6.

Пара, яка виходить з бражної колони, частково конденсується в підігрівачі бражки 4 і у вигляді бражного дистилату надходить на тарілку живлення епіюраційної

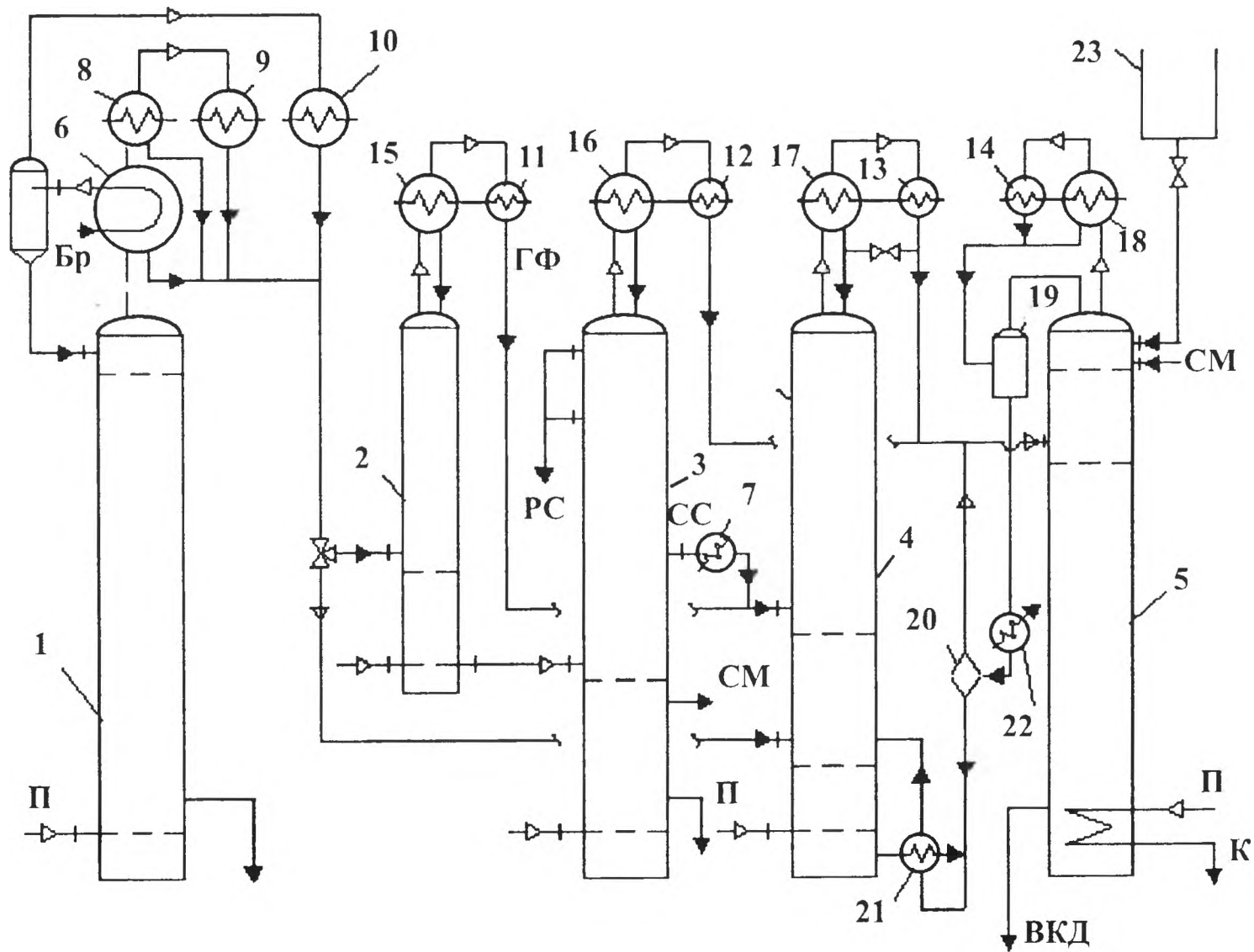


Рис. 14.13 Схема установки для виробництва ректифікованого спирту та ВКД.

Колони: 1 – бражна; 2 – епюраційна; 3 – спиртова; 4 – регенераційна; 5 – дегідратаційна; 6 – підігрівач бражки; 7, 8, 9, 10, 11, 12, 13, 14 – конденсатори; 15, 16, 17, 18 – дефлегматори; 19, 20 – декантатори; 21, 22 – теплообмінники; 23 – збірник циклогексану

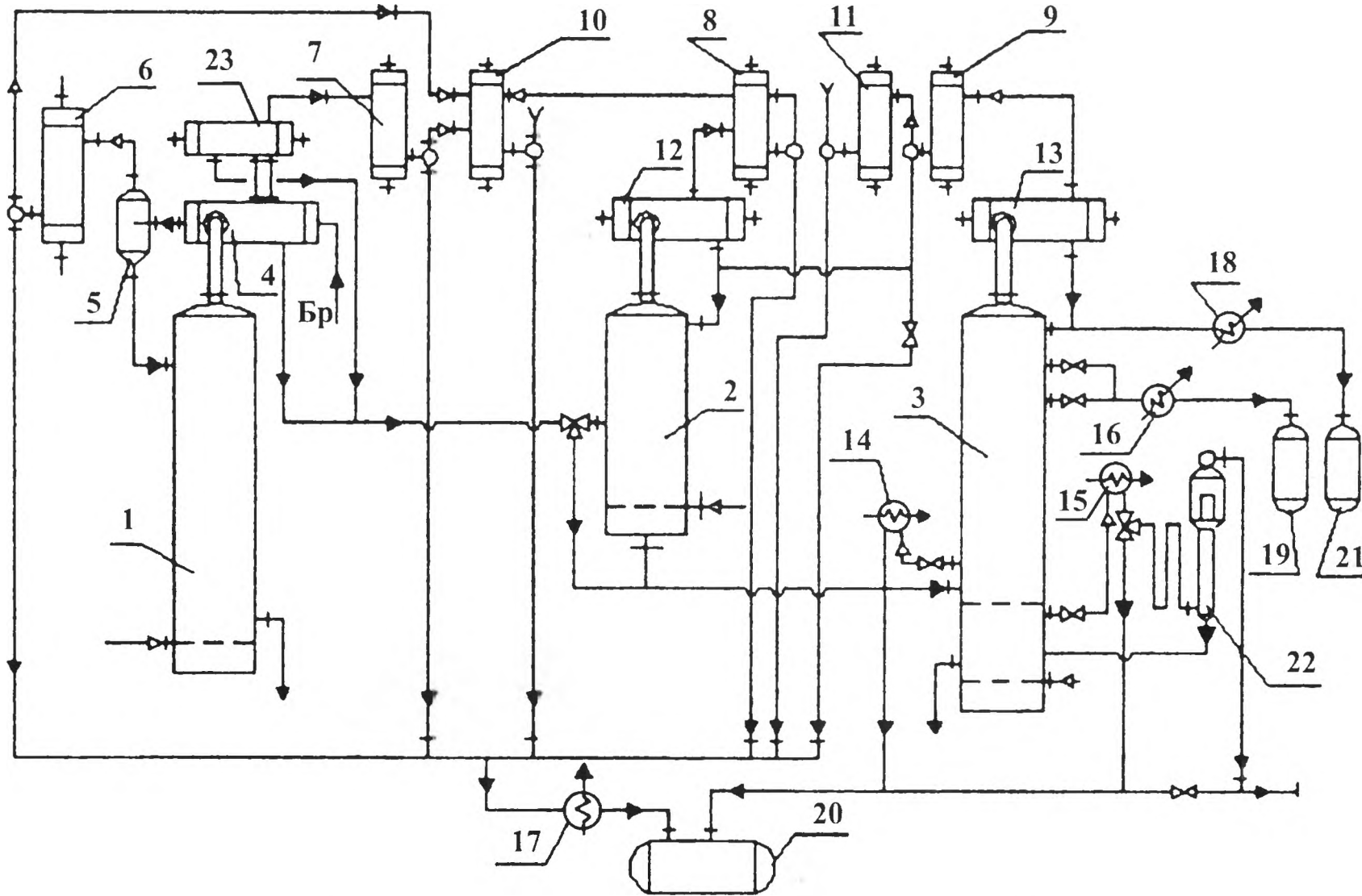


Рис.14.14 Схема ректифікації з одночасним виробництвом харчового ректифікованого спирту та ВКДС.  
 Колони: 1 – бражна; 2 – етюраційна; 3 – спиртова; 4 – бражний підігрівач; 5 – сепаратор CO<sub>2</sub>; 6, 7, 8, 9, 14, 15 – конденсатори; 10, 11 – спиртовловлювачі; 12, 13 – дефлегматори; 16, 17, 18 – холодильники; 19, 20, 21, 22 – збірники; 22 – сивухопромивач; 23 – водяна секція бражного підігрівача



або спиртової колони. Пари етанолу, збагачені кінцевими та головними домішками, які не сконденсувалися в бражному підігрівачі 4, подаються в конденсатор 7 бражної колони.

В спюраційній колоні за рахунок гріючої пари від етанолу відділяється основна маса головних і кінцевих домішок, які разом з етанолом у вигляді пари відводяться в конденсатор епюраційної колони.

Звільнена від основної маси головних і кінцевих домішок кубова рідина – спюрат, надходить на тарілку живлення спиртової колони, в якій за рахунок гріючої пари здійснюється концентрування етанолу та вилучення проміжних домішок.

Фракція етанолу, збагачена верхніми проміжними домішками – сивушний спирт – відбирається у вигляді пари з середньої частини спиртової колони і конденсується в конденсаторі 14.

Фракція етанолу, збагачена нижніми проміжними домішками, з нижньої частини спиртової колони подається через конденсатор 15 у сивухопромивач 22, звідки вона виводиться з процесу або надходить у збірник 20.

У верхній – пастеризаційній частині колони 3, концентруються залишки головних та кінцевих домішок, які разом з етанолом у вигляді пари надходять у конденсатор 9.

Пари етанолу та супутні органічні домішки, які не сконденсувалися в конденсаторах 7, 8 та 9, остаточно конденсуються в спиртовловлювачах 10 та 11.

Ректифікований спирт відбирається з верхніх тарілок спиртової колони через холодильник 16 і потрапляє в збірник ректифікованого спирту.

Фракції етанолу, які містять органічні домішки головного характеру, відбираються з конденсатора сепаратора вуглекислого газу 6, конденсаторів 7, 8, 9, спиртовловлювачів 10, 11 і по загальній комунікації через холодильник 17 надходять у збірник 20. Високооктанова кисневмісна добавка-сирець із збірника 20 відправляється на спиртові заводи, які оснащені установками з дегідратації спирту.

В установці передбачений відбір технічного спирту, збагаченого головними та кінцевими домішками з флегмової комунікації, який відводиться в збірник 21 через холодильник 18.

Фракції етанолу, які містять проміжні органічні сполуки з конденсатора 14 та 15 надходять у збірник цільового продукту 20.

Кількість фракцій, які відбираються, регулюють відповідними ротаметрами.

Дегідратація етанолу азеотропною ректифікацією потребує значної кількості енергоносіїв. Найбільш перспективною є ресурсозберігаюча технологія дегідратації спирту шляхом адсорбції на молекулярних ситах, в яких використовують різного роду ціаліти або алюмосилікати.

На рис 14.15 наведена схема дегідратації етилового спирту на молекулярних ситах французької фірми “INTERIS”.

Спирт концентрацією не менше 92 об.% подається на верхню тарілку ректифікаційної колони, яка працює при надлишковому тиску 0,2 МПа. Водно-спиртова пара, що виходить з колони 1, перегрівается у пароперегрівачі 2 і потрапляє в адсорбер 3. Вода адсорбується молекулярними ситами, а спиртова пара з концент-

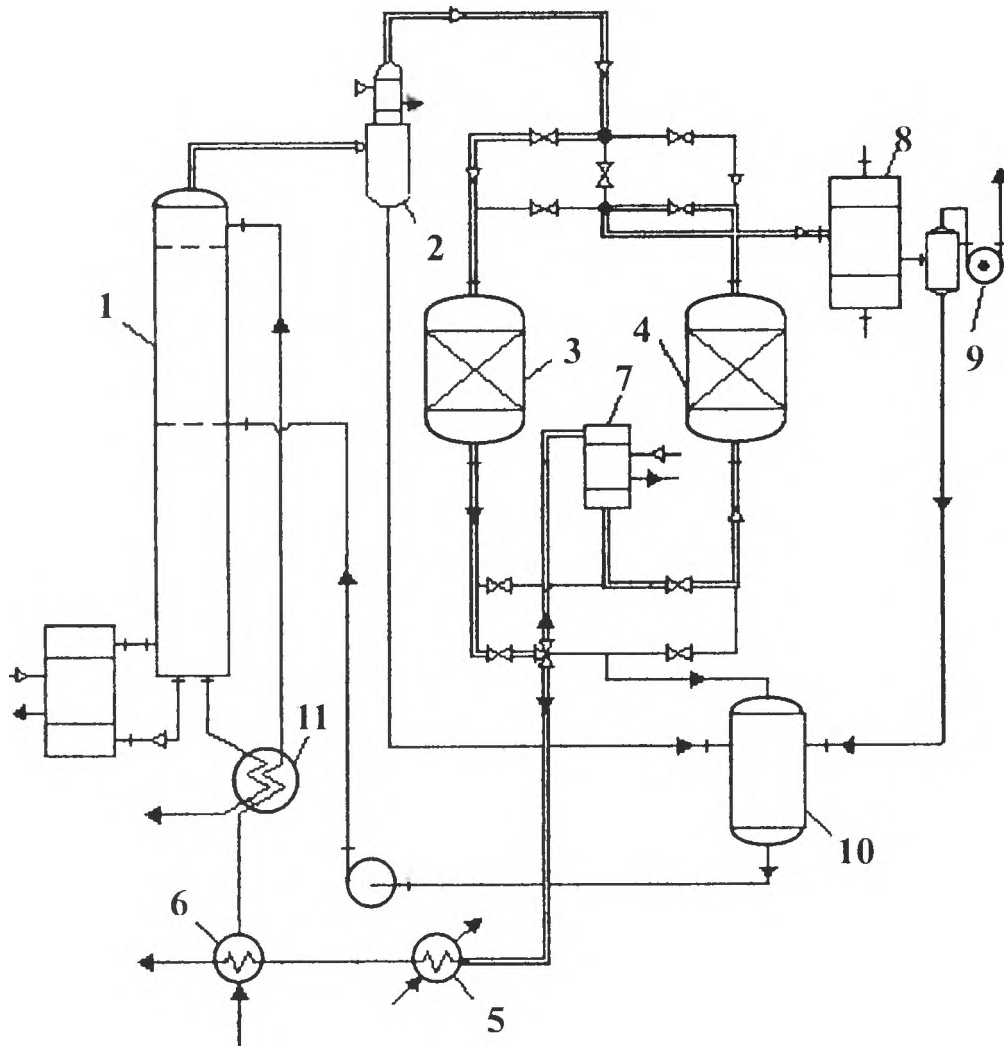


Рис. 14.15 Установа дегідратації етанолу "INTERIS":

- 1 – ректифікаційна колона; 2 – пароперегрівач; 3, 4 – адсорбери; 5 – конденсатор дегідратованого спирту; 6, 11 – рекуперативний теплообмінник; 7 – випарник; 8 – конденсатор; 9 – вакуум-насос; 10 – збірник десорбційної водно-спиртової суміші

рацією 99,8 % виходить знизу адсорбера 3. Частина пари перегрівається у випаровувачі 7, після чого йде на регенерацію молекулярних сит, які знаходяться в адсорбері 4, друга частина спиртової пари після конденсації у конденсаторі дегідратованого спирту 5 через рекуперативний теплообмінник 6 виводиться з установки.

Коли адсорбер 3 знаходиться в циклі адсорбції, адсорбер 4 знаходиться в циклі десорбції. Цикли адсорбції – десорбції змінюються кожні 3 ... 4 хв.

Десорбція здійснюється під вакуумом, який утворює вакуум-насос 9.

Пара, що виходить з адсорбера під час його регенерації, – це суміш води, яка десорбована з молекулярних сит.

Ця водно-спиртова пара конденсується в конденсаторі 8 і через збірник 10 повертається в ректифікаційну колону для концентрування.

## 14.7. ДЕНАТУРАЦІЯ СПИРТУ ЕТИЛОВОГО ТЕХНІЧНОГО

Для запобігання нецільового використання спирту етилового технічного передбачена його денатурація різними органічними домішками.

Розрізняють загальну та спеціальну денатурацію.

Загальній денатурації піддають водно-спиртові розчини, які використовують у побуті як пальне в нагрівальних приладах, спиртівках, а також для потреб зооветеринарії.

Денатурований спирт загальної денатурації має назву денатурат. Денатурат забарвлюють з метою зробити його відмінним від харчового спирту. Денатурат має обмежене застосування і потреба в ньому досить незначна.

Етиловий спирт спеціальної денатурації має широке технічне призначення і в залежності від галузі його застосування та вимог споживача вибирають денатуруючі речовини (денатуранти).

У різних країнах використовують різні денатуранти в залежності від вимог споживачів.

Вивчення та аналіз денатурантів країн Європи та США дозволили визначити та узагальнити основні вимоги до них.

Денатуруючі добавки та їх композиції повинні:

- надавати спирту неприємного відштовхуючого смаку;
- бути дешевими і не підвищувати вартість спирту;
- ефективно діяти в незначних дозах і легко відчуватись у денатурованому спирті та його розчинах;
- легко визначатись у фальсифікованих напоях;
- бути такої природи, щоб вилучення їх із спирту, або інактивація були економічно недоцільними;
- не повинні погіршувати технологічні властивості спирту і негативно впливати на його подальше використання.

Слід відзначити, що дуже важко підібрати денатурант, який повністю відповідав би всім цим вимогам, однак при створенні денатуруючих композицій необхідно максимально враховувати наведені вимоги.

Як денатуруючу речовину загальної денатурації застосовують піридинові основи, гас, кетонове масло, скипидар, відходи скипидарного виробництва і так званий розчинник М. Розчинник М – це суміш кетонів з деякими вищими спиртами (метилетилкетон, метилпропілкетон, пропіловим спиртом, ізопропіловим спиртом та ін.).

Денатурат забарвлюють різними барвниками, що надають йому потрібного забарвлення для відмінності від питного спирту (наприклад, основний фіолетовий К згідно ГОСТ 22698-77). Нижче надані деякі рецептури денатурату загального призначення:

1. На 100 дал безводного спирту в денатураті: гасу – 0,5 дал, кетонowego масла або головних погонів скипидару – 0,5 дал, розчину фарби (0,4 г в 1 л 82%-го спирту) – 0,1 дал. Замість кетонowego масла можна взяти 0,25 дал піридинових основ.

2. На 100 дал безводного спирту в денатураті: розчинника М – 1,0 дал: розчину фарби – 0,1 дал.

3. На 100 дал безводного спирту в денатураті : розчинника М — 0,25 дал, погонів скипидару – 0,25 дал, розчину фарби – 0,1 дал.

Денатурований спирт загальної денатурації згідно з ТУ 10-0334585-4-90 повинен відповідати наступним вимогам:

— Концентрація спирту – 82 об. % за скляним спиртоміром класу 0,1. Відхилення від міцності допускається  $\pm 0,2\%$ .

— Стійкий неприємний запах, який не зникає при розведенні денатурованого спирту водою до міцності 40 %.

— Забарвлення денатурованого спирту має бути синім або синім з фіолетовим відтінком, залежно від кольору доданих денатуруючих речовин.

— Реакція денатурованого спирту – нейтральна або слабокисла.

— Денатурований спирт не повинен містити денатуруючих речовин, не дозволених до вживання МОЗ.

— Горіння денатурованого спирту має бути рівним, спокійним і без розбризування. Після спалювання проби денатурованого спирту допускається наявність невеликого (кілька крапель) залишку забарвленої води.

— Виділення кіптяви, задушливої пари і газів під час горіння денатурованого спирту не допускається.

Для технічних потреб денатурацію етилового спирту проводять спеціальними денатуруючими речовинами, які не заважають технологічному процесу, в якому використовують технічний спирт.

Основними денатуруючими речовинами в країнах ЄЕС та СНД є: петролейний ефір, толуол, діетиловий ефір, діетилфталат, етилацетат, кротоновий альдегід, пропіленгліколь, етиленгліколь, бітрекс та інші.

У разі, коли барвник погіршує технологічні властивості спирту і негативно впливає на його подальше використання, барвник в денатурований спирт спеціальної денатурації не додається.

Денатуруючі речовини спеціальної денатурації додаються до технічного спирту у кількості від 0,08 до 15%.

У таблиці 14.7 наведена характеристика спирту етилового денатурованого за ТУ У 18.511-99.

Таблиця 14.7. Характеристика спирту етилового денатурованого за ТУ У 18.511-99

Найменування показника	Одиниця виміру	Характеристика та норма для марок				
		А	Б	В	Г	Д
1. Зовнішній вигляд		Прозора рідина без сторонніх частин				
2. Колір		Властивий кольору використаного барвника				
3. Запах		Характерний для етилового спирту, стійкий. Не повинен зникати при розведенні спирту водою до міцності 40-45 %.				
4. Об'ємна частка етилового спирту, не менше	%	95,0	91,0	95,0	98,0	98,0
5. Об'ємна частка метилового спирту, не більше	%	0,05	0,20	2,50	0,03	0,1
6. Об'ємна частка циклогексану, не більше	%	-	-	-	0,5	0,5

## 14.8. ПЕРСПЕКТИВНІ НАПРЯМИ ВИКОРИСТАННЯ СПИРТУ ЕТИЛОВОГО ТЕХНІЧНОГО В УКРАЇНІ

Україна має обмежені запаси нафти, природного і супутнього нафтового газу, які є похідною сировиною для промисловості органічного синтезу.

В органічній технології у великій кількості використовують етилен. З нього виготовляють поліетилен, який має високі механічні та електромеханічні властивості, стійкий до дії кислот та лугів.

Етилен отримують шляхом високотемпературного гідролізу етану та інших амінів при 800-900° С або з газів очистки установок, які переробляють нафту.

У країнах з обмеженою кількістю органічної сировини для виробництва етилену використовують технічний етанол, отриманий шляхом ферментації вуглеводмісної сировини. Зі спирту етилен отримують шляхом його дегідрування під дією каталізатора. З однієї частини етанолу утворюється біля 0,5 частин етилену.

В Україні (м. Северодонецьк) розташований один з найбільших в СНД комплексів з виробництва поліетилену, однак через відсутність органічної сировини його зупинено. Налагодження виробництва технічного спирту дає змогу продовжити виробництво вітчизняного поліетилену.

Крім поліетилену Україна відчуває гострий дефіцит в синтетичному каучуці. Для виробництва синтетичних каучуків використовується дивініл (1,3-бутадієн). Отримання дивінілу здійснюється контактним розкладанням етилового спирту за способом, розробленим С.В. Лебедевим у чотири стадії: випарювання спирту, контактне розкладання парів спирту, відокремлення та очищення дивінілу, регенерація або заміна каталізатора.

Асортимент виробів з каучуку включає понад 30 тис. найменувань. З каучуку виготовляють вироби для транспорту, технічні гумові вироби, гумовий одяг, взуття, вироби для хірургічних і санітарних цілей, електроізоляцію. Так, наприклад, для облаштування гумовими деталями одного автомобіля вантажністю 2,5 т потрібно 240 кг, а для автомобіля вантажністю 0,5 т – 57 кг каучуку.

У відповідності з програмою “Етанол” в Україні до 2010 року буде налагоджено виробництво етилтретбутилового ефіру, вінілхлориду, стабілізаторів сумішевих бензинів, бутадієну, півполімерів етилену та вінілацетату, ацетальдегіду, етилацетату, етиленгліколю, синтезу стиролу, продуктів тонкого органічного синтезу, тощо.

Організація виробництва технічного спирту допоможе вирішити проблему сировини для виготовлення синтетичного каучуку в Україні.

Використання технічного спирту як добавки до пального допоможе в значній мірі зменшити дефіцит пального, а також дозволить поліпшити екологічний стан міст та автошляхів країни.

### Контрольні питання і завдання

1. Особливості застосування етилового спирту як добавки до моторного палива.
2. Основні стадії виробництва спирту етилового технічного.
3. Принципова технологічна схема виробництва спирту етилового технічного способом гідролізу рослинної сировини.
4. Принципова технологічна схема виробництва етанолу з зернової сировини.
5. Основні типи БРУ для виробництва СЕТ з вуглевмісної сировини.
6. Способи дегідратації етилового спирту.
7. Денатуруючі добавки та вимоги до них.
8. Які перспективні напрями використання СЕТ?

## РОЗДІЛ 15

# ЕНЕРГО- І РЕСУРСОЗБЕРІГАЮЧІ ТЕХНОЛОГІЇ У СПИРТОВОМУ ВИРОБНИЦТВІ

Рівень розвитку сучасного суспільства характеризується ресурсо- та енергоємністю національного доходу.

Одним з основних споживачів сировинних та енергетичних ресурсів в Агропромисловому комплексі України є спиртова промисловість, річна потреба якої складає в середньому 500 тис. тон умовного палива та біля 800 тис. тон умовного крохмалю.

Для здійснення корінного перелому в спиртовому виробництві головним завданням є розробка і широке впровадження нового покоління енерго- та ресурсозощаджуючих технологій, які передбачають максимальне використання вторинних енергетичних ресурсів (ВЕР) та більш глибоку і комплексну переробку сировини, скорочення за рахунок цього її втрат з відходами виробництва.

Впровадження нових маловідходних та безвідходних технологій дозволяє скоротити не тільки матеріалоємність виробництва, але і зменшує витрати енергії на одиницю товарної продукції.

Вирішення питання інтенсивного ресурсо- і енергозбереження в значній мірі допомагає вирішувати екологічну проблему, тісно пов'язану з викидами відходів виробництва та продуктів згоряння енергоносіїв у навколишнє середовище. Тому ресурсо- і енергозбереження є ключовою проблемою суспільного виробництва.

Сучасні ринкові стосунки вимагають створення і впровадження у виробництво технологій з низькою енерго-, ресурсо- і капіталоемністю, які одночасно забезпечують високу якість і конкурентоспроможність кінцевої продукції на внутрішньому та зовнішньому ринках.

### 15.1 МАЛОВІДХОДНІ ТА БЕЗВІДХОДНІ ТЕХНОЛОГІЇ

Основним напрямом у зменшенні матеріалоємності спиртового виробництва є розробка та широке впровадження маловідходних та безвідходних технологій (МВТ та БВТ) з замкнутим циклом по відношенню до навколишнього середовища.

В умовах ринкової економіки переведення виробництва на замкнуті цикли є фундаментальним напрямом у рішенні проблеми раціонального використання природно-сировинних ресурсів.

Резервом зменшення матеріалоємності спиртового виробництва є вторинні сировинні ресурси (ВСР). Підвищення ступеня переробки первинної сировини, комплексне її використання з впровадженням сучасних екологічно чистих технологій є першорядним завданням.

Концепція безвідходної технології базується на двох взаємопов'язаних аспектах.

Перший аспект пов'язаний з розширенням ресурсних можливостей, залученням до виробництва некондиційних та нетрадиційних видів сировини, комплексною її переробкою, максимальним використанням відходів та побічних продуктів, з отриманням додаткової кількості цільових продуктів, кормів та добрив.

Другий аспект пов'язаний з екологічністю технологічних процесів. Антропологенне навантаження на навколишнє середовище не повинно перевищувати здатність екологічної системи зберігати свій природний стан.

Таким чином, безвідходна технологія повинна розглядатись як сукупність технологічних операцій, процесів, виробництв, які забезпечують максимальне і комплексне використання сировини, побічних продуктів та відходів з одночасним зменшенням їх шкідливого впливу на навколишнє середовище.

Маловідходна технологія є проміжною стадією при розробці безвідходних технологій. Під час маловідходного виробництва шкідливий вплив на довкілля не перевищує рівня дозволеного санітарними нормами та правилами, однак з технологічних, економічних та організаційних причин частина сировини переходить у відходи та побічні продукти, які не знаходять раціонального використання.

Мало- та безвідходні технології повинні забезпечувати досягнення наступних цілей:

- комплексну переробку сировини з використанням усіх її складових шляхом створених нових екологічно чистих технологічних процесів;
- переробку побічних продуктів та відходів з отриманням товарної продукції, або інше їх корисне використання;
- зниження загального антропологенного навантаження на навколишнє середовище;
- створення замкнутої системи промислового водопостачання.

## **15.2 ОСНОВНІ НАПРЯМИ СТВОРЕННЯ МАЛО- ТА БЕЗВІДХОДНИХ ТЕХНОЛОГІЙ**

Проблема створення безвідходних технологій у спиртовій промисловості пов'язана з більш глибокою комплексною переробкою первинної сировини та раціональним використанням побічних продуктів та вторинних сировинних ресурсів.

При виробництві спирту утворюються такі ВСП: барда (зернова, мелясна), вуглекислий газ, відпрацьовані дріжджі-цукроміцети. До побічних продуктів виробництва належать: фракція головна етилового спирту і сивушне масло.

Усі відходи та побічні продукти спиртової галузі можна віднести до вторинних сировинних ресурсів.

За агрегатним станом більшість ВСП і побічних продуктів спиртового виробництва є рідкими, до твердих належать відпрацьовані дріжджі-цукроміцети, до газоподібних – вуглекислий газ.

За ступенем впливу на довкілля до нешкідливих належать післяспиртова зернова барда, дріжджі-цукроміцети та вуглекислота бродіння; до шкідливих належать післяспиртова та післядріжджова мелясна барда, фракція головна етилового спирту та сивушне масло.



За ступенем використання ВСР поділяються на ті, які повністю використовуються і на ті, які використовуються частково. До перших належать зернова післяспиртова барда, дріжджі-цукроміцети, частково використовується фракція головна етилового спирту, сивушне масло, післяспиртова мелясна барда, діоксид вуглецю бродіння.

Вторинні сировинні ресурси характеризуються такими показниками.

**Післяспиртова зернова барда** – це складна полідисперсна система, сухі речовини якої знаходяться у вигляді зависів і у розчиненому стані.

При відгонці спирту у барді залишаються: невикористана при бродінні частина органічної речовини зерна, мінеральні речовини зерна, накопичена біомаса дріжджових грибів та продуктів їх життєдіяльності (гліцерин, органічні кислоти та інші) та частина подрібненого солоду.

Склад і поживність барди залежать від виду сировини, що переробляється на спирт. Свіжа барда має кислу реакцію (рН 4,2-4,4) і характеризується такими показниками:

Сухі речовини, % .....	6,7-8,4
в тому числі:	
сирий протеїн .....	1,8-2,2
клітковина .....	0,9-1,7
зола .....	0,6-0,7
безазотисті екстрактивні речовини .....	3,4-3,8

У зв'язку з великим вмістом води барда належать до об'ємних водянистих малотранспортабельних кормів, що зумовлює специфіку її використання.

Основна цінність барди полягає у наявності протеїну, вміст якого у сухій речовині зернової барди складає у середньому 26-28 %. Одна тонна барди містить 10-15 кг протеїну і 40-70 харчових одиниць.

**Вуглекислий газ бродіння.** На стадії зброджування оцукреної маси дріжджами у герметично закритих бродильних апаратах виділяються гази, що містять до 98-99,8 % вуглекислого газу. Залишкову кількість газу складають: повітря – 0,3-1,0 %, волога – 0,5-0,9 %, спирт – 0,4-0,8 %, леткі кислоти – 0,05-0,1 %, ефіри – 0,01-0,05 %, альдегіди – до 0,02 %.

**Головна фракція етилового спирту.** Головна фракція етилового спирту – це водно-спиртова рідина з легколеткими домішками: альдегідами, ефірами, кислотами, метанолом та ін. Міцність її – не менше 92 % об.

Головну фракцію етилового спирту розганяють на спеціальних ректифікаційних установках. Установа для централізованої переробки головної фракції включає колонку для її розгонки, епюраційну, спиртову та метанольну колони. Останню включають у тому випадку, якщо переробляють головну фракцію, що містить метанол. При переробці одержують такі продукти (в дал на 100 дал вихідної головної фракції): ректифікований спирт – 90-94; концентрат головної фракції – 4-7; втрати при розгонці – 2-3.

**Сивушне масло.** Сивушне масло є побічним продуктом ректифікації. Це безбарвна або жовтувата рідина з різким та гострим запахом, що містить 5-12 % об.

етанолу, 7-15 % об. н-пропанолу, 10-20 % об. ізобутанолу, 50-60 % об. ізоамілону та 5-10 % води.

**Відпрацьовані дріжджі-цукроміцети.** Мелясно-спиртові заводи шляхом виділення дріжджів зі зрілої бражки виробляють хлібопекарські дріжджі.

Питомі капіталовкладення при організації виробництва дріжджів на спиртових заводах майже в два рази нижчі, ніж на спеціалізованих заводах;

собівартість дріжджів менша на 45 %, що зумовлюється значно меншою питомою витратою меляси, теплоенергетичними, трудовими й іншими витратами.

За фізико-хімічними показниками хлібопекарські дріжджі повинні задовольняти вимоги стандарту:

Вологість, %, не більше .....	75
Підйом тіста до 70 мм, хв, не більше .....	75
Кислотність 100 г дріжджів (у перерахунку на оцтову кислоту) в день виробництва, мг, не більше .....	120
Кислотність 100 г дріжджів після 12 діб зберігання або транспортування при температурі 0-4° С, мг, не більше .....	360

**Післяспиртова мелясна барда.** У післяспиртову мелясну барду переходить 50-55 % сухих речовин меляси, дріжджі й інші продукти їх життєдіяльності. Оскільки в ній міститься велика кількість мінеральних речовин, то на корм тваринам вона непридатна.

Мелясну барду використовують як основну сировину для виробництва кормових дріжджів.

Використання післяспиртової мелясної барди на виробництво кормових дріжджів не вирішує проблем її утилізації, тому що при цьому отримують післядріжджову (вторинну) барду – ще більш обтяжливий відхід виробництва, оскільки вона має підвищену кислотність, велику зольність і високе БСК.

Післяспиртова мелясна барда характеризується наступними показниками:

Вода, % .....	91-92
Сухі речовини, % .....	8-9
у тому числі:	
неорганічні сполуки .....	2-2,5
органічні сполуки .....	6,5-7,0
з них – засвоювані дріжджами .....	2,7-3,5
Активна кислотність, рН .....	5,2-5,7
Густина при 20° С, г/см <sup>3</sup> .....	1,025-1,035
В'язкість, Па · с .....	0,0001

Післядріжджова мелясна барда має концентрацію сухих речовин 5,0-6,5 %.

В останні роки роботи науковців та виробничників спрямовані на розробку та впровадження технологій, які значно зменшують питомі витрати сировини на одиницю цільового продукту.

Розглянемо найбільш суттєві з цих робіт, які визначені пріоритетними і затверджені Державним концерном “Укрспирт” для широкого впровадження на підприємствах галузі.

Одним з прогресивних напрямів є повна заміна солоду на ферментні препарати, що виключає витрати крохмалю при пророщуванні солодового зерна.

В останній час значно розширився ринок ферментних препаратів. Ці ферментні препарати характеризуються селективною дією і є практично стерильними концентрованими сиропами, що робить їх зручними при використанні в технологічному процесі.

Наявність великої кількості ферментних препаратів потребує науково обґрунтованого підходу до їх використання.

Використання концентрованих ферментних препаратів дозволило розробити якісно нові технології підготовки сировини до збродження.

Нова ресурсо- та енергозберігаюча технологія термоферментативної обробки крохмалевмісної сировини базується на двостадійному гідролізі поліцукрів до низькомолекулярних вуглеводів.

На першій стадії зерновий заміс розріджується термостабільною  $\alpha$ -амілазою до декстринів та олігоцукрів, а остаточне оцукрення здійснюється на другій стадії за допомогою глюкоамілази.

При приготуванні зернового замісу частково використовують фільтрат барди. Це зменшує кількість післяспиртової барди, підвищує в ній концентрацію сухих речовин та компенсує нестачу азотного живлення на стадії приготування виробничих дріжджів.

Повернення фільтрату барди до виробництва може здійснюватися безпосередньо у змішувач у кількості 15-20 %, без значного зниження рН, що не впливає на дію  $\alpha$ -амілази. При приготуванні висококонцентрованих замісів повернення фільтрату барди доцільно здійснювати у два прийоми: 15-20 % подають у змішувач, а другі 15-20 % вносять в оцукрене сусло, де діє в основному кислотостійка глюкоамілаза.

Особливо слід підкреслити перспективність використання термостабільної  $\alpha$ -амілази, що дозволяє поєднати процеси розварювання та гідролізу із зменшенням температури варки з 145-165° С до 80-95° С. При цьому за рахунок уповільнення температурної деструкції вуглеводів збільшується в середньому на 0,4 % вихід спирту.

Використання протеолітичних ферментів за даними ВНДІ харчової біотехнології (Москва) прискорює генерацію дріжджів, на 25 % підвищує їх бродильну активність, скорочує тривалість бродіння на 40 %, збільшує вихід спирту.

Целюлолітичні ферментні препарати дозволяють збільшити вихід спирту за рахунок целюлози, яка входить до складу зерна. У залежності від виду сировини вихід спирту збільшується на 3-5 %.

У ВНДІ харчової біотехнології розроблена нова апаратурно-технологічна схема фракційної обробки зерна. За цим способом від зерна попередньо відбирається оболонка з наступною жорсткою тепловою обробкою та гідролізом оболонок целю-

лазою. Цей спосіб збільшує вихід спирту на 5-6 %, але потребує додаткових капіталовкладень та підвищених експлуатаційних витрат. При другому варіанті оболонка іде на змішування з бардою. При цьому покращується якість спирту і підвищується вміст сухих речовин у барді.

В НУХТ, УкрНДІспиртбіопрод, та НПО “Інтермаш” розроблена та впроваджується комплексна технологія спиртової бражки з крохмалевмісної сировини. Ця технологія передбачає отримання тонкого помелу зерна із 100 % проходом через сито з діаметром 1,0 мм, підвищення концентрації сухих речовин замісу з частковим використанням фільтрату барди до 30 %, проведення термоферментативної обробки сировини при температурі 75-95° С з використанням термостабільної  $\alpha$ -амілази, збродження концентрованого сусла з рециркуляцією дріжджової біомаси або збільшеній кількості засівних дріжджів та прискорення терміну бродіння до 48-56 годин.

На стадії бродіння застосовуються нові раси термотолерантних та осмофільних спиртових дріжджів, стійких до підвищених концентрацій спирту та сухих речовин, які мають високу бродильну активність.

Збродження концентрованого сусла з рециркуляцією дріжджової біомаси і фільтрату барди забезпечує скорочення кількості барди на 30-40 % і сприяє зменшенню експлуатаційних витрат при виробництві кормопродуктів на її основі.

У ВНДІ харчової біотехнології запропоновано спосіб утилізації барди, який передбачає її обробку кислотоутворюючими бактеріями з наступною нейтралізацією, фільтрацією та використанням фільтрату замість води при приготуванні замісу. Обробка барди пропіоновокислими бактеріями протягом 18-20 год. з подальшою фільтрацією зменшує вміст органічних речовин у фільтраті в 2-3 рази. Барда стає рухливою, добре фільтрується і отримане сусло зброджується без ускладнень. При цьому з'являється можливість замінити фільтратом до 90 % води.

Перспективною сировиною для спиртової промисловості є жито, яке за врожайністю займає третє місце після пшениці та ячменю. Проте зерно жита має ряд властивостей, які обмежують його використання. Це зумовлено складом жита, до якого входять (%): крохмаль – 65-70, білкові речовини – 8-16, клітковина – 1,8-2,7, ліпіди – 1,8-2,2, пентозани – 6-8, зола – 1,7-2,2.

Крім того, в зерні жита міститься значна кількість геміцелюлоз і пентозанів, які не зброджуються дріжджами, тому спиртові заводи, які використовують жито, стикаються із значними технологічними труднощами. У той же час, жито має найменшу ринкову вартість – на 20-30 % нижчу, ніж пшениця та кукурудза. Це дозволяє знизити собівартість спирту за рахунок зменшення вартості сировини на 20-30 %.

Як показав досвід, використання концентрованих ферментних препаратів селективної дії з підвищеною целюлазною активністю усуває негативний вплив фізико-хімічних властивостей зерна жита на технологічний процес спиртового виробництва.

Перспективною сировиною для виробництва спирту слід вважати цукрове сорго, врожайність якого досягає 1000 центнерів з гектару, а вміст зброджуваних цу-

крів – 18-20 % на суху речовину. Однак для широкого використання цієї культури необхідно розробити оптимальну технологію та обладнання.

Суттєве збільшення виходу спирту із одиниці первинної сировини може бути досягнуто за рахунок більш повної концентрації побічних продуктів ректифікації (головної фракції етилового спирту та сивушного масла) по легких домішках спирту.

У НУХТ під керівництвом проф. П.С.Циганкова та за участю проф. П.Л.Шияна розроблена технологія переробки головної фракції етилового спирту, яка передбачає як децентралізовану її переробку в системі брагоректифікаційної установки, так і централізовану переробку на спеціалізованому виробництві.

При розрахунках на повну потужність спиртових заводів України річна кількість головної фракції досягає 1,5 млн. дал. Вилучення із неї етилового спирту дозволить скоротити потреби галузі в сировині більш, ніж на 20 тис. тонн у перерахунку на умовний крохмаль.

В УкрНДІспиртбіопроді розроблена та знайшла впровадження технологія екстрактивної ректифікації сивушної фракції, яка дозволяє більш повно концентрувати проміжні домішки і отримувати сивушне масло високої якості.

## **15.3 ВТОРИННІ ЕНЕРГЕТИЧНІ РЕСУРСИ ТА ЇХ РАЦІОНАЛЬНЕ ВИКОРИСТАННЯ**

Дефіцит енергоносіїв в Україні, який досягає 60 % від загальної потреби, вимагає розробки нових та швидкого впровадження відомих заходів енергозбереження. Розширення видобутку природного палива веде до загибелі поверхні землі, її надр, зниження рівня ґрунтових вод, спалювання кисню з повітря та іншим незворотнім процесам.

За даними фахівців Московського енергетичного інституту вкладати кошти в енергозаощаджуючі заходи в 10 разів вигідніше, ніж у газо- та нафтовидобування.

Заощадження енергоносіїв може бути отримано за рахунок зміни структури виробництва, зорієнтованого на енергозберігаючі технології. Витрати на використання вторинних енергетичних ресурсів більш ніж у два рази менша, аніж при використанні первинних джерел енергії.

Усі енергозберігаючі заходи можна розподілити на дві групи. До першої групи слід віднести ті, що не впливають на принципові основи техніки і технології, використання технологічного продукту та напівпродуктів. Таке енергозбереження називається рекуперативним або екстенсивним.

Друга група включає принципово нову сукупність взаємопов'язаних заходів. Ці заходи розробляються в межах повних технологій матеріальних виробництв з використанням енергетичного потенціалу первинного джерела енергії, при комплексному вирішенні завдань ресурсозбереження і спрямовані на створення технологій та обладнання нового покоління з максимально високими енергоматеріалозберігаючими та екологічними характеристиками. Таке енергозбереження називається інтенсивним.

Концепція інтенсивного енергозбереження складається з наступних етапів:

- визначення загальної енергоємності виробництва кінцевого продукту або напівпродукту;
- діагноз якості енергоматеріаловикористання;
- прогноз потенціалу інтенсивного енергозбереження;
- розробка принципів основ технічної реалізації заходів інтенсивного енергозбереження;
- розробка моделі об'єктів і визначення технічно можливої економії паливно-енергетичних ресурсів;
- стан і перспективи поліпшення екологічної ситуації;
- розроблення плану послідовної реалізації рекуперативного й інтенсивного енергозбереження.

Основним джерелом інтенсивного енергозбереження є вторинні джерела енергії, мало- та безвідходні технологічні процеси.

Основні витрати матеріальних і сировинних ресурсів відбувається під час підготовки зерна до зброджування, приготування спиртової бражки, її перегонки та ректифікації спирту.

Далі зупинимось на ресурсо- та енергозберігаючих заходах на цих стадіях технологічного процесу.

## **15.4 РЕСУРСО- ТА ЕНЕРГОЗБЕРІГАЮЧА ТЕХНОЛОГІЯ СПИРТОВИХ БРАЖОК**

Значний крок на шляху ресурсо- та енергозаощадження під час підготовки сировини до зброджування та приготування спиртових бражок в останні роки був зроблений завдяки прогресу в мікробіологічній промисловості. На ринку ферментних препаратів з'явилися такі, що роблять використання солоду як оцукрюючого матеріалу недоцільним ні з економічної, ні з експлуатаційної точки зору.

Вирішальним фактором заміни солоду на концентровані ферментні препарати (КФП) виявились наступні їх переваги:

- висока концентрація й активність, рідкий стан, відсутність завислих частинок, легкість дозування;
- високий ступінь мікробіологічної чистоти;
- тривалий термін зберігання без втрати активності в широкому інтервалі температур;
- незначні питомі витрати на одиницю крохмалю та невеликі транспортні витрати;
- термостабільність та можливість використання в різних варіантах технологічного процесу;
- можливість об'єднати розварювання сировини та розрідження крохмалю.

У зв'язку з тим, що при використанні концентрованих ферментних препаратів виключається додавання солодового молока в дріжджанки, необхідно вирішити питання наявності в достатній кількості азотного живлення при приготуванні виробничих дріжджів.

Концентровані ферментні препарати відрізняються від солоду оптимумом дії ферментів, які входять до їх складу. Тому використання КФП потребує коректування технологічного режиму в кожному конкретному випадку в залежності від особливостей технології та обладнання підприємства.

## 15.5 ВПЛИВ ТЕХНОЛОГІЧНИХ ПАРАМЕТРІВ НА ЕФЕКТИВНІСТЬ ДІЇ КОНЦЕНТРОВАНИХ ФЕРМЕНТНИХ ПРЕПАРАТІВ

Оптимальні умови дії ферментів досягаються при параметрах, які гарантують найбільш високу їх активність, тобто максимальну швидкість реакції і високу стабільність ферменту. Стабільність – це здатність підтримання певної активності протягом визначеного часу. Оптимальні умови застосування ферменту не обов'язково повинні відповідати максимуму його активності – якщо стабільність у цих умовах більш низька, фермент піддається більш швидкій інактивації.

Найбільш важливі параметри, що зумовлюють активність і стабільність ферментів – температура й активна кислотність. Велике значення має концентрація сухих речовин, вид і якість сировини, концентрація стабілізатора (іонів кальцію для  $\alpha$ -амілаз) і використовувана апаратура, що зумовлює дотримання відповідних параметрів процесу. Крім раніше перерахованих факторів, які впливають на активність і стабільність у безпосередньому контакті з субстратом, потрібно враховувати зовнішні умови, що діють на ферменти, тобто їх транспортування і спосіб використання.

Температура і рН. Вплив температури і рН на активність та стабільність різних КФП вказані в їх кваліфікаційних характеристиках і гарантуються фірмами-виробниками при дотриманні відповідних умов використання.

Концентрація сухих речовин у замісі. Збільшення концентрації сухих речовин впливає на підвищення стабільності ферменту. Наприклад, для препарату грибової глюкоамілази при концентрації сухих речовин 35 % оптимальною температурою є 60° С, а при концентрації 15...20 % – 55° С. Термостабільна  $\alpha$ -амілаза ефективно розріджує заміс з вмістом сухих речовин 35 % при температурах 95...105° С, а при концентрації сухих речовин до 20 % ця температура зменшується до 80...90° С.

Концентрація іонів кальцію. Іони  $\text{Ca}^+$  стабілізують активність  $\alpha$ -амілаз, особливо бактеріального походження. Для забезпечення ефективною активності при підвищених температурах необхідна концентрація вільних іонів кальцію 50... 150 мг/л., джерелом якого можуть бути  $\text{Ca}(\text{OH})_2$ ,  $\text{CaSO}_4$ ,  $\text{CaCl}_2$ .

Вид та якість сировини. Дози і умови використання КФП відрізняються в залежності від сировини та її якості. Для розрідження картопляного крохмалю використовується в два рази більша кількість  $\alpha$ -амілази, ніж для зернового крохмалю. Деякі компоненти сировини, фільтрату барди, який частково повертається на приготування замісу, можуть зв'язувати кальцій, що викликає необхідність збільшення його кількості або збільшення дози КФП.

Переробка дефектної сировини також потребує збільшення доз ферментів.

Транспортування, зберігання і підготовка до використання. КФП зберігають активність протягом тривалого терміну в широкому діапазоні температур. При тем-

пературі 5° С – один рік, при 25° С – 3 місяці. Температура вище 30° С може в значній мірі впливати на зниження активності препарату. Замороження КФП не впливає на їх активність.

Слід уникати надто великих розведень КФП водою, а також додавання до їх розчинів дезинфікуючих речовин, що може бути причиною часткової інактивації ферментів.

Розчини КФП повинні бути використані протягом 8-12 год.

## **15.6 ОСОБЛИВОСТІ ВИКОРИСТАННЯ КОНЦЕНТРОВАНИХ ФЕРМЕНТНИХ ПРЕПАРАТІВ У ЗАЛЕЖНОСТІ ВІД ТЕХНОЛОГІЧНОЇ СХЕМИ ВОДНО-ТЕПЛОВОЇ ОБРОБКИ СИРОВИНИ**

Найбільш розповсюдженими схемами водно-спиртової обробки крохмалевмісної сировини є Мічурінська та Чемерська схеми та їх модифікації.

Використання КФП селективної дії дозволяє спрямувати технологічний процес у бік енерго- та ресурсозбереження.

На рис. 15.1. подана удосконалена Мічурінська схема водно-теплової обробки сировини.

Завдяки попередньому розрідженню крохмалю термостабільною  $\alpha$ -амілазою на стадії приготування замісу створюються умови повного використання вторинної пари для нагріву замісу до температури 80...90° С без можливої клейстеризації крохмалю. Попереднє розрідження замісу дозволяє зменшити температуру розварювання із 140...150° С до 120...125° С та уповільнити реакцію карамелеутворення.

Переваги використання термостабільної  $\alpha$ -амілази є і в значному зменшенні в'язкості замісу, що полегшує подальші технологічні операції. У зв'язку з тим, що під час варки при температурі 120... 125° С фермент повністю інактивується, в оцукрювач потрібно задавати відповідну дозу  $\alpha$ -амілази з оптимумом дії при температурі оцукрення.

На рис. 15.2. наведена удосконалена Чемерська схема водно-теплової обробки сировини.

На рис. 15.3. наведена схема механіко-ферментативної обробки (МФО) сировини, яка розроблена в ВНДІ харчової біотехнології. Розробники пропонують приготування замісу разом з додаванням ферментного препарату амілосубтиліну, після чого маса поступає в апарат гідродинамічної і ферментативної обробки (ГДФО) першого ступеня, де витримується при температурі, оптимальній для дії  $\alpha$ -амілази – 65...70° С протягом 120...150 хв при постійному перемішуванні. У ГДФО другого ступеня заміс підігрівають вторинною та гострою парою до 80...95° С і витримують при інтенсивному перемішуванні протягом 30...40 хв. З ГДФО другого ступеня маса подається в паросепаратор. При переробці дефектної сировини або сировини, яка важко розварюється, застосовують більш жорсткий тепловий режим, при цьому масу нагрівають у гостропаровій голівці до температури 105... 120° С і витримують у стерилізаторі, після чого видують у паросепаратор.



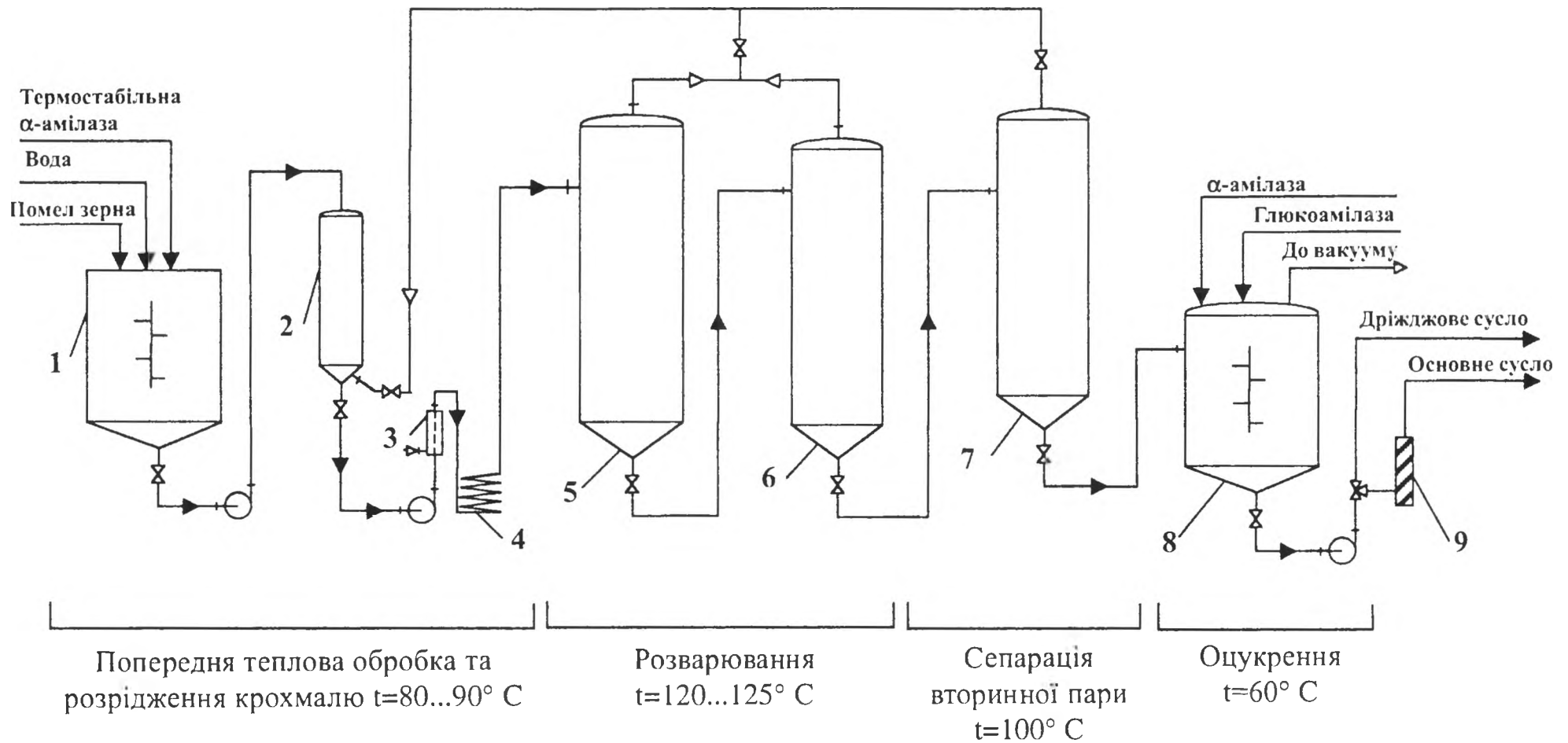


Рис. 15.1 Удосконалена Мічурінська схема водно-теплової обробки сировини:

1 – змішувач; 2 – екстрапарова головка; 3 – гостропарова головка; 4 – гомогенізатор замісу; 5, 6 – варильні колони; 7 – паросепаратор; 8 – оцукрювач; 9 – охолоджувач сусла

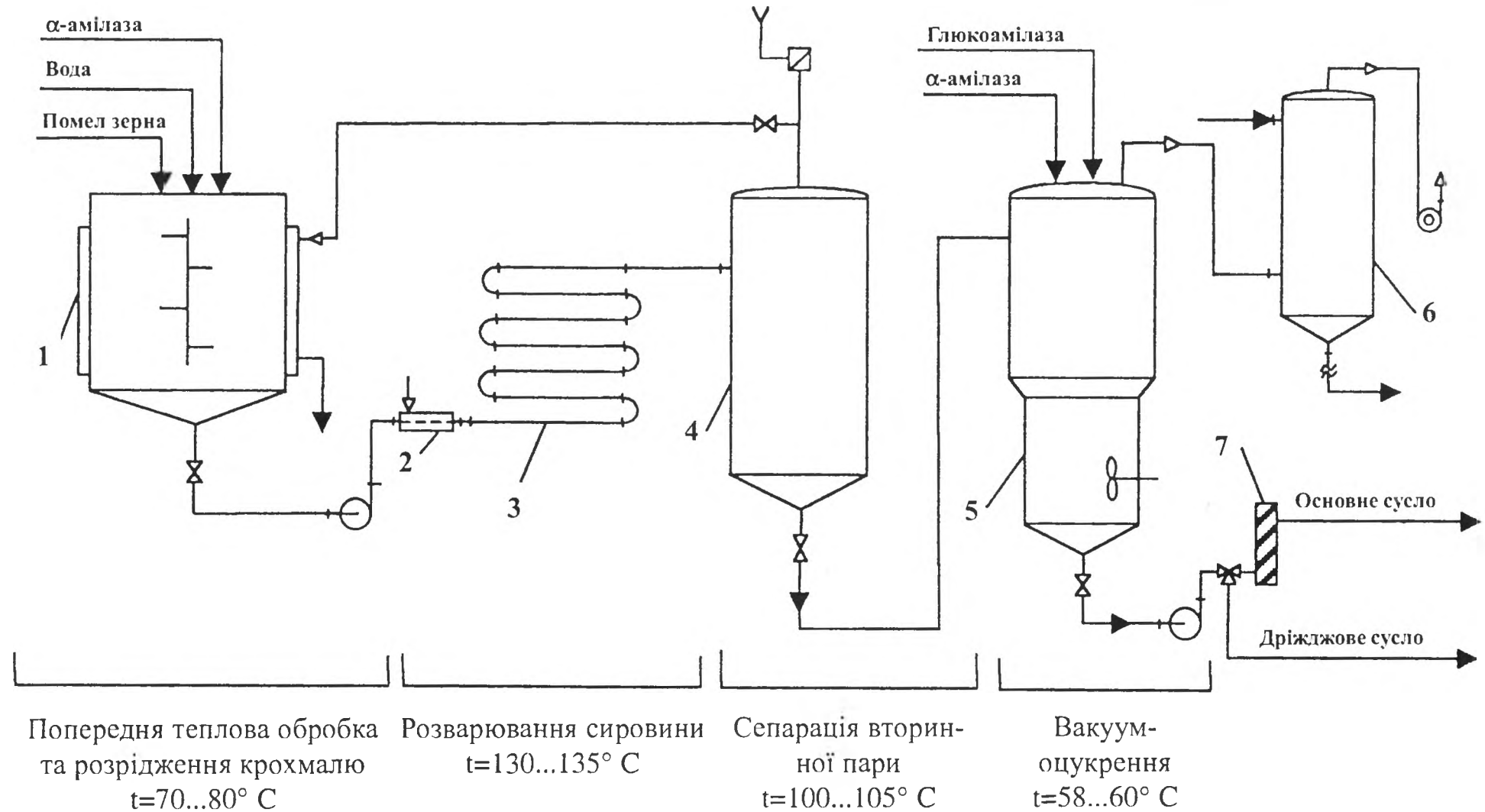


Рис. 15.2 Удосконалена Чемерська схема водно-теплової обробки сировини:

1 – змішувач передрозварник; 2 – гостропарова головка; 3 – трубчастий розварник; 4 – паросепаратор-витримувач; 5 – вакуум-оцукрувач; 6 – барометричний конденсатор; 7 – холодильник сусла

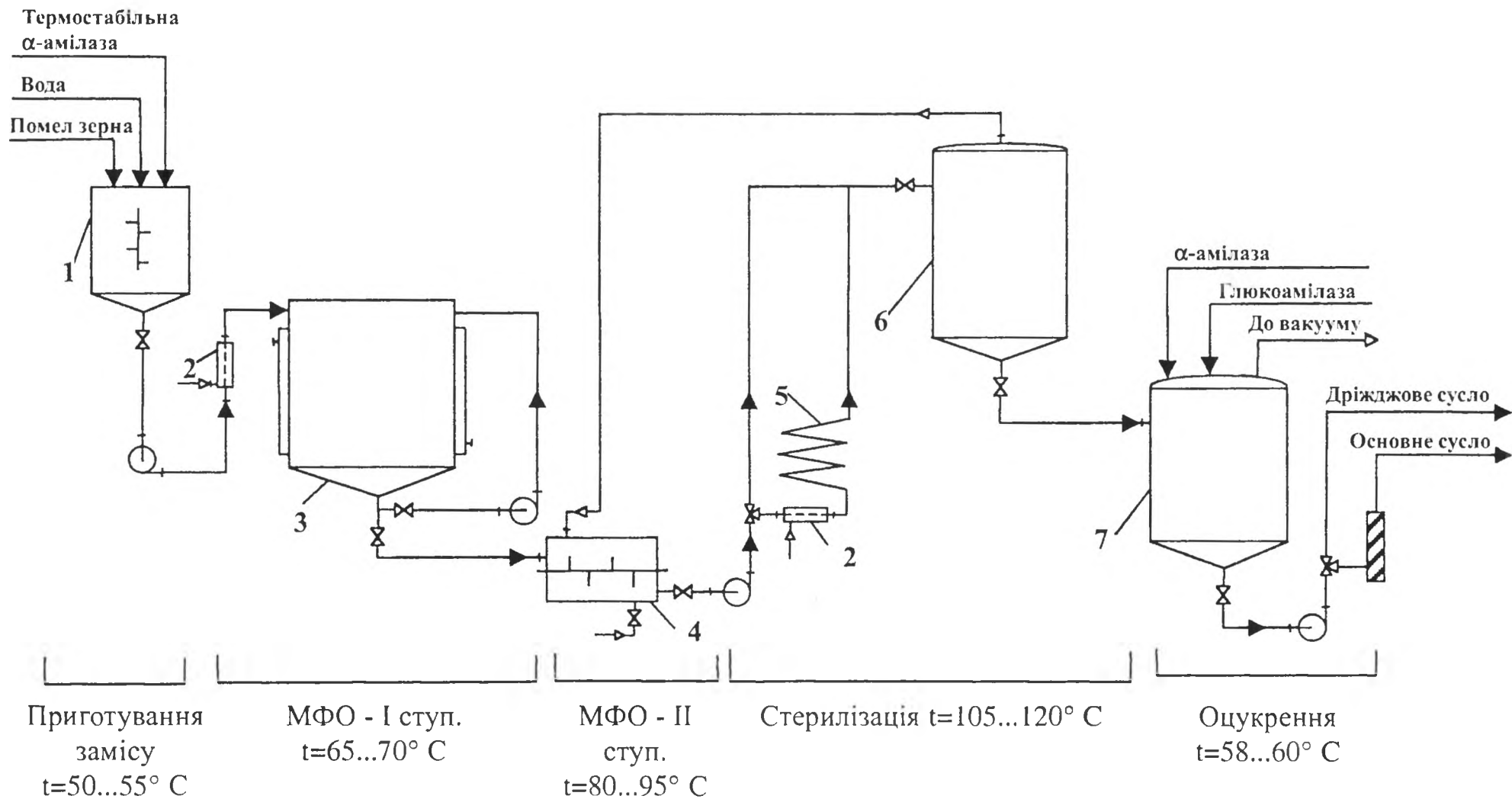


Рис. 15.3 Схема механіко-ферментативної обробки (МФО) сировини ВНДІ харчової біотехнології: 1 – змішувач; 2 – гостропарова головка; 3, 4 – апарати гідродинамічної ферментативної обробки першого і другого ступеня; 5 – стерилізатор; 6 – паросепаратор; 7 – вакуумоцукрювач

За даними розробників така схема зменшує витрати пари на розварювання на 40 %, та втрати зброджуваних речовин на 0,5%.

Слід відзначити, що під час механіко-ферментативної обробки відбувається поступова інактивація амілосубтиліну, особливо в ГДФО другого ступеня, що зменшує ефективність процесу в цілому.

Використання термостабільної  $\alpha$ -амілази значно інтенсифікує механіко-ферментативну обробку.

На рис. 15.4. наведена удосконалена схема механіко-ферментативної обробки сировини з використанням термостабільної  $\alpha$ -амілази.

Термостабільна  $\alpha$ -амілаза зберігає активність протягом усього процесу, навіть після стерилізації суслу при  $105^{\circ}\text{C}$ . Втрата активності термостабільної  $\alpha$ -амілази відбувається тільки на стадії бродіння.

Використання термостабільної  $\alpha$ -амілази дозволяє спростити апаратурно-технологічну схему, зменшити ємність апарату при збереженні потужності.

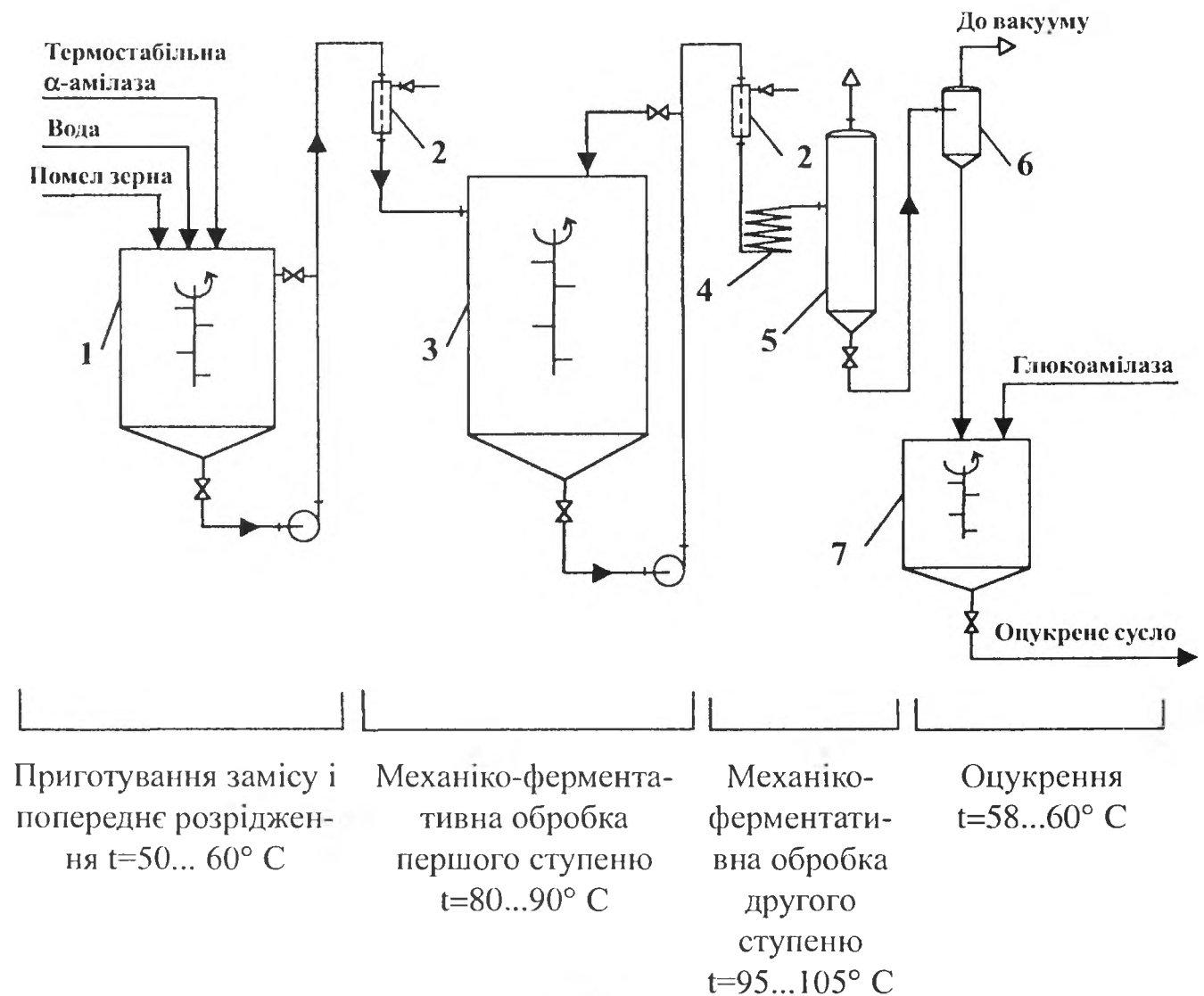


Рис. 15.4 Удосконалена схема механіко-ферментативної обробки сировини з використанням термостабільної  $\alpha$ -амілази:

1 – змішувач; 2 – гостропарова головка; 3 – ГДФО першого ступеня; 4 – трубчастий витримувач; 5 – ГДФО другого ступеня; 6 – паросепаратор; 7 – оцукрювач

На підставі досліджень, проведених в НУХТ, УкрНДІспиртбіопрод та НВО “Інтермаш” за участю провідних фахівців галузі розроблена енерго- та ресурсозаощаджуюча технологія спиртових бражок, яка є базовою для спиртових заводів України.

Основу даної технології складають операції, які забезпечують переробку сировини в умовах підвищених концентрацій зернових замісів з використанням ферментних комплексів підсиленої селективної дії з повторним використанням фільтрату барди.

Для скорочення технологічних витрат та зменшення енерговитрат передбачено отримання помелу з високим ступенем дисперсності та однорідності.

На спиртових заводах для подрібнення зерна використовують в основному молоткові дробарки, вальцьові станки, дезінтегратори. Дезінтегратори забезпечують найбільш тонкий помел, однак характеризуються підвищеною витратою електроенергії та вимагають надійного захисту від металевих домішок.

Найбільше розповсюдження знайшли ситові молоткові дробарки. Діаметр отворів сит визначає ступінь помелу та потужність дробарок. Перспективними слід вважати безситові молоткові дробарки з пневматичною рециркуляцією грубих фракцій.

Вальцьові станки використовують рідше через складності у відновленні рифлів на вальцях.

Перевага вальцьових станків у тому, що вони краще подрібнюють крохмалисту частину зерна і гірше клітковину. Це полегшує подальшу фільтрацію барди.

Високодисперсний однорідний помел дозволяє знизити гідромодуль замісу, який визначає об’єм продуктового потоку, концентрацію напівпродуктів, в тому числі концентрацією спирту в зрілій бражці, та технологічні витрати по стадіях технологічного процесу.

Зниження гідромодуля замісу дозволяє одночасно зменшити вихід барди, скоротити витрати на нагрів, охолодження, перекачування напівпродуктів та перегонку спирту з бражки.

Для зменшення в’язкості замісів з підвищеною концентрацією сухих речовин, особливо в інтервалі температур 70...80° С, використовують розріджуючі КФП.

Зменшення в’язкості напівпродуктів знижує експлуатаційні витрати, пов’язані з перемішуванням, перекачуванням, інтенсифікує процеси нагріву, охолодження, запобігає утворенню осаду на поверхнях обладнання.

Зменшенню в’язкості замісів деяким чином сприяє і використання фільтрату барди на стадії приготування замісу.

Використання фільтрату барди, як показали досліди в лабораторних та виробничих умовах, крім зменшення в’язкості заторів та сусла, дозволяє покращити і біологічну активність дріжджів, особливо в умовах дефіциту азотного живлення, викликаного використанням КФП, скоротити технологічні втрати; за рахунок часткового повернення незброджених вуглеводів, зменшення потреб технологічної води, скоротити об’єм барди та витрати на її подальшу переробку.

Таким чином, високий ступінь і однорідність помелу, низький гідромодуль при отриманні замісів з частковим використанням фільтрату барди і використанням розріджуючих ферментних препаратів складає основу ресурсо-та енергозберігаючої технології переробки зерна на спирт.

На рис. 15.5 приведена апаратурно-технологічна схема виробництва спиртової бражки з використанням КФП селективної дії та оцукренням сусла в бродильному апараті, яка була впроваджена на Червонослобідському спиртзаводі. Згідно з цією схемою заміс разом зі всією кількістю термостабільної  $\alpha$ -амілази нагрівають при інтенсивному перемішуванні до температури клейстеризації крохмалю даного виду сировини. Із змішувача частково розріджена маса перекачується спочатку в апарат термоферментативної обробки першого ступеня, де він нагрівається до  $80...82^{\circ}\text{C}$  за рахунок теплоти замісу, який відходить з апарата термоферментативної обробки другого ступеня. Нагрів замісу до температури  $90...95^{\circ}\text{C}$  здійснюється в гостропаровій голівці, яка встановлена на комунікації замісу між апаратами термоферментативної обробки першого і другого ступеня. Розріджена маса, яка виходить з апарата першого ступеня ділиться на два потоки. Перший – у кількості 10-20 % з температурою  $85-87^{\circ}\text{C}$  поступає на приготування виробничих дріжджів, а другий подається в бродильний апарат, куди задається розрахункова кількість оцукрюючого ферменту. Після охолодження розрідженої маси у дріжджанці до температури  $58-60^{\circ}\text{C}$  до неї задається оцукрюючий фермент 10-20 % від його загальної кількості. Залишкова кількість оцукрюючого ферменту задається в бродильний апарат. Зброджування сусла ведуть при температурі  $35-37^{\circ}\text{C}$ , для чого використовують термотолерантні раси дріжджів.

На рис. 15.6 наведена апаратурно-технологічна схема приготування спиртової бражки з додаванням КФП в зони їх найбільш ефективної дії. Подрібнена крохмалевмісна сировина змішується з водою при температурі клейстеризації крохмалю сировини –  $65...80^{\circ}\text{C}$  з одночасною її обробкою термостабільною  $\alpha$ -амілазою, яка задається в кількості 70...80 % від розрахункового об'єму. Розріджування здійснюється в апараті ферментативної обробки при температурі  $82...95^{\circ}\text{C}$  в залежності від виду сировини та ступеню її подрібнення. До цієї температури заміс нагрівається в гостропаровій голівці.

Для більш ефективного перемішування маси та руйнування клітинної оболонки сировини під час розріджування застосовують ротаційно-пульсаційний апарат.

Остаточне розріджування крохмалю здійснюється в оцукрювачі одночасно з оцукренням розрідженої маси, для чого в оцукрювач разом з розрахунковою кількістю глюкоамілази задається 20...30 % більш дешевої нетермостабільної  $\alpha$ -амілази. Температура в оцукрювачі підтримується в межах  $58...60^{\circ}\text{C}$ .

У таблиці 15.1 наведений термодинамічний аналіз різних схем водно-теплової обробки сировини, проведений з застосуванням ексергетичного методу (див. стор. 448).

Ексергетичний коефіцієнт  $\eta_e$  характеризує внутрішні витрати ексергії в системі. Корисний ексергетичний коефіцієнт  $\eta^*_e$  характеризує ступінь використання вторинної енергії, або зовнішні витрати енергії.  $\Sigma D$  – сумарні витрати ексергії.

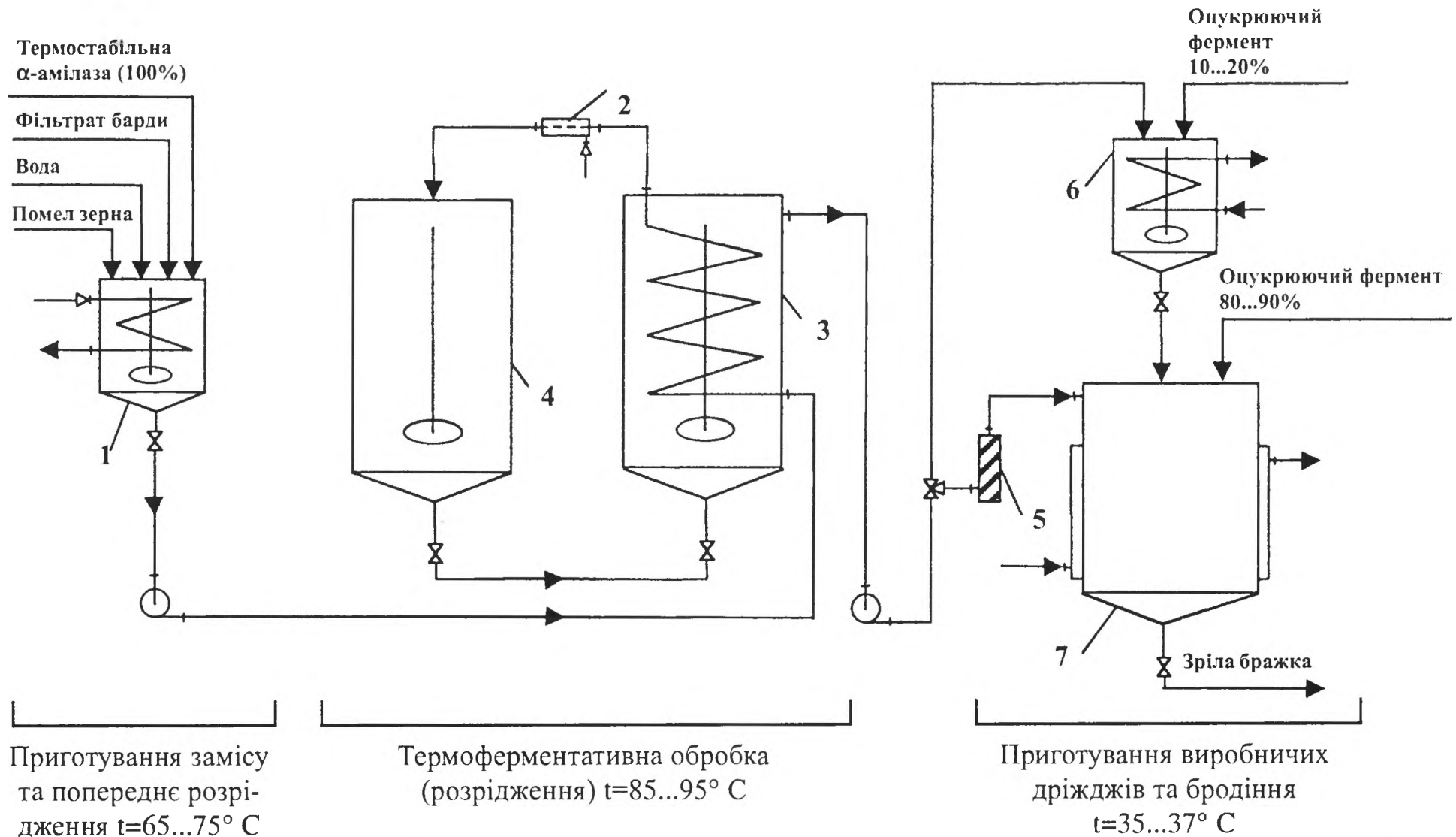


Рис. 15.5 Апаратурно-технологічна схема виробництва спиртової бражки з використанням КФП селективної дії та оцукренням суслу в бродильному апараті (захищена патентом на винахід):

1 – змішувач; 2 – гостропарова головка; 3 – апарат термоферментативної обробки першого ступеня; 4 – апарат термоферментативної обробки другого ступеня; 5 – холодильник суслу; 6 – дріжджанка

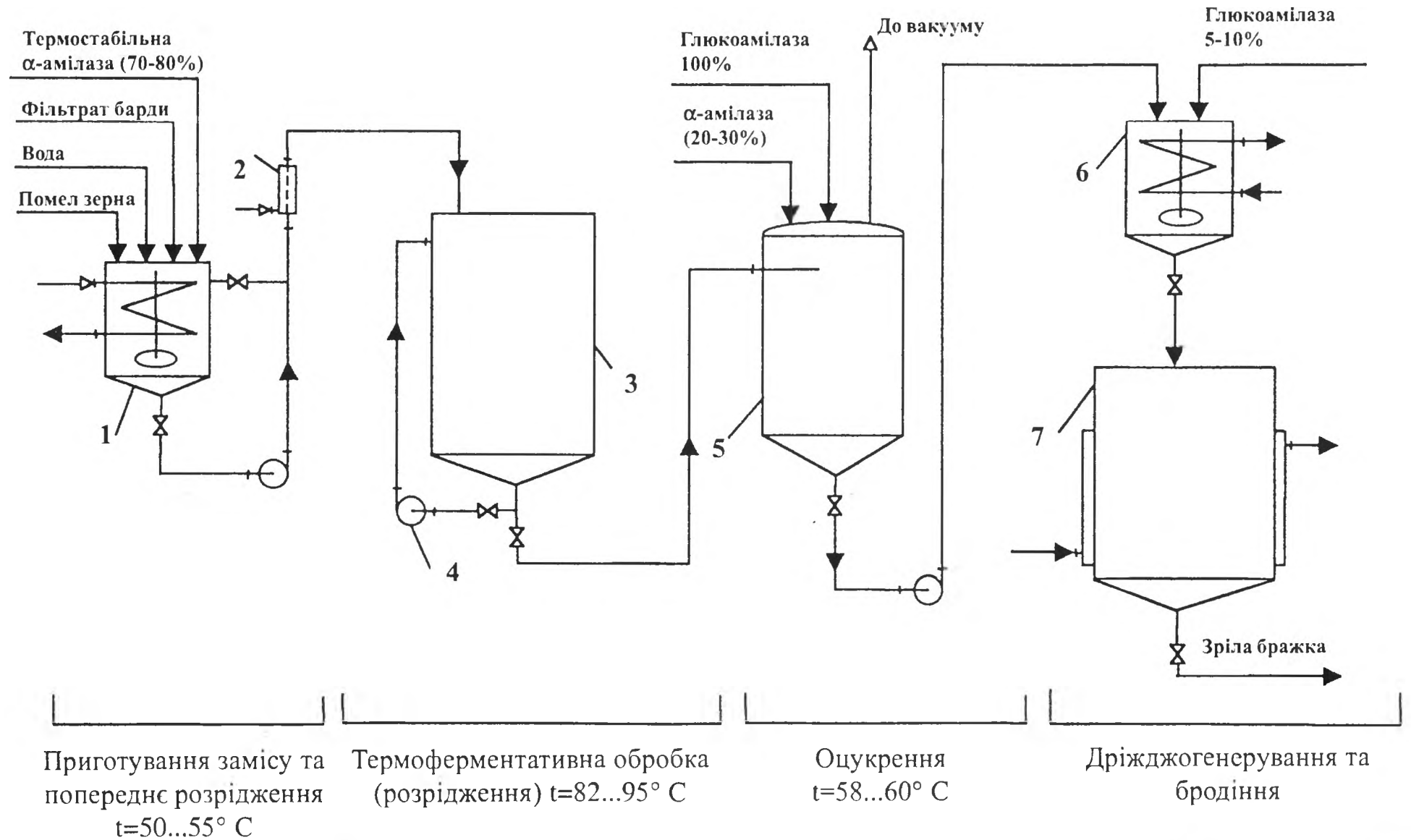


Рис. 15.6 Апаратурно-технологічна схема приготування спиртової бражки з заданням КФП в зоні їх найбільш ефективної дії:

1 – змішувач; 2 – гостропарова головка; 3 – апарат термоферментативної обробки; 4 – ротаційно-пульсаційний апарат;  
5 – вакуум-оцукрювач; 6 – дріжджанка; 7 – бродильний апарат



Таблиця 15.1 Термодинамічний аналіз різних схем водно-теплової обробки сировини

Схема водно-теплової обробки сировини	Показники			Витрата на 1 дал а. а.							
	$\eta_e$ , %	$\eta_e^*$ , %	$\Sigma D$ , %	Первинної ексергії,		Вторинної ексергії,		Пари,		Роботи на перемішування	
				кДж	%	кДж	%	кДж	%	кДж	%
Класична з використанням солоду	71,8	18,6	70,0	9912	100	4923	100	10,0	100	17	0,17
Середньотемпературне розварювання	70,0	14,4	84,1	7456	75,2	2926	59,4	8,0	75,1	17	0,23
Низькотемпературне розварювання	41,3	32,6	93,5	5311	53,6	1450	29,5	5,6	51,7	188	3,5

У таблиці 15.2 наведено аналіз енергетичних витрат при класичному та низькотемпературному розварюванні для заводу потужністю 2000 дал спирту на добу

Таблиця 15.2 Порівняльний аналіз енергетичних витрат на водно-теплову обробку сировини для заводу потужністю 2000 дал спирту на добу

Показник	Високотемпературне розварювання	Низькотемпературне розварювання
Кількість маси на варку (кг/г)	10000	10000
Температура варки (°C)	150	85
Витрати тепла на варку (кДж/г)	4180000	1710000
Витрати пари на варку (кг/г)	1849,6	756,6
Добова витрата пари на варку (кг/добу)	44390,4	18158,4
Добова економія пари на варку (кг/добу)	—	26232
Добова витрата газу на варку (м <sup>3</sup> /добу) при використанні газу	4185,6	1711,2
Добова економія газу на варку (м <sup>3</sup> /добу)	—	2474,4
Добова витрата мазуту на варку при використанні мазуту (кг/добу)	3552	1452
Добова економія мазуту при використанні мазуту на варку (кг/добу)	—	2100

Ресурсо- й енергозберігаюча технологія водно-теплової обробки сировини і приготування сусла з використанням КФП потребує корегування подальшого технологічного процесу приготування спиртової бражки.

## 15.7 ОСОБЛИВОСТІ ПРИГОТУВАННЯ ВИРОБНИЧИХ ДРІЖДЖІВ ТА СПИРТОВОЇ БРАЖКИ

Гідроліз крохмалю до зброджуваних цукрів при оптимальних умовах дії КФП залежить від тривалості технологічних стадій розрідження та оцукрення. Причому, для оцукрення розрідженого крохмалю необхідний більш тривалий час, ніж для його розрідження.

Тому при приготуванні виробничих дріжджів у дріжджанки задається додаткова кількість глюкоамілази в кількості 5...10 % від її кількості в оцукрювачі.

Дослідженнями Олійнічука С.Т. та Сосницького В.В. встановлено, що вміст амінокислот у суслі, оцукреному КФП у 2,24 рази менший у порівнянні з суслим, яке оцукрено ферментами солоду. Недостатня кількість амінокислот зменшує швидкість накопичення дріжджів, їх фізіологічну активність і подовжує термін зброджування.

За даними Олійнічука і Сосницького, оптимальна кількість азотного та фосфорного живлення складає: сечовина 3 кг/т і ортофосфорна кислота 1,5 кг/т крохмалю.

Для збільшення ефективності використання поживного середовища, прискорення накопичення дріжджової біомаси на стадії дріжджогенерування в дріжджанку як азотне живлення може задаватися пастеризований кукурудзяний екстракт – 4 кг на м<sup>3</sup>. Для скорочення терміну бродіння кількість виробничих дріжджів збільшується до 20 %. Для тієї ж цілі в бродильні апарати може бути внесений комплексний КФП з глюкоамілазною і протеазною активністю.

Для створення сприятливих умов дооцукрення декстринів у бродильному апараті температура бродіння в ньому підтримується на рівні 35... 37° С, для чого використовують термофільні раси дріжджів.

Усе це дозволяє підвищити на 0,8...3,2 % вихід спирту з одиниці первинної сировини, зменшує витрати незброджуваних цукрів на 20... 22 %, скорочує термін бродіння до 56...48 год, а також зменшує кількість летких домішок спирту в бражному дистиляті.

З метою забезпечення асептичних умов під час бродіння доцільно використовувати новий біоцид “Каморан”, який ефективно інгібує за даними Олійнічука С.Т. змішані бактеріальні контамінанти без зниження біологічної активності дріжджів і ферментів і дає змогу збільшити вихід спирту за рахунок зменшення витрат вуглеводів на кислотоутворення при зброджуванні сусла.

## 15.8 ЗАКОРДОННИЙ ДОСВІД КОМПЛЕКСНОЇ ПЕРЕРОБКИ ЗЕРНОВОЇ СИРОВИНИ В ЕТИЛОВИЙ СПИРТ

Заслужують на увагу роботи, які проводяться в останні роки в Російській федерації під загальною назвою “Екоспирт” зі створення технології комплексної переробки зернової сировини в спирт і концентровані кормопродукти.

Комплексна переробка зерна передбачає виробництво крохмалю, клейковини, спирту і кормопродуктів.

Перший етап цієї програми передбачає створення комплексної технології переробки зернової сировини в спирт і кормопродукти.

Підготовка сировини передбачає отримання тонкого однорідного помелу при “сухому” або “вологодому” способі подрібнення.

При “сухому” подрібненні передбачено розподіл помелу на тонку і грубу фракції, з подальшим подрібненням грубої фракції – рис 15.7.

Ступінь помелу зерна після дробарки зерна не перевищує 70... 80 % проходу через сито з діаметром 1 мм. Частки з більшим діаметром повертаються в дробарку для грубої фракції, після якої ступінь дроблення – 90...100%.

Фракції зерна з розміром часток менше 1 мм відводяться в змішувач. При цьому не виключена можливість проникнення грубої фракції у помел.

Цей недолік відсутній при мокрому порібненні, близьким до якого є поєднання “сухого” подрібнення на першій стадії з подальшим “вологим” подрібненням і гомогенізацією замісу другої стадії.

При такому способі значно знижуються вимоги до ступеня подрібнення на першій стадії, оскільки на другій одночасно здійснюється подрібнення, гомогенізація і розчинення естрактивної частини зерна.

Існує декілька типів машин мокрої подрібнення, використання яких є актуальним для технології переробки зерна в умовах підвищеної концентрації замісу і знижених температур водно-теплової його обробки.

Ці машини поєднують у своїй конструкції диспергатор механо-кавітаційної дії та насос і мають потужність 22...25 кВт при продуктивності 25...30 м<sup>3</sup>/год.

Використання дисмембратора після дробарки є різновидом “вологодому” подрібнення.

“Вологе” подрібнення дозволяє переробляти зерно з гідромодулем 1,8... 2,0 і отримувати оцукрене сушло концентрацією 26... 30 % СР з невисокою в’язкістю.

У технології “Екоспирт” передбачено використання фільтрату барди при приготуванні замісу і на стадії бродіння для зменшення концентрації сухих речовин сушла та покращення умов бродіння. Це дозволяє знизити теплоенергозатрати, а також регулювати концентрацію спирту в зрілій бражці на рівні 12,0... 12,5 % об. Для досягнення такої концентрації спирту необхідно використовувати осмофільні раси спиртових дріжджів. Завдяки додаванню фільтрату барди до сушла покращується його буферність, що гальмує зниження рН під час бродіння, покращуються умови для ферментативного дооцукрення декстринів та збільшення виходу спирту з одиниці сировини.

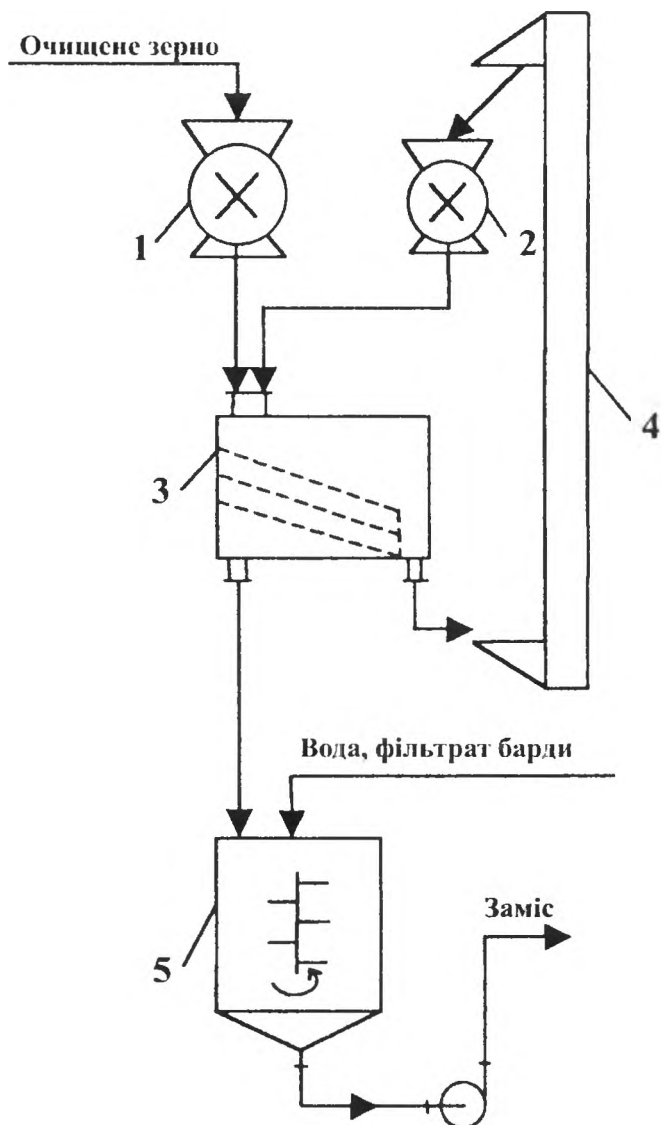


Рис. 15.7 Схема “сухого” способу подрібнення зерна:

- 1 – дробарка для подрібнення зерна;
- 2 – додаткова дробарка для грубої фракції;
- 3 – повітряно-ситовий сепаратор;
- 4 – норія;
- 5 – змішувач.

Отримання фільтрату барди передбачено в одну або в дві стадії.

За одностадійною схемою барда розділяється на тверду і рідку фази на дугових, барабанних або віброситах. Двостадійна схема передбачає додаткову обробку фільтрату барди за допомогою гідроциклонів, шнекових центрифуг або сепараторів.

Двостадійна схема отримання фільтрату барди доцільна при виробництві кормопродукту більш збагаченого протеїном, а також при упарюванні фільтрату барди.

Використання розріджуючих КФП на стадії приготування замісів дозволяє знизити гідромодуль до 2,0-2,5, на 60... 75 % розчинити сухі речовини, зменшити в'язкість замісу за рахунок гідролізу поліцукридів до олігоцукридів.

При переробці концентрованого сусла воно розводиться фільтратом барди до 22... 24 % СР.

Зброджування концентрованого сусла передбачає інтенсифікацію процесу дріжджогенерування. Для культивування засівних та виробничих дріжджів необхідно використовувати сусло з доброякісної сировини з концентрацією не нижче 18 % з високим ступенем гідролізу.

Зброджування концентрованого сусла може здійснюватися як за періодичною, так і за безперервною схемою.

Недоліком періодичної схеми є повільна початкова швидкість бродіння – 12... 14 год під час лаг-фази в кожному бродильному апараті. Це зумовлено низькою початковою концентрацією дріжджової біомаси та обмеженням її розмноження високою концентрацією вуглеводів.

Усунення лаг-фази досягається шляхом послідовного заповнення бродильних апаратів (50/50) оцукреним суслем та суслем, яке активно зброджується.

На рис. 15.8 наведена апаратурно-технологічна схема зброджування концентрованого сусла “Екоспирт”.

Два бродильних апарата 3 і 4 з’єднані послідовно і функціонують в безперервному режимі дріжджогенерування – головного бродіння, а інші – в періодичному режимі.

Головні апарати 3 і 4 з’єднані рециркуляційною комунікацією 7. Зрілі дріжджі з дріжджанок 2 поступають самопливом у промитий та пропарений головний апарат 3 в кількості 50 % його об’єму, куди одночасно задається оцукрене сусло та фільтрат барди. Швидкість подачі суміші сусла та фільтрату барди підтримують на рівні 10... 12 % від об’єму головного бродильного апарата на годину. При цьому забезпечують концентрацію дріжджової біомаси на рівні 100 млн/мл.

Після заповнення першого головного бродильного апарата починають перекачувати його вміст у другий бродильний апарат 4, при цьому сусло і фільтрат барди продовжують поступати в апарат 3, одночасно заповнюється апарат 4 через нижню комунікацію. Із другого головного бродильного апарата 4 по комунікації 7 безперервно відводиться сусло, яке активно зброджується. Воно змішується з оцукреним суслем. Частина змішаного потоку повертається в перший бродильний апарат для підтримки процесу дріжджогенерування, а друга – послідовно заповнює бродильні апарати 5, які працюють у періодичному режимі. По мірі зброджування сусла здійснюється згонка бродильних апаратів.

При переробці зерна за технологією “Екоспирт” зменшується вихід барди, скорочуються затрати на її переробку та утилізацію.

На рис. 15.9 наведена принципова схема переробки барди в концентровані і сухі кормопродукти.

Для інтенсифікації упарювання фільтрату барди до концентрації 40... 45 % СР вміст завислих речовин у вихідному фільтраті не повинен перевищувати 0,6...0,8 %, для чого необхідна центрифуга з високим фактором розділення або додаткове використання сепаратора. Для упарювання фільтрату використовують багатокорпусні вакуум-випарні апарати плівкового типу.

Для ефективного сушіння дисперсної фази барди її вологість не повинна перевищувати 55... 60 %. Це досягається за допомогою шнекових центрифуг типу ОГШ з подальшим зневодненням на шнековому пресі.

Сушіння осаду здійснюють на роторно-дискових сушарках. Слід відзначити, що ці сушарки мають високу металоємність, відносно невелику потужність щодо випарюваної вологи – 220...250 кг/год і відповідно великі капітальні та експлуатаційні витрати. Найбільш перспективними для цієї цілі можуть бути пневматичні сушарки.

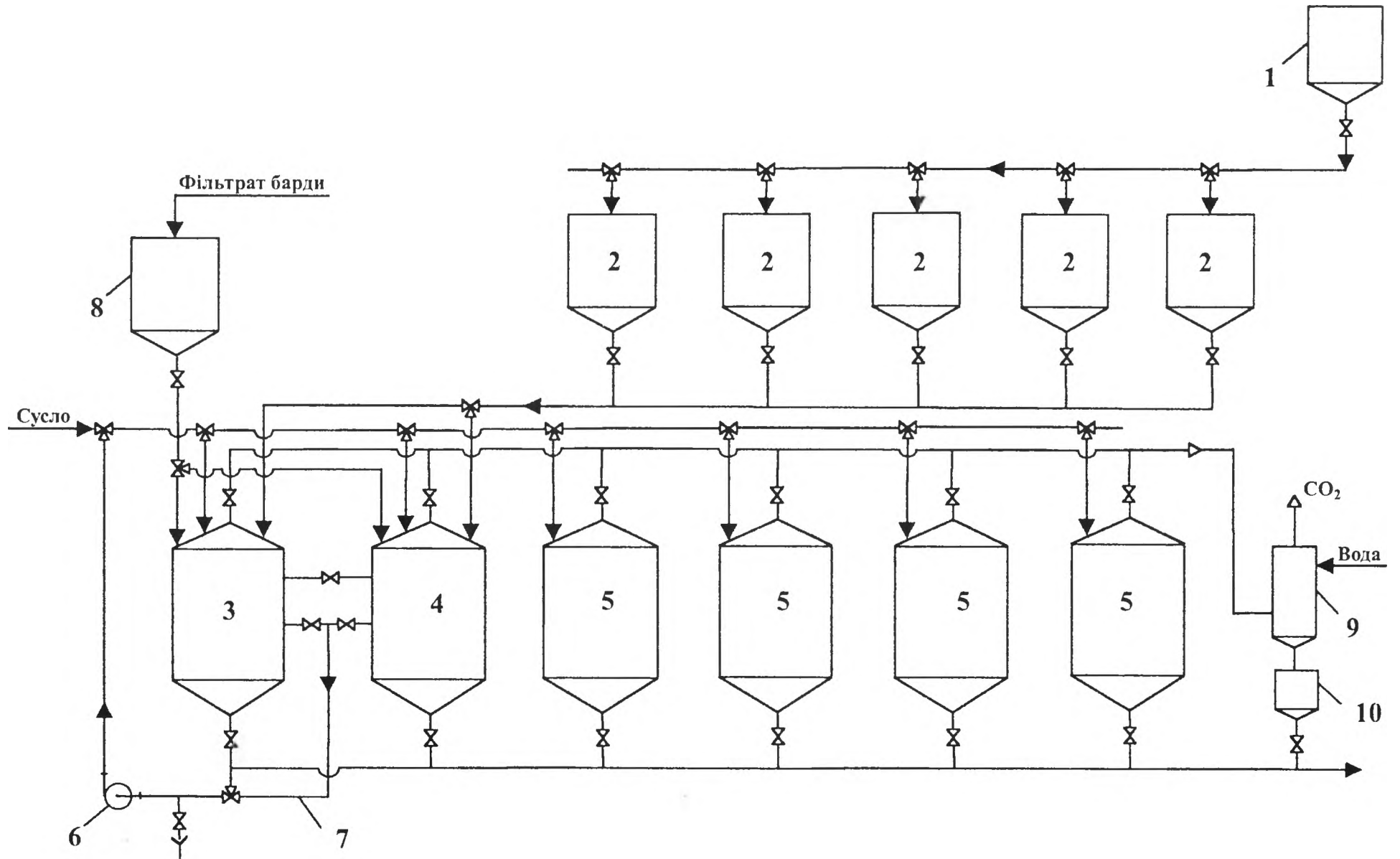


Рис. 15.8 Схема зброджування концентрованого сушла "Екоспірт": 1 – маточник; 2 – дріжджанка; 3,4 – головні бродильні апарати; 5 – бродильні апарати; 6 – циркуляційний насос; 7- рециркуляційна лінія; 8 – збірник фільтрату барди; 9 – спиртовловлювач; 10 – збірник водно-спиртової рідини

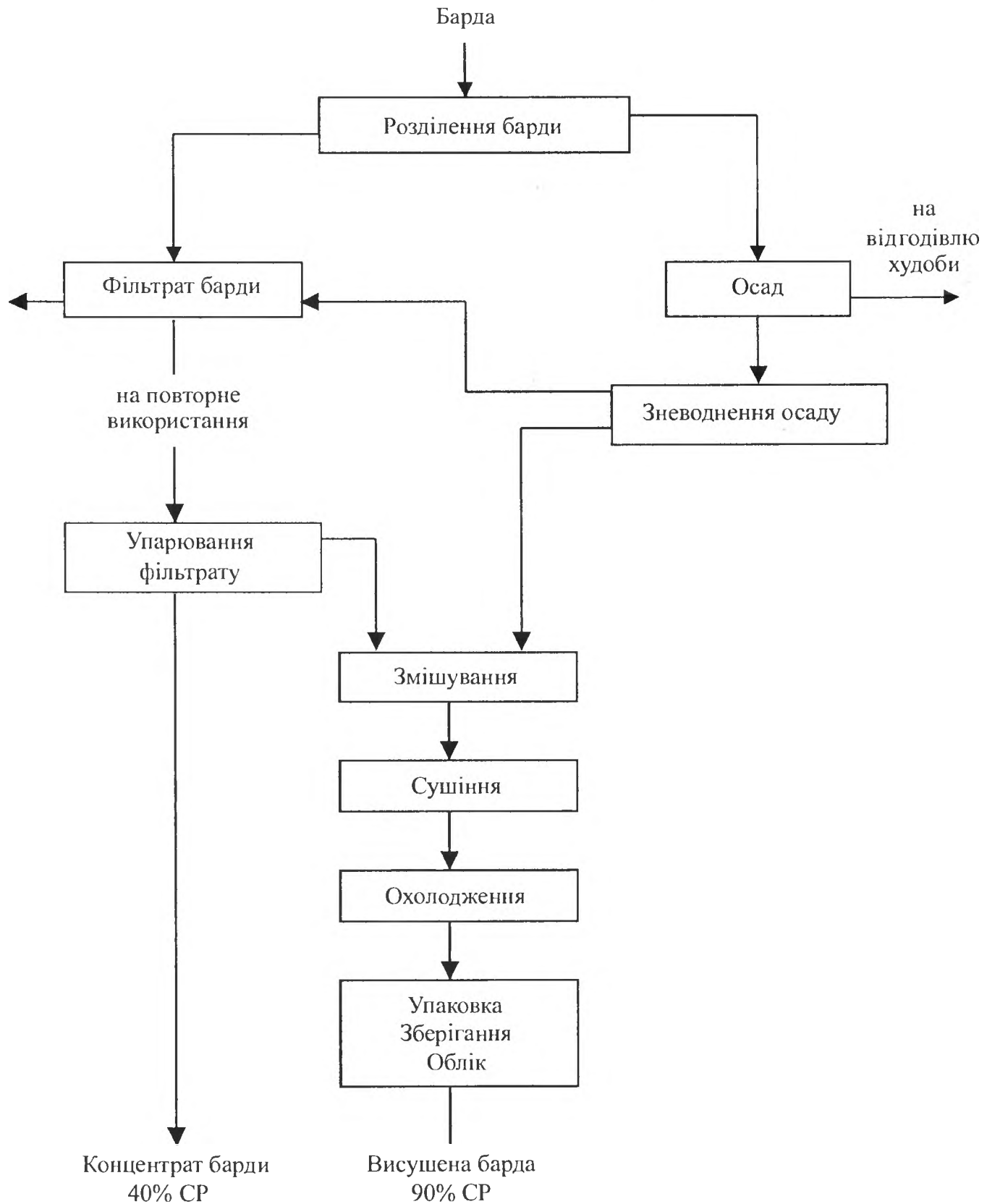


Рис. 15.9 Принципова схема переробки барди “Екоспирт”

Повторне використання фільтрату зернової барди широко використовують у закордонних технологіях. У Франції, Канаді та Німеччині ступінь використання фільтрату барди досягає 40... 50 %. У технології “Біостиль”, яка розроблена Швед-

ською фірмою “Chematur”, повернення фільтрату барди передбачено практично до 100 %. При цьому вихід барди в 5...6 раз нижчий, ніж у традиційних технологіях.

У Сполучених Штатах Америки нові заводи використовують виключно ресурсо- і енергозберігаючу технологію спиртових бражок, а старі підлягають обов’язковій модернізації.

Ресурсо- і енергозберігаюча технологія спирту в США базується на двох основних схемах – “сухого” і “вологого” помелу.

При “сухому” помелу з 1 т кукурудзи отримують 401 л етанолу, 325 кг сухої барди і 303 кг CO<sub>2</sub>. Потужність заводів, які працюють за схемою “сухого” помелу, як правило, не перевищує 30000 дал на добу. У той час, як заводи, які використовують “вологий” помел, досягають потужності 100000 дал на добу.

На рис. 15.10 наведена принципова технологічна схема “сухого” помелу, а на рис. 15.11 технологічна схема водно-теплової обробки сировини та оцукрення при “сухому” помелі.

На рис. 15.12 приведена принципова технологічна схема виробництва спирту при “волоному” помелі.

На заводах, які використовують технологію “вологого” помелу контроль за технологічним процесом, його документування, аналітична підтримка набагато разів складніша, ніж на заводах, які використовують “сухий” помел.

При “волоному” помелі з 1 т кукурудзи отримують: 28 кг масла, 241 кг глютену нового корму, 47 кг глютену муки, 580 кг крохмалю, з якого отримують 386 л етанолу.

Вартість побічних продуктів складає біля 60 % від вартості кукурудзи. Різниця у вартості побічних продуктів при “волоному” і “сухому” помелі забезпечує додатковий прибуток при “волоному” помелі 15 дол. США на 1 т кукурудзи, або 0,38 дол. США на 1 дал спирту.

Заводи з використанням “вологого” помелу більш прибуткові та гнучкі в порівнянні з заводами “сухого” помелу. Це пов’язано з більш глибокою, комплексною переробкою сировини, можливістю виробляти або етанол, або підсолоджувачі, або крохмаль. Однак вони потребують великих капіталовкладень, складного маркетингового забезпечення для підтримки відповідної рентабельності виробництва.

У ряді країн Західної Європи основним продуктом невеликих спиртових заводів вважається зернокартопляна барда, а спирт виробляється лише як побічний продукт.

Традиційним напрямом є використання барди в натуральному вигляді, як корму для сільськогосподарських тварин. У Німеччині, США, Норвегії та інших країнах практикується будівництво невеликих заводів з виробництва спирту, і барда на цих заводах використовується в нативному вигляді, як корм. В останні роки спеціалісти рекомендують застосування барди у поєднанні з її сухим екстрактом, обгрунтовуючи це підвищеною енергетичною цінністю отриманого корму.

Одним з напрямів досліджень у цій галузі є використання барди як добавки для заміни зерна в концентрованих кормах. Подібні роботи вже ведуться в США, Великій Британії, Австрії й Італії, де барду успішно застосовують замість частини пшениці, ячменю або як добавку до бурякового жому.



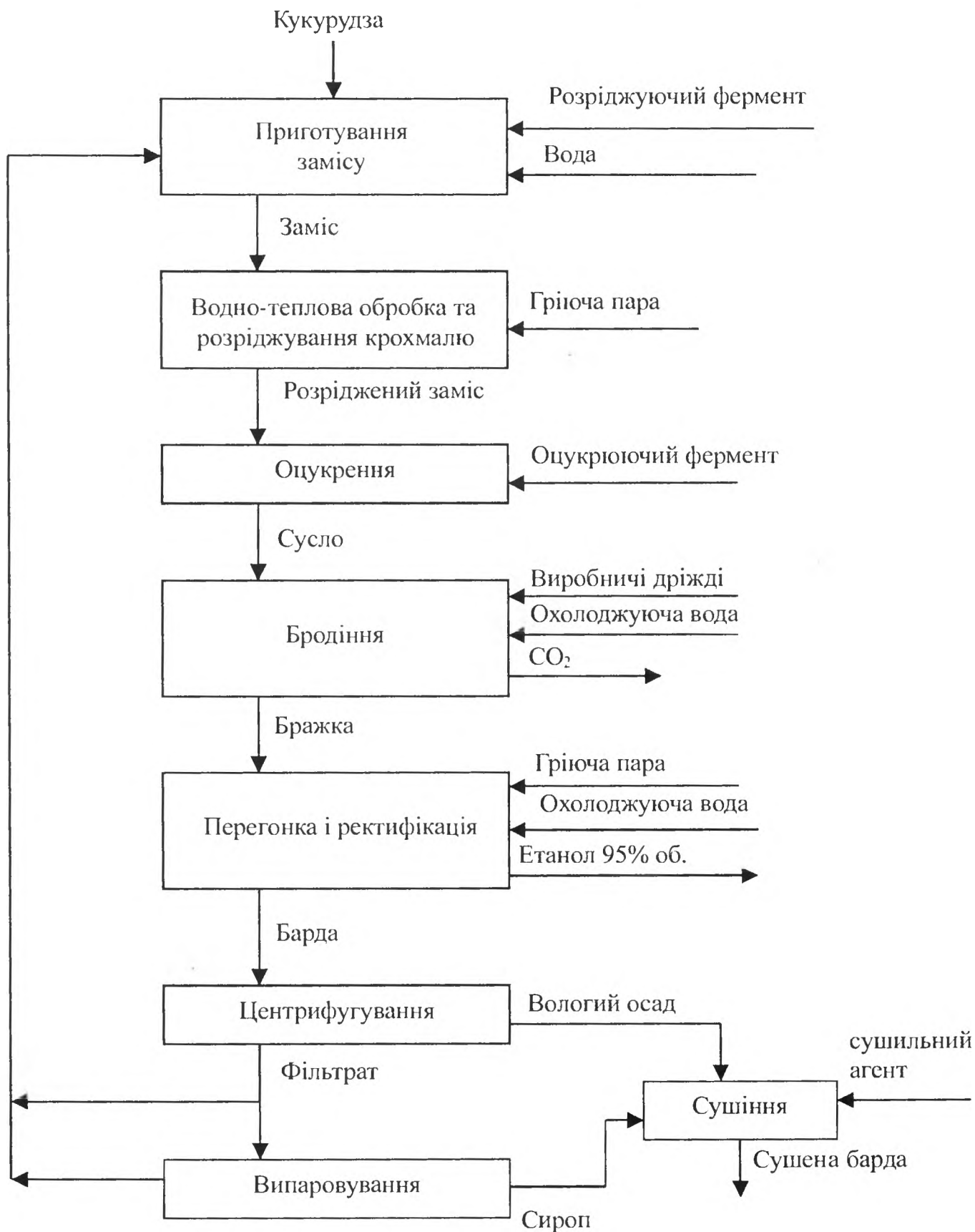


Рис. 15.10 Принципова технологічна схема “сухого” помелу

Висушування зернокартопляної барди в ряді країн, наприклад, США викликає не складнощами реалізації великої кількості натуральної барди при широкомасштабному промисловому виробництві спирту, а також можливістю відгодівлі худоби

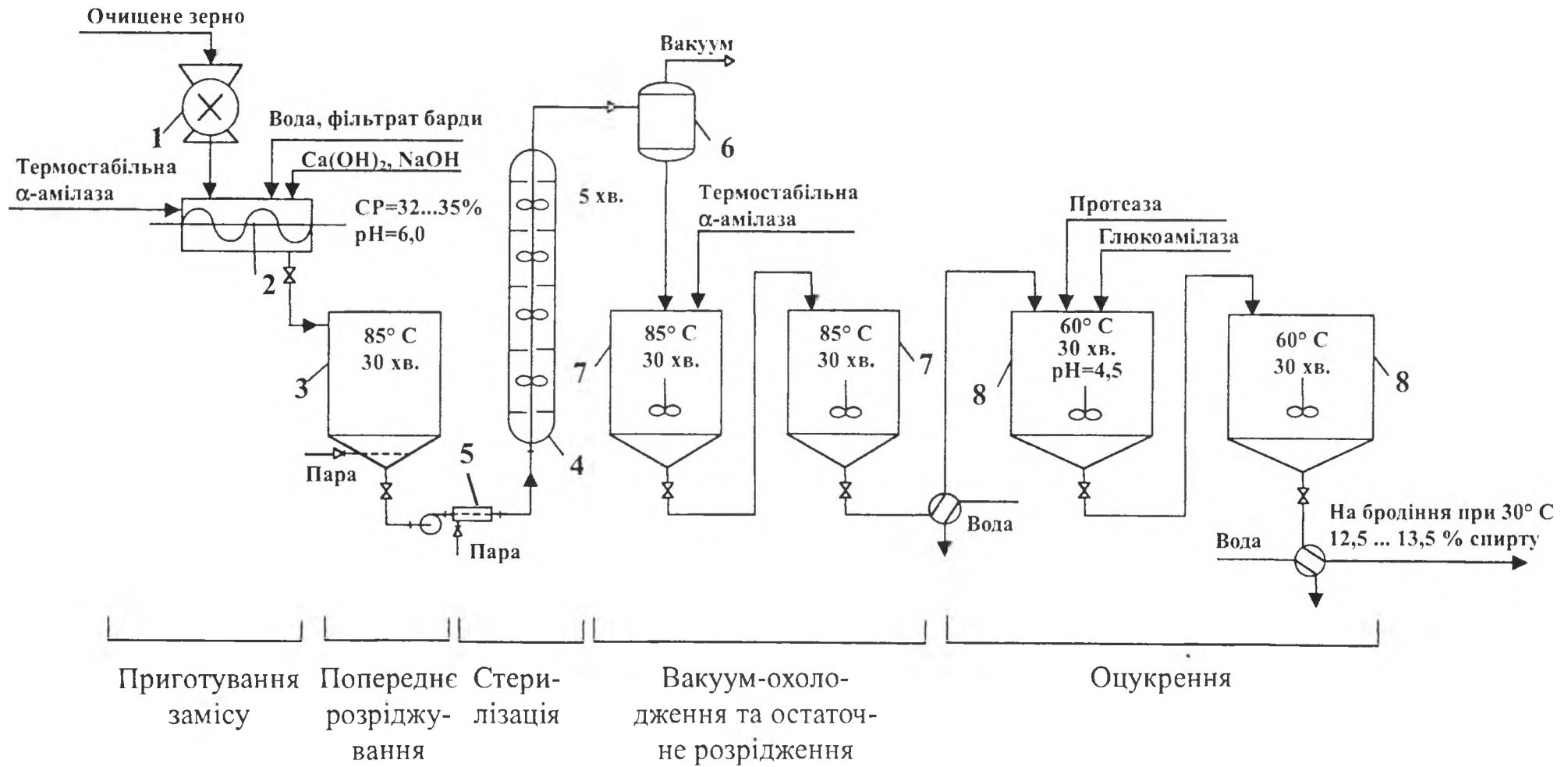


Рис. 15.11 Технологічна схема водно-теплової обробки сировини та оцукрення при "сухому" помелі:  
 1 – дробарка; 2 – змішувач; 3 – апарат попереднього розріджування; 4 – стерилізатор; 5 – гостропарова головка;  
 6 – паросепаратор; 7 – апарати остаточного розріджування; 8 – оцукрювачі

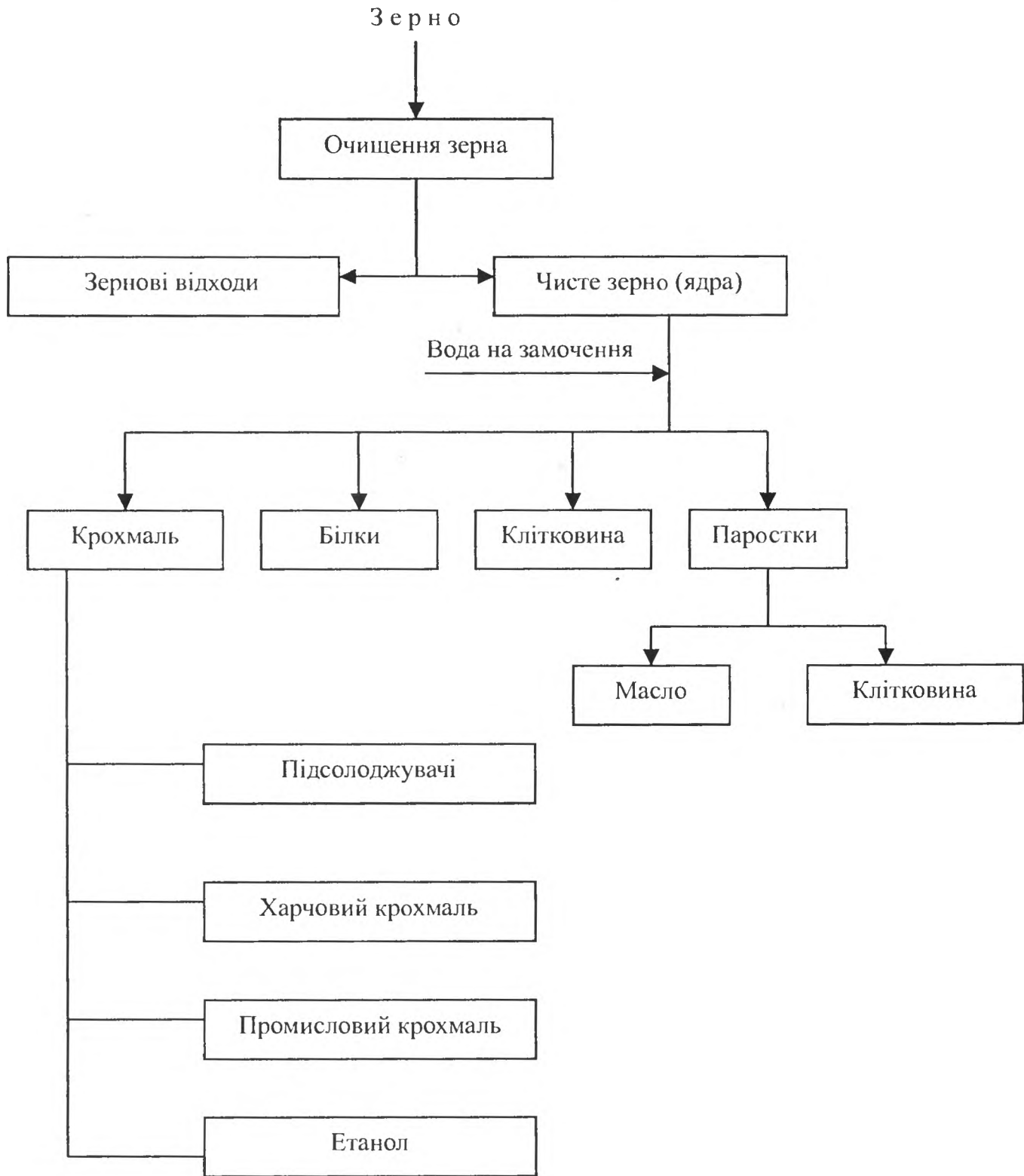


Рис. 15.12 Принципова технологічна схема виробництва спирту при “волоному” помелі

сухою бардою в період зупинки спиртового виробництва. Суху барду виробляють і використовують у складі комбікормів у США, Канаді, Німеччині, Фінляндії.

На спиртзаводах Фінляндії “ALKO” концентрування барди здійснюють на контактних сушарках прямого і непрямого нагріву з попереднім відокремленням розчинної фракції та її освітленням. Розчинну фракцію концентрують у випарному апараті або ж реалізують у вигляді сиропу. При цьому однією із рекомендацій є

додаткове концентрування сиропу після виходу з апарата. Рекомендується також попереднє випарювання в триступневих випарних апаратах з метою підвищення цінності корму.

У цьому ж напрямку працює шведська фірма “Alfa-Laval”, що запропонувала спосіб виробництва спирту “Біостіл”, запатентований у провідних країнах світу. При реалізації цього способу проблема утилізації барди стоїть не так гостро, як при інших способах. Традиційно дистиляційні установки дають від 10 до 15 л барди на 1 л етанолу. При здійсненні способу “Біостіл” алкоголь безперервно відводиться до моменту одержання концентрації спирту 7 % об., і розведення вихідного матеріалу не потрібне. При концентрації 35-55 % загальної сухої маси виходить 2-5 л барди на 1 л етанолу з вмістом сухих речовин 24-40 %. Фірма ж пропонує концентрацію 60 % сухої маси, що призводить до отримання лише 0,8 л барди на 1 л етанолу при вмісті сухої маси барди 55 %. При цьому отримана барда може висувуватися повітрям при температурі, меншій 80° С, причому для цього потрібна мінімальна кількість енергії.

Запропонований спосіб використовує спиртзавод у м. Нордчепінге (Швеція). Завод переробляє до 65 т зерна на добу, виробляючи 20 м<sup>3</sup> етанолу і 15-20 т кормопродуктів.

Норвезька фірма “Ytord” пропонує спосіб і апаратуру для одержання сухого гранульованого кормопродукту на базі зернокартопляної барди, яку подають у збірник із змішувача, потім насосом перекачують у декантатор для розділення на фракції: тверду і рідку. Тверда фракція надходить потім у невеликий збірник-витримувач і з нього – на сушарку і дільницю гранулювання. Рідка фракція попередньо збирається у великий збірник під декантатором і насосом подається в живильний бункер випарного апарата, а потім і в сам випарний апарат. Кінцевий продукт у вигляді концентрату (сиропу) надходить у збірник, звідти 2/3 продукту насосом спрямовується на шнековий конвейер і змішується з твердою фракцією із декантатора, а 1/3 продукту подається безпосередньо на сушильні установки. Подібний спосіб з урахуванням виробництва спирту в 5000 т/добу забезпечує на 30 % рециркуляцію фільтрованої барди на дільницю приготування затору і подачу 10 т барди/год на декантатор.

Необхідно відзначити, що літературні дані про високу економічну ефективність застосування сушеної барди за кордоном стосуються в основному сухої кукурудзяної барди і в окремих випадках – барди з інших видів зерна (ячменю, пшениці).

Ефективність реалізації ресурсо- та енергозберігаючої технології спиртових бражок визначається на кожному заводі з урахуванням особливостей його апаратурної схеми та структури виробництва, при цьому можуть бути досягнені наступні техніко-економічні показники:

- скорочення теплоенерговитрат на нагрів та перекачку – 25...30 %;
- скорочення водоспоживання на стадії приготування замісу – 20...25 %;
- збільшення виходу спирту з одиниці сировини на 0,8...3,2 %;
- зниження витрат на утилізацію барди – 30...40 %;
- зменшення капітальних витрат при переробці барди у зв'язку зі скороченням її кількості – 25 %;

- скорочення капітальних витрат при будівництві та модернізації спиртзаводів – 20... 25 %;
- підвищення продуктивності на базі обладнання, яке діє за традиційною технологією – 25... 30 %;
- скорочення екологічних витрат на 70... 75 %;
- стабільність виробництва у зв'язку з відсутністю проблеми реалізації після-спиртової барди;
- швидкий пуск виробництва, який не пов'язаний з тривалим періодом приготування солоду.

## 15.9 РЕСУРСО- ТА ЕНЕРГОЗБЕРІГАЮЧА ТЕХНОЛОГІЯ ПЕРЕГОНКИ ТА РЕКТИФІКАЦІЇ СПИРТУ

Для здійснення корінного перелому на шляху зниження матеріальних та енергетичних ресурсів головним завданням є розробка та широке впровадження технологій нового покоління, які передбачають глибоку комплексну переробку сировини, скорочення за рахунок цього її втрат з відходами виробництва.

Впровадження нових ресурсозберігаючих технологій дозволяє зменшити не тільки матеріалоемність суспільного виробництва, а й скоротити витрати енергії на одиницю товарної продукції.

Впровадження ресурсо- та енергозберігаючих технологій у значній мірі вирішує екологічну проблему, яка тісно пов'язана з викидами шкідливих відходів виробництва та продуктів згоряння в навколишнє середовище, тому енерго- і ресурсозбереження є екологічною проблемою суспільного виробництва.

Резервом збільшення виходу товарної продукції з одиниці сировини при виробництві спирту є зменшення спиртовмісних побічних продуктів ректифікації за рахунок більш повного концентрування.

Основними побічними продуктами брагоректифікації є головна фракція етилового спирту та фракції, збагачені верхніми та нижніми проміжними домішками – сивушний спирт та сивушне масло.

У схемах брагоректифікаційних установок, які наведені в цьому розділі прийняті наступні скорочення: Б – бражка; М – живлення колони; Б<sub>р</sub> – барда; ЛВ – лютерна вода; В – вода; БД – бражний дистилят; ЕП – епюрат; ВСР – водно-спиртовий розчин; ГФ – головна фракція; СМ – сивушне масло; СС – сивушний спирт; МК – метанольний концентрат; КГФ – концентрат головної фракції; ЕК – ефірний концентрат; СЕФК – сивухо-ефіроальдегідний концентрат; МАК – метанольно-альдегідний концентрат; НС – непастеризований спирт; РС – ректифікований спирт; П – гріюча пара; К – конденсат гріючої пари; С – концентрація спирту в розчині; n – кількість теоретичних тарілок у колоні; а.а – абсолютний алкоголь.

Головна фракція – це суміш етилового спирту (85... 90%) з головними домішками та водою. Вона відбирається з конденсатора епюраційної колони та, крім етанолу, містить складні ефіри, насичені та ненасичені альдегіди, діацетил, метанол, азотисті та сірковмісні сполуки.

У ГФ мелясних спиртових заводів міститься до 500 мг/л сірковмісних сполук у перерахунку на сірку. До складу сірковмісних сполук входять альдегідосірчиста кислота, сірководень, меркаптани та сульфокислоти.

Азотисті сполуки присутні в ГФ, одержаній при переробці меляси та гостродефектної зерно-картопляної сировини. Основні їх складові: триметиламін, триетиламін та етиламін.

Діацетил є домішкою, характерною для ГФ, що отримана при переробці мелясної бражки.

Метанол та фурфурол практично відсутні в мелясній ГФ, але у значній кількості містяться в зерновій та особливо у картопляній ГФ (до 6% об.).

Склад ГФ коливається у широких межах та залежить від виду та якості сировини, а також від кількісного її відбору. Крім того, концентрація побічних та вторинних продуктів спиртового бродіння – альдегідів, органічних кислот, вищих спиртів та складних ефірів у ГФ знаходиться у прямій залежності від інтенсивності аерування сусла, що бродить. Зі збільшенням аерування середовища з 1 м<sup>3</sup> до 10 м<sup>3</sup> повітря на 1 м<sup>3</sup> сусла за годину вміст альдегідів збільшується у 3, складних ефірів – у 2,4, кислот – у 6,2 рази.

Відбір ГФ залежить від виду та якості перероблюваної сировини та складає 1,5... 5,0% від а.а., що вводиться до установки.

Сивушний спирт – це суміш верхніх проміжних домішок, основними представниками яких, за даними ВНДІ харчової біотехнології є ізомасляний та ізовалеріановий ефіри оцтової кислоти, крім того, в сивушному спирті в значній кількості міститься нормальний пропіловий спирт.

Сивушний спирт відбирається з 17...23 тарілок спиртової колони, рахуючи знизу, у кількості 0,5...2,0% від а.а. бражки.

Сивушне масло отримують при промиванні водою сивушної фракції, яка відбирається з нижніх (5...11) тарілок спиртової колони у кількості 3...5% від а.а. бражки. Кількість сивушного масла складає 0,30...0,40%. Основні компоненти сивушного масла: етанол – 1...12 об.%, н-пропанол – 7...15 об.%, ізобутанол – 10...20 об.%, ізоамілол – 50...60 об.% та вода – 5... 10 об.%.

## 15.10 ПЕРЕРОБКА СПИРТОВМІСНИХ ВТОРИННИХ ПРОДУКТІВ РЕКТИФІКАЦІЇ В СИСТЕМІ БРУ МЕЛЯСНИХ ЗАВОДІВ

У НУХТ під керівництвом проф. Циганкова П.С. за участю проф. Шияна П.Л. розроблена та знайшла широке впровадження технологія ректифікації спирту, яка дозволяє практично повністю вилучати його з побічних продуктів ректифікації.

Суть технології розгонки ГФ полягає в тому, що типова БРУ оснащується додатковою розгінною колоною, де відбувається розподілення головної фракції на концентрат головної фракції (КГФ) та водно-спиртову рідину, звільнену від ключових домішок.

Вилучення та концентрування домішок з ГФ, одержаної при переробці меляси, відбувається за рахунок глибокої гідроселекції етанолу, для чого на верхню та-

рілку розгінної колони подається пом'якшена або лютерна вода з температурою 92...94° С, у кількості 1000...1300% по відношенню до ГФ. У результаті на тарілках розгінної колони створюється зона низької концентрації етанолу, при якій коефіцієнт ректифікації домішок ( $K^1$ ), що визначає якість спирту, вищий 1. Витрата гріючої пари складає 18... 20 кг на дал ГФ.

Для вибору схеми підключення розгінної колони в систему БРУ необхідно враховувати специфіку роботи заводу – сировину, яка переробляється, якісний склад побічних продуктів ректифікації, шляхи утилізації КГФ.

Особливого підходу вимагає вирішення питання розгонки ГФ на великих мелясних заводах, які проводять комплексну переробку сировини та, окрім ректифікованого спирту, виробляють хлібопекарські дріжджі. При цьому підвищена аерація суслу на стадії дріжджогенерування призводить до значного підвищення вмісту летких домішок у бражі. Відомі випадки, коли вміст альдегідів у ГФ цих заводів перевищував допустиму за технічними умовами концентрацію.

Для зниження концентрації альдегідів до нормативного значення необхідно збільшувати відбір головної фракції, що призводить до зменшення виходу ректифікованого спирту з одиниці сировини.

Включення розгінної колони до системи БРУ заводів, які виробляють хлібопекарські дріжджі дає можливість здійснювати додаткову гідроселекцію домішок в еспураційній колоні, незважаючи на зниження концентрації спирту в ГФ нижче нормативного значення. Це дозволяє більш ефективно концентрувати домішки спирту в процесі еспурації та підвищити якість готової продукції.

Багаторічна практика експлуатації розгінних колон дозволила узагальнити досвід роботи та ґрунтовно підійти до створення раціональних схем їх включення до системи БРУ.

Проведені в НУХТ Шияном П.Л. дослідження показали, що ефективність роботи розгінної колони з виділення та концентрування домішок у вирішальній мірі залежить не тільки від величини флегмового потоку, але й від його температури, яка повинна бути у межах температури кипіння рідини на верхній тарілці колони. Наявність у паровому потоці, що виходить з розгінної колони значної кількості летких домішок з високою пружністю парів, вимагає деякого переохолодження конденсату в дефлегматорі, конденсаторі та спиртовловлювачі для зниження загальних втрат спиртопродуктів за рахунок їх випаровування. У результаті температура флегми, яка поступає до розгінної колони, на 15...20° С нижча температури кипіння на її верхній тарілці. Це створює умови, при яких флегма поступає до розгінної колони нерівномірно. Це викликано нерівномірним виходом парового потоку з колони за рахунок витрачання частини гріючої пари на догрівання та випаровування флегми. При цьому, при постійній витраті гріючої пари відношення рідинного та парового потоків  $L/G$  – у верхній частині колони періодично відхиляється у бік збільшення, що негативно впливає на ефективність її верхніх тарілок по концентруванню домішок. У результаті для отримання якісного спирту потрібний збільшений відбір КГФ, з яким втрачається значна кількість етанолу, і, як наслідок, зменшується його вихід з одиниці сировини.

Для компенсації недогріву флегми до температури кипіння в розгінній колоні доцільно використовувати вторинну теплоту лютерної води. Такий прийом дозволяє стабілізувати роботу розгінної колоні, створює умови для більш ефективного виділення та концентрування домішок.

Характеристикою роботи розгінної колоні є кратність вилучення та концентрування домішок, а також якість отриманого спирту.

Кратність вилучення домішок  $\alpha_m/\alpha_o$  ( $\alpha_m$  та  $\alpha_o$  – концентрація домішок у живленні та кубовому залишку) при постійному числі тарілок залежить від співвідношення рідинного та парового потоків –  $L/G$ , а також від концентрації етилового спирту по тарілках колоні. Витрата гріючої пари на процес розгонки мелясної ГФ складає 20-28 кг на дал абсолютного алкоголю. При постійній витраті ГФ та гріючої пари величина  $L/G$  та концентрація спирту по висоті розгінної колоні залежать від кількості води, що подається на гідроселекцію.

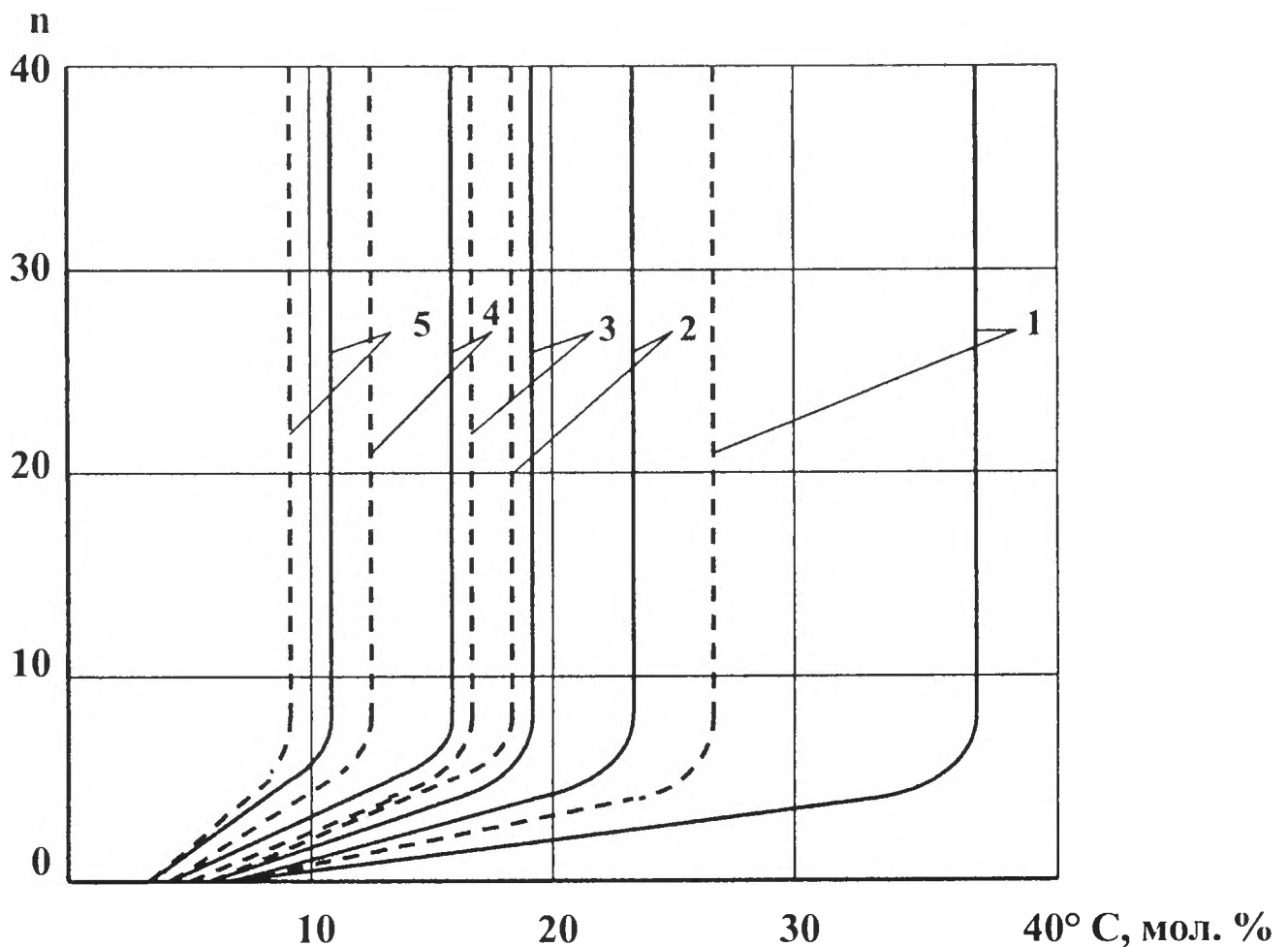


Рис. 15.13 Розподілення концентрації етилового спирту по висоті розгінної колоні при витраті гріючої пари: — 20 кг/дал а.а. і --- 28 кг/дал а.а.

Витрата води на гідроселекцію (кг/кг а.а.):

1 – 5,7; 2 – 11; 3 – 13,4; 4 – 20,5; 5 – 26,0.

На рис. 15.13 показано розподілення концентрації етилового спирту по висоті розгінної колоні в залежності від подачі води на гідроселекцію при відкритому обігріві та витраті гріючої пари 20 та 28 кг/дал.



За даними графіка, наведеного на рис. 15.13 визначають коефіцієнти випаровування ключових домішок спирту та розраховують кратність їх вилучення.

Для стабільного отримання спирту високої якості з мелясної бражки може бути рекомендована двостадійна гідроселекція домішок. Для цього вода подається не тільки до розгінної колони, але й до епюраційної, що дозволяє більш повно звільнити еспурат від домішок та сприяє підвищенню якості ректифікованого спирту.

Необхідною умовою використання двостадійної епюрації є визначення оптимальної кількості води на гідроселекцію в епюраційну колону.

Кратність вилучення домішок в епюраційній колоні залежить від їх коефіцієнтів випаровування –  $K$ ; вмісту спирту у живленні, що визначає його концентрацію по висоті колони; кількості тарілок у відгонній частині колони та питомої витрати гріючої пари. Для ефективного ведення процесу епюрації витрата пари повинна забезпечувати відношення  $L/G < K$ . Для головних домішок спирту це досягається при питомій витраті гріючої пари не менше 0,75...0,8 кг/кг а.а.

За інших рівних умов вирішальним фактором є коефіцієнт випаровування –  $K$ , який для більшості ключових домішок спирту зростає зі зменшенням концентрації спирту по тарілках колони. Використання гідроселекції дозволяє знизити концентрацію спирту по висоті епюраційної колони та створює умови більш повного виділення в ній домішок.

Дослідження двостадійної гідроселекції в системі БРУ, оснащеної розгінною колоною, були проведені на Андрушівському спиртокомбінаті.

Досліди відрізнялися кількістю води, яку вводили на верхню тарілку епюраційної колони. Інші технологічні параметри роботи БРУ залишались без змін і не відрізнялись від роботи при одинарній гідроселекції.

При подачі води на гідроселекцію до епюраційної колони у кількості 0,55 кг/кг а.а. у ГФ більш, ніж у три рази збільшується вміст складних ефірів; концентрація кислот залишається практично без змін; вміст альдегідів також не змінюється.

Найменший вміст ефірів у ректифікованому спирті у процесі двостадійної гідроселекції досягається при витраті води на епюраційну колону у кількості 0,55 кг/кг а.а., при цьому окислюваність спирту збільшується на 2...3 хв., що свідчить про покращання вилучення в епюраційній колоні ненасичених сполук, коефіцієнт випаровування яких в зоні високих концентрацій етанолу незначний.

Подальше збільшення подачі води до епюраційної колони дає негативний ефект. Так, при подачі води 0,72 кг/кг а.а. вміст ефірів у ректифікованому спирті знаходився на рівні припустимого, а окислюваність не відповідала вимогам стандарту для спирту вищої очистки. Збільшення подачі води до 0,96 кг/кг а.а. призводить до зростання вмісту складних ефірів у ректифікованому спирті та до зниження окислюваності до 10 хв. Такий стан пояснюється тим, що подача води на гідроселекцію до епюраційної колони вище 0,55 кг/кг а.а. призводить до зниження міцності ГФ нижче 70 об.%, і, як наслідок, до зменшення необхідної кількості води на гідроселекцію в розгінній колоні, що в свою чергу викликає зменшення в її концентраційній частині критерію Сореля ( $KG/L$ ). У результаті кратність концентрування ефірів та альдегідів у колоні падає.

Кількісний відбір концентрованих домішок у розгінній колоні та їх склад залежить від якості вихідної ГФ та організації відбору КГФ.

При відборі КГФ безпосередньо з конденсатору розгінної колоні вміст у ньому альдегідів досягає 40... 42 об.%, в той же час кількість ефірів не перевищує 20 об.%. Для одержання якісного ректифікованого спирту за вмістом ефірів необхідний підвищений відбір КГФ, що призводить до загального зниження виходу товарної продукції з одиниці сировини.

Склад флегми з дефлегматору та конденсату з конденсатора розгінної колоні неоднаковий та суттєво відрізняється за вмістом ефірів, альдегідів та етанолу. Флегма збагачена складними ефірами та водою, як правило, гетерогенна та розшаровується.

Для відбору домішок у більш концентрованому вигляді необхідно виведення ключових домішок спирту із зон їх максимального накопичення. При цьому флегма з дефлегматора розгінної колоні спрямовується до декантатора, де відбувається її розділення на два шари: верхній – ефірний концентрат – та нижній – водно-спиртову суміш, – що повертається у вигляді флегми до розгінної колоні. Альдегідний концентрат відбирається з конденсатора у співвідношенні 1:2... 1:2,5 до ефірного концентрату та разом з ним виводиться з установки у вигляді ефірно-альдегідного концентрату. Газохроматографічні аналізи продуктів розгонки ГФ при роздрібненому відборі домішок показали, що найбільша кількість вищих спиртів та оцтовоетилового ефіру знаходиться у верхній частині декантатора (до 0,52 та 53,1 мас.% відповідно): етанолу – у дефлегматорі (до 34,8 мас.%); оцтового альдегіду – у конденсаторі (до 67,1 мас.%). При проходженні флегми крізь декантатор вміст у ній етанолу знижується з 28,4... 34,8 мас.% до 21,5... 26,2 мас.%. При надходженні до декантатора флегми з вмістом етанолу вище 34 мас.% розділення суміші на два шари погіршується, а концентрація стилацетату в ефірному концентраті знижується до 41,5 мас.%.

При роздрібненому відбиранні домішок втрати етанолу з КГФ скорочуються більш, ніж на 30%.

Включення розгінної колоні до системи БРУ мелясних спиртових заводів за схемою, яка передбачає подвійну епюрацію спирту, роздрібнену конденсацію домішок спирту та нагрівання флегми розгінної колоні до температури кипіння (рис. 15.14) дозволяє стабільно одержувати спирт-ректифікат вищого очищення, незважаючи на підвищений вміст домішок у ГФ, знизити витрати гріючої пари у середньому на 1,5 кг/кг а.а., при цьому кількість КГФ не перевищує 0,23% за а.а.

Теоретичні розрахунки та експериментальні дослідження, проведені в НУХТ показали, що поряд з головними домішками у процесі глибокої гідроселекції досить повно вилучаються й проміжні домішки. Це дозволило розробити брагоректифікаційну установку з виділенням усіх домішок спирту у вигляді одного продукту – сивухо-ефіро-альдегідного концентрату – СЕАК. Схемою установки передбачається введення до розгінної колоні спиртовмісних фракцій зі спиртовловлювачів, конденсаторів бражної, епюраційної та спиртової колон, конденсатора сепаратора CO<sub>2</sub>, а також усіх сивушних фракцій із спиртової колоні, рис. 15.15.

Водно-спиртові пари, збагачені леткими домішками, після конденсації у дефлегматорі та конденсаторі розгінної колоні надходять до декантатора, де конден-

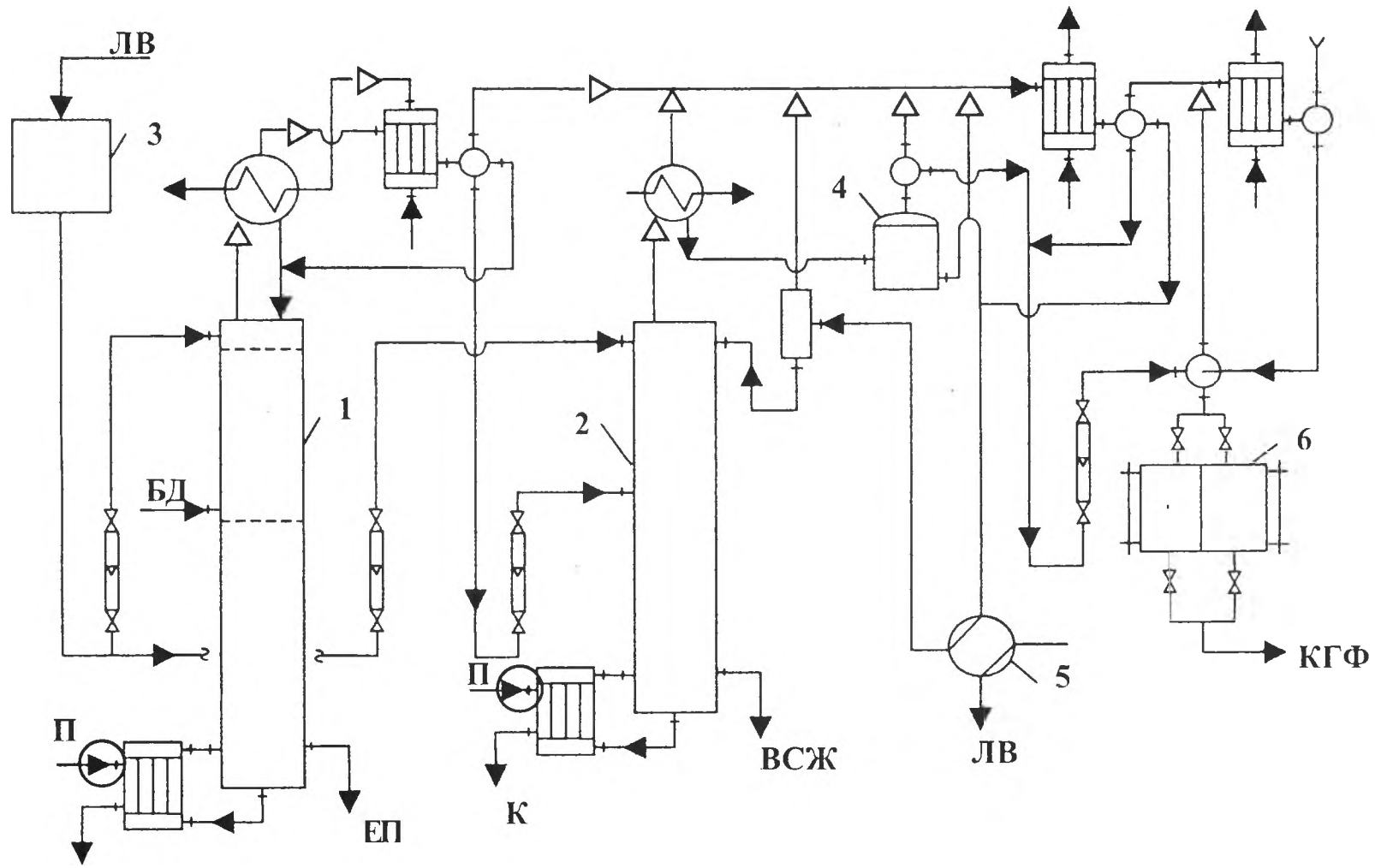


Рис. 15.14 Схема включення розгінної колони у систему БРУ мелясних спиртових заводів з двостадійною гідросілекцією і роздрібною конденсацією домішок спирту:

1 — епюраційна колона; 2 — розгінна колона; 3 — напірний збірник лютерної води; 4 — декантатор; 5 — підігрівач флегми; 6 — мірний збірник конденсату головної фракції

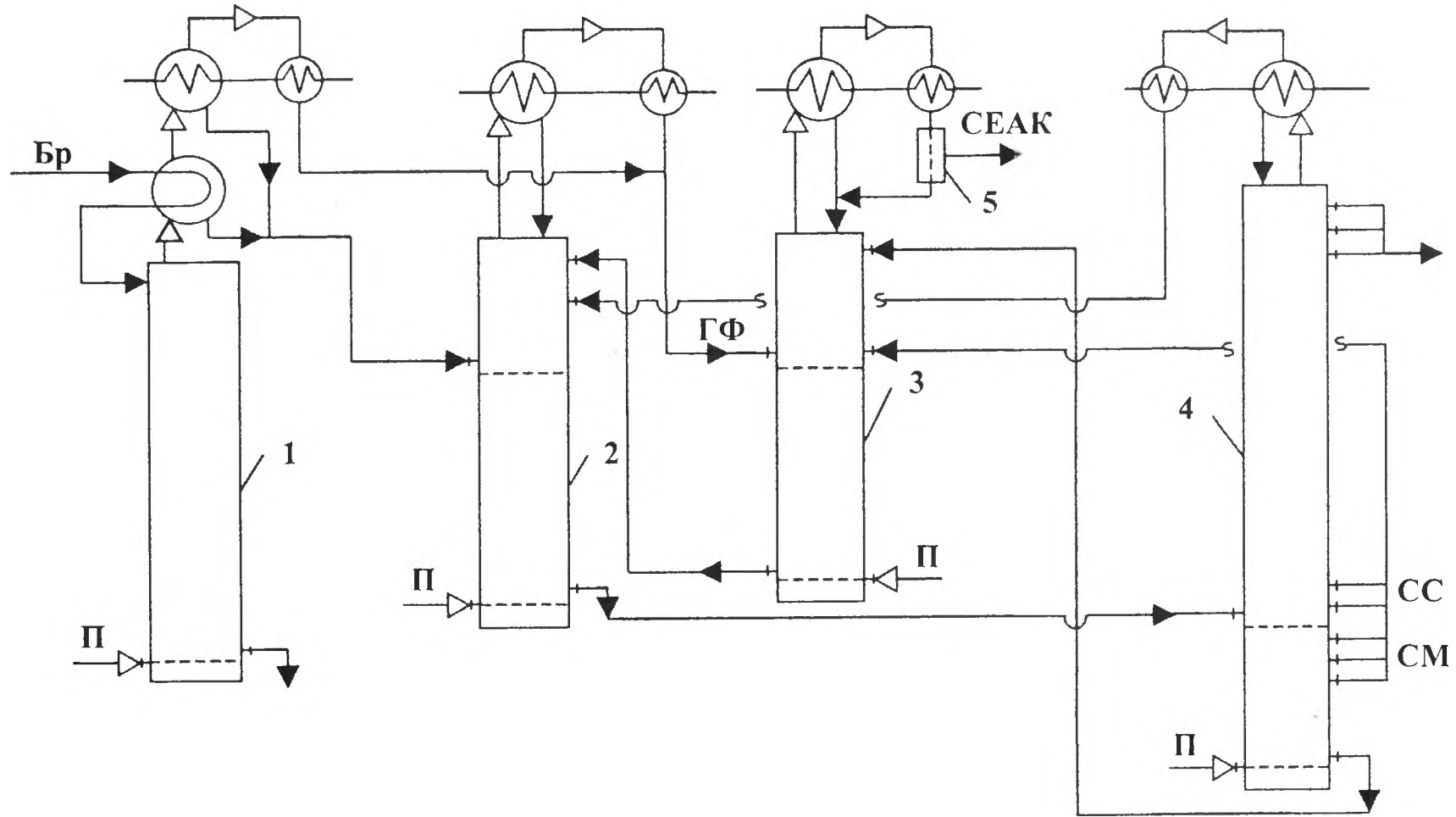


Рис. 15.15 Схема БРУ з виводом побічних продуктів ректифікації у вигляді одного продукту:  
1, 2, 3, 4 – відповідно: бражна, епіюраційна, розгінна та спиртова колони; 5 – декантатор

сат розшаровується на два шари – СЕАК та водно-спиртову рідину, яка у вигляді флегми повертається на верхню тарілку розгінної колони. Чіткому розшаруванню фаз у декантаторі сприяє те, що конденсат містить значну кількість вищих спиртів, які обмежено розчинні у воді.

Установка за даною схемою вперше застосована на Хоростківському спиртзаводі, а потім на Андрушівському спиртокомбінаті, де були відпрацьовані оптимальні режими її експлуатації.

Як вже було відзначено, основним показником, що характеризує роботу розгінної колони, є відношення рідинного та парового потоків –  $L/G$ .

Ефективне виділення домішок в розгінній колоні потребує створення умов, за яких критерій Сореля  $KG/L > 1$ .

Визначальною домішкою сивушної фракції треба вважати н-пропіловий спирт, який має в зоні низьких концентрацій етанолу найменший коефіцієнт випаровування та ректифікації порівняно з іншими вищими спиртами.

Коефіцієнт ректифікації для н-пропанолу –  $K^I$  – перевищує одиницю в зоні концентрацій етилового спирту нижче 15 мол.%. Така концентрація спирту по тарілках розгінної колони досягається при витраті лютерної води – 20,5 кг/кг а. а. та грючої пари 20 кг/дал а. а. (рис. 15.13) при  $L/G = 9,1$ . Коефіцієнт випаровування н-пропанолу у водно-спиртовому розчині концентрацією 15 мол.%, за даними В.М. Перелигіна дорівнює 4,6, при цьому критерій Сореля буде менший за одиницю, що вказує на неможливість повного виділення вищих спиртів за даних умов.

Зниження відношення  $L/G < 4,6$ , при якому забезпечується ефективне виділення н-пропанолу, можливе при подачі води на гідроселекцію в кількості 13,4 кг/кг а. а. з одночасним збільшенням витрати грючої пари з 20 до 28 кг/дал а.а., при цьому концентрація спирту по висоті розгінної колони не перевищує 15,2 мол.%, а відношення  $L/G$  дорівнюватиме 4,25.

При сумісній розгонці головних та сивушних фракцій концентрація вищих спиртів у живленні розгінної колони може досягати 15 мас.%, а їх вміст у кубовій рідині, за даними Циганкова П.С., не повинен перевищувати 0,6 мас.%. При цьому ступінь вилучення вказаних домішок дорівнює  $15:0,6 = 25$ .

Місце вводу сивушних фракцій до розгінної колони, тобто кількість тарілок у її відгонній частині, необхідних для вилучення вищих спиртів, розраховується за рівнянням Сореля-Харіна. При заданому ступені вилучення в відгонній частині розгінної колони повинні знаходитись 13 теоретичних або 26 реальних тарілок. Мінімальна величина відбору СЕАК визначається з матеріального балансу всіх домішок, що введені до розгінної колони та виведених з неї, а також кратністю їх концентрування. Кратність концентрування залежить не тільки від кількості тарілок у концентраційній частині та технологічних параметрів роботи колони, але згідно закону Рауля, й від початкової концентрації всіх компонентів вихідної суміші.

При сумісній переробці головної та сивушної фракції усереднений склад СЕАК характеризується наступними показниками: видима міцність – 75,3 об.%, вміст вищих спиртів – 35,4 мас.%, альдегідів – 20,8 мас.%, ефірів – 16,3 мас.%, етанолу – 13,0 мас.%, кислот – 0,1 мас.%, води – 13,7 мас.%.

Досвід сумісної перобки головних та сивушних фракцій показав, що ефективна сумісна розгонка головних та сивушних фракцій у розгінній колоні можлива при збільшенні витрати грючої пари з 2,56 до 3,59 кг/кг а.а. (тобто на 40%) та води з 11,7 до 13,5 кг/кг а.а. (тобто на 15,4%).

За допомогою даної технології можливо майже повністю вилучити етиловий спирт із побічних продуктів ректифікації, при цьому виводиться з експлуатації екстрактор сивушного масла. поліпшується якість спирту за рахунок збільшення відбору спиртовмісних фракцій, збагачених домішками. Вихід СЕАК знаходиться у межах 0,2... 0,4% від абсолютного алкоголю бражки.

В УкрНДІспиртбіопроді розроблена установка виділення етанолу з сивушних фракцій за допомогою екстрактивної ректифікації, рис. 15.16.

Сивушна фракція у суміші з грючою парою вводиться до кубової частини колони екстрактивної ректифікації, в якій встановлені 8...12 тарілок. На верхню тарілку надходить лютерна вода з розрахунку підтримання концентрації етанолу в кубі у межах 1,5...3,0 об. %.

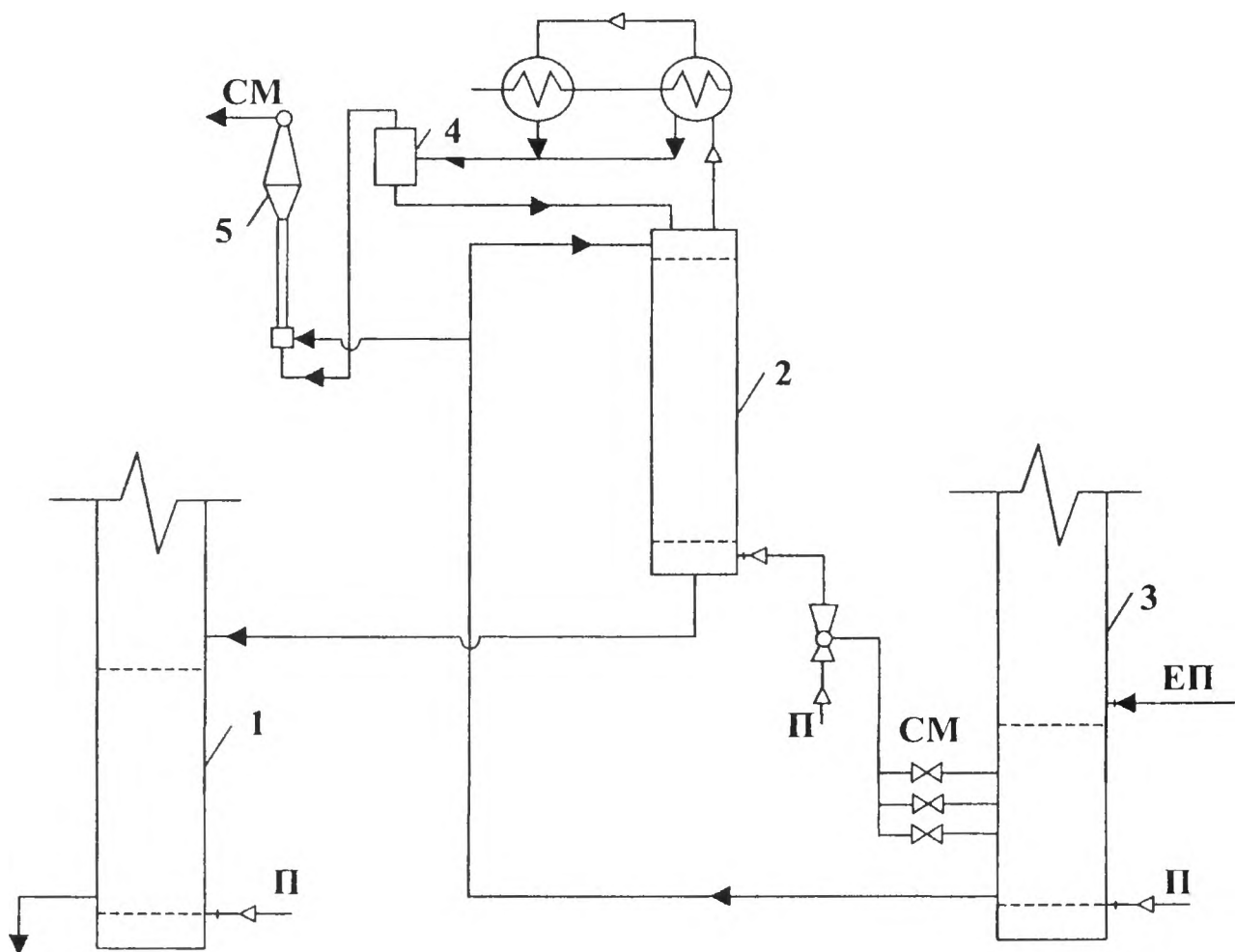


Рис. 15.16 Схема установки екстрактивної ректифікації етанолу з сивушних фракцій:

1,2,3 – відповідно: бражна, спиртова, екстрактивної ректифікації колони;  
4 – декантатор; 5 – екстрактор сивушного масла

За рахунок інтенсивної гідроселекції компоненти сивушної фракції концентруються у дистилаті, який розподіляється у декантаторі на два шари. Верхній шар, збагачений вищими спиртами, потрапляє на промивку до екстрактора сивушного масла, а нижній – водно-спиртовий шар – повертається у вигляді флегми до колони екстрактивної ректифікації. Кубова рідина повертається до циклу ректифікації на 12 тарілку бражної колони.

## 15.11 ВИДІЛЕННЯ ЕТИЛОВОГО СПИРТУ З ГОЛОВНОЇ ФРАКЦІЇ, ЗБАГАЧЕНОЇ МЕТИЛОВИМ СПИРТОМ

Головна фракція, отримана при брагоректифікації зернових бражок, містить у три рази менше, а при переробці картопляних – у 25...30 разів менше альдегідів, ніж головна фракція мелясних спиртзаводів. У той же час ГФ заводів, що переробляють крохмалевмісну сировину, містить порівняно з мелясною головною фракцією у десятки разів більше метилового спирту (в окремих випадках до 6%), коефіцієнт ректифікації якого, на відміну від більшості інших домішок, зменшується зі зниженням концентрації етанолу у розчині, що треба враховувати при включенні розгінної колони до схеми БРУ, беручи за ключову домішку метанол.

У ВНДІ харчової біотехнології розроблена схема включення розгінної колони до системи БРУ спиртових заводів, що переробляють крохмалевмісну сировину.

За даною схемою, подача води на гідроселекцію до розгінної колони не передбачається. Витрата грючої пари складає 30...40 кг/дал а. а., що вводиться у колону з ГФ. Кількість тарілок у розгінній колоні – 30, у тому числі – 20 у відгонній частині.

Висока концентрація етилового спирту по тарілках розгінної колони (93...94% об.) створює сприятливі умови для інтенсивного виділення та концентрування метанолу. Але звільнення спирту від головних та проміжних домішок при цьому ускладнюється, що може бути причиною зниження якості ректифікованого спирту. Висока концентрація спирту у верхній частині колони призводить до збагачення КГФ спиртом та підвищеного її відбору, що знижує економічну ефективність використання розгінної колони за даною схемою.

Більш раціональною в даних умовах слід вважати роботу розгінної колони в режимі помірної гідроселекції, коли ключові домішки спирту, у тому числі і метанол, зберігають характер головних домішок.

Щоб показати доцільність використання гідроселекції для звільнення ГФ з підвищеним вмістом метанолу від головних домішок, наведемо розрахунок витрати води та пари на процес.

Коефіцієнт ректифікації метанолу інтенсивно зростає при концентрації етилового спирту у розчині, починаючи з 60 мол.%, після чого залишається практично незмінним.

У зв'язку з цим воду на гідроселекцію до розгінної колони при розгонці ГФ, яка містить підвищену кількість метанолу, необхідно подавати у кількості, що забезпечує концентрацію етилового спирту по тарілках у межах 60 мол.%.

Для підприємств, де забезпечується стабільне отримання етилового спирту високої якості, який відбирається безпосередньо з ректифікаційної колони, як розгінна може бути використана колона остаточного очищення, що містить 30 реальних або 15 теоретичних тарілок, та яка знаходиться, як правило, у резерві.

Розглянемо випадок, коли концентрація спирту на тарілках по всій висоті розгінної колони однакова, тобто коли концентрація етанолу на тарілці живлення та тарілках, що знаходяться вище, залишається постійною.

Мінімальна витрата гріючої пари на розгонку ГФ мелясних спиртзаводів складає 20 кг/дал (2,56 кг/кг а.а.). Дослідимо можливість ефективної роботи розгінної колони у системі БРУ спиртових заводів, що переробляють крохмалевмісну сировину при такій же витраті пари, але з використанням помірної гідроселекції.

На мал.15.17 наведено графік, що показує стан робочих ліній відгінної та концентраційної частини колони при концентрації спирту по всій висоті колони – 60 мол.%. Візьмемо у першому наближенні флегмове число  $R = \infty$ , при цьому рівноважна концентрація спирту у парі, що виходить з колони, дорівнює 70 мол.%.

Для концентраційної частини колони відношення

$$L/G'' = Y/X = 70:60 = 1,17$$

Молекулярні маси потоків у колоні при прийнятій концентрації в них етилового спирту складають : паровий потік (флегма)  $M_G = 31$  кг/кмоль, рідинний потік  $M_L = 28$  кг/кмоль, головна фракція  $M_{ГФ} = 41$  кг/кмоль, вода на гідроселекцію  $M_B = 18$  кг/кмоль.

При питомій витраті гріючої пари 2,56 кг/кг а.а., кількість водно-спиртової пари, що піднімається по колоні  $G$ , та пари, що повертається до неї у вигляді флегми, складає  $2,56/M_G = 0,083$  кг/кмоль.

При постійному відношенні рідинного та парового потоків  $L = G \cdot 1,17 = 0,097$  кг/кмоль.

Кількість води на гідроселекцію  $V = L - G = 0,097 - 0,083 = 0,014$  кг/кмоль.

Кількість головної фракції, що надходить у колону  $1/M_{ГФ} = 0,024$  кг/кмоль. Питома витрата води на гідроселекцію складає  $0,014 : 0,024 = 0,58$  кг/кг головної фракції.

Для відгінної частини колони  $L = G/M_G + V/M_B + ГФ/M_{ГФ} = 0,083 + 0,014 + 0,024 = 0,121$  кг/кмоль, а відношення  $L/G = 0,121/0,083 = 1,46$ .

Знаючи  $L/G$ , з точки А проводимо робочу лінію відгінної частини колони, яка перетинає діагональ та ось абсцис у точках В та С. Точка В визначає концентрацію спирту у кубі колони при закритому обігріві (41 мол.%), точка С – при відкритому обігріві (15 мол.%).

Для отримання якісного спирту-ректифікату вміст альдегідів та метанолу у кубовій рідині розгінної колони –  $\alpha_0$  не повинен перевищувати 0,003%, 0,07% відповідно.

При максимальній концентрації альдегідів у ГФ зернокартопляних спиртових заводів  $\alpha_m = 1,0$  мас.%, кратність їх вилучення  $\alpha_m/\alpha_0$  складає  $1,0 : 3 \cdot 10^{-3} = 333$ . Розрахунки, виконані за допомогою рівняння Сореля-Харіна, показують, що при коефіцієнті випаровування оцтового альдегіду  $K = 3,6$ ,  $L/G = 1,46$  та десяти теоретичних тарілках у відгінній частині кратність вилучення оцтового альдегіду складає 907, що майже у три рази перевищує необхідну.



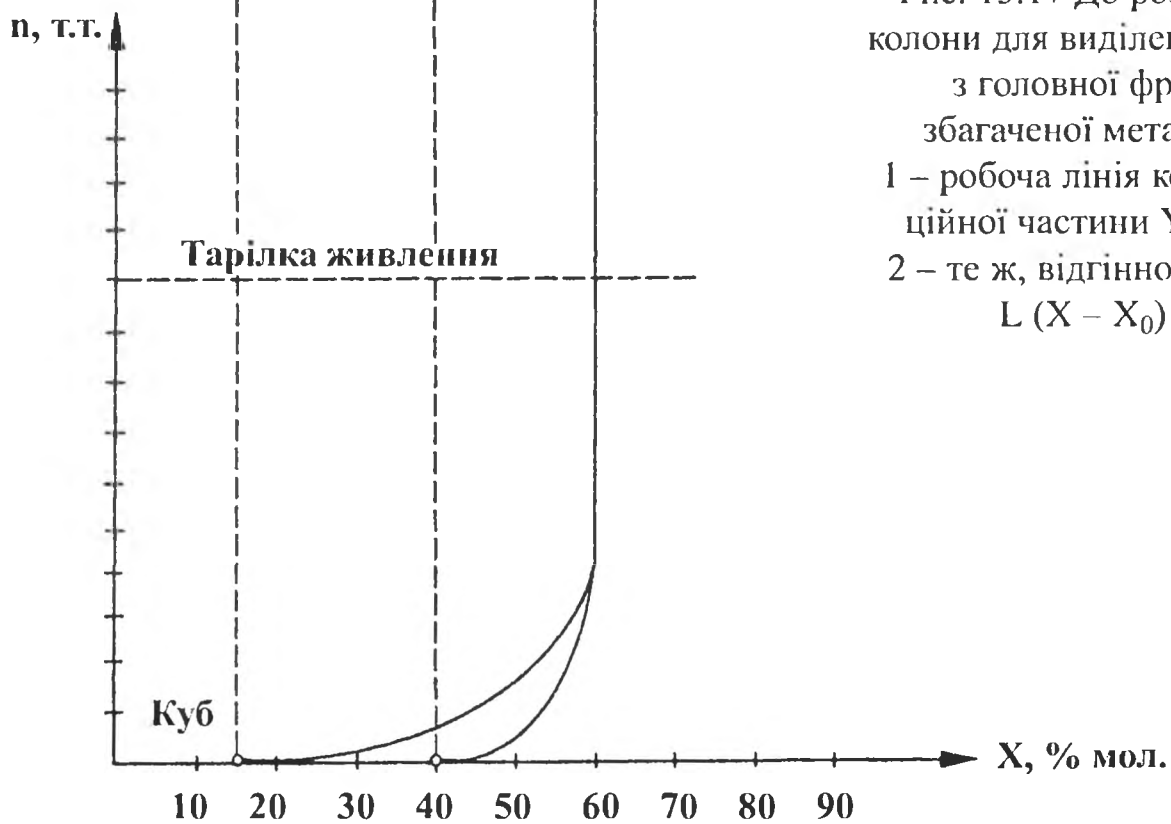
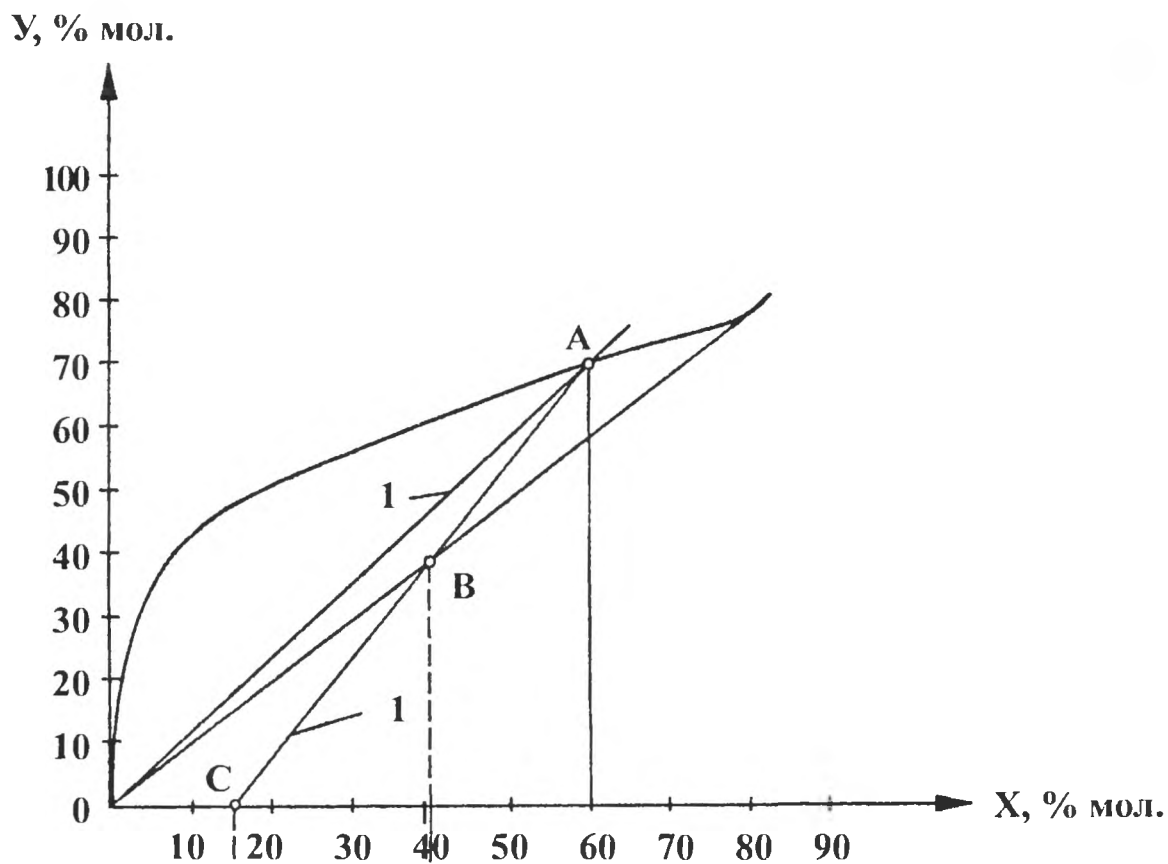


Рис. 15.17 До розрахунку колони для виділення спирту з головної фракції, збагаченої метанолом:  
 1 – робоча лінія концентраційної частини  $Y=LX/G$ ;  
 2 – те ж, відгінної частини  $L(X - X_0)/G$

Аналогічні розрахунки для метанолу показують, що при максимально припустимій його концентрації у ГФ – 6,0 об. % ( $\alpha_m/\alpha_o=6,0:0,07=86$ ) при тих же технологічних параметрах та коефіцієнті випаровування метанолу –  $K=2,5$  кількість теоретичних тарілок у відгінній частині колони повинна бути не менше 12,5 або  $12,5 : 0,5 = 25$  реальних тарілок. Максимальна концентрація метанолу у ГФ при 20 реальних тарілках у відгінній частині не повинна перевищувати 3,4%.

Ступінь концентрування домішок  $\alpha_k/\alpha_m$  (де  $\alpha_k$  – концентрація домішки в дистиляті) розраховується за формулою, запропонованою П.С. Циганковим

$$\frac{\alpha_k}{\alpha_m} = (1 + KG/L) \frac{(KG/L)^n - 1}{KG/L - 1}$$

При вказаних вище технологічних параметрах та кількості теоретичних тарілок  $n = 5$  кратність концентрування метанолу та оцтового альдегіду дорівнюють 19,7 та 54,0 відповідно. Такий ступінь концентрування дозволяє одержати ефіроальдегідно-метанольний концентрат, практично вільний від етилового спирту. Так, при концентрації альдегідів у ГФ – 1% їх вміст у концентраті головної фракції дорівнює  $1 \cdot 54 = 54\%$ , при цьому його відбір складає  $100/54 = 1,85\%$  від а.а., що введений до розгінної колони, а при відборі ГФ у кількості 3% відбір концентрату головної фракції становить  $3 \cdot 1,85/100 = 0,06\%$  від а.а., що вводиться до БРУ.

Використання помірної гідроселекції в процесі розгонки ГФ зернокартопляних спиртових заводів (витрата води у межах 0,6 кг/кг ГФ та питомій витраті пари 2,5 кг/кг а.а.) дозволяє ефективно вилучати разом з метанолом інші домішки спирту.

Використання помірної гідроселекції дозволяє знизити вміст етилового спирту у КГФ у середньому на 30%.

Використання гідроселекції у розгінній колоні тим більше раціональне, що в останній час знайшло широке впровадження низькотемпературне розварювання крохмалевмісної сировини, при якому вміст метилового спирту у бражці суттєво знижується. Але звільнення спирту від головних та проміжних домішок без гідроселекції в розгінній колоні ускладнюється, що може бути причиною зниження якості ректифікованого спирту. Висока концентрація спирту у верхній частині колони призводить до збагачення спиртом концентрату головної фракції та підвищеному її відбору.

## 15.12 ЦЕНТРАЛІЗОВАНА ПЕРЕРОБКА ГОЛОВНОЇ ФРАКЦІЇ ЕТИЛОВОГО СПИРТУ

Для спиртових заводів потужністю менше 2 тис. дал/добу застосування розгінної колони у системі БРУ економічно недоцільне з причини невеликої кількості ГФ та відсутності серійних колон малого діаметра. Для переробки ГФ таких заводів розроблені установки централізованої розгонки ГФ.

На мал. 15.18 наведена розроблена в НУХТ установка централізованої розгонки ГФ, запроваджена на Наумівському та Новокубанському спиртзаводах. Установка спроектована на базі типової БРУ потужністю 2000 дал ректифікованого спирту на

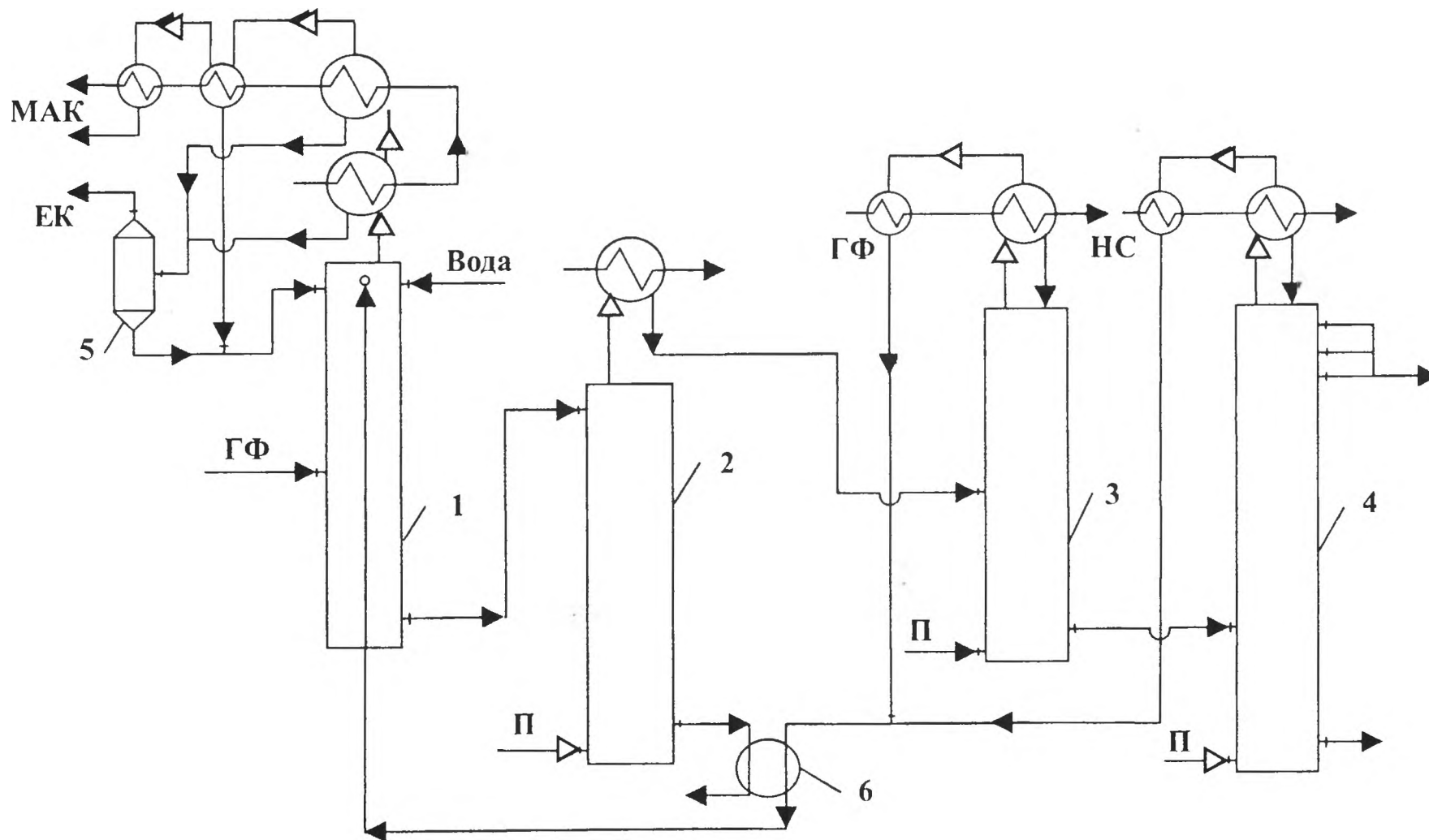


Рис. 15.18 Установа для централізованої розгонки головної фракції:

1 – розгінна колона; 2 – відгінна колона; 3 – епюраційна колона; 4 – спиртова колона; 5 – декантатор колона;  
6 – теплообмінник

добу, яка доповнена розгінною колоною діаметром 1800 мм з 45 багатоковпачковими тарілками, 30 з яких – у відгінній частині. Вихід ректифікованого спирту з ГФ складає 90... 94%, відбір КГФ – 4...8%. Установа забезпечує стабільне виробництво спирту вищої очистки при вмісті альдегідів у вихідній ГФ не більше 20 г/л. Витрати грючої пари на розгінну колону складають 20 кг/дал, води на гідроселекцію – 9,2... 9,5 дал/дал а. а. при відношенні L/G у відгінній частині 7,3... 7,5. Концентрація спирту у кубі розгінної колони при відкритому обігріві – 5...7 об.%. Загальні витрати грючої пари на установку – 60... 80 кг/дал, охолоджуючої води – 0,4... 0,6 м<sup>3</sup>/дал а.а.

В установці передбачена роздрібнена конденсація домішок у розгінній колоні.

Фракції, збагачені метанолом та іншими леткими домішками з епюраційної (ГФ) та спиртової колон (НС), надходять до підігрівача, де нагріваються до кипіння теплотою кубової рідини відгінної колони. Парорідинна суміш, що виходить з підігрівача, подається у паровий простір над верхньою тарілкою розгінної колони, звідки разом з основним паровим потоком проходить крізь барабани дефлегматора та конденсатор, у яких відбувається їх роздрібнена конденсація. У перших трьох барабанах конденсуються в основному висококиплячі компоненти – вода, вищі спирти, складні ефіри, етанол. Метиловий спирт разом з низькокиплячими альдегідами, проходить до конденсатора, звідки у вигляді альдегідно-метанольного концентрату (АМК) виводиться з установки. Ефіри у концентрованому вигляді (ЕК) відбираються з верхньої частини декантатора.

Установа передбачена для переробки ГФ різного походження, з вмістом не більше 0,5% метилового спирту.

Для централізованої переробки ГФ зернокартопляних заводів, що містить значну кількість метанолу, співробітниками ВНДІ харчової біотехнології була створена установка (рис. 15.19), яка відрізняється тим, що в спиртовій колоні відбувається виділення ізобутилової та пропілової фракцій, які містять ненасичені сполуки. Вказані фракції відбираються у кількості 2...3% з 23-25 та 40-42 тарілок відповідно, рахуючи знизу.

У спиртовій колоні передбачається відбір низькосортного спирту, збагаченого метанолом та іншими леткими домішками, який направляється на повторну епюрацію. Крім того, колони – спиртова, епюраційна та остаточного очищення додатково оснащуються 20, 15 та 10 тарілками відповідно. Гідроселекція домішок у даній установці не передбачається. Розведення ГФ до 20... 25 об.% здійснюється у змішувачі перед подачею на епюрацію. Таке рішення зумовлює створення у верхній частині епюраційної колони високої концентрації етилового спирту, що знижує ступінь вилучення та концентрування домішок та призводить до їх проникнення у кубову рідину, а потім і до зони відбору ректифікованого спирту. Витрати пари на установку 60... 70 кг/дал, води – 0,5... 0,6 м<sup>3</sup>/дал, електроенергії – 0,05 кВт·год/дал, вихід ректифікованого спирту – 90... 91 об.% а.а., що вводиться до установки з ГФ. Необхідність забезпечення рівномірного перетоку великої кількості різних фракцій в установці погіршує її експлуатаційні характеристики.

На рис. 15.20 представлено схему установки УкрНДІспиртбіопроду, призначену як для переробки мелясної, так і зернокартопляної ГФ. Її особливістю є внутрі-

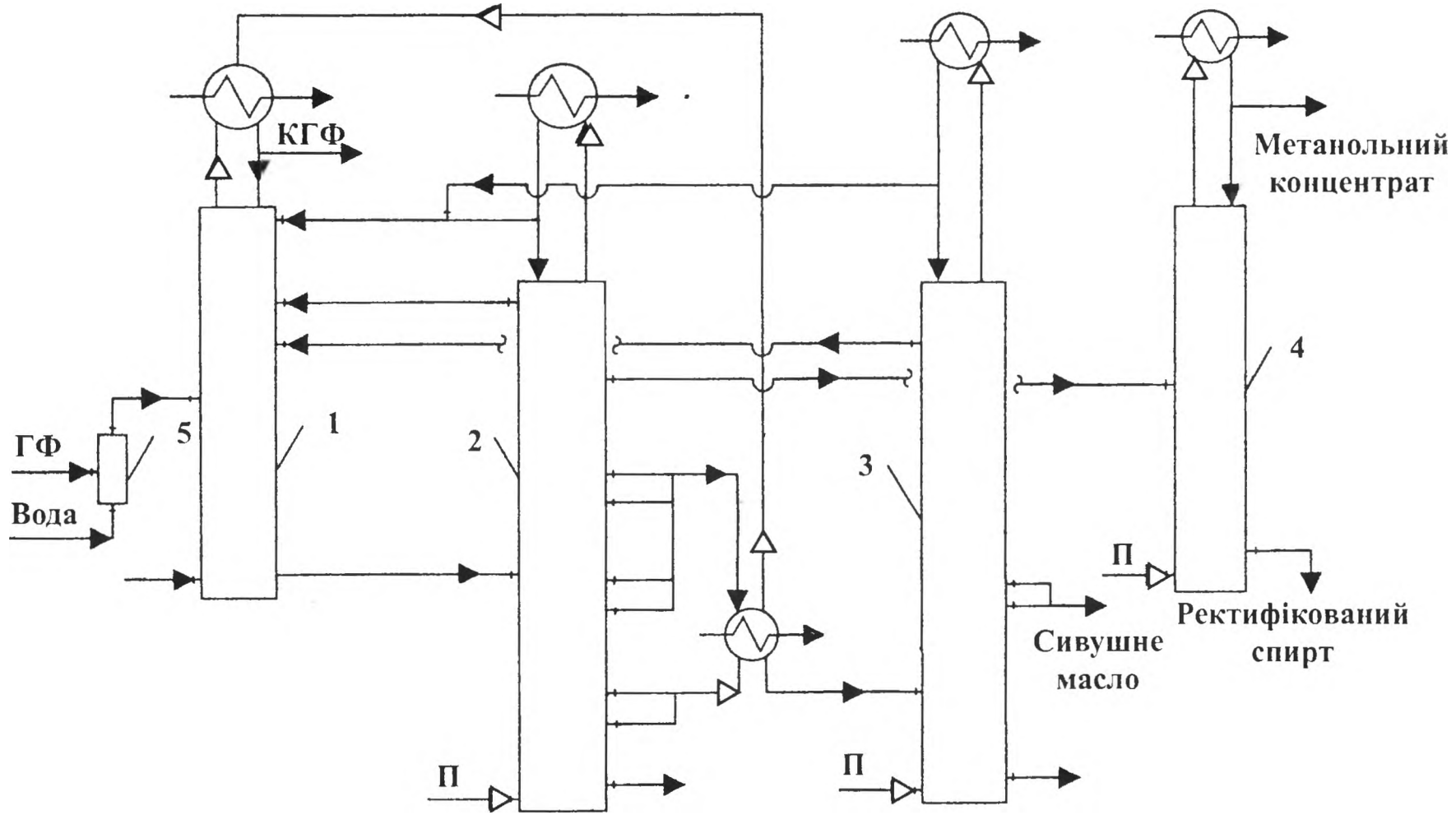


Рис. 15.19 Установа для централізованої розгонки головної фракції (ВНДІ харчової біотехнології).  
 Колони: 1 – епюраційна; 2 – спиртова; 3 – сивушна; 4 – остаточного очищення; 5 – змішувач

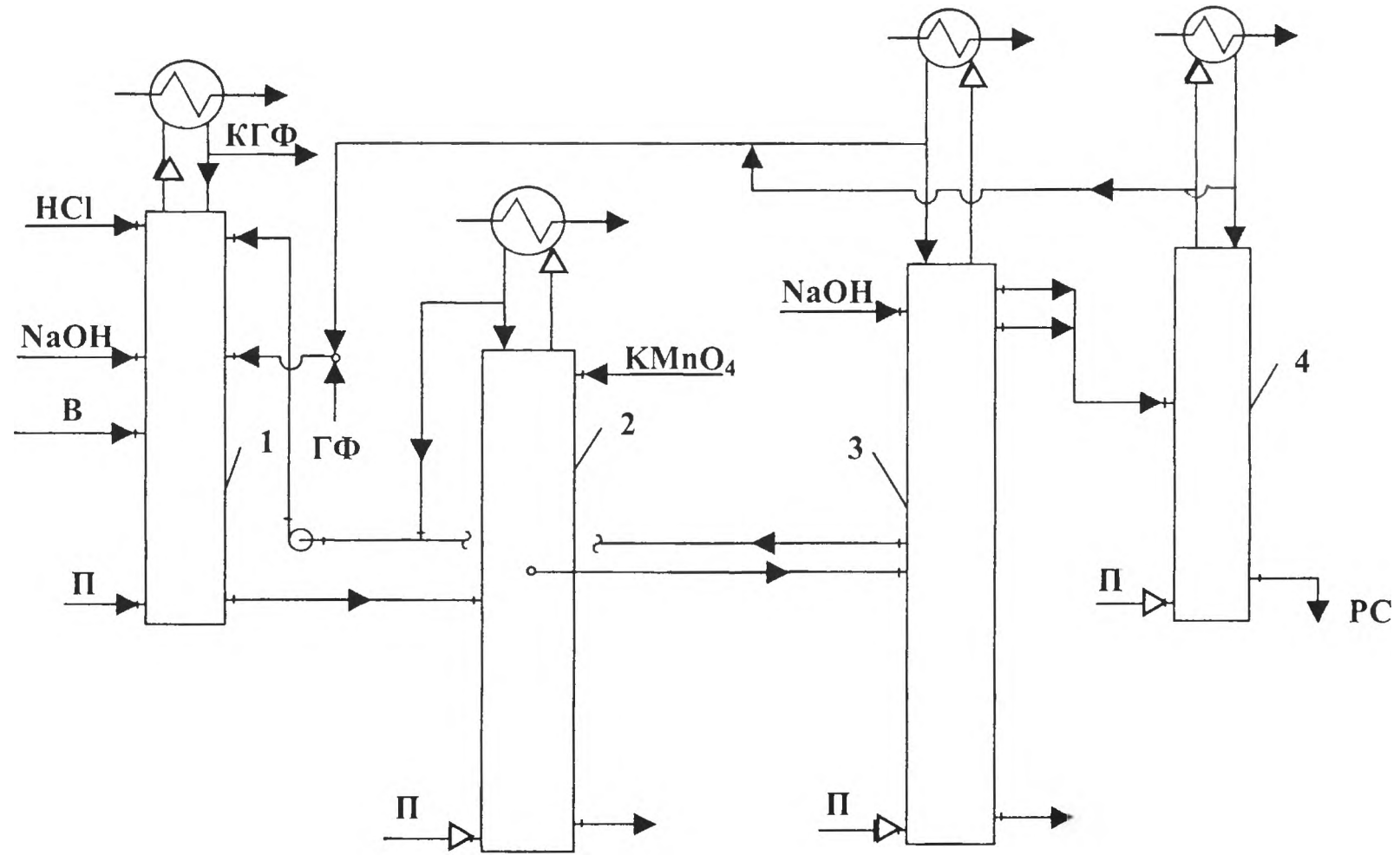


Рис. 15.20 Установа для централізованої розгонки головної фракції (УкрНДІспиртбіопрод)  
 Колони: 1 – перша епюраційна; 2 – друга епюраційна; 3 – спиртова; 4 – остаточного очищення

шньоколонна хімічна обробка водно-спиртових розчинів соляною кислотою, лугом та перманганатом калію. Недоліком цієї установки є слабка гідроселекція в першій епюраційній колоні (міцність кубової рідини 25... 35 об.%). У результаті в її концентраційній частині створюється зона високої концентрації етилового спирту, що перешкоджає ефективному вилученню та концентруванню домішок.

Внутрішньоколонна хімічна обробка спиртопродуктів суттєво впливає на економічні та експлуатаційні показники. Крім того, при взаємодії оцтового альдегіду, вміст якого у ГФ сягає 30 г/л, з лугом складаються умови створення кротонового альдегіду, інтенсивність створення якого прямо пропорційна концентрації лугу та альдегіду. Це, очевидно, одна з причин невисокої якості ректифікованого спирту за пробою на окислюваність.

З метою вилучення метанолу при переробці зернокартопляної ГФ в установці передбачається попередня її епюрація, для чого необхідна додаткова витрата гріючої пари у кількості 8... 10 кг/дал а. а. Таке рішення не дозволяє повністю вирішити проблему вилучення метанолу, тому що до складу вихідної ГФ, крім метилового спирту входять і інші домішки, кількість яких може перевищувати у декілька разів вміст метанолу. У відповідності до закону Дальтона, загальний тиск насиченої пари над розчином дорівнює сумі парціальних тисків летких компонентів, що входять до цього розчину.

При заданому зовнішньому тиску парціальний тиск кожного компонента пропорційний його вмісту у рідині. Таким чином, парціальний тиск метанолу та, відповідно, його концентрація у парі залежить від кількості та концентрації інших компонентів у розчині, та чим їх більше, тим менше метанолу у парі. Для ефективного виділення метанолу необхідно піддавати епюрації водно-спиртову рідину, максимально звільнену від інших летких домішок.

Вибір схеми централізованої розгонки ГФ потребує всебічного аналізу умов роботи заводу, який проводиться у процесі виконання проектних робіт спеціалізованими організаціями.

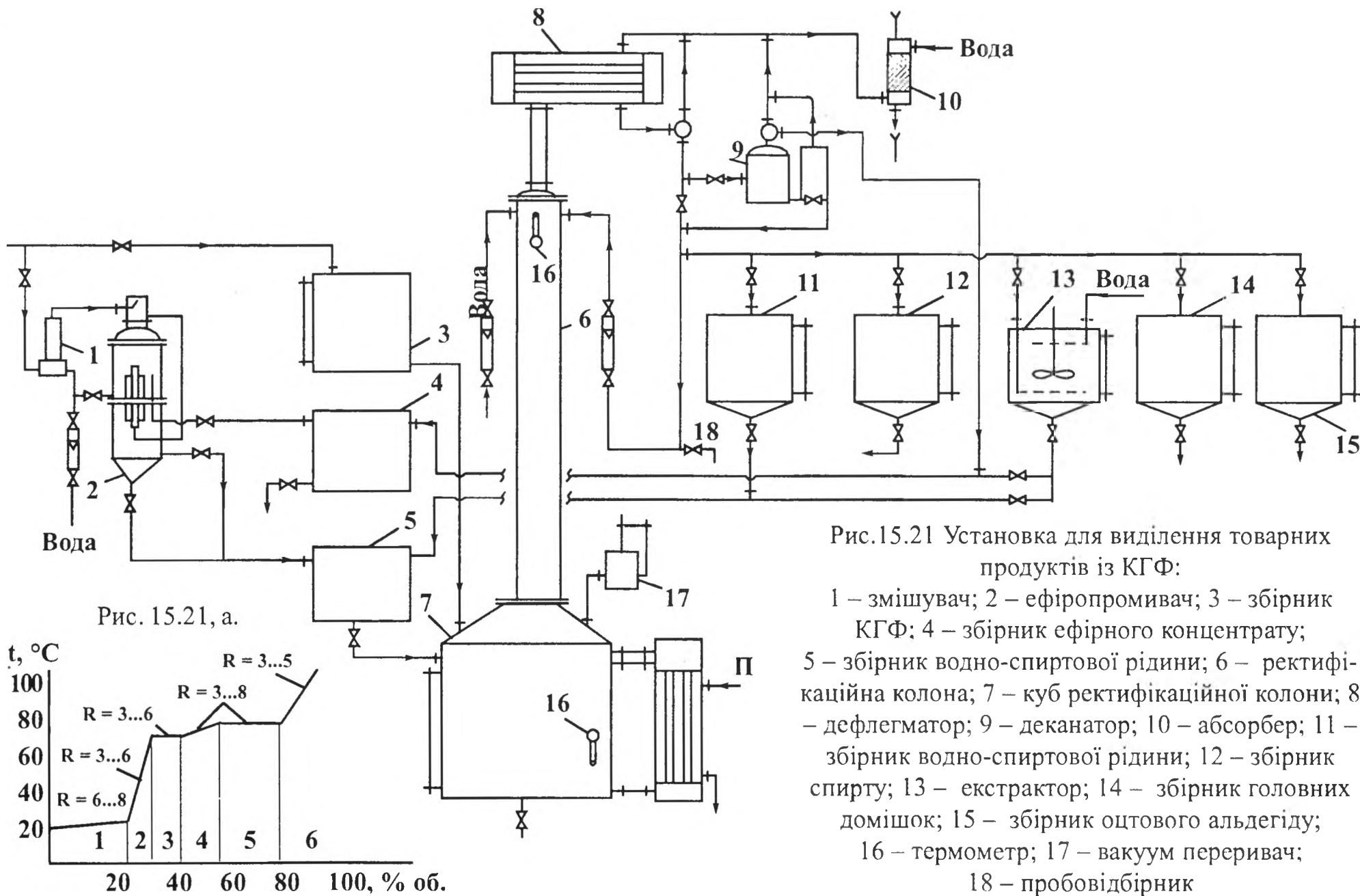
Концентрат головної фракції може піддаватись розгонці на окремі компоненти з метою одержання товарних продуктів.

### 15.13 УТИЛІЗАЦІЯ КОНЦЕНТРАТУ ГОЛОВНОЇ ФРАКЦІЇ

Основними компонентами КГФ є етиловий спирт – 22...28%, оцтовоетиловий ефір – 15... 30%, оцтовий альдегід – 20... 25% та вода.

Динаміка фракційної ректифікації КГФ Наумівського спиртзаводу із вмістом 29,1 об. % оцтового альдегіду, 17,2 об.% оцтовоетилового ефіру і 22,6 об.% етилового спирту наведена на графіку, рис. 15.21, а. На осі абсцис відкладена кількість фракцій, які відбираються у відсотках до похідної суміші при флегмовому числі – R.

Після відбору оцтового альдегіду та головних домішок (фракції 1 і 2) пара, яка виходить з колони, є потрійним азеотропом наступного складу: етиловий спирт – 40 об.%, оцтовоетиловий ефір – 54,5 об.%, вода – 5,6 об.%. Збільшення флегмового числа з 3 до 8 призводить до збереження азеотропного стану (фракція 4).





У зоні 5 відбирається фракція етанолу з невеликою кількістю оцтовоетилового ефіру і води.

У зоні 6 відбирається слабоконцентрована водно-спиртова суміш.

Розділення азеотропної суміші на компоненти викликає ускладнення технології та обладнання. Тому необхідно, по можливості, швидко переходити цю зону або додавати у систему один з компонентів, який руйнує азеотроп. Найбільш придатною в даному випадку є вода.

У НУХТ розроблена технологія та устаткування для вилучення товарних продуктів з концентрату головної фракції, рис. 15.21.

Основою роботи устаткування є фракційна ректифікація.

Концентрат головної фракції, який при змішуванні з водою утворює гетерогенну суміш, подається крізь змішувач 1 до ефіропромивача 2, де за допомогою водної екстракції з нього вилучається етиловий спирт. Оптимальна кількість води залежить від складу КГФ. Верхній – ефірний шар – спрямовується до збірника ефірного концентрату 4, а нижній – водно-спиртова рідина – через збірник 5 потрапляє до куба 7 ректифікаційної колони 6.

Якщо КГФ не створює з водою гетерогенну суміш, він спрямовується через збірник 3 безпосередньо на переробку.

На початку процесу колона 6 працює “сама на себе”, при  $R=\infty$ . Після досягнення рівноваги починається відбір фракцій.

Перша фракція відбирається в інтервалі температур 20,0...21,0° С при збільшенні флегмового числа з 3,0 до 8,0.

Друга фракція, що містить головні домішки, відбирається до збірника 14. Її відбір закінчується при температурі 71,5° С. Цій температурі відповідає азеотропна точка потрійної системи етилацетат-етанол-вода з концентрацією етилацетату біля 55 мас. %.

Для одержання більш високих концентрацій етилацетату необхідно зруйнувати азеотроп. З цією метою під час відбирання третьої – ефірної – фракції до колони подається гаряча вода. Процес ведеться при  $R=4,0...6,0$ . У результаті концентрація етилацетату досягає 76... 77%. У декантаторі 9 відбувається розділення флегми на два шари. Верхній у вигляді ефірного концентрату потрапляє до збірника 4, а нижній – водно-спиртовий – повертається до колони. Коли флегма гомогенна, але при додаванні води переходить до гетерогенного стану, вона обминає декантатор і надходить до екстрактора 13, де за допомогою води звільняється від етанолу. Нижній водно-спиртовий шар з екстрактора прямує до збірника 5, а верхній – ефірний концентрат крізь ємкість 4 виводиться з установки.

Четверта фракція відбирається до збірника 12 в інтервалі температур 76...78° С, ця фракція близька за складом до спирту-сирцю. У подальшому ця фракція спрямовується на централізовану перегонку для одержання спирту-ректифікату.

Остання фракція – це водно-спиртова рідина міцністю 22,0... 25,0 мас. %.

Процес закінчується при досягненні температури 100° С.

В результаті фракційної перегонки одержують наступні продукти: оцтовий альдегід, ефірний концентрат (етилацетатний розчинник) та сирець етилового спирту.

## 15.14 ЕНЕРГОЗБЕРЕЖЕННЯ В ПРОЦЕСІ ПЕРЕГОНКИ ТА РЕКТИФІКАЦІЇ СПИРТУ

Рекуперативне (екстенсивне) енергозбереження поряд з ізоляцією теплоспоживаючого технологічного обладнання знайшло широке впровадження у процесі брагоректифікації. З цією метою використовується теплота водно-спиртової пари бражної колони (БРУ непрямої дії), спиртової та епюраційної колони (БРУ з елементами під вакуумом, прямої та напівпрямої дії), а також барди для нагріву бражки в установках прямої та напівпрямої дії.

Слід відзначити, що резерви екстенсивного енергозаощадження практично вичерпані. Подальше зниження енергоємності виробництва знаходиться в області інтенсивного енергозаощадження.

На шляху переходу від екстенсивних способів заощадження енергоносіїв до інтенсивного енергозаощадження найбільший ефект досягається при комплексному підході до вирішення енергетичних проблем, які базуються на реалізації енергозберігаючих мало- та безвідходних технологій.

Інтенсивне енергозбереження відкриває широкі можливості багатократного зниження витрат первинних джерел енергії, забезпечує суттєве зменшення викидів продуктів згоряння в атмосферу, стимулює безвідходне використання сировинних ресурсів, виступає як фактор глибокої нейтралізації шкідливого впливу виробничих об'єктів на навколишнє середовище.

Найбільш енергоємним у спиртовому виробництві є процес брагоректифікації.

Розробки інтенсивного енергозаощадження для цього процесу в останні роки проводяться за трьома основними напрямками:

1 – ступеневе використання теплової енергії в низці технологічних апаратів, які пов'язані між собою технологічними потоками;

2 – утилізація низькопотенціальної теплоти вихідних з технологічної системи матеріальних потоків за допомогою теплового насоса замкненого циклу;

3 – підвищення температурного потенціалу вторинної пари за рахунок її рекомпресії (тепловий насос відкритого циклу).

## 15.15 БРАГОРЕКТИФІКАЦІЙНІ УСТАНОВКИ ЗІ СТУПЕНЕВИМ ВИКОРИСТАННЯМ ТЕПЛОВОЇ ЕНЕРГІЇ

Використання декількох ступенів тиску для багаторазового ступенево-последовного використання теплоти гріючої пари вперше було запроваджено у 1843 році у цукровій промисловості. Багатоступеневі випарні установки зменшують витрати первинної енергії за рахунок використання теплоти конденсації вторинної пари попереднього корпусу для обігріву наступного.

Використання багатоступеневих випарних установок зараз є класичним вирішенням питання енергозбереження.

Значно складніші справи з використанням декількох ступенів тиску в процесі ректифікації. У даному випадку маємо справу не з водяною парою, яка відрізняється

ся стабільними термодинамічними властивостями, а з водно-спиртовою парою, яка змінює свої характеристики у широких межах в залежності від концентрації спирту та інших летких домішок. Крім того, високі значення фізико-хімічної депресії між киплячою водно-спиртовою рідиною та її насиченою парою вимагають створення досить високих перепадів тиску у пов'язаних між собою тепловими потоками колонах.

Найбільш простим способом зниження витрат пари при брагоректифікації є використання установок прямої дії (рис.15.22). Особливістю установки є двократне використання всієї теплоти гріючої пари, що надходить до бражної колони. Підігріта у дефлегматорі спиртової колони та бражному підігрівачі спиртова бражка, піддається епюрації за рахунок водно-спиртової пари, що надходить з бражної колони до епюраційної. Особливістю спиртової колони є наявність тільки концентраційної частини та живлення її водно-спиртовою парою з бражної колони. Епюрована бражка та флегма зі спиртової колони потрапляє на верхню тарілку бражної колони та після звільнення від спирту виводяться з установки одним потоком. Двократне використання теплоти гріючої пари дає можливість знизити її витрати на процес на 35... 40%.

Недоліком установки є можливе погіршення якості спирту при переробці дефектного зерна, викликане прямим зв'язком бражної та спиртової колон, а також розведення барди лютерною водою.

У ВНДІ харчової біотехнології розроблена та знайшла впровадження на ряді спиртових заводів БРУ напівпрямої дії (рис. 15.23). Відмінною особливістю уста-

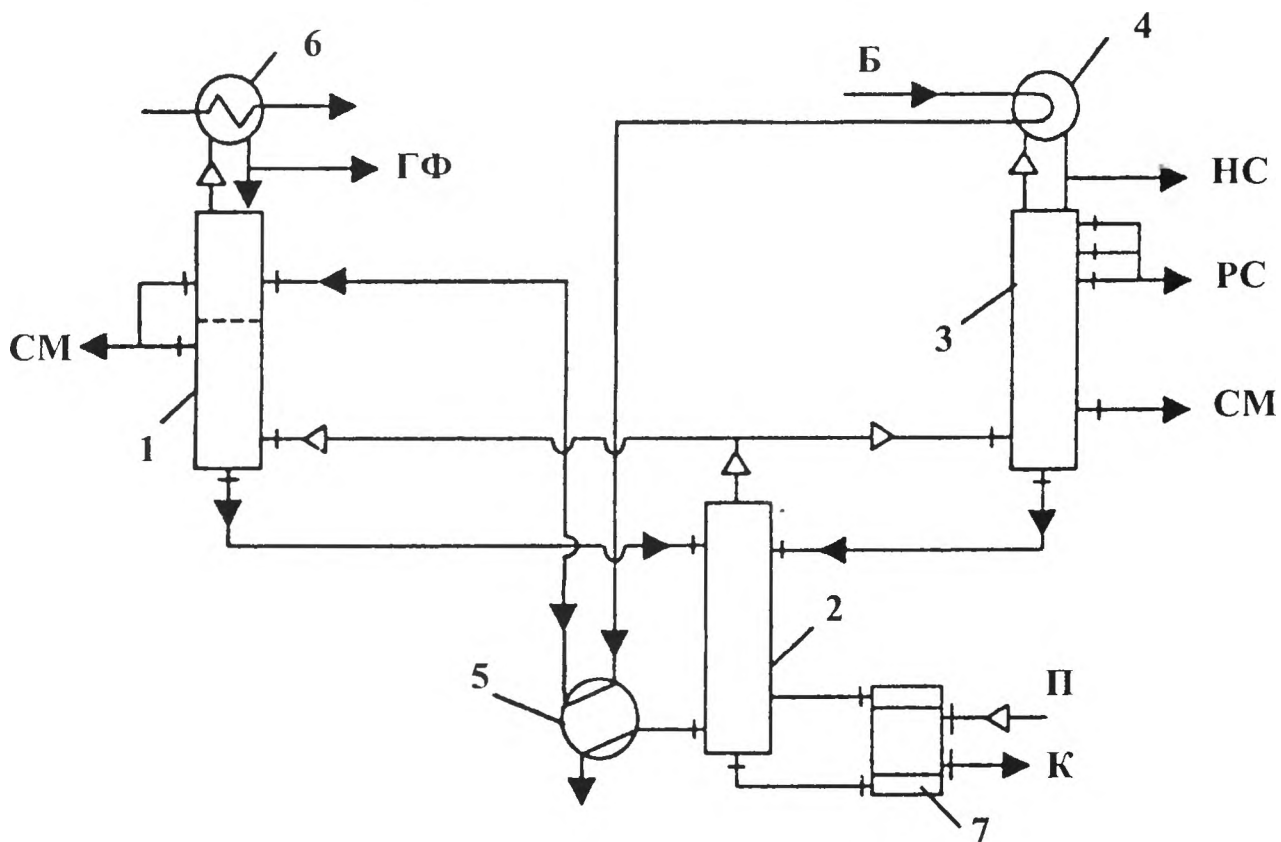


Рис. 15.22 БРУ прямої дії.

Колони: 1 – епюраційна; 2 – бражна; 3 – спиртова;  
4, 6 – дефлегматори; 5 – підігрівач бражки; 7 – кип'ятильник

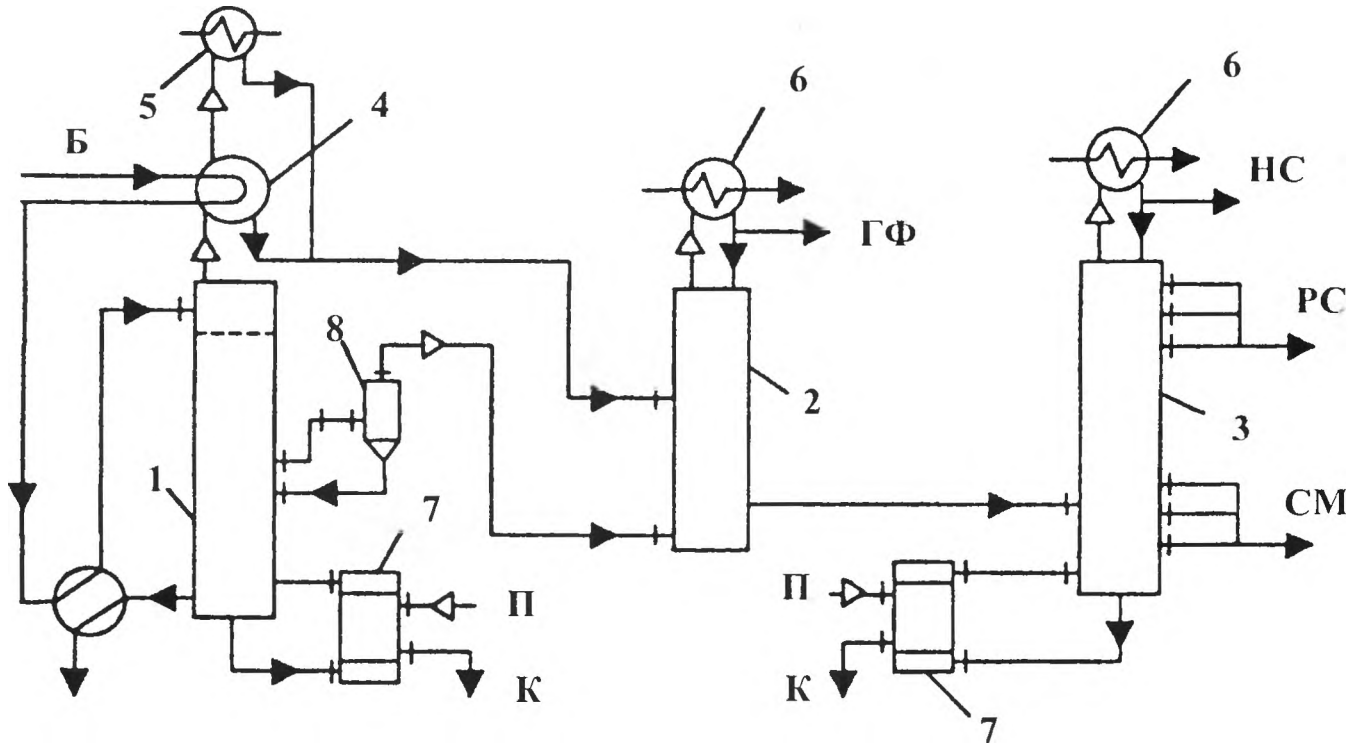


Рис. 15.23 БРУ напівпрямої дії.

Колони: 1 – бражна; 2 – епіюраційна; 3 – спиртова; 4 – підігрівач бражки; 5 – конденсатор; 6 – дефлегматор; 7 – кип’ятильник; 8 – піновловлювач

новки є попередня епіюрація бражки та використання водно-спиртової пари, що виходить з бражної колони для обігріву епіюраційної колони.

До установок напівпрямої дії треба віднести БРУ, розроблену в НУХТ під керівництвом проф. Маринченка В.О. та запроваджену на Вузлівському спиртзаводі (рис. 15.24), в якій передбачене двостадійне використання теплоти. Обігрівання епіюраційної колони здійснюється парами бражного дистилляту. Водно-спиртова пара з бражної колони потрапляє до кип’ятильника епіюраційної колони, де, перш за все, конденсуються компоненти, які мають температуру конденсації вище, ніж в етанолу. Несконденсовані водно-спиртові пари з температурою 86...88° С надходять до бражного підігрівача, де остаточно конденсуються. У результаті конденсат, що виходить з бражного підігрівача, більш концентрований за спиртом, ніж пара, яка надходить з бражної колони до кип’ятильника епіюраційної, завдяки чому створюється перепад температур, що забезпечує кипіння у кубі епіюраційної колони.

Використання установок напівпрямої дії знижує витрати пари та води на брагоректифікацію приблизно на 20... 25%.

На рис. 15.25 наведено схему установки з трьома ступенями тиску, розроблену Стабниковим та Степанцем. Бражна колona працює під абсолютним тиском 220 кПа, епіюраційна – 125 кПа, а ректифікаційна та сивушна – 470 кПа. У даній схемі економія тепла складає біля 40%.

Теплота конденсації водно-спиртової пари однієї колони для обігріву іншої широко використовується в деяких закордонних БРУ.

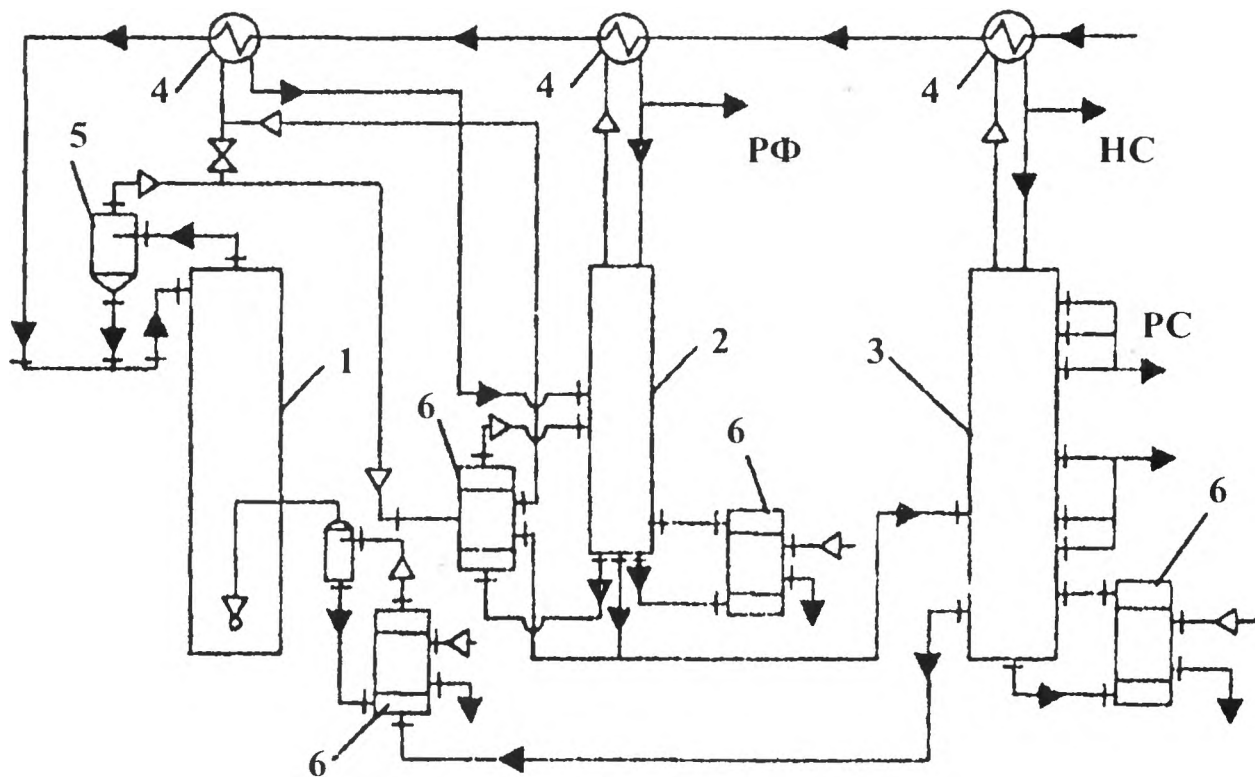


Рис. 15.24 БРУ системи НУХТ та Вузлівського спиртового заводу.

Колони: 1 – бражна; 2 – епіюраційна; 3 – спиртова; 4 – підігрівач бражки;  
5 – сепаратор  $\text{CO}_2$ ; 6 – кип'ятильники

В установці фінської фірми “Розенлев” (рис. 1.26) гріюча пара вводиться тільки до бражної та спиртової колон. Обігрів колон брагоспюраційної та епіюраційної (частково) та остаточного очищення проводиться за рахунок теплоти конденсації пари, що виходить з бражної та спиртової колон. Для забезпечення двократного використання теплоти у бражній та спиртовій колонах підтримується надлишковий тиск 50 кПа. За даними фірми, витрата пари складає 43 кг/дал.

Серед нових схем БРУ за кордоном заслуговує на увагу установка фірми “Фогельбуш” (Австрія), в якій передбачені три ступені тиску – від максимального (у бражній колоні) до меншого (у спиртовій) та мінімальному (в епіюраційній) (рис. 15.27).

Слід відзначити БРУ фірми INTERIS (Франція), яка працює за принципом прямої дії (рис. 15.28). За даними фірми, витрата пари складає 26 кг/дал а. а. Вироблення високоякісного спирту в залежності від сировини складає 88 – 95% від а. а. бражки.

Найбільш ефективно багаторазове використання теплоти може бути здійснено при роботі окремих колон під вакуумом, що дає можливість забезпечити в них необхідну для проведення процесу різницю температур.

В останні роки були розроблені та знайшли промислове впровадження БРУ з різним тиском в окремих колонах, в основному це вакуумні БРУ.

Вакуумні брагоректифікаційні установки поділяються на дві групи. До першої належать установки, в яких бражна колона працює під розрідженням, та в окре-

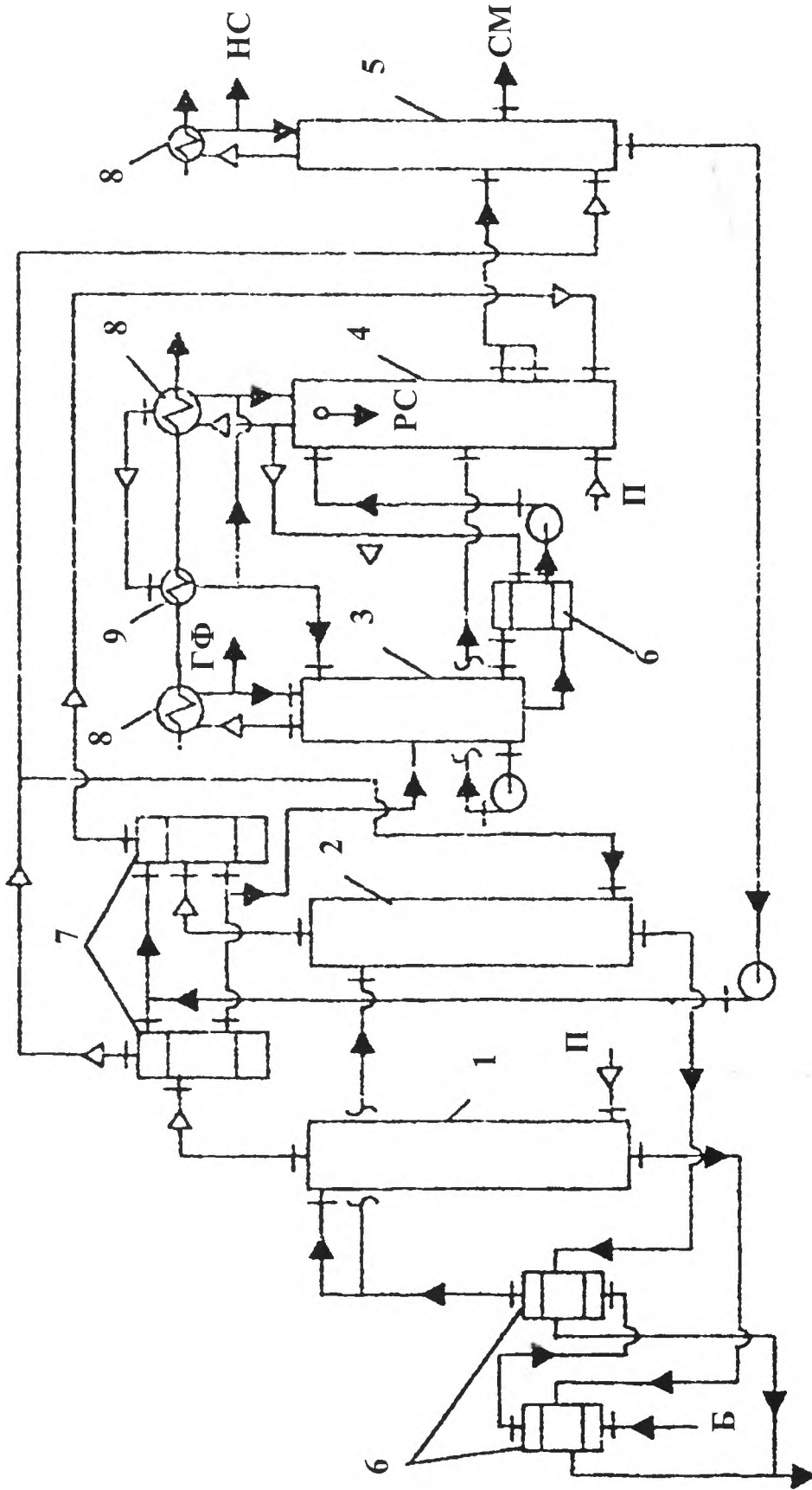


Рис. 15.25 БРУ з трьома ступенями тисків.

Колони: 1, 2 – бражна; 3 – епюраційна; 4 – спиртова; 5 – сивушна;  
 6 – підігрівачі бражки; 7 – випарювачі; 8 – дефлегматори; 9 – конденсатори

мих випадках епюраційна, а їх обігрів здійснюється за рахунок теплоти конденсації водно – спиртової пари спиртової та сивушною колон (у випадку наявності останньої в установці). За такою схемою працюють БРУ фірми “Спейшим”, деякі установки США, установка системи ВТІ.

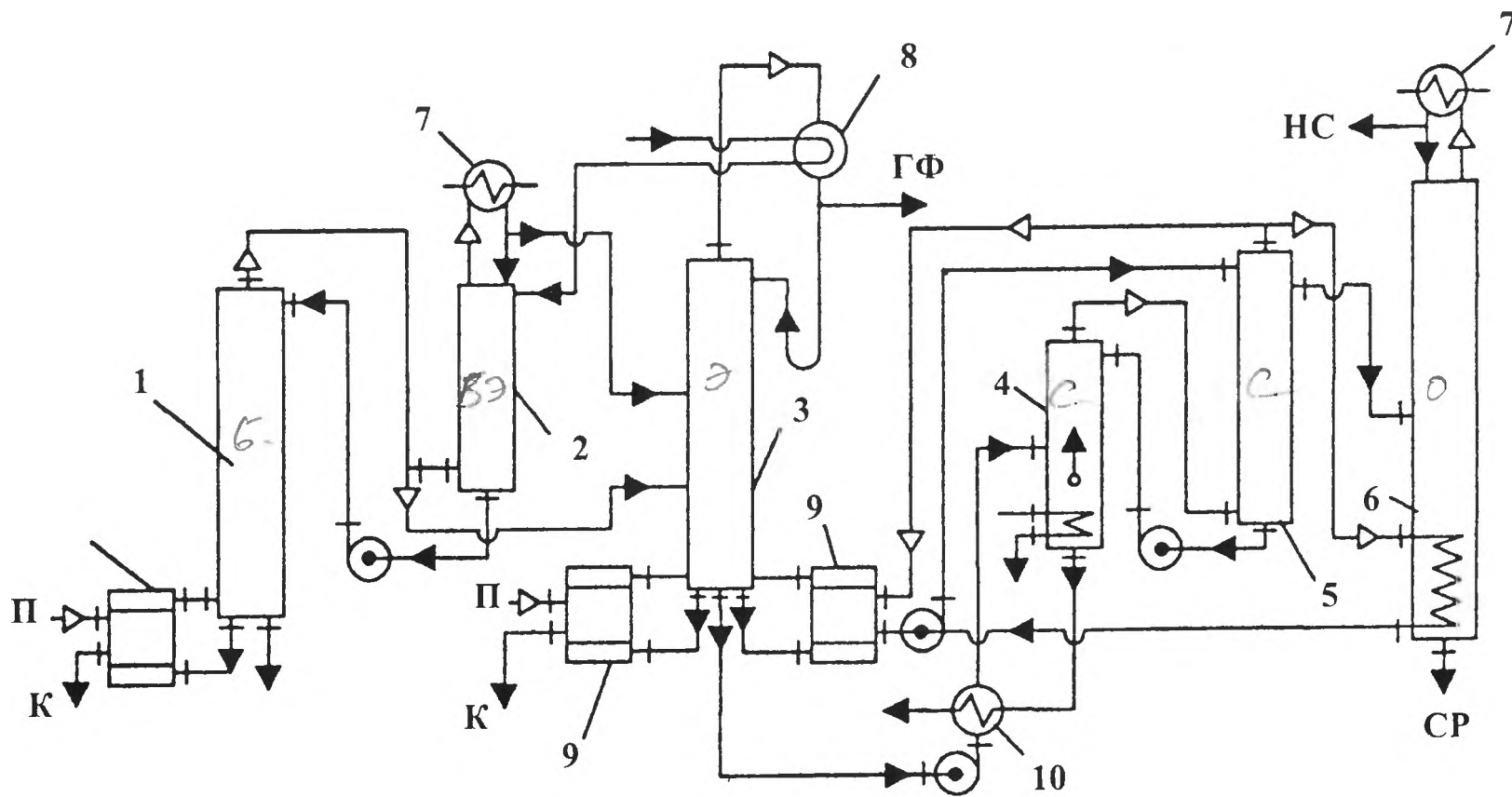


Рис. 15.26 БРУ фірми «Розенлев» (Фінляндія).

Колони: 1 – бражна; 2 – брагоекюраційна; 3 – екюраційна; 4, 5 – спиртова; 6 – кінцевої очистки; 7 – дефлегматори; 8 – підігрівач бражки; 9 – кип'ятильники; 10 – підігрівач екюрату

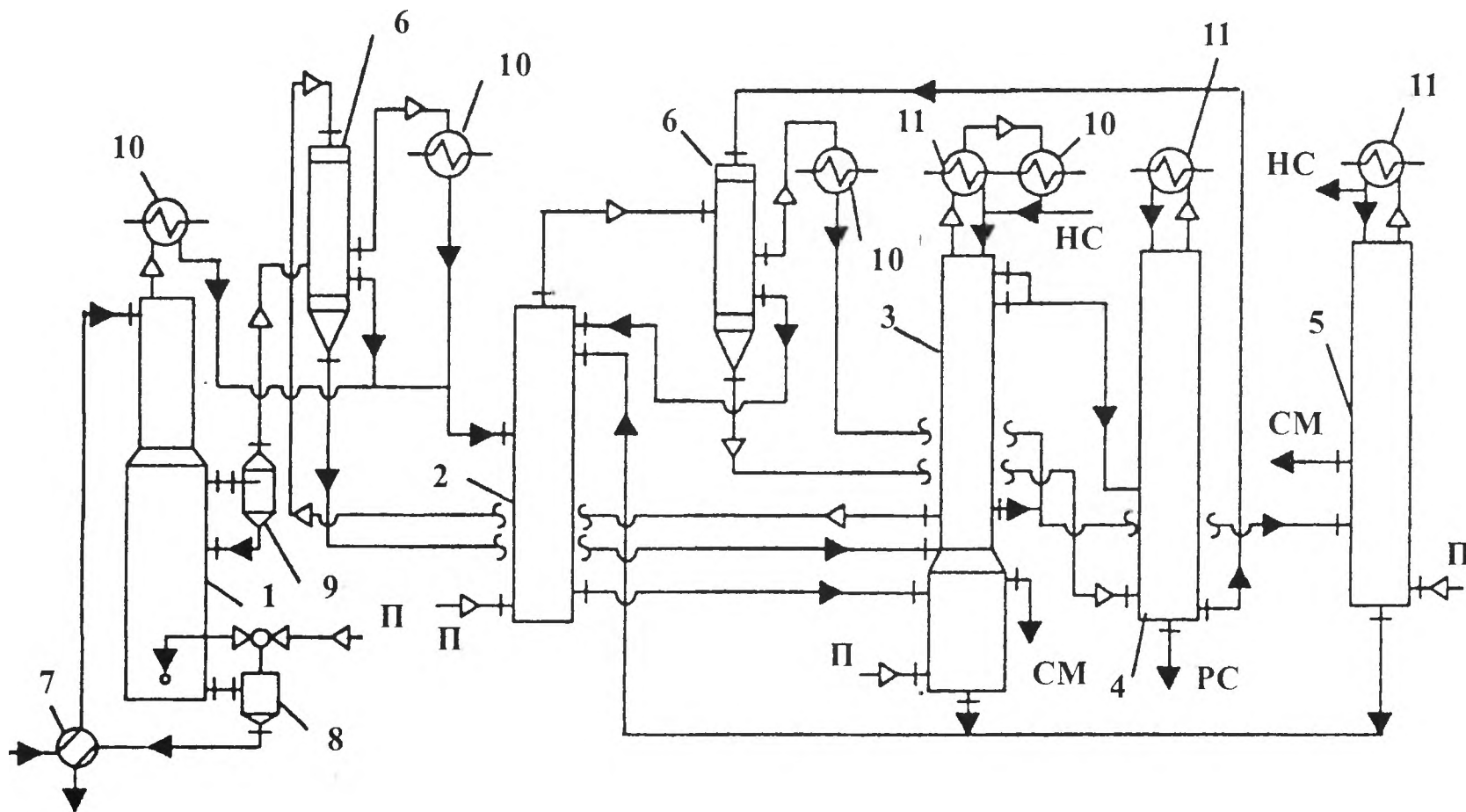


Рис. 15.27 БРУ фірми «Фогельбуш» (Австрія).

Колони: 1 – брагопeregінна; 2 – епюраційна; 3 – спиртова; 4 – кінцевої очистки; 5 – сивушна; 6 – випарювачі; 7 – підігрівач бражки; 8 – випарювач барди; 9 – уловлювач-сепаратор; 10 – конденсатори; 11 – дефлегматори



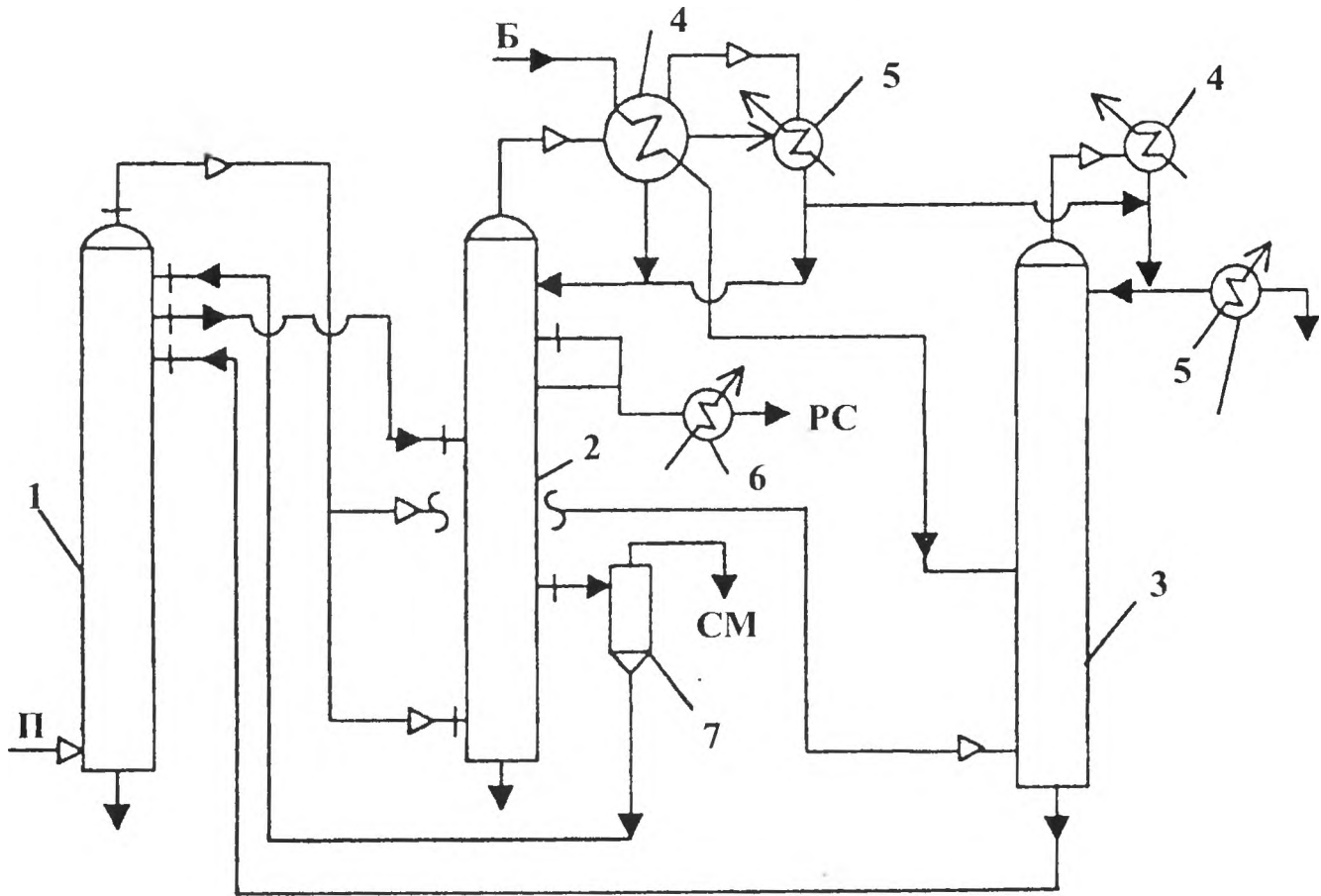


Рис.15.28 БРУ прямої дії "INTERIS".

Колони: 1 – бражна; 2 – спиртова; 3 – епіюраційна; 4 – дефлегматор; 5 – конденсатор; 6 – холодильник; 7 – сивухопромивач

До другої групи належать БРУ з вакуумуванням спиртової та епіюраційної колон та обігрівом їх водно-спиртовою парою бражної колони (окремі установки США, УкрНДІспиртбіопроду, ВНДІ харчової біотехнології, НУХТ та ін.).

З технологічної точки зору робота бражної колони під розрідженням найбільш раціональна тому, що зі зниженням температури зменшується новостворення летких домішок спирту, що позитивно впливає на аналітичні та органолептичні показники спирту.

За енергетичними показниками друга група має перевагу, тому що у даному варіанті використовується вторинна пара більш високого потенціалу. Температура конденсації вторинної пари на виході з бражної колони 92...95° С проти 78° С у спиртовій колоні. Крім того, зі спиртової колони необхідно відводити значно меншу кількість несконденсованих газів, отже зменшується витрата енергії на вакуум-насос.

На рис. 15.29 наведена вакуумна БРУ фірми "Спейшим" з чотирма ступенями тиску. До установки, окрім трьох основних колон, входять метанольна та колона розгонки головних домішок. В епіюраційній колоні передбачена подача лютерної води на гідроселекцію у кількості, що забезпечує концентрацію епіурату 10 об.%. Кількість домішок, що відбираються з розгінної колони, складає 5,0... 6,5% від введенного до установки спирту.

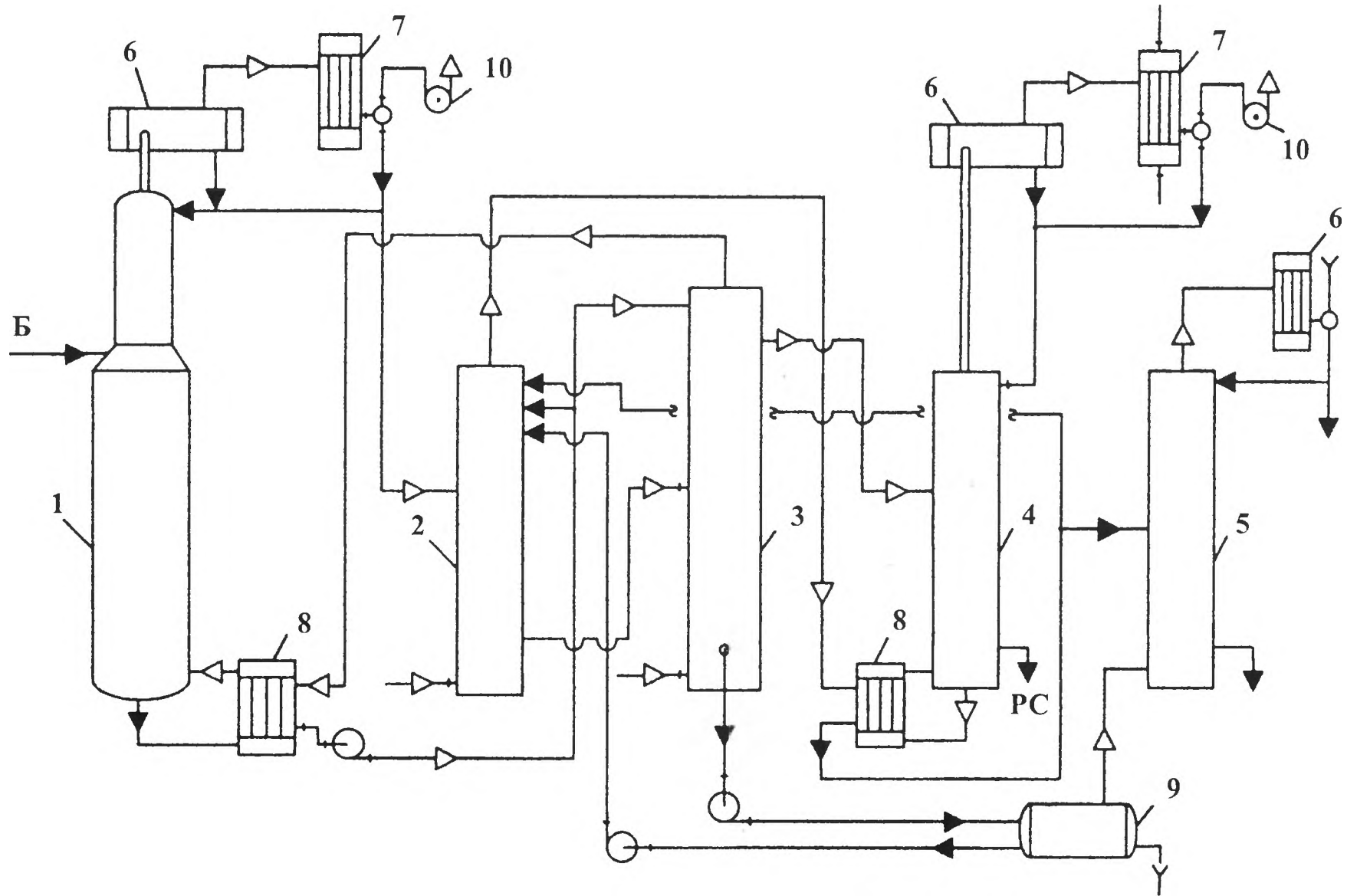


Рис. 15.29 Вакуумна БРУ фірми "Спейшим" (Франція).

Колони: 1 – бражна; 2 – епюраційна; 3 – спиртова; 4 – метанольна; 5 – розгінна; 6 – дефлегматор; 7 – конденсатор;  
8 – кип'ятильник; 9 – випаровувач; 10 – вакуум-насос

Епіюраційна та спиртова колони працюють при надлишковому тиску, бражна та метанольна – при тиску 0,08 МПа та 0,09 МПа відповідно, в розгінній колоні підтримується атмосферний тиск. Свіжою гріючою парою обігривається тільки епіюраційна та спиртова колони; бражна та метанольна – вторинною водно-спиртовою парою, а колона розгонки домішок – парою самовипаровування лютерної води.

Витрата гріючої пари не перевищує 31... 32 кг/дал спирту.

На рис. 15.30 представлена БРУ системи Воронежського технологічного інституту (автор Баранцев В.І.). Особливістю установки є те, що бражна колона працює при розрідженні та обігривається вторинною парою, що регенерується у випарнику-дефлегматорі з конденсату гріючої пари епіюраційної та спиртової колон та лютерної води. Економія пари досягає 40% у порівнянні з установкою непрямої дії. Крім того, зниження температури у бражній колоні зменшує вміст у бражному дистиляті складних ефірів, альдегідів та кислот та позитивно впливає на дегустаційні показники ректифікованого спирту. До переваг даної установки слід віднести можливість вилучення цукроміцетів безпосередньо з барди, а не з бражки перед її дистиляцією. Це дозволяє знизити втрати спирту при сепаруванні дріжджів та розведенні відсепарованої бражки промивними водами. Останнє, в свою чергу, дозволяє економити гріючу пару на вилучення спирту з бражки.

Недоліком установки є те, що температура вторинної пари не перевищує 67° С, тому для її використання в якості гріючої необхідно у бражній колоні підтримувати досить глибоке розрідження – 80... 83 кПа, що знижує експлуатаційні показники установки в цілому.

Зараз на ряді спиртових заводів впроваджені брагоректифікаційні установки УкрНДІспиртбіопроду (рис. 15.31) з двоступеневим тепловикористанням, в яких передбачається робота епіюраційної та концентраційної частин спиртової колони під розрідженням. Бражка нагрівається у дефлегматорі спиртової колони та в підігрівачах бражки. Для утилізації теплоти барди застосовується пароежекція. Пароструминним насосом 8 у випарнику 9 підтримується розрідження 0,050... 0,055 МПа, завдяки чому барда випаровується та охолоджується. Пара, одержана при випаруванні барди, стискується у пароструминному насосі та використовується для обігріву бражної колони і підігріву бражки у бражних підігрівачах. Спиртова колона розділена на дві частини – концентраційну, яка працює при розрідженні 35...38 кПа, та відгінну, яка працює під атмосферним тиском та обігривається гострою парою. Багаторічний досвід експлуатації даних установок показав, що витрата гріючої пари на процес брагоректифікації складає 32... 34 кг/дал, замість 55... 60 кг/дал у БРУ непрямої дії.

Треба відзначити, що незважаючи на значну економію гріючої пари, установка складна в експлуатації та потребує надійної системи автоматизації.

Співробітниками ВНДІ харчової біотехнології розроблена вакуумна БРУ на базі установки напівпрямої дії (рис. 15.32). У наведеній схемі передбачається робота під вакуумом спиртової колони та обігрів її за рахунок теплоти пари бражного дистиляту та деякої кількості пари, яка пройшла відгінну частину колони.

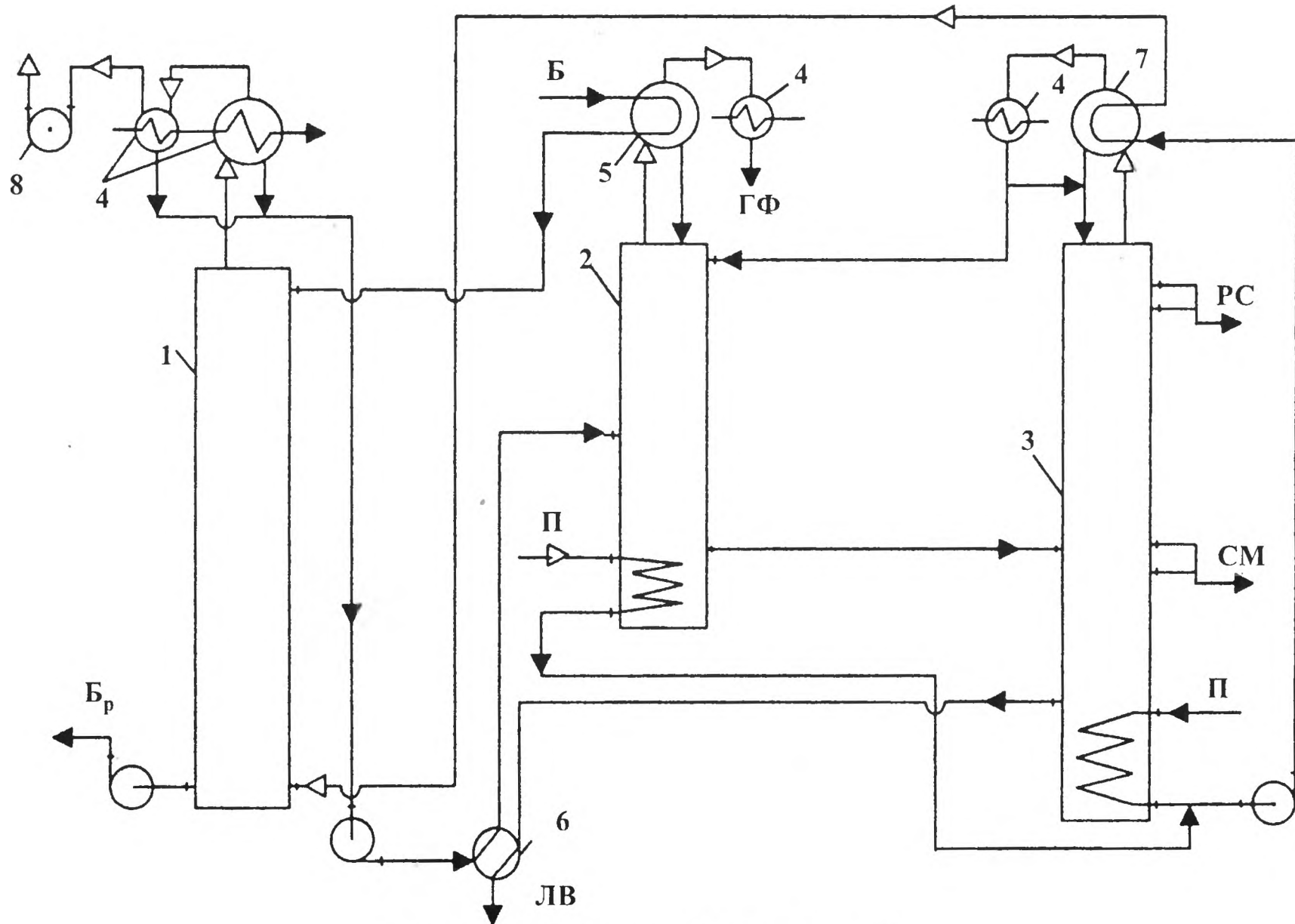


Рис. 15.30 БРУ системи ВТІ (В.І.Баранцев).

Колони: 1 – бражна; 2 – епюраційна; 3 – спиртова; 4 – конденсатори; 5 – підігрівач бражки; 6 – підігрівач бражного дистиляту; 7 – випарювач-дефлегматор; 8 – вакуум-насос

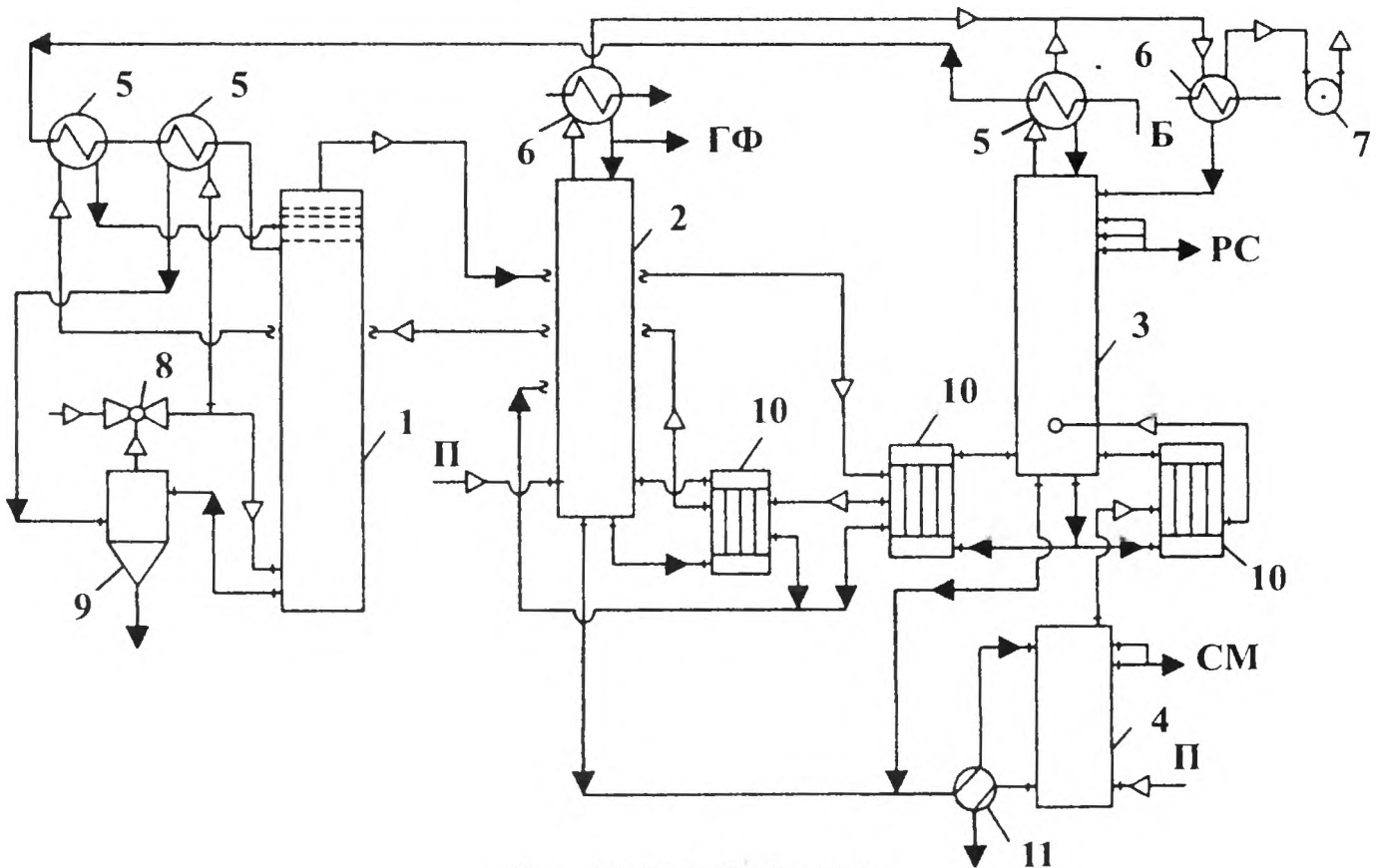


Рис. 15.31 БРУ ВАК-2.

- 1 — бражна колона; 2 — епіюраційна колона; 3 — концентраційна частина спиртової колони; 4 — відгінна частина спиртової колони; 5 — підігрівач бражки;  
 6 — дефлегматор; 7 — вакуум-насос; 8 — ежектор, 9 — випарювач;  
 10 — кип'ятильник; 11 — підігрівач епіюрата

Нагрівання бражки здійснюється теплою барди, що відходить, у проміжному водному циркуляційному контурі. Установа повинна мати високі теплотехнічні властивості, але промислового впровадження вона не знайшла.

У НУХТ розроблена технологічна схема переведення типових брагоректифікаційних установок непрямої дії на роботу під розрідженням (рис. 15.33). Бражна колона працює під тиском, близьким до атмосферного, а епіюраційна та спиртова, що має тільки концентраційну частину – під розрідженням біля 50 кПа. У даному випадку типова БРУ доповнюється теплообмінником для підігріву бражки теплою барди, що відходить, вакуум-насосом та спиртовловлювачем. Спиртова колона має тільки концентраційну частину. Флегма з нижньої частини спиртової колони перекачується ежектором на верхню тарілку бражної колони. Ця схема забезпечує зниження питомої витрати пари на 45... 50% при мінімальних витратах на переоснащенні типових БРУ.

Незважаючи на значну економію гріючої пари, згадані установки не знайшли широкого впровадження. Крім того, відсутній об'єктивний метод термодинамічної оцінки БРУ, який дозволяє обґрунтовано підійти до їх вибору.

За кордоном усе більше розповсюджуються теплонасосні установки, що дозволяють досить ефективно використовувати низькопотенціальну теплоту матеріальних потоків, які відходять з технологічної системи.

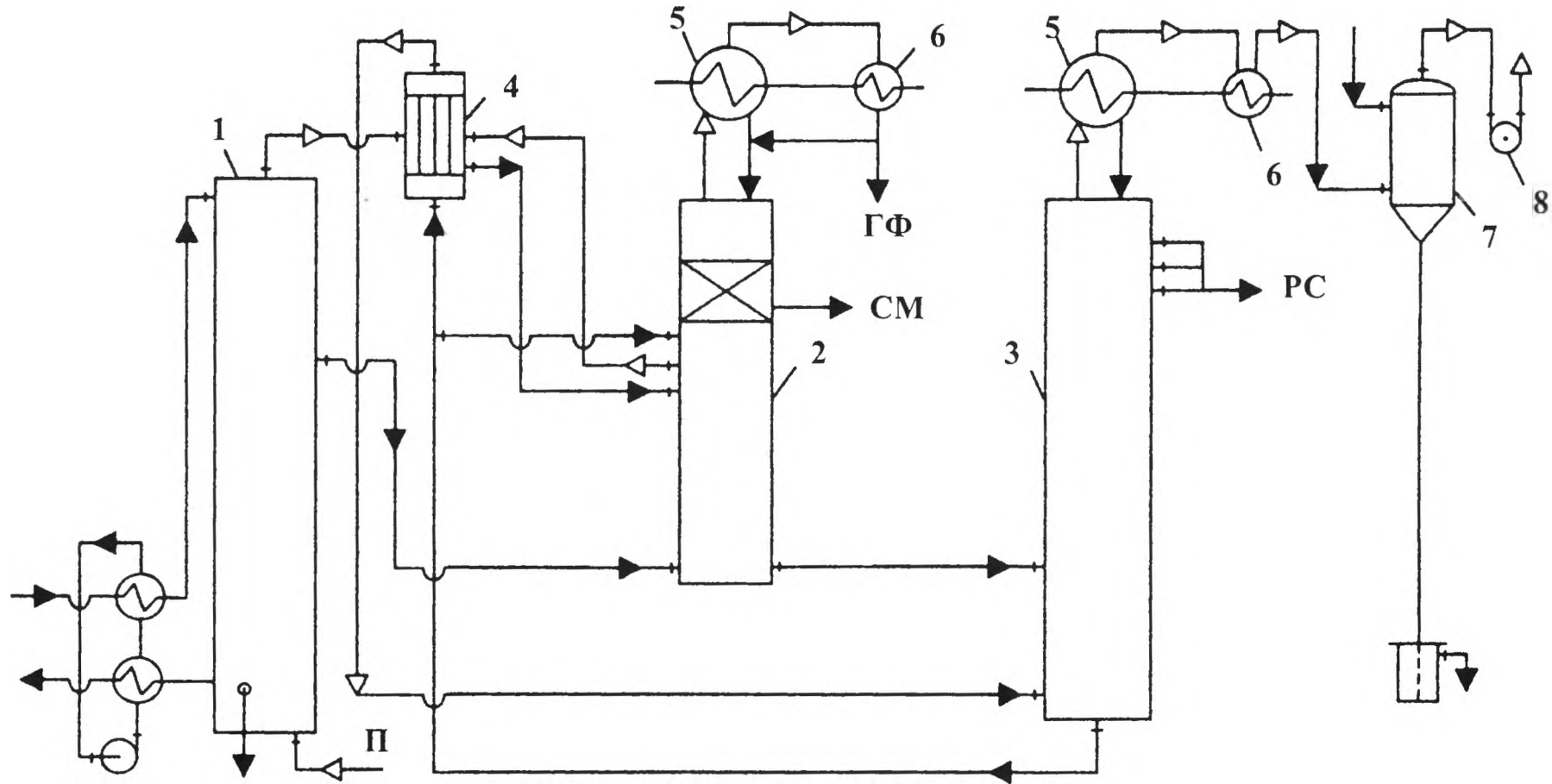


Рис. 15.32 БРУ системи ВНДІ харчової біотехнології.

Колони: 1 – бражна; 2 – епюраційна; 3 – спиртова; 4 – випарювач; 5 – дефлегматори; 6 – конденсатори; 7 – барометричний конденсатор; 8 – вакуум-насос

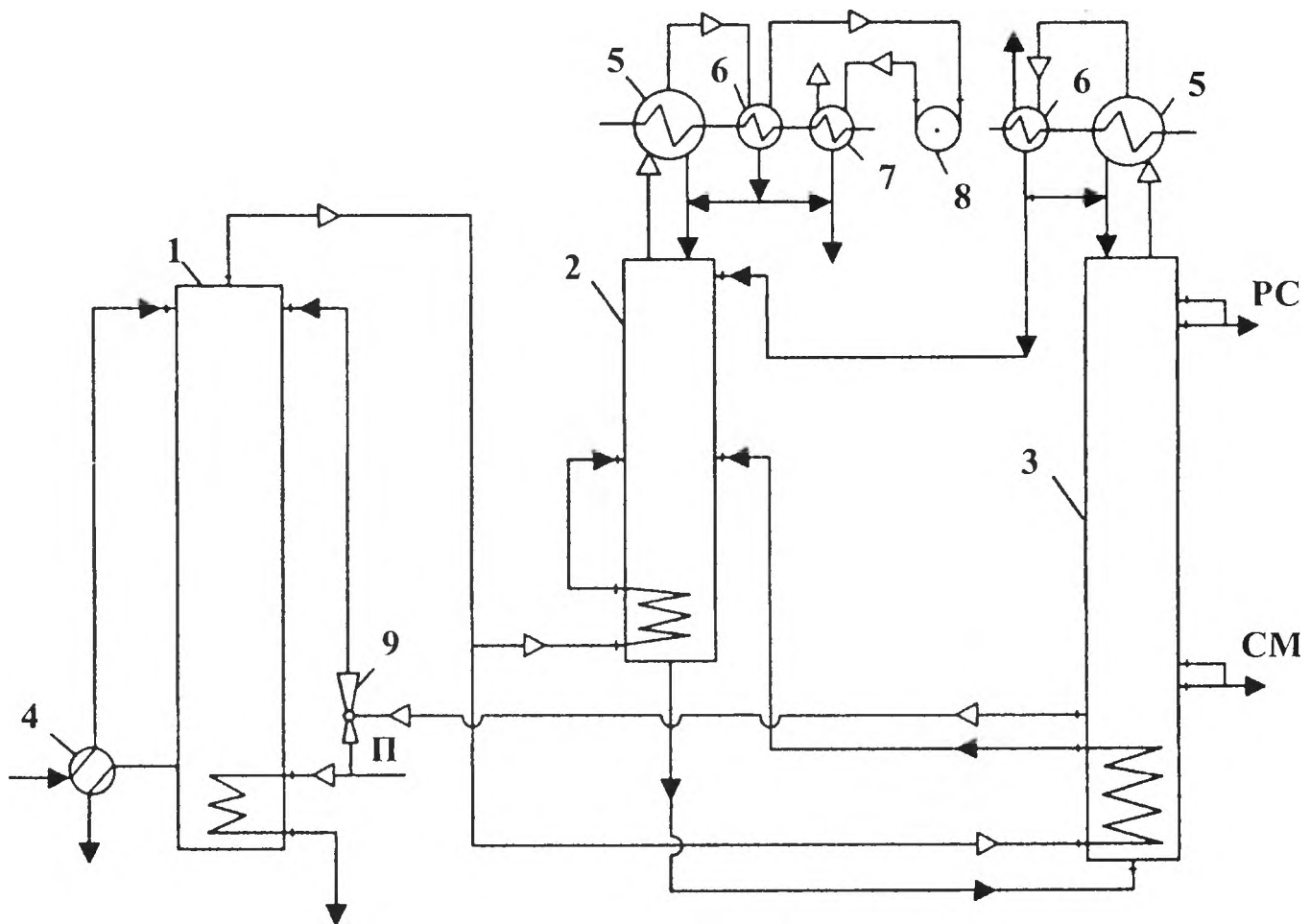


Рис. 15.33 Вакуумна установка непрямої дії (НУХТ).

Колони: 1 – бражна; 2 – епюраційна; 3 – спиртова; 4 – підігрівач бражки;  
5 – дефлегматори; 6 – конденсатори, 7 – спиртовловлювач; 8 – вакуум-насос;  
9 – ежектор

## 15.16 ПІДВИЩЕННЯ ТЕПЛОВОГО ПОТЕНЦІАЛУ ВТОРИННИХ ЕНЕРГОРЕСУРСІВ

Для утилізації низькопотенціальної теплоти різних матеріальних потоків може бути використаний трансформатор теплоти – тепловий насос. Відмінність теплового насоса від звичайних теплообмінників у тому, що останні дозволяють передати теплоту від більш нагрітого потоку до менш нагрітого, у той час як у тепловому насосі теплота передається від більш холодного до більш нагрітого потоку. Такий перенос теплоти здійснюється з витратою певної кількості роботи.

Перші промислові теплові насоси одержали розповсюдження у США у кінці 50-х – початку 60-х років ХХ століття. Завдяки можливості утилізації низькопотенціальної теплоти, що є основним призначенням теплового насоса, їх використання все ширше розповсюджується. Розвиток теплових насосів стає предметом діяльності національних урядових програм та міжнародних організацій.

Відведення енергії у формі теплоти від об'єктів з відносно низькою температурою до приймачів теплоти з більш високою температурою пов'язано з підвищен-

ням теплового потенціалу вторинного джерела енергії, що не може, виходячи з першого закону термодинаміки, відбуватися самодовільно. Для підвищення теплового потенціалу необхідна витрата зовнішньої енергії того або іншого виду: електричної, механічної, хімічної, кінетичної, енергії потоку газу або пари та ін.

Процеси підвищення потенціалу теплоти класифікуються в залежності від стану температурних умов тепловіддавача та теплоприймача по відношенню до температури зовнішнього середовища (293К). У випадку, коли температура тепловіддавача нижча за температуру навколишнього середовища, а температура теплоприймача дорівнює цій температурі, трансформатор теплоти має назву рефрижератора. Трансформатор теплоти, в якому тепловіддавач функціонує при температурах, що перевищують температуру навколишнього середовища, має назву теплового насоса.

При температурі теплопередавача, нижчою навколишнього середовища, а теплоприймача вищою, трансформатор теплоти здійснює обидві функції – і рефрижератора, і теплового насоса. Такий трансформатор теплоти називається комбінованим.

Теплові насоси широко застосовуються в технологічних установках, пов'язаних з нагріванням до температур не вище 500К.

Теплонасосні установки в залежності від способу підвищення тиску робочого тіла поділяються на три групи: компресійні, сорбційні та струминні.

Принцип роботи компресійних установок заснований на підвищенні тиску шляхом механічної або термічної дії на робочий агент.

Принцип роботи сорбційних установок заснований на підвищенні тиску робочого тіла при послідовному здійсненні термохімічної реакції поглинання робочого агента відповідним сорбентом з відведенням теплоти, а потім виділення – десорбції – робочого агента з сорбенту, що супроводжується підведенням теплоти. У цих установках використовуються властивості деяких пар речовин змінювати температуру при адіабатному змішуванні. За допомогою процесів сорбції та десорбції у сорбційних установках виконуються функції, аналогічні процесам всмоктування та нагнітання, що здійснюються механічним компресором.

Струминні трансформатори теплоти засновані на використанні кінетичної енергії потоку пари або газу, що підвищують тиск робочого агента. Струміння пари або газу, що виходить з великою швидкістю із сопла, створює ефект ежекції, в результаті якого відбувається всмоктування, а потім стиснення робочого тіла.

Струминні установки можуть представляти собою як закриті термодинамічні системи, робоче тіло в яких здійснює термодинамічний цикл (установки закритого типу), так і відкриті, в яких процес розімкнений (установки відкритого циклу).

Перспективною галуззю застосування теплових насосів є дистиляційні та ректифікаційні установки.

На спиртових заводах на долю брагоректифікаційних установок припадає біля 65% всієї енергії, що витрачається.

У класичній схемі ректифікації спостерігаються великі втрати енергії від незворотності процесу внаслідок великої різниці температур у випарниках та втрати теплоти в конденсаторах.



Використання води зовнішніх джерел для конденсації водно-спиртових парів часто призводить до зменшення кількості флегми та погіршення якості продукту в літню пору року з причини дуже високої температури води.

Для зниження енерговитрат у процесі ректифікації звичайно використовують схеми, наведені на рис. 15.34.

На схемі (рис. 15.34 а) верхній продукт стискується у компресорі 2 та використовується як гріючий агент у кип'ятильнику 4, де він конденсується та після дроселювання у вигляді флегми повертається до колони або відводиться від неї.

За другим варіантом (рис. 15.34 б) частина кубової рідини використовується як холодагент у дефлегматорі-випарнику 5, створена в ньому пара стискується у компресорі 2 та потрапляє на обігрів колони 1.

Використання кубової рідини, менш концентрованої за летким компонентом як робочої рідини для теплового насоса має перевагу, тому що їй властива більш висока температура пароутворення у порівнянні з дистилатом, що дозволяє знизити витрату енергії та кількість робочої рідини в компресорі.

На рис. 15.34 в) наведено схему теплового насоса закритого типу з проміжним теплоносієм.

Перевагою ректифікаційних установок порівняно з тепловими насосами є не тільки економія енергії, а й зменшення сумарної поверхні теплообміну.

Застосування теплових насосів у брагоректифікаційних установках ускладнюється значною різницею температур кипіння кубової рідини та пари верхнього продукту. Різниця температур, що спостерігається при розділенні суміші етилової спирту-вода (біля  $27^{\circ}\text{C}$ ), створює певні труднощі для застосування теплового насоса, який працює за схемою (рис. 15.34 а). У цьому випадку температурна депресія повинна покриватися додатковим стисненням пари, що у свою чергу призводить до значного її перегрівання та додатковим втратам енергії у кип'ятильнику за рахунок збільшення температурного напору. У даному випадку раціонально використовувати проміжний кип'ятильник, до якого потрапляє рідина з проміжних тарілок колони, а кипіння відбувається за рахунок конденсації стиснених у компресорі парів верхнього продукту (рис. 15.35). Решта теплоти надходить до кип'ятильнику нижньої частини колони з гріючою парою. Створена у додатковому кип'ятильнику пара та невипарена рідина надходить до колони, а сконденсована пара верхнього продукту після скиду тиску у дросельному клапані конденсується у конденсаторі та частково у вигляді флегми повертається до колони. Чим вищий тиск стискування пари, тим ближче до нижньої частини колони буде знаходитись відбір рідини до проміжного кип'ятильника, тим більше енергії буде витрачено на стиснення та менше теплоти потрапляти з гріючою парою.

Визначення оптимального тиску стискування пари верхнього продукту вимагає сумісного розрахунку колони та теплового насоса, тому що зі зміною місця відбору змінюється флегмове число та кількість тарілок у колоні.

У Франції в Національному інституті промислової хімії розроблена ректифікаційна колона з тепловим насосом, що використовує як робоче тіло воду (рис. 15.36 а). Установка проста та не містить додаткового теплообмінника, характеризу-

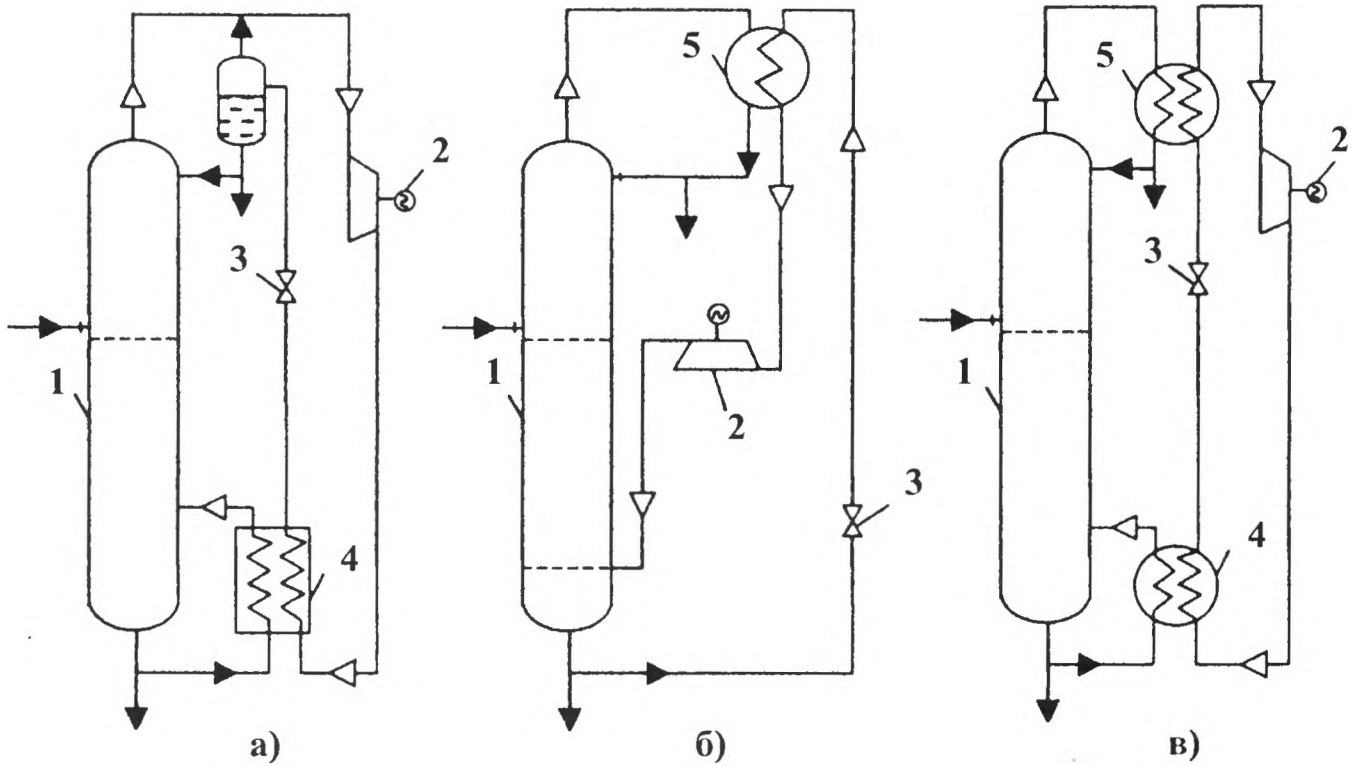


Рис. 15.34 Принципові схеми використання теплових насосів у ректифікаційних колонах: 1 – колона; 2 – компресор; 3 – дросельний клапан, 4 — кип'ятильник; 5 – дефлегматор-випарювач

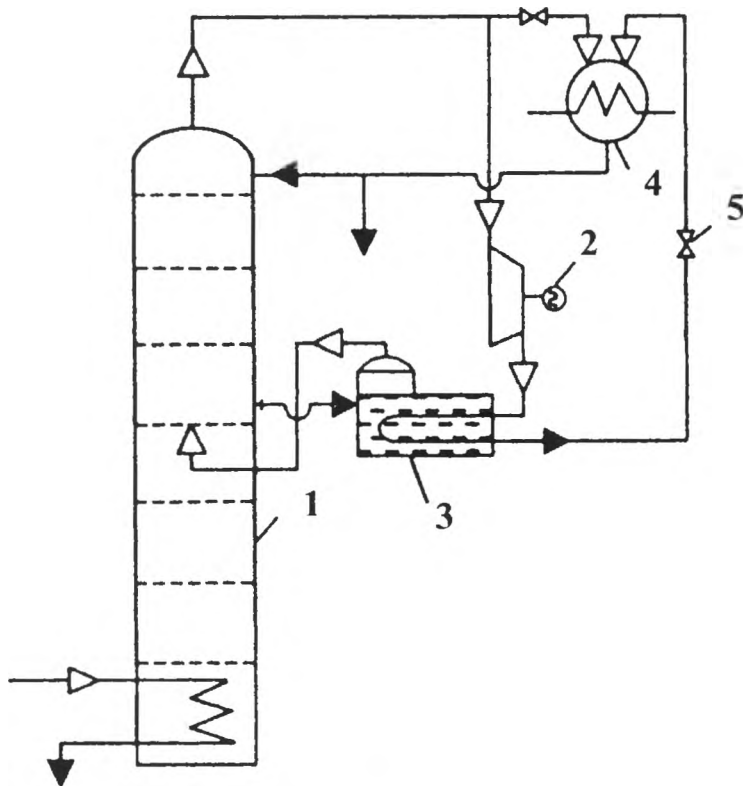


Рис. 15.35 Схема ректифікаційної колони з тепловим насосом і проміжним кип'ятильником: 1 — колона; 2 – компресор; 3 – проміжний кип'ятильник; 4 – дефлегматор; 5 — дросельний клапан

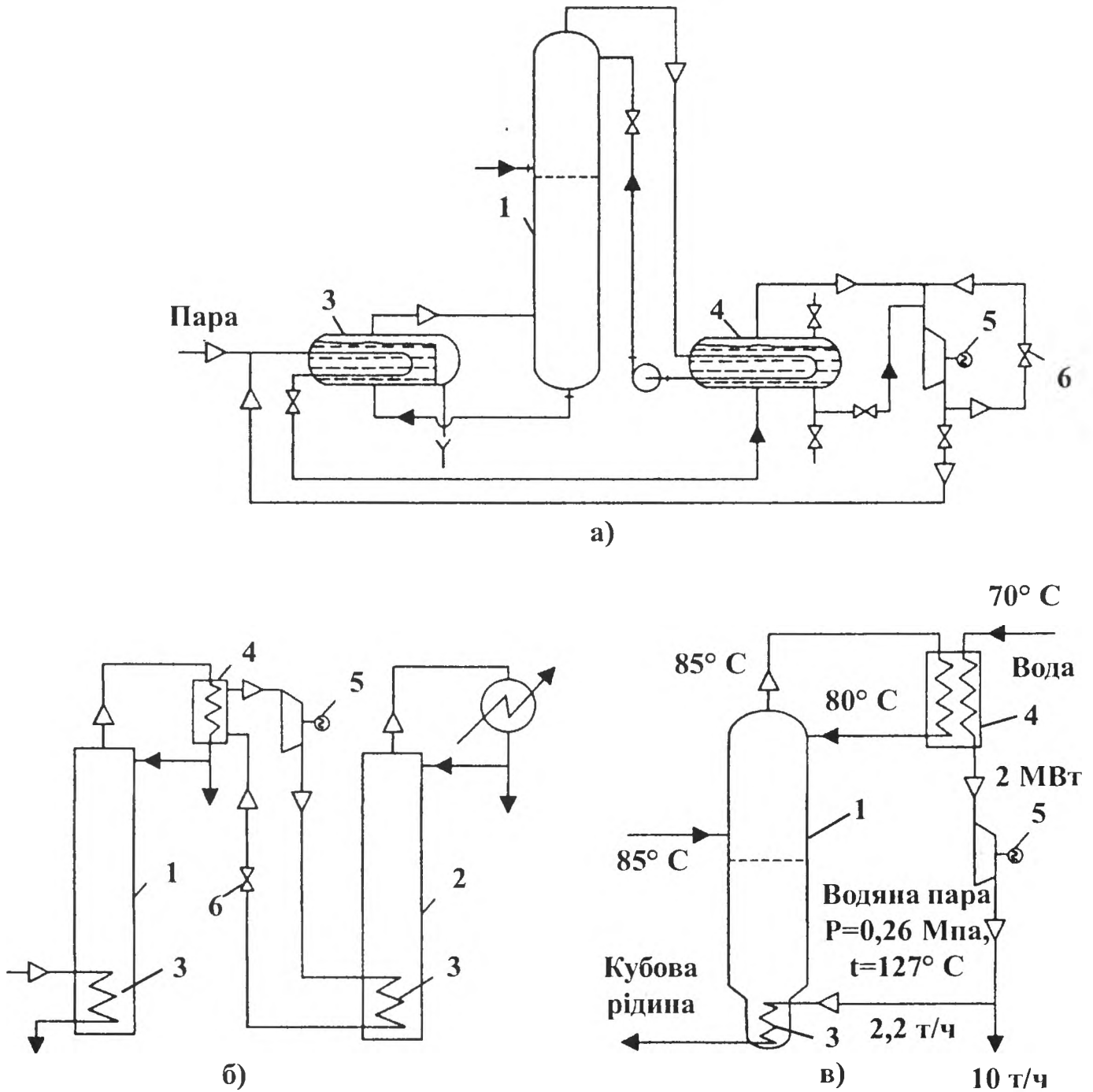


Рис. 15.36 Схеми використання теплового насоса з водою в якості робочого тіла:  
 1, 2 – колони; 3 – кип'ятильник; 4 – конденсатор-випарювач;  
 5 – компресор; 6 – дросельний клапан

ється помірними додатковими капіталовкладеннями та швидкою окупністю за рахунок додаткової економії енергії. Таке рішення може бути прийнято для колон, в яких різниця між температурою верху та низу незначна та які повинні працювати з великим флегмовим числом. Запропоновано також варіант об'єднання двох колон за допомогою теплового насоса, який використовує воду як робоче тіло (рис. 15.36, б). Робота колон 1 та 2 при різному температурному режимі дозволяє забезпечити необхідний температурний перепад в кип'ятильнику та конденсаторі-випарнику. Тепловий насос з водою в якості робочої рідини може працювати в інтервалі температур 80... 250° С.

На одному з хімічних заводів Франції дистиляційна колона для розділення водно-спиртової суміші з річною продуктивністю 10 млн. дал спирту оснащена тепловим насосом, у якому як робоче тіло використовувалася вода (рис. 15.36 в). При роботі колони без теплового насоса біля 80% теплоти (11,6 т пари за годину) витрачається на стадії конденсації. За допомогою теплового насоса з електроприводом потужністю 2 МВт ця теплота повністю рекуперується. У результаті на виході з теплового насоса одержують 12,2 т пари за годину ( $P=0,26$  МПа,  $t=127^{\circ}$  С). На підтримання процесу у колоні витрачається 2,2 т пари за годину, решта пари використовується для обігріву інших апаратів. Економія первинної енергії складає 3200 т нафти за рік, термін окупності 4,2 роки.

Великий інтерес для процесу ректифікації представляють теплові насоси відкритого циклу (механічна рекомпресія пари -МРП), тому що вони не потребують складного дорогого обладнання та спеціальних робочих рідин.

Такі теплонасосні установки знайшли широке застосування в спиртовій, а також у хімічній промисловості у процесах перегонки та ректифікації.

Регулювання витрати пари в таких установках здійснюється за рахунок зміни швидкості обертання приводного двигуна або за рахунок байпасування частини стисненої пари на вхід компресора. Використання МРП дозволяє також виключити з технологічної схеми велику кількість теплообмінників.

На одному з найбільших підприємств Франції “Дистелері Варньє де Нарбон” технічною службою Союзу виробників спирту та фірмою “Спейшим” проведені роботи з рекуперації теплоти спиртових парів за допомогою теплового насоса (за схемою рис. 15.34 а). На заводі змонтовано 5 ректифікаційних установок (три – виробництва фірми Пінгріс та дві – фірми Газань та Барбье), кожна з яких містить епіюраційну, спиртову та метанольну колони, загальною продуктивністю 13000 дал спирту за добу. Ректифікації піддається сирець з цукрового буряку, меляси, вина та виноградних вичавок. Витрата пари в залежності від вмісту в сирці метанолу дорівнює 28... 32 кг/дал. У процесі реконструкції 4 метанольні колони були замінені однією діаметром 1300 мм та висотою 22 м з кожухотрубним кип'ятильником з нержавіючої сталі. Теплонасосна установка включає одноступеневу парову турбіну фірми “Вартінгтон” потужністю 350 кВт, зі швидкістю обертання  $5000 \text{ хв}^{-1}$ . Тиск робочої пари 1,4 МПа, температура  $250^{\circ}$  С. Відпрацьована пара з тиском 0,2 МПа потрапляє до кип'ятильника метанольної колони. Конденсат з кип'ятильника у вигляді флегми надходить на верхню тарілку колони. Несконденсована у кип'ятильнику пара спрямовується до водяного конденсатора, звідки відбирається метанольна фракція, а надлишок конденсату приєднується до флегми.

Для виключення перегріву спиртових парів у процесі стискування до всмоктувальної комунікації компресора вбрикується водно-спиртовий конденсат із кип'ятильника колони. При роботі заводу 220 днів на рік економія палива у перерахунку на нафту складала 1076 тонн. Термін окупності склав 3 роки.

Фірма “Ле Дистелері де Лоб”, що переробляє вино та відходи виноробства на спирт-ректифікат, з метою економії природного палива та заміни його більш дешевою електроенергією застосувала ректифікаційну установку “Спейшим” продук-

тивністю 15000 дал спирту за добу (рис. 15.37). Рекуперація теплоти відхідних водно-спиртових парів здійснюється за допомогою теплонасосної установки. За даними фірми, у порівнянні з установкою прямої дії, для якої експлуатаційні витрати знижуються на 28%, зниження експлуатаційних витрат для установки з тепловим насосом від електродвигуна складає 23%, але капітальні затрати не перевищують 42% від витрат на БРУ прямої дії.

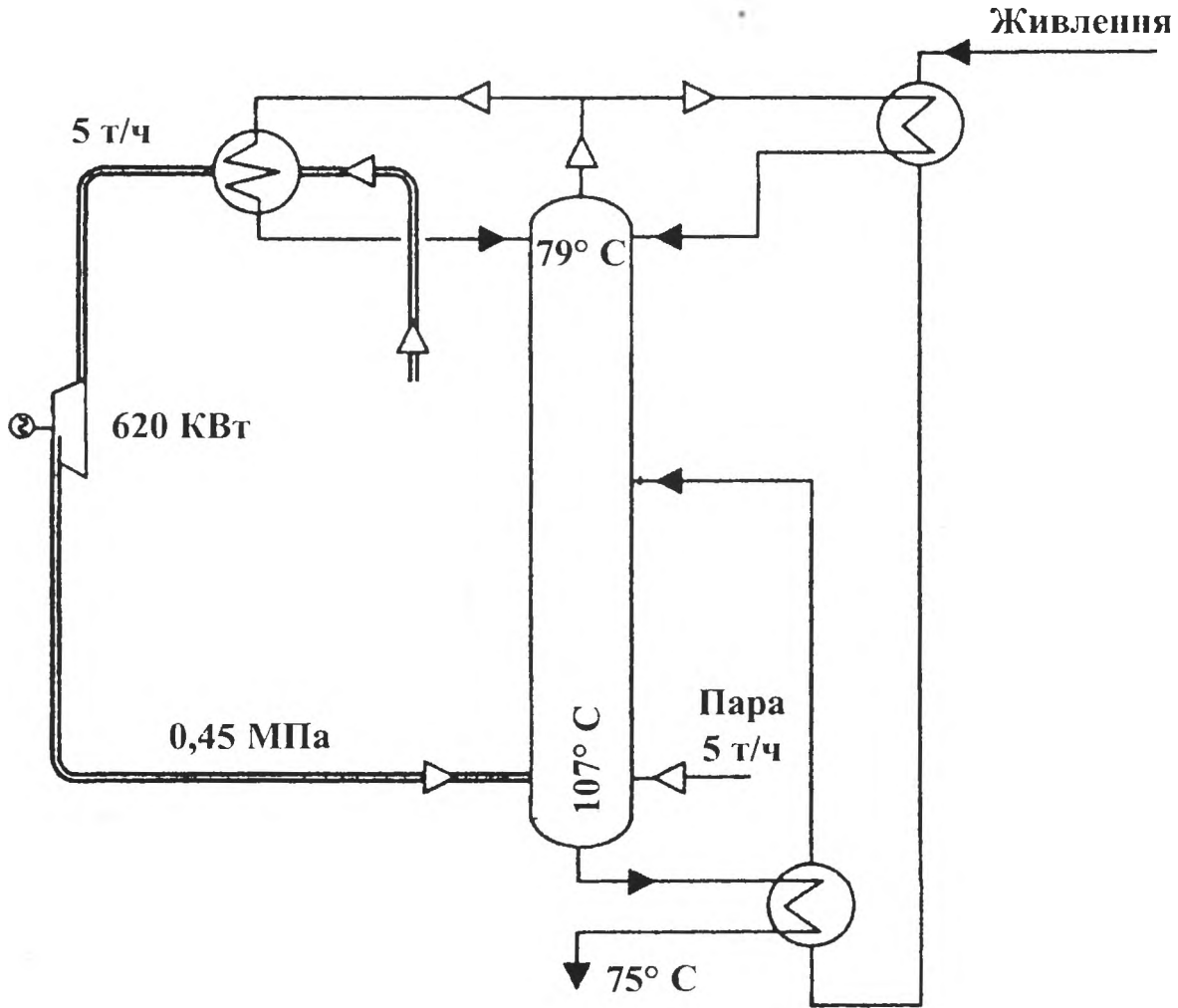


Рис. 15.37 Установка для перегонки вина з тепловим насосом

Тепловий насос з паровою турбіною приводу знижує експлуатаційні витрати на 25%, але капіталовкладення складають 60% у порівнянні з БРУ прямої дії, крім того, використання парової турбіни вимагає значних інвестицій на реконструкцію котельної.

Додаткова витрата свіжої пари у куб колони у кількості 3 т/год зумовлена тепловими втратами та різницею температур вина, що надходить на перегонку (33° C) та кубового залишку (75° C).

Для стискування пари використовують центробіжний компресор фірми "Альстом-Атлантик Рато" М-45 з двома паралельними турбінами, швидкість обертання -18300 хв<sup>-1</sup>, масова витрата – 5000 кг/год, ступінь стиснення – 4,48, тиск всмоктування – 0,035 МПа, можливе регулювання витрати до 70% від оптимальної, потуж-

ність електродвигуна – 620 кВт. Економія пари складає біля 40% у порівнянні з класичною схемою, окупність – 3,1 року.

Застосування теплового насоса з водою як робочою рідиною виключає ризик зниження якості ректифікованого спирту за рахунок високого ступеня стиснення водно-спиртових парів та підвищення температури до 145° С та вище, а також виключає можливість попадання мастила підшипників компресора до готового продукту, хоча з термодинамічної точки зору безпосередня механічна рекомпресія пари більш переважна.

Треба відзначити, що використання теплових насосів відкритого циклу в Україні стримується відсутністю відповідних компресорів для стиснення парів, у той час як за кордоном є великий асортимент таких машин.

Використання теплонасосних установок в окремих ректифікаційних колонах дає відчутну економію теплоти. Ще більшого ефекту можна досягти, якщо зв'язати ректифікаційні колони у багатоколонній установці за допомогою теплових насосів.

Американська фірма “Ексон Кемікал” розробила ректифікаційну установку, в якій за допомогою теплонасосної установки відкритого циклу утилізується прихована теплота конденсації пари, що виходить з основної колони для обігріву двох додаткових колон (рис. 15.38).

У США запатентовано оригінальну установку для одержання спирту-ректифікату, в якій як розділяючий агент є діоксид вуглецю при суперкритичному тиску.

Установка призначена для одержання 400 т спирту за добу, концентрацією 97 мас.% з бражки концентрацією 8,2 мас.% (рис. 15.39).

В екстракційній колоні 1 (H=29,5 м, d=5,2 м, 90 ситчастих тарілок) під дією рідкого CO<sub>2</sub>, що знаходиться поблизу критичної точки (6,5 МПа, 28° С), відбувається виділення етанолу з бражки, кубова рідина містить 6 мас.% CO<sub>2</sub>, розчиненого у воді, та 0,25% етанолу від абсолютного алкоголю, введеного до колони. Після проходження крізь дросельний клапан тиск кубової рідини падає з 6,5 МПа до 1,0 МПа, при цьому розчинність CO<sub>2</sub> у воді знижується з 6% до 2%, тобто можливо рекуперувати 66% діоксиду вуглецю, що знаходиться у кубовій рідині. Газоподібний CO<sub>2</sub>, що виділився у сепараторі 8, компримується до 6,5 МПа у компресорі 5 та після конденсації у теплообміннику 10 повертається до куба екстракційної колони.

Екстракт з колони 1, що містить невелику кількість води (0,104 мас.%) та 99,75% етанолу, розчиненого у рідкому діоксиді вуглецю, після проходження крізь дросельний клапан розширюється до тиску 5,0 МПа та температури 15° С. У результаті створюється двофазна суміш рідина-пара, яка містить до 25% пари практично чистого CO<sub>2</sub>. Цією сумішшю живиться дистиляційна колона 2 (H=7,6 м, d=3,4 м, 7 ситчастих тарілок). Діоксид вуглецю, що виходить з верхньої частини дистиляційної колони стискується у компресорі 6 до тиску екстракції (6,5 МПа, 40° С). Прихована теплота конденсації цих парів використовується для обігріву колони 2, а конденсат з температурою 28° С повертається до екстракційної колони. Кубова рідина з колони після проходження дросельного клапана розширюється до тиску 1,0 МПа та температури – 40° С. Потім вона нагрівається до температури 10° С у теплообмінниках 10, 11, 12 та надходить до сепаратора 9, пари CO<sub>2</sub>, що в ньому виділилися

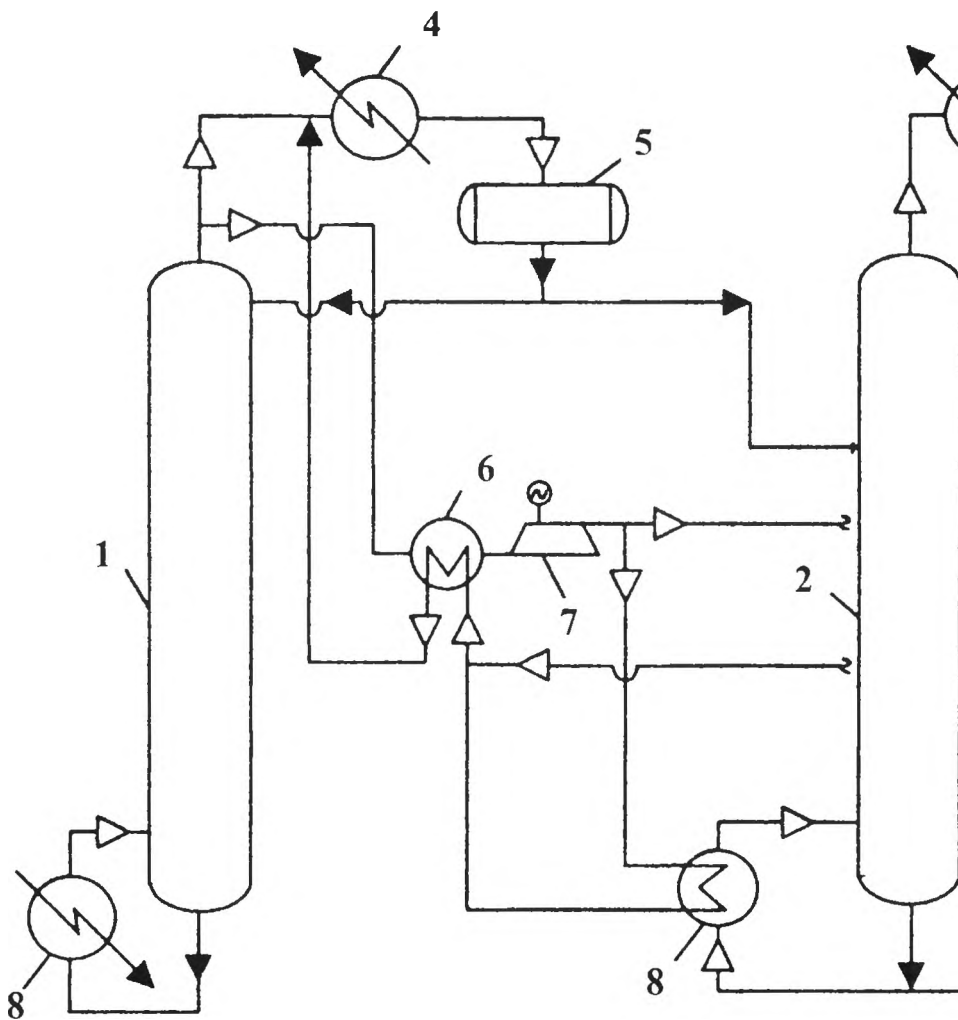
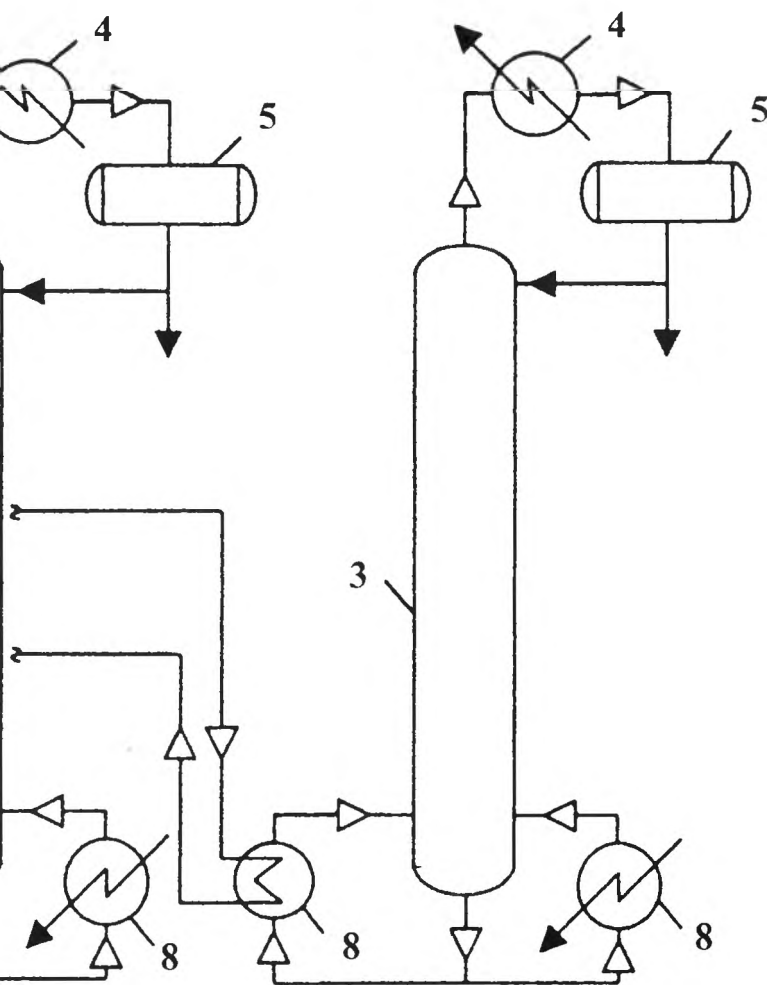


Рис. 15.38 Ректифікаційна установка фірми “Ексон Кемікел”.  
 5 – конденсатор; 6 – перегрівач пари; 7 –



1, 2, 3 – ректифікаційні колони; 4 – дефлегматор;  
компресор; 8 – кип'ятильник



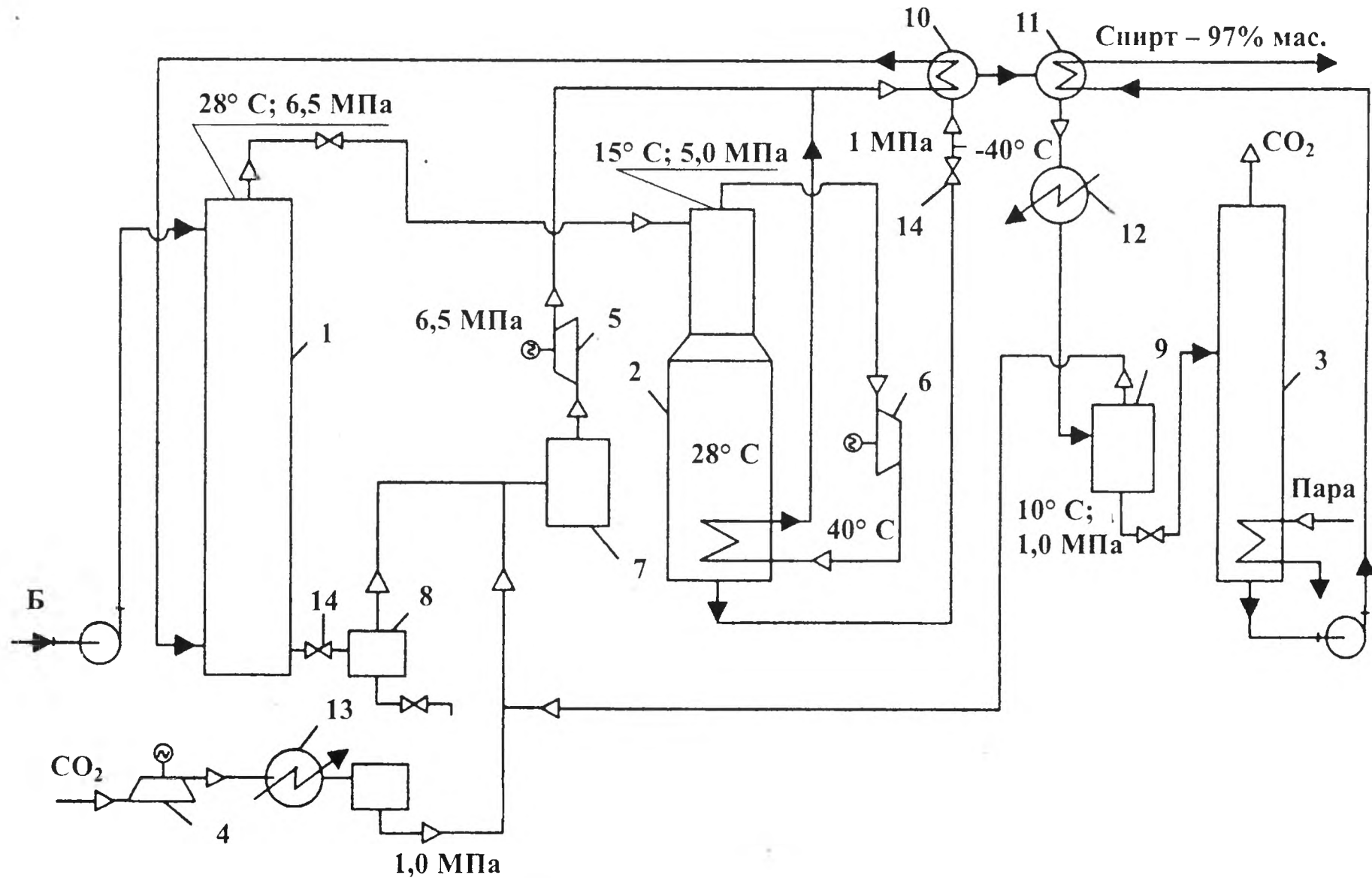


Рис. 15.39 Схема суперкритичної екстракції етанолу діоксидом вуглецю. 1 – екстракційна колона; 2 – дистиляційна колона; 3 – ректифікаційна колона; 4, 5, 6 – компресори; 7 – проміжний збірник; 8, 9 – сепаратори; 10, 11, 12, 13 - теплообмінники; 14 – дросельний клапан

компримуються у компресорі 5 до 6,5 МПа та після конденсації у теплообміннику 10 повертаються до екстракційної колони. Спиртова рідина, що виходить з сепаратора 9, розширюється до атмосферного тиску та звільняється від залишку  $\text{CO}_2$  у ректифікаційній колоні 3 ( $H=8,5$  м,  $d=1,5$  м, 14 ситчастих тарілок).

На стадії екстракції та ректифікації спирту мають місце втрати діоксиду вуглецю біля 1,6%. Ці втрати поповнюються діоксидом вуглецю, який виділився на стадії бродіння.

За висновком авторів така установка з енергетичної точки зору переважає класичну схему з механічною рекомпресією пари. Даний метод рекомендовано також для виділення кофеїну з кави.

В НУХТ запропоновані енергозаощаджуючі БРУ з теплонасосними установками відкритого циклу.

На рис. 15.40 наведено БРУ з тепловим насосом на водно-спиртовій парі бражної колони.

Водно-спиртова пара з температурою 96... 97° С перегрівається у пароперегрівачі 6 до 100° С, після чого стискується у компресорі 7 до тиску 0,25 МПа та температури 120...122° С. Компримована пара потрапляє на обігрів епіюраційної та спиртової колон. Надлишок теплоти використовується для перегріву парів у пароперегрівачі 6 перед їх надходженням до компресора.

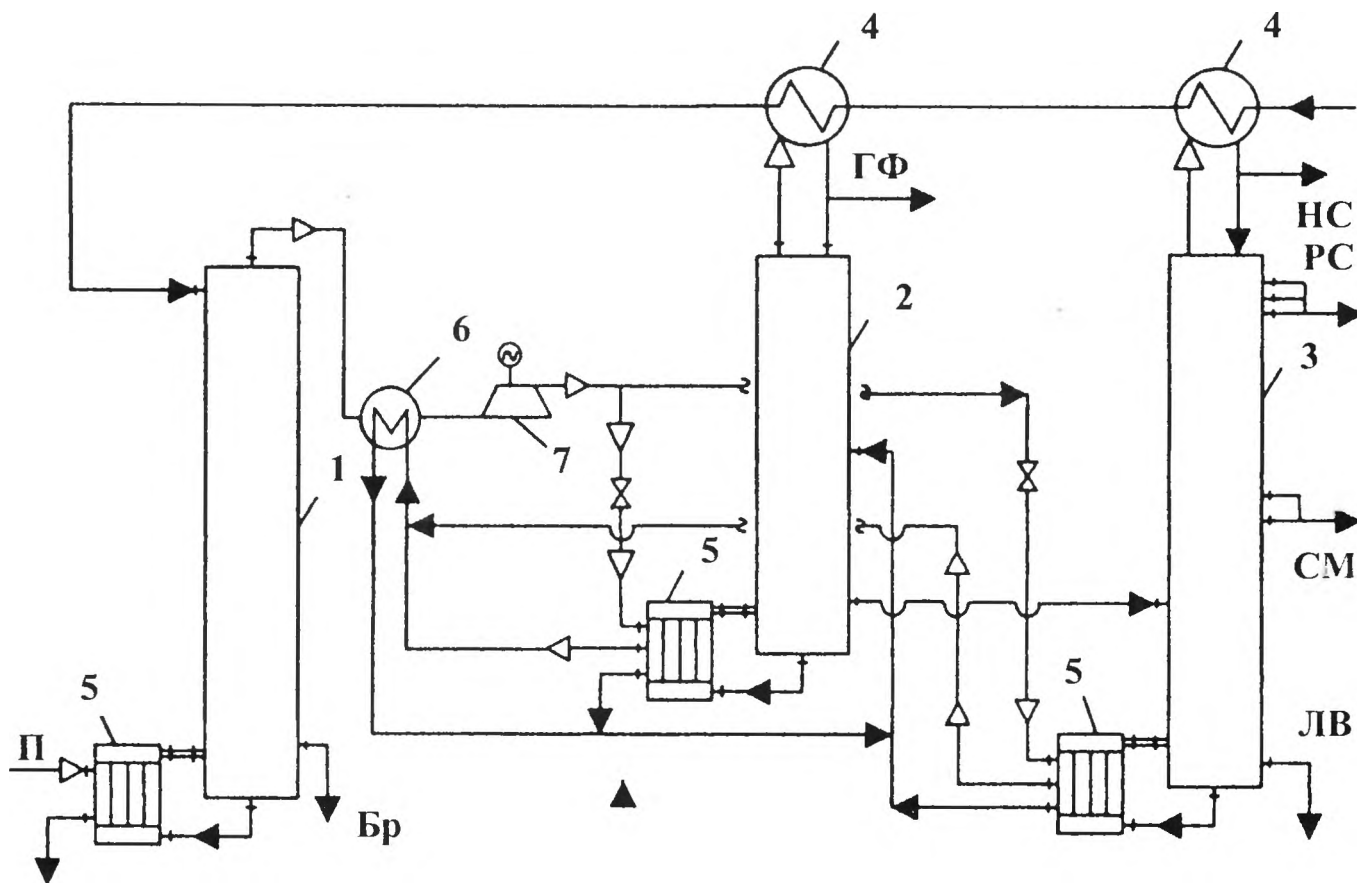


Рис. 15.40 Брагоректифікаційна установка з тепловим насосом на водно-спиртовій парі бражної колони. Колони: 1 – бражна колона; 2 – епіюраційна колона; 3 – спиртова колона; 4 – дефлегматор; 5 – кип'ятильник; 6 – перегрівач пари; 7 – турбокомпресор

Витрати пари на процес брагоректифікації знижуються на 54... 56%, додаткові витрати електроенергії складає 1,05 кВт·год/дал.

На рис. 15.41 наведено схему брагоректифікаційної установки з механічною рекомпресією водно-спиртових парів та парів вторинного закипання відхідних рідинних потоків (БРУМРП).

Для обігріву бражної колони в цій установці використовується теплота відхідних потоків барди, лютерної води та охолоджуючої води. Вивід вказаних потоків з установки здійснюється крізь відповідні випаровувальні камери, в яких за допомогою турбокомпресора підтримується розрідження 0,02 МПа та відповідна цьому тиску температура кипіння – 60° С. Охолоджуюча вода проходить послідовно крізь конденсатори спиртової, епюраційної та бражної колон, де нагрівається до 60...65°С, після чого додатково нагрівається у підігрівачі 5 конденсатом вторинної пари до температури 78...80° С. У результаті різниці тисків у комунікації охолоджуючої води та у випаровувальній камері відбувається різке закипання води та виділення вторинної пари. Барда та лютерна вода потрапляють у відповідні випаровувальні камери, вторинні пари, що виділилися у випаровувальних камерах, стискаються до тиску 0,18... 0,20 МПа та відповідної цьому тиску температури – 117...118° С, після чого використовуються для обігріву бражної колони. Нестача вторинної пари для обігріву бражної колони поповнюється свіжою парою.

Водно-спиртова пара з епюраційної та спиртової колон потрапляє до відповідних компресорів, де стискується до тиску, що забезпечує підвищення температури на 10...15° С вище, ніж у кубах цих колон. Підтримання необхідного тиску та його регулювання в колонах здійснюється за допомогою вентилів, встановлених на комунікаціях між вихідним патрубком компресора та відповідним конденсатором.

В цій установці здійснюється комплексна утилізація теплоти всіх відхідних матеріальних потоків. Рекуперативне використання пари є найбільш раціональним засобом економії енергоресурсів, тому що теплота, що виділяється при конденсації, у сотні разів вища теплоємності рідких потоків. Економія пари на процес досягає 80%, а конденсація парових потоків, що виходять з епюраційної та спиртової колон безпосередньо в їх конденсаторах, дозволяє знизити на 90... 92% витрату охолоджуючої води.

У випадку, коли стиснення пари у компресорі теплового насоса призводить до небажаного перегріву, що негативно впливає на якість спирту, роботу теплового насоса організують таким чином, щоб створюючи розрідження у колоні, зменшити температуру стиснення.

Впровадження БРУ з тепловими насосами відкритого циклу на водно-спиртовій парі вимагає вибору турбокомпресора, конструкція якого повинна виключати попадання мастила до готового продукту та забезпечувати надійну герметичність системи. Використання як робочого тіла водяної пари дозволяє уникнути цих складностей.

На рис. 15.42 представлено запропоновано в НУХТ схему БРУ з тепловим насосом, як робоче тіло якого використовується пара дефлегматорної води.

Дефлегматорна вода з температурою 65...70° С потрапляє з дефлегматорів епюраційної та спиртової колон до нижньої частини трубного простору відповідних

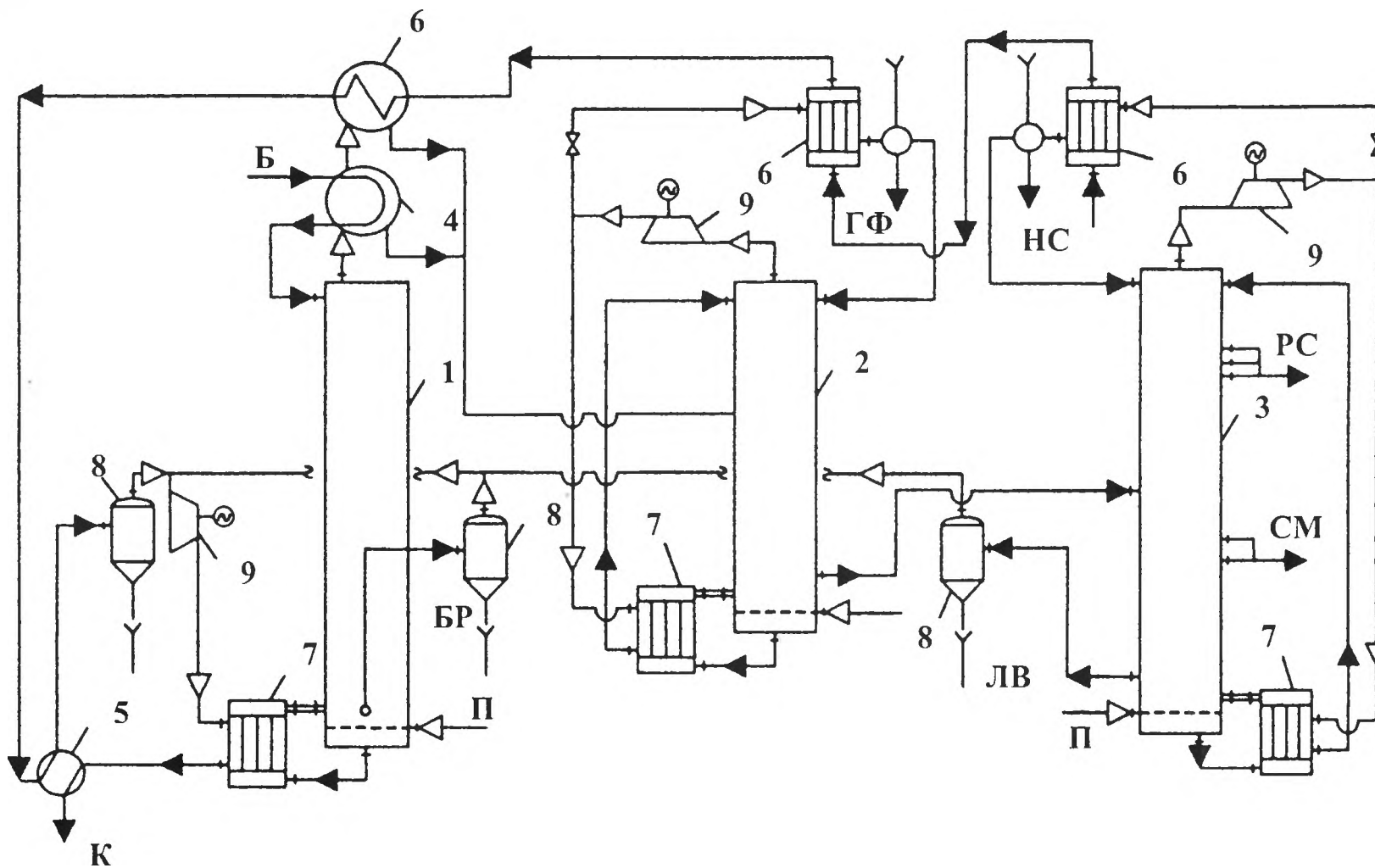


Рис. 15.41 Брагоректифікаційна установка з механічної рекомпресії парів (БРУМРП)

Колони: 1 – бражна; 2 – епюраційна; 3 – спиртова; 4 – підігрівач бражки; 5 – підігрівач дефлегматорної води;  
6 – конденсатор; 7 – кип'ятильник; 8 – випарна камера; 9 – турбокомпресор

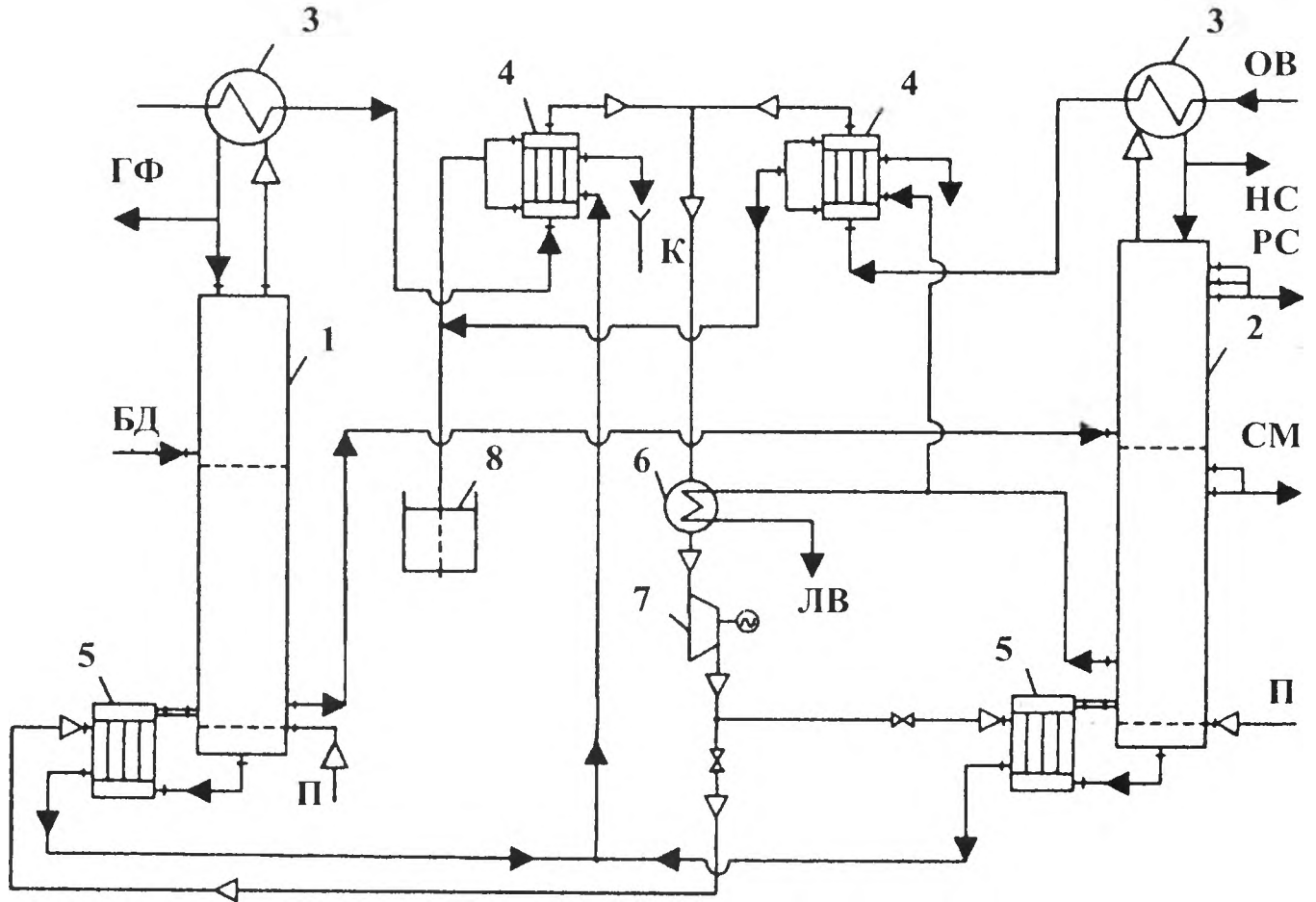


Рис. 15.42 Брагоректифікаційна установка з тепловим насосом на дефлегматорній воді: 1 – епюраційна колона; 2 – спиртова колона; 3 – дефлегматор; 4 – випарювач; 5 – кип’ятильник; 6 – перегрівач пари; 7 – турбокомпресор; 8 – барометричний збірник

випарників, верхня частина яких з’єднана з турбокомпресором. За допомогою турбокомпресора у трубному просторі випарювачів створюється розрідження 0,012... 0,013 МПа, при якому температура кипіння води складає 50...51° С. Пари, що виділилися в результаті кипіння дефлегматорної води, стискаються у компресорі до тиску 0,2 МПа та температури 120° С, після чого надходять на обігрів епюраційної колони. Надлишок парів спрямовується до кип’ятильника спиртової колони. Лютерна вода та конденсат парів дефлегматорної води з кип’ятильників спиртової та епюраційної колон спрямовуються до міжтрубного простору відповідних випарників, де віддають частину своєї теплоти дефлегматорній воді, що забезпечує її інтенсивне кипіння. Частина лютерної води використовується у пароперегрівачі 6 для забезпечення сухого ходу компресора.

Це рішення дозволяє утилізувати теплоту дефлегматорної води, що виводиться з установки, використовувати її повторно у процесі ректифікації та тим самим знизити на 28... 30% витрати гріючої пари. Додаткові витрати електроенергії на привід компресора складають 1,28 кВт·год/дал.

Основною перевагою теплонасосних установок над традиційним енергозбереженням є: можливість утилізації скидної низькопотенціальної теплоти; використання більш дешевої електричної енергії замість дорогої теплової, використання замість трубопроводів від котельних електричних кабелів; зменшення негативного впливу технологічних об'єктів на навколишнє середовище.

Застосування теплонасосних установок у технологічних процесах відкриває широкі перспективи використання вторинних енергоресурсів.

## 15.17 ЕНЕРГЕТИЧНА ХАРАКТЕРИСТИКА БРАГОРЕКТИФІКАЦІЙНИХ УСТАНОВОК

Для вибору тієї або іншої схеми БРУ необхідно, насамперед, об'єктивно оцінити її теплотехнічні показники.

Оцінка енергетичної досконалості брагоректифікаційних установок до недавнього часу проводилась шляхом складання енергетичного балансу, який прийнято називати тепловим. При цьому всі види енергії розглядалися без урахування різниці в їх якості, тобто практичної придатності. Однак відомо, що практична придатність теплоти різна та має тим менше значення, чим ближче температура джерела тепла до температури навколишнього середовища. Так, навколишнє середовище могло б дати практично безмежну кількість теплоти, але якість, зумовлена практичною придатністю цієї теплоти, близька до нуля.

Енергетичний баланс не дає змоги встановити місце прояву процесів, що знижують ступінь досконалості енергоспоживаючої установки та не може бути основою її об'єктивної оцінки. Слід відзначити, що енергетичний аналіз установок, що мають у своєму складі елементи, що працюють на основі зворотнього циклу Карно (теплові насоси), взагалі непридатний.

Оцінка практичної придатності вторинних енергоресурсів вимагає застосування другого закону термодинаміки, для використання якого вводиться загальний показник якості різних видів теплоти. У якості такого показника прийнята максимальна здатність до здійснення роботи. Ця здатність характеризується поняттям "ексергія", що представляє собою максимальну здатність матерії до здійснення роботи у такому процесі, кінцевий стан якого визначається умовами термодинамічної рівноваги з навколишнім середовищем.

Таким чином, ексергія визначає придатність енергії для технічного застосування за будь-яких заданих умов та характеризує енергію будь-якого виду не тільки за її кількістю, але й дає змогу кількісно оцінити якісну її сторону. Ексергія – це деяка універсальна міра енергетичних ресурсів, вона завжди має певну вартість, а її витрачання повинно бути якомога економічнішим.

Реальні енергетичні процеси протікають незворотно. Незворотність є причиною недосконалості процесу з енергетичної точки зору. Енергетичний баланс за своєю природою не може відобразити втрати від незворотності процесів у даній системі.

Оскільки брагоректифікаційна установка є сукупністю матеріальних тіл, що знаходяться у енергетичній взаємодії, її можна розглядати, як термодинамічну систему та застосовувати для її аналізу закони термодинаміки.

Для характеристики термодинамічної досконалості системи використовуються ексергетичні коефіцієнти, формули для визначення яких можуть бути різними, у відповідності від належності певного об'єкта до тієї чи іншої групи термодинамічних систем.

Для визначення ступеня термодинамічної досконалості брагоректифікаційних установок та характеристики втрат ексергії в них проф. Шияном П.Л. запропоновано рінання для визначення ексергетичного коефіцієнту  $\eta_e$ , який характеризує внутрішні витрати ексергії та корисного ексергетичного коефіцієнта  $\eta_e^*$ , який характеризує використання вторинної ексергії.

$$\eta_e = \frac{\sum_1^m \sum_1^n E' - \sum_1^m \sum_1^n D}{\sum_1^m \sum_1^n E'} \cdot 100\% ,$$

$$\eta_e^* = \frac{\sum_1^m \sum_1^n E^*}{\sum_1^m \sum_1^n E''} \cdot 100\% ,$$

де  $E'$  та  $E''$  – вхідні та вихідні потоки ексергії, кДж;

$D$  – витрати ексергії, кДж;

$E^*$  – потік вторинно використаної ексергії, кДж;

$m$  – число ексергетичних складників;

$n$  – число контрольних поверхонь системи. У таблиці 15.3. наведено термодинамічні характеристики основних схем брагоректифікаційних установок, отримані на основі їх структурного ексергетичного аналізу.

З термодинамічної точки зору менш досконалою є брагоректифікаційна установка непрямої дії (БРУНД), ексергетичний і корисний ексергетичний коефіцієнти якої дорівнюють 49,2 та 41,3% відповідно, при цьому рекуперується тільки 12,16% вторинної ексергії від усієї витраченої на процес ексергії.

Установки напівпрямої (БРУНПД) і прямої дії (БРУПД) термодинамічно більш досконалі, особливо це стосується БРУПД, у якої ексергетичний коефіцієнт досягає 76,2%, а використання вторинної ексергії по відношенню до витраченої – 47,90%. Незважаючи на це, витрати гріючої пари залишаються значними – 38,3 кг/дал спирту. Викликано це тим, що ексергії пари бражного дистилляту недостатньо для здійснення процесу ректифікації в епюраційній і спиртовій колонах. Її нестача відшкодовується додатковою (біля 50% від усієї необхідної) витратою гріючої пари, ексергія якої транзитом проходить повз бражну колону.

Табл. 15.4 Термодинамічні характеристики БРУ

Брагоректифікаційні установки	Показники						
	$\eta_e$ , %	$\eta^*_e$ , %	$\Sigma D$ , %	Витрати			
				Первинної ексергії,	Вторинної ексергії,	Гріючої пари, кг/дал	Електроенергії, кВт·год/дал
1. БРУ непрямої дії	49,2	41,3	49,7	87,8	12,2	51,1	-
Колони:							
- Бражна	69,3	45,3	30,7	73,1	26,9	19,9	-
- Епюраційна	29,5	43,0	71,8	100	-	10,5	-
- Спиртова	37,7	32,6	63,3	100	-	20,7	-
2. БРУ напівпрямої дії	62,0	51,6	38,0	75,3	24,7	49,3	-
Колони:							
- Бражна	74,7	65,4	25,3	73,8	26,2	27,0	-
- Епюраційна	59,1	46,6	41,0	-	100	-	-
- Спиртова	45,9	31,3	54,1	100	-	22,3	-
3. БРУ прямої дії	76,2	71,5	23,9	52,0	48,0	38,3	-
Колони:							
- Бражна	81,7	76,3	18,3	89,1	10,9	38,3	-
- Епюраційна	84,3	74,6	15,7	-	100	-	-
- Спиртова	53,8	53,7	46,3	-	100	-	-
4. БРУВАК-2	53,7	63,0	46,4	66,7	33,3	31,1	0,15
Колони:							
- Бражна	71,2	57,5	28,8	90,0	10,0	20,8	-
- Епюраційна	33,7	58,4	66,3	31,4	68,6	3,0	-
- Спиртова	31,1	81,2	68,9	59,2	40,8	7,3	-
5. БРУ з механічною рекомпресією пари	65,4	77,3	34,6	50,7	49,3	10,6	5,92
Колони:							
- Бражна	72,4	63,0	27,6	41,6	58,4	10,6	1,54
- Епюраційна	95,8	95,7	41,1	41,7	58,4	-	1,24
- Спиртова	60,9	89,6	39,1	45,9	54,1	-	3,14



Як визначив структурний ексергетичний аналіз, ексергетичний коефіцієнт БРУВАК-2 нижчий, ніж у брагоректифікаційних установках прямої та напівпрямой дії. Викликано це тим, що в установку впроваджено додаткову кількість теплообмінної апаратури, що призводить до збільшення витрат ексергії.

Збільшення різниці між внутрішнім та зовнішнім тисками в епіюраційній та ректифікаційній колонах призводить до зростання витрат ексергії на процес розділення суміші, тобто до збільшення витрат від незворотності тепломасообміну.

Крім того, 13,4% ексергії, що вводиться до установки, втрачається у паровому інжекторі. У результаті внутрішні втрати БРУВАК-2 збільшуються по відношенню до БРУПД на 48,5%. Однак, зміна докорінним чином структури зв'язків у системі БРУВАК-2 дозволила знизити загальні витрати пари на процес до 31,1 кг/дал спирту. Використання вторинної ексергії в БРУВАК-2 складає 33,3% по відношенню до витраченої, що вказує на можливість подальшого удосконалення установки за рахунок зниження зовнішніх витрат ексергії.

Ексергетичний аналіз БРУ дозволяє зробити наступні висновки:

- з точки зору другого закону термодинаміки БРУПД є найбільш досконалою серед установок, що працюють під тиском, близьким до атмосферного, однак особливість її структурних зв'язків не дозволяє знизити витрати гріючої пари більше, ніж на 27,5%.

- з економічної точки зору ця установка також найкраща, тому що відрізняється найменшими зовнішніми витратами ексергії, які в значній мірі визначають забруднення навколишнього середовища:

- зниження термодинамічної досконалості БРУ відбувається не тільки за рахунок втрати ексергії, але й за рахунок зниження її якості (концентрації). Збільшення цієї якості можливо при застосуванні теплового насоса та механічної рекомпресії пари;

- наявність великої різниці температур і тисків призводить до збільшення внутрішніх витрат ексергії в колонах та зниження термодинамічної досконалості БРУ;

- використання вторинної ексергії у вакуумних БРУ складає біля 30% по відношенню до витраченої, що вказує на можливість їх подальшої енергетичної модернізації за рахунок зниження зовнішніх витрат ексергії;

- суттєво впливати на скорочення внутрішніх витрат ексергії такої складної термодинамічної системи, як БРУ, дуже складно, їх подальше удосконалення можливе за рахунок зниження зовнішніх витрат зі зміною структурних зв'язків у системі і використання теплонасосних установок;

- створення вакууму в колонах та нарощування теплообмінної апаратури призводить до зростання внутрішніх витрат ексергії в системі, тому перспективним є механічна рекомпресія пари самовипарювання барди, дефлегматорної і лютерної води, а також водно-спиртової пари;

- потоки ексергії, які виходять з установки і не дорівнюють нулю, повинні розглядатися, як вторинні енергоресурси.

### Контрольні питання і завдання

1. Які основні напрями створення мало- та безвідходних технологій?
2. Концепція інтенсивного енерго- та ресурсозбереження.
3. Вторинні енергоресурси і їх використання.
4. Які особливості використання концентрованих ферментних препаратів?
5. Які основні ресурсо- і енергозберігаючі технології перегонки та ректифікації спирту?
6. Переробка спиртовмісних вторинних продуктів ректифікації в системі БРУ м'ясних заводів.
7. Вилучення спирту з головної фракції етилового спирту.
8. БРУ зі ступеневим використанням теплової енергії.
9. Енергетична характеристика БРУ.

## РОЗДІЛ 16

### АКТУАЛЬНІ ПРОБЛЕМИ У СПИРТОВІЙ ПРОМИСЛОВОСТІ

#### ЕКОНОМІЧНІ І ТЕХНОЛОГІЧНІ АСПЕКТИ РОЗВИТКУ СПИРТОВОЇ ПРОМИСЛОВОСТІ

В економіці України ринок алкогольної продукції займає вагоме місце. Сьогодні вітчизняна спиртова промисловість за рік може випускати більше 60 млн. дал спирту. Ставиться завдання покращити якісні показники спирту та горілки, знизити їх собівартість та підвищити ефективність переробки. Тим більше, усі питання, які пов'язані з виробництвом, реалізацією і споживанням етилового спирту та алкогольних напоїв в Україні, регулюються державою. Це дуже важливо, тому що виробництво спирту забезпечує економічну безпеку та технологічну незалежність країни. Таким чином спирт – один із бюджетоформуючих продуктів. Звідси випливає актуальність дослідження стану і перспектив розвитку підприємств спиртової та лікєро-горілочаної промисловості, з урахуванням, що діяльність цих підприємств забезпечує наповнення прибуткової частини бюджету.

#### ЗАГАЛЬНА ХАРАКТЕРИСТИКА СТАНУ ТА ОСНОВНІ ЗАВДАННЯ ПО РОЗВИТКУ ГАЛУЗИ

У 2002р. виробництво етилового спирту в Україні (в тому числі технічного) складало 26 млн. дал. Крім етилового спирту підприємствами концерну "Укрспирт" в 2002р. вироблено 11903 тис. дал горілки та лікєро-горілочаних напоїв, 12,9 тис. тонн хлібопекарських дріжджів, 2,6 тис. тонн сухих кормових дріжджів, понад 500 тис. дал мінеральних вод, 237 тис. дал оцту спиртового 6-відсоткового та 76,8 млн. штук парфумерних виробів. У цілому обсяг виробництва товарної продукції в порівнянних цінах за 2002 рік становив 1324 млн. гривень.

Якщо річний обсяг виробництва етилового ректифікованого та етилового спирту технічного складає 26 млн. дал, у тому числі для потреб внутрішнього ринку – 21 млн., експорту – 5 млн., то коефіцієнт завантаження потужностей спиртових заводів з виробництва етилового спирту становить лише 40 відсотків. Таким чином, з удосконаленням системи управління виробничо-збутовою діяльністю підприємств (маркетингом), наявні потужності спиртових заводів концерну "Укрспирт" дали б змогу виробляти щороку 61 млн. дал етилового спирту.

Маркетинг включає вивчення та прогнозування попиту на спирт як у межах України, так і за її межами; ціноутворення, комплексну систему організації науково-конструкторських робіт по створенню нових технологій і нових видів продукції, рекламу, координацію внутрізаводського планування і фінансування та ін.

Сьогодні з метою більш повного завантаження спиртових заводів 8 з них переобладнано на виробництво високооктанової кисневмісної добавки до бензинів. На 1 січня 2003р. вже вироблено 28,2 тис. тонн добавки. До кінця 2003р. планується

поступово збільшити обсяги її виробництва до 80 тис. тонн, у 2004 році – до 110 тис. тонн, у 2005 – до 170 тис., у 2006 – до 220 тис. та у 2007 – до 280 тис. тонн при використанні технічного етилового спирту як сировини для хімічних виробництв з'являється можливість забезпечити подальший розвиток хімічної галузі.

Мета та основні завдання програми розвитку спиртової промисловості характеризуються розширенням сфери використання етилового спирту у промисловості та інших галузях економіки, в першу чергу як відновлювальної сировини для хімічної промисловості, перепрофілюванням надлишкових потужностей з виробництва етилового спирту, збільшенням його експорту та іншої продукції спиртових заводів, створенням сприятливих умов для розвитку лікєро-горілчаної та виноробної галузей.

До основних завдань програми відносяться:

- стабілізація роботи підприємств спиртової, лікєро-горілчаної та виноробної галузей;
- зменшення залежності держави від імпорту енергоносіїв та сировини для хімічної промисловості;
- для забезпечення стабільного збуту продукції аграрного сектору та удосконалення маркетингу;
- створення внутрішнього ринку біопалива;
- нарощування експортного потенціалу України.

Механізм виконання цієї програми характеризується:

1. Значним розширенням сфери використання етилового спирту у промисловості та інших галузях економіки як відновлюваної сировини для виробництва продукції згідно з Програмою "Етанол". Цей механізм передбачається здійснити шляхом реалізації комплексу заходів, спрямованих на зменшення вартості етилового спирту, зокрема таких, як розробка і застосування нових технологій та обладнання для переробки зернових культур і меляси, модернізація енергетичного обладнання.

2. Перепрофілюванням потужностей з виробництва етилового спирту. Найбільш перспективним та економічно вигідним є перепрофілювання потужностей спиртових заводів на виробництво високооктанової кисневмісної добавки до бензинів для внутрішнього ринку та експорту. Науково обґрунтовано, що виробництво добавки до бензинів дасть можливість зменшити обсяги імпорту енергоносіїв, покращити екологічну ситуацію, зменшити емісію вуглекислого газу згідно з вимогами Кіотського протоколу. Доказано, що високооктанова кисневмісна добавка до бензинів може використовуватися і як добавка до дизельного пального.

3. Збільшенням експорту етилового спирту та іншої продукції спиртових заводів, що сприятиме зменшенню їх собівартості та підвищенню якісних показників.

Активна реклама продукції з логотипом "БЮ" в інших країнах світу створює передумови для зростання експортних поставок продукції, виробленої з використанням технічного етилового спирту, який вітчизняними підприємствами виробляється шляхом біоконверсії відновлюваної сировини. До переліку такої продукції відносяться: незамерзаючі мийні рідини, товари хімічної промисловості для догляду за автомобілями, розчинники (етилацетат та інші), товари побутової хімії.

Прийняття Комісіями ЄС Директив щодо обов'язкового використання біопалива транспортними засобами країн ЄС створює сприятливі умови для стабільного експорту високооктанової кисневмісної добавки до бензинів у ці країни.

4. Створенням альтернативних виробництв, сировиною для яких стане етиловий спирт, розробленням і впровадженням ресурсо- та енергозберігаючих технологій, застосуванням власної відновлюваної сировини, та стимулюванням розвитку аграрного сектору, удосконаленням нормативно-правової бази з метою збільшення надходжень до бюджету та підвищення ефективності виробництва.

В цілому виконання Програми розвитку спиртової промисловості сприятиме стабілізації роботи підприємств, які виробляють етиловий спирт і які його споживають, а також збереженню існуючих та створенню нових робочих місць як в переробній промисловості, так і в сільському господарстві, завдяки стабільному попиту на продукцію сільгосптоваровиробників, з одночасним забезпеченням їх пально-мастильними матеріалами та мінеральними добривами, безперервному функціонуванню об'єктів соціальної інфраструктури підприємств, розташованих в основному в сільській місцевості, збільшенню обсягів експорту продукції аграрного сектору та переробної промисловості, покращенню зовнішньоторговельного балансу.

Заводи, які переробляють крохмалевмісну сировину, широко застосовують безперервні технологічні процеси розварювання зерна і картоплі при низьких температурах, оцукрювання крохмалю з вакуум-охолодженням і застосуванням сучасних ферментних препаратів та прогресивні способи зброджування сусла.

На жаль, ряд спиртових заводів України на розварювання замісу і переведення крохмалю в розчинну форму при температурі 150–170° С витрачають до 35 % теплоти від загальних витрат теплових ресурсів на виробництво ректифікованого спирту.

На рівень розвитку та ефективність роботи спиртової і лікеро-горілчаної промисловості впливають такі фактори:

1. Порядок оподаткування спирту та лікеро-горілчаної продукції акцизним збором і розмір ставок акцизного збору.

2. Повнота контролю та управління спиртовим та лікеро-горілчанним виробництвом. Це ступінь автоматизації технологічного контролю виробництва, комп'ютеризація управління основними і допоміжними процесами, схема своєчасного виявлення неполадок технологічних процесів, єдина інформаційна система обліку виробництва і переміщення спирту, а також рівень науково-дослідних робіт, спрямованих на покращання якості кінцевих продуктів і зниження їх собівартості.

Потрібно підкреслити, що актуальність розвитку спиртової промисловості характеризується не тільки розвитком лікеро-горілчаної промисловості, продукція якої може бути спрямована в різні країни світу, але і як сировиною для хімічної, нафтопереробної, парфумерної, фармацевтичної, кормової, газової, автомобільної та інших галузей народного господарства.

За останні роки поставка спирту на експорт обмежувалась, скорочувалось його споживання в Україні. Усе це вимагає пошуку нових шляхів використання існуючих виробничих потужностей спиртових заводів. Необхідно прийняти термінові заходи для підтримки вітчизняних виробників харчового і технічного спирту та іншої продукції галузі: діоксиду вуглецю, хлібопекарських дріжджів, підвищити рівень самозабезпечення країни згаданою продукцією, розширити її експорт.

Науково-дослідними інститутами і вузами проведена велика робота з пошуку нетрадиційних шляхів використання потужностей підприємств спиртової промисловості. Розроблена технологія високооктанової кисневмісної добавки (ВКД) до бензинів та інших видів технічного спирту як моторного палива. Використання

таких видів спирту дасть можливість набагато зменшити залежність України від імпорту нафти та нафтопродуктів, значно поліпшити екологічний стан нашого довкілля, а головне, завантажити технічну базу спиртових заводів.

Крім того, етиловий спирт є перспективною сировиною при умові здешевлення його ціни для виробництва бутадієну, що має базове значення для економіки нашої країни. За наявності власного бутадієну країна буде забезпечена сировиною для виробництва бутадієнового та бутадієн-стирольного каучуків, які є сировиною стратегічного значення (незамінні в шинній та гумово-технічній промисловості). У технологічному процесі поряд з бутадієном утворюються цінні мономери – етилен та пропілен, які будуть використані для виробництва полімерів (поліетилену та поліпропілену).

На основі етилового спирту можна одержувати дизельні палива – перспективне пальне майбутнього. Спирт може використовуватись як самостійне паливо з використанням присадок; у суміші з бензином і дизельним паливом і т.п.

Дуже важливо, що етиловий спирт може бути вихідним продуктом для синтезу ряду цінних хімічних продуктів (ацетальдегіду, ацетону, діетил-сульфату, оцтової кислоти, етилбензолу та інших), які застосовуються в різних галузях народного господарства. Використання спирту для цих цілей необмежені.

Україні потрібна програма нарощення потужності перспективних заводів з виробництва високооктанової кисневмісної добавки (ВКД) та етилового денатурованого технічного спирту, технології яких розроблені фахівцями УкрНДІспиртбіопрод та НУХТ.

Важливим фактором для стимулювання поставки спирту на експорт є державна підтримка відповідних підприємств спиртової промисловості. Це надання таким підприємствам пільг з оподаткування або створення за рахунок прибутку спеціальних фондів.

З метою стабілізації ситуації, що склалася в останні роки у спиртовій та лікеро-горілчаній промисловості і подальшого їх розвитку пріоритетне значення мають фундаментальні та прикладні наукові дослідження, кінцевим результатом яких стали б проектно-конструкторські роботи, готові до впровадження на виробництві з значним соціально-економічним ефектом.

Сьогодні надзвичайно важливим фактором для спиртової промисловості є проблема зниження собівартості кінцевого продукту – харчового етилового спирту, покращання його якісних показників.

Одною із форм вирішення цієї проблеми є безвідходна технологія спирту із крохмалевмісної сировини. У технологію входить безперервне оцукрювання маси в ферментаторі мембранного типу, освітлення зернового суслу і його зброджування іммобілізованими дріжджами *Saccharomyces cerevisiae* раси XII, відділення дріжджів із зрілої бражки та інше.

Розроблена у Вороніжській державній технологічній академії (автор д.т.н. Восстриков С.В.) безвідходна технологія спирту із крохмалевмісної сировини має такі переваги перед класичною технологією: одержання кормового продукту з високим вмістом білку до 28 %, зниження витрат пари на перегонку і ректифікацію на 25...30 %, скорочення процесу бродіння на 10...15 год, зменшення відбору головної фракції етилового спирту на 25 % і збільшення виходу етанолу, забезпечення зниження собівартості спирту в 1,2...2,5 рази та збільшення потужності існуючих спиртзаводів на 25...30 %.

Шляхом культивування дріжджів при субоптимальних температурах методом клонування та спрямованого їх відбору вченими Олійничуком С.Т. та Сосницьким В.В. отримано штам дріжджів, здатний ефективно зброджувати сусло при температурі 37...38° С.

Заслуговує уваги на перспективу проблема біологічного підкислення мелясного сусла в процесі спиртового зброджування. Вченими Олійничуком С.Т. та Ткаченко Л.В. розроблена технологія спиртового зброджування мелясного сусла з біологічним підкисленням середовища, що сприяє покращанню екологічного стану навколишнього середовища.

Надзвичайно велике значення в розвитку спиртової промисловості України має зменшення дефіциту енергоносіїв шляхом розробки і впровадження у виробництво ресурсо- та енергозаощаджуючих технологій нового покоління. Для цього необхідний науково-обґрунтований підхід до споживання енергії виробництвами та прогнозування шляхів їхнього подальшого удосконалення. Резервом зниження витрат енергії і сировини є максимальна утилізація вторинних енергетичних ресурсів, удосконалення та впровадження низькотемпературного розварювання крохмалевмісної сировини без тиску, використання сучасних концентрованих ферментних препаратів, розробка і впровадження нових способів і апаратів для розділення водно-спиртових сумішей на молекулярних фільтрах, використання нетрадиційних джерел енергії і сировини, оптимізація всіх технологічних процесів за допомогою математичного моделювання і комп'ютеризації.

Відомо, що в процесі розварювання крохмалевмісної сировини при високій температурі значна частина вуглеводів (біля 3,5 %) втрачається, вступаючи в хімічну реакцію з амінокислотами та іншими продуктами розпаду білків зерна. Меланоїдини, як продукти цукроамінної реакції, знижують активність амілолітичних ферментів, погіршуючи декстринізацію і оцукрювання крохмалю. Крім того, частина цукрів втрачається при високих температурах у результаті їх карамелізації.

Класична технологія спирту передбачає для оцукрювання крохмалю використовувати як носій ферментів зерновий солод, що пов'язано з витратами значної кількості висококондиційного зерна та енергоресурсів. При цьому близько 15 % крохмалю зерна, що використовують на виробництво солоду, втрачається на біологічні процеси при пророщуванні. Крім того, солодове молоко із солоду є сильним джерелом бактеріальної інфекції, позбутися якої майже не можливо.

Ось чому актуальною проблемою для спиртових заводів є впровадження низькотемпературного розварювання крохмалевмісної сировини і гідроферментативної її обробки з використанням для декстринізації і оцукрювання крохмалю концентрованих високоактивних ферментних препаратів. Ця технологія розроблена фахівцями НУХТ та УкпНДІспиртбіопроду.

Фахівцями Національного університету харчових технологій під керівництвом акад. Гулого І.С. та проф. Шияна П.Л. розроблені та погоджені з зацікавленими відомствами технічні умови та технологічний регламент на виробництво технічного етилового спирту трьох категорій (А, Б, В) в залежності від міцності та вмісту домішок. Перехід підприємств на виробництво технічного етилового спирту суттєво не змінює діючих схем існуючих брагоректифікаційних установок і не пов'язаний з використанням токсичних речовин. Розроблена технологія дає можливість заводам гнучко керувати виробництвом і в залежності від кон'юктури ринку виробляти або харчовий, або технічний спирт.

Як стабілізатор бензоспиртових палив використовується сивушне масло, що також допоможе спиртовим заводам вирішити питання раціонального його використання.

Досліди, проведені разом з Київським інститутом синтезу та Бориславським НДІ "СИНТЕЗ", показали також можливість використання технічного спирту з високим вмістом домішок (категорія В) для виробництва високоякісного розчинника оцтово-етилового естеру.

В останні десятиріччя в біотехнології ферментних препаратів на рівні генної інженерії у світі пройшла справжня революція, яка зробила великий вплив на розвиток ферментної промисловості. Генна інженерія дала можливість виробникам ферментних препаратів розробляти і випускати велику кількість практично будь-яких ферментів незалежно від їх походження.

Відомо, що генетична інформація зберігається в хромосомах у вигляді дезоксирибонуклеїнової кислоти (ДНК), яка має двоспіральну структуру. У цій молекулі генетична інформація зберігається у вигляді лінійної послідовності. Наприклад, лінійний запис із 1200 букв, який міститься в індивідуальному гені, може бути переведений в ланцюг із 400 амінокислот, які складають відповідний фермент – генетичний код розшифровки. Залишається тільки розібратися, як амінокислотний ланцюг входить до надзвичайно складної структури активного ферменту.

Сьогодні відкриті рестрикційні (обмежені) ферменти (рестриктази), на яких базується генна біотехнологія. Рестриктази розрізують ДНК в декількох специфічних ділянках, що дозволяє виділити окремі гени, які в сумі складають не більше 0,1 % ДНК, що знаходяться в хромосомі.

Використовуючи ферменти-лігази (які з'єднують фрагменти ДНК), одержані за допомогою рестриктаз, один відповідний ген можна вмонтувати в мініхромосоми (плазмиди), а потім перенести в нову клітину, де нова комбінація ген-плазміну може прижитися як нова одержана одиниця. Так відбувається клонування (утворення ідентичних нащадків-клонів шляхом безстатевого розмноження).

У результаті клонування з'являються популяції клітин або організмів з однаковим набором генів (генотипів).

Клонування бактерій проходить у процесі простого поділу клітин. Клонування рослин – у процесі вегетативного розмноження (бульбами, кореневищами, пагонами і т.п.).

Клонування використовується при вирішенні багатьох теоретичних і практичних задач біології сільського господарства і медицини. Завдяки клонуванню вдається зберегти особливості сортів культурних рослин, вирощувати цілі рослини із культивованих клітин.

Актуальні проблеми у виробництві ферментних препаратів характеризуються такими напрямками:

1. Необхідно передбачити, які зміни слід провести в генетичному коді ферменту, щоб покращити його каталітичну здатність. Для цього потрібно встановити, які властивості ферменту нас цікавлять. Це його специфічність і стабільність, залежність від рН середовища і температури.

2. Як тільки фермент з необхідними властивостями знайшли, мікроорганізм, що його продукує, вводять в культуру й ідентифікують. Потім у нього викликають мутації (зміни) за допомогою хімічних або радіологічних засобів. Це роблять для того, щоб збільшити вихід основного продукту і досягти швидкого росту культури,



а також виключити утворення небажаних побічних продуктів. У подальшому визначають оптимальні умови для ферментації і перевіряють її на токсичність. Наприкінці розроблений продукт проходить інспекцію для одержання дозволу на використання в промисловості.

Поява генної інженерії і проведення фундаментальних і прикладних досліджень компанією Novozyme з групами мікроорганізмів *Bacillus* (бактерії), *Aspergillus* (гриби) і *Saccharomyces* (дріжджі) дали можливість значно змінити характер виробництва ферментних препаратів. Нові мікроорганізми швидко розмножуються і дають великий вихід ферментів, які мають високий ступінь чистоти і вільні від небажаних домішок.

Слід відзначити, що найближчим часом ферменти допоможуть людству захистити навколишнє середовище, зберегти природні ресурси, очистити стічні води підприємств харчової промисловості і тим самим збільшити термін життя людини.

Для раціонального і ефективного використання ферментних препаратів необхідно проводити їх іммобілізацію, тобто закріплювати на водонерозчинній основі або включати в напівпроникну мембрану за рахунок хімічних зв'язків. Це дозволить багаторазово використати високу активність ферментних препаратів і перевести технологічні процеси в харчовій промисловості на безперервні режими.

## АКТУАЛЬНІ ПРОБЛЕМИ ЕНЕРГОЗБЕРЕЖЕННЯ В СПИРТОВІЙ ПРОМИСЛОВОСТІ

Великими споживачами теплоти на підприємствах спиртової промисловості є сушарки, на яких сушать барду, дріжджі і ін. Економія теплоти при сушінні харчової сировини, напівфабрикатів досягається за рахунок оптимізації і автоматизації процесів сушіння; раціонального вибору способу обігрівання теплообмінників для одержання сушильного агента за допомогою різних типів теплообмінників; раціонального проведення процесу сушіння; а також використання нетрадиційних джерел енергії (сонце, вітер, підземна гаряча вода та інші) і зниження втрат теплоти в навколишнє середовище через стінки апаратури і приміщень; ефективна теплоізоляція всіх поверхонь сушильного агрегату і скорочення загальної тривалості сушіння матеріалу сприяють значному зменшенню цих втрат. Відмінною конструктивною особливістю сушарок з повторним використанням теплоти є наявність скляного теплообмінника, що має високу корозійну стійкість і низьку вартість. Свіже повітря, що нагнітається вентилятором у зони сушіння матеріалу, попередньо нагрівається у скляному теплообміннику, а потім надходить у калорифер або теплогенератор, де доводиться до потрібної температури. Відпрацьований сушильний агент відсмоктуючим вентилятором із сушарки подається в скляний теплообмінник, у якому за рахунок конденсації пари підігрівається свіже повітря й тільки після цього викидається в атмосферу. При рекуперації виділяється конденсат, що збирається у збірниках і може бути використаний для потреб підприємства.

Скляні теплообмінники дають змогу скоротити витрати палива на 30...35 %, а термін окупності їх не перевищує двох років. Конструкція теплообмінників і режим їхньої роботи розроблені в Національному університеті харчових технологій.

Інтенсивнішого зниження вологості матеріалів і економії теплоти на деяких сушарках досягають при імпульсній подачі сушильного агента, що дає змогу зекономити до 40 % енерговитрат.

При механізації трудомістких робіт у спиртовій промисловості з метою економії електроенергії найефективніший механічний спосіб внутрішньозаводського транспортування сировини, напівфабрикатів і готової продукції. Пневматичний транспорт потребує значного споживання електроенергії на переміщення матеріалу (у 1,5...2 рази більше, ніж механічним способом).

Важливим фактором у зниженні енерго- і трудових затрат, підвищенні продуктивності й поліпшенні якості спирту є розробка і впровадження систем автоматичного керування функціональними схемами апаратів в оптимальному режимі за допомогою мікропроцесорної техніки та комп'ютерів.

Основними шляхами подальшої економії енергетичних і матеріальних ресурсів у спиртовій промисловості є:

- створення і впровадження нової високоефективної енергозберігаючої технології та апаратури для виробництва спирту;
- удосконалення технологічних процесів і обладнання з метою зниження питомого споживання енергії й матеріалів;
- заміна малопродуктивного застарілого обладнання високопродуктивним із низькими питомими витратами енергії;
- удосконалення теплоенергетичних схем підприємств спиртової промисловості з урахуванням повного використання відпрацьованої теплоти за допомогою теплових насосів (абсорбційних і компресорних);
- розробка і впровадження маловідходних і безвідходних технологій у спиртовій промисловості з використанням високоефективних способів очистки стічних вод за допомогою мікроорганізмів в анаеробних і аеробних умовах;
- впровадження в спиртову промисловість сушильних технологій інституту технічної теплофізики НАН України, які ґрунтуються на управлінні дифузиею вологи в матеріалі. Це дозволить підняти коефіцієнт використання теплової енергії в 2...3 рази і покращити якість кінцевого продукту;
- впровадження технології утилізації теплоти відпрацьованих димових газів, парових котлів, топок, сушарок та інших об'єктів за розробками інституту технічної теплофізики;
- впровадження сучасних технологій спалювання палива в циркулюючому киплячому шарі за розробками Міненерго України;
- використання теплоти продуктів згорання в парових котлах і топках підприємств спиртової промисловості для нагріву в регенераторах повітря, яке спрямовується на горілки. Це значний резерв економії палива (за розробками інституту газу НАН України);
- одержання енергії з біомаси (активний мул після очищення стічних вод та барди). У багатьох країнах світу на біогазових установках одержують велику кількість енергоносіїв і ця галузь продовжує динамічно розвиватися (в США – 3,2 %, в Данії – 6 %, в Австрії – 12 %, у Швеції – 18, у Фінляндії – 23 % від загальної кількості використаної енергії).

Використання біогазових установок (метантенків) приводить не тільки до енергетичного використання біогазу, але і до природозберігаючого ефекту і виробництва органічних добрив.

- впровадження розробок інституту проблем енергетики та НУХТ по створенню заводських ТЕЦ, де собівартість електроенергії набагато нижча, ніж від

енергосистем, а також за науковим обґрунтуванням систем утилізації теплоти на підприємствах АПК (науковий керівник д.т.н. проф. Прядко М.О.);

- впровадження на спиртових заводах, які переробляють на спирт мелясу, енергозберігаючу технологію біохімічної очистки барди і одержання біогазу. Встановлено, що спиртзаводи за рік скидають у відстійники біля 4 млн м<sup>3</sup> концентрованих стічних вод або 250 тис. т шкідливих речовин за БСК. А під полями фільтрування знаходиться 1500 га родючих земель.

Технологія заснована на використанні нових анаеробних біореакторів з адаптованим гранульованим активним мулом. Аеробна доочистка здійснюється спеціально підібраною асоціацією мікроорганізмів. Біохімічні методи очистки стічних вод дозволяють досягти ефективності очистки за БСК 99,9 %; одержати на одному заводі середньої потужності біля 5,5 млн. м<sup>3</sup> природнього газу; очищати стічні води з будь-якою концентрацією забруднень до показників, при яких дозволяється їх викид у відкриті водоймища; скоротити термін анаеробно-аеробної очистки з 500 до 90 год; зменшити в 3 рази витрати електроенергії, порівнюючи з очисткою на комунальних спорудах; зекономити паливо на виробництво спирту від спалювання біогазу до 50 %.

Інвестиції на будівництво таких установок окупляються протягом 1 року.

Розробки виконані фахівцями УкрНДІспиртбіопроду під кер.Янчевського В.К.

- Впровадження на підприємствах АПК схеми установки для використання відпрацьованих газів котельних у системі опалення теплиць. Це дозволить вирішити питання збереження енергоресурсів при одночасному підвищенні продуктивності тепличного господарства.

Розробник: Національний аграрний університет, м. Київ.

- Використання геотермальної сонячної енергії для підігріву води і повітря як ресурсів низькопотенційної теплоти, з подальшим підключенням абсорбційних і компресорних теплових носіїв для теплохолодопостачання підприємств спиртової промисловості.

Розробник: Інститут технічної теплофізики НАН України.

- Впровадження теплогенеруючих роторно-дискових установок для прямого перетворення енергії вітру в теплову.

Розробник: Український державний морський технічний університет, м. Миколаїв.

- Впровадження енергозберігаючої технології і техніки сушіння зерна, якими передбачено досягнення високих техніко-економічних показників зерносушарок за рахунок утилізації теплоти відпрацьованого повітря, удосконалення способів і режимів сушіння зерна, технологічних схем сушильних агрегатів та їх конструктивних елементів.

Розробник: Одеська державна академія харчових технологій, Станкевич Г.Н.

## **АКТУАЛЬНІ ПРОБЛЕМИ ВОДОПОСТАЧАННЯ ТА ОЧИСТКИ СТІЧНИХ ВОД У СПИРТОВІЙ ПРОМИСЛОВОСТІ**

Інтенсивний розвиток спиртової промисловості, який передбачається в найближчі роки, спричиняє значне зростання використання чистої питної і технічної води, призводить до збільшення кількості забруднених різними домішками відпрацьованих стічних

вод. Скидання таких вод у різні водойми зумовлює ступінь їх забруднення і тим самим зменшує ресурси чистої прісної води, погіршує стан навколишнього середовища.

Уряд України неодноразово приймав рішення про підвищення ефективності заходів щодо охорони природи, більш раціональне використання водних ресурсів. Втілення цих рішень у життя характеризується розробленням і широким впровадженням замкнутих циклів водоспоживання, яке тісно пов'язане з необхідністю очистки стічних вод від забруднень і наступним поверненням їх у технологічний процес. Важливим у цьому є перероблення стічних вод, тобто перетворення забруднюючих домішок на корисні продукти.

На жаль, недостатні знання фахівців спиртової промисловості з теоретичних фізико-хімічних основ водопідготовки й очистки стічних вод у своїй галузі утруднює науково-обґрунтований вибір раціональних способів та оптимальних параметрів відповідних технологічних процесів, а також організації замкнених циклів водопостачання й охорони довкілля.

Сьогодні вода в річках, озерах, морях не встигає самоочищатися, як це було 50–100 років тому. Багато річок перетворилося на стічні канали, так що воду без попереднього очищення використовувати для потреб харчової промисловості не можна. Ось чому сьогодні все більшого значення набуває проблема розумного, раціонального використання прісної води і особливо очистки все зростаючих об'ємів стічних вод, а також одночасна організація замкнених систем зворотного водоспоживання у спиртовій промисловості і сільському господарстві.

У результаті проведених теоретичних і експериментальних робіт щодо захисту водних об'єктів від забруднень і раціонального використання води в спиртовій промисловості країни створено й освоєно нові вискоєфективні процеси та конструкції споруд, обладнання і реагенти для очистки стічних вод. На деяких підприємствах це дало змогу скоротити забір води з природних водойм, зменшити об'єм стічних вод і створити нормальні умови для навколишнього середовища.

Природна вода, яка використовується в спиртовій промисловості для технологічних потреб – це розбавлений розчин солей, що містить неорганічні та органічні речовини й мікроорганізми. Солі у воді знаходяться у вигляді іонів.

Вода звичайного складу містить переважно такі іони: катіони  $H^+$ ,  $Na^+$ ,  $K^+$ ,  $NH_3^+$ ,  $Ca^{2+}$ ,  $Mg^{2+}$ ,  $Mn^{2+}$ ,  $Fe^{2+}$ ,  $Al^{3+}$ , аніони  $OH^-$ ,  $Cl^-$ ,  $HCO_3^-$ ,  $SO_4^{2-}$ ,  $NO_2^-$ ,  $SiO_3^{2-}$ ,  $HPO_4^{2-}$  та інші.

Вода, яку використовують у виробництві, повинна бути прозорою, приємною на смак, без запаху. Мутність визначають, порівнюючи зразки води зі стандартними суспензіями з каоліну; значення мутності – згідно зі стандартною шкалою не повинна перевищувати  $1 \text{ мг/дм}^3$ .

З газів, що містяться у воді, частіше виявляють діоксид вуглецю (IV), кисень і азот. Діоксид вуглецю при розчиненні у воді утворює вугільну кислоту. При проходженні такої води через вапнисті породи підвищується її тимчасова жорсткість. Кисень, розчинений у воді, змінює її окисно-відновний потенціал, зумовлює окисні процеси окремих компонентів харчових продуктів і напоїв.

Важливими критеріями оцінки якості води є жорсткість і сухий залишок. Масу сухої речовини, тобто сумарний вміст нелетких неорганічних і органічних речовин в 1 л води, які залишаються після випаровування та висушування залишку при температурі  $105...110^\circ \text{C}$ , називають сухим залишком.

Розчинені у воді солі кальцію і магнію характеризують її жорсткість (вміст розчинених солей), яку виражають у міліграм-еквівалентах Ca і Mg, що містяться в 1 л води. Один мг·екв/л жорсткості відповідає 20,04 мг  $\text{Ca}^{2+}$  або 12,16 мг  $\text{Mg}^{2+}$  в 1 л води.

За жорсткістю (у мг·екв/л) воду класифікують так: дуже м'яка – до 1,5; м'яка – від 1,5 до 3; помірно жорстка – від 3 до 6; жорстка – від 6 до 9, дуже жорстка – більше 9.

Розрізняють жорсткість тимчасову, постійну й загальну. Тимчасова (карбонатна) жорсткість зумовлена присутністю розчинених бікарбонатів  $\text{Ca}(\text{HCO}_3)_2$  і  $\text{Mg}(\text{HCO}_3)_2$ . Під час кип'ятіння в результаті взаємодії  $\text{Ca}^{2+}$  та  $\text{Mg}^{2+}$  із  $\text{HCO}_3^-$  утворюються нерозчинні у воді карбонати. Постійна жорсткість (некарбонатна) характеризується вмістом сульфатів, хлоридів, нітратів та інших (крім бікарбонатів) солей, кальцію і магнію.

При кип'ятінні вони залишаються у розчині. Загальна жорсткість води складається з тимчасової та постійної.

Для знезараження води (видалення хвороботворних бактерій, що містяться у воді) проводять фільтрування через мембранні фільтри, керамічні знезаражуючі фільтри, хлорування, озонування, обробку ультрафіолетовими променями та іонами срібла.

Стічні води в спиртовій промисловості поділяють на три основні групи:

1. Промислові води, що утворюються безпосередньо при використанні води в технологічних операціях. Ці води забруднені усіма речовинами, які використовуються в технологічних процесах даного виробництва.

2. Промислові води від допоміжних операцій та процесів, які утворюються під час поверхневого охолодження технологічної апаратури та енергетичних агрегатів. Такі води в основному характеризуються підвищеною температурою.

3. Промислові води після санітарно-гігієнічної дезінфекції приміщень, трубопроводів, машин і апаратів. Такі стічні води забруднені лугами та іншими токсичними сполуками.

Такі промислові води бажано відводити кількома самостійними потоками, але на більшості спиртових підприємств відводять їх загальним потоком.

Об'єднуючи забруднені стічні води на підприємствах спиртової промисловості, слід враховувати можливість взаємодії компонентів різних вод з виділенням значної кількості газоподібних речовин (вибухонебезпечних та інших), а також утворенням осадів, токсичних, канцерогенних речовин тощо.

Стічні води спиртової промисловості забруднені переважно органічними і мінеральними домішками. За концентрацією органічних домішок промислові стічні води поділяють на 4 категорії (за величиною біохімічного споживання кисню, мг  $\text{O}_2/\text{л}$ ):

I – до 500;

II – 500–5000;

III – 5000–30000;

IV – понад 30000.

За ступенем мінералізації стічні води поділяють на 3 групи:

I – стічні води з мінералізацією до 3  $\text{кг}/\text{м}^3$  (знесолюються методом іонного обміну);

II – стічні води з мінералізацією від 3 до 10–15  $\text{кг}/\text{м}^3$  (знесолення мембранним методом);

III – стічні води з мінералізацією понад 15  $\text{кг}/\text{м}^3$  (знесолення термічними методами).

За ступенем агресивності стічні води теж поділяють на 3 групи:

I – неагресивні (рН 6,5...8);

II – слабоагресивні (рН 6,0...6,5 та рН 8...9);

III – сильноагресивні (рН < 6 та рН > 9).

Вимоги до стічних вод, які скидають у природні водойми, зумовлені Законом України “Про охорону навколишнього природного середовища” і регламентуються “Правилами охорони поверхневих вод від забруднення стічними водами” та “Правилами санітарної охорони прибережних районів морів”. Відповідно до цих правил встановлені нормативи якості води для водойм за двома категоріями водокористування. До першої категорії відносять ділянки водойм, які використовуються для господарсько-питного водопостачання, а також для водопостачання підприємств харчової промисловості. До другої – для купання, занять спортом і відпочинку населення. Встановлені також більш жорсткі нормативи якості стічних вод, що скидаються у водойми, які використовують з рибогосподарською метою.

До загальних показників якості промислових вод, що скидаються у відкриті водойми господарсько-питного і культурно-побутового призначення, відносяться:

- розчинений кисень: не менш 4 мг/л (у воді водойми відібраний до 12 годин дня);
- біохімічне споживання кисню (БСК): повна потреба води в кисні при біохімічному окисленні домішок при 20° С не повинна перевищувати 3 мг/л для водойм I та 2-ої категорії, а також для морів;
- завислі речовини: вміст завислих речовин у воді водойми після скидання стічних вод не повинен зростати більш ніж на 0,25 і 0,75 мг/л відповідно для водойм першої і другої категорій (стічні води, які містять завислі речовини зі швидкістю осідання понад 0,4 – 0,2 м/с, скидати забороняється);
- запахи та присмаки: вода не повинна мати сторонніх запахів і присмаків як для водойм першої категорії, так і для водойм другої категорії;
- кольорність: вода, яку скидають, не повинна виявлятися в стопчику води заввишки 20 см для водойм першої категорії і 10 см – для водойм другої категорії та морів;
- значення рН (водневий показник): після змішування стічних вод з водами водойми цей показник повинен бути в межах  $6,5 \leq \text{pH} \leq 8,5$ ;
- спливаючі речовини: стічні води підприємства не повинні містити мінеральних масел та інших спливаючих речовин у таких кількостях, які здатні утворювати на поверхні водойми плівку, плями і нагромадження;
- мінеральний склад: для водойм першої категорії вміст неорганічних речовин не повинен перевищувати за сухим залишком 1000 мг/л, у тім числі хлоридів – 350 мг/л і сульфатів – 500 мг/л;
- збудники захворювань: не допускаються стічні води зі збудниками захворювань; їх потрібно знезаражувати після попереднього очищення. Методи біологічної очистки стічних вод повинні забезпечувати колі-індекс не більше 3-х при вмісті залишкового хлору не менше, як 1,5 мг/л;
- температура: внаслідок скидання стічних вод у водойми температура води не повинна перевищувати влітку більше, як на 3° С порівняно з найтеплішим місяцем року за останні 10 років;
- отруйні речовини: вони повинні міститися в стічних водах у концентраціях, які не можуть чинити прямий шкідливий вплив на здоров'я населення;

- нормативи якості води водойм рибогосподарського призначення: у разі скидання стічних вод у рибогосподарські водойми до них ставлять жорсткіші вимоги, ніж до стоків у водойми, що використовуються для господарсько-питних і культурно-побутових потреб населення.

Гранично-допустимі концентрації (ГДК) шкідливих речовин у воді водойми господарського питного та культурно-побутового призначення в мг/л подані в підручнику "Фізико-хімічні основи технології очищення стічних вод" під редакцією проф. Запольського А.К. (Київ: "Лібра", 2000).

Скидання стічних вод у водойми повинно здійснюватись за умови виконання спеціальних вимог, встановлених для цих водойм. Основним показником кількості органічних забрудників, що надходять у водойми зі стічними водами є величина БСК, яка характеризує кількість кисню, що витрачається на біохімічні процеси окислення внесених забруднень. При скиданні промислових вод необхідно враховувати сумарну забрудненість виробничих вод. Для цього вводиться ще один показник – хімічне споживання кисню ХСК, тобто кількість кисню, необхідного для повного окислення органічних речовин, що містяться в 1 л стічної води, за допомогою біхромату калію.

Крім БСК і ХСК при визначенні необхідного ступеня очищення промислових стічних вод необхідно враховувати інші нормативні показники: ідентифікованих у стічних водах, вміст завислих речовин, реакцію рН води водойми, температуру води, кольоровість, запах і мінеральний склад тощо.

Дотримання науково обґрунтованих норм скидання стічних вод у водойми повинно забезпечити ефективне самоочищення води, яке характеризується повною ліквідацією у воді водойми органічних речовин, що потрапили в неї, під впливом мікроорганізмів. Але цього недостатньо для самоочищення води. Під самоочищенням слід розуміти сукупність біохімічних, фізико-хімічних та гідродинамічних (розбавлення) процесів, які зумовлюють зниження концентрації забруднюючих речовин у воді водойми до нормативних показників.

Для визначення і видалення із стічної води різноманітних домішок, які забруднюють навколишнє середовище, потрібна перш за все обґрунтована їх класифікація. Таку класифікацію запропонував і поклав в основу розробки різноманітних ефективних способів очищення природних і стічних вод акад. Кульський Л.А..

Суть класифікації полягає в тому, що всі домішки води поділяють на 4 групи (табл. 16.1). Дві групи належать до гетерогенних систем (суспензії, колоїди, емульсії, піни) і дві – до гомогенних (це речовини, що утворюють з водою молекулярні або іонні розчини).

Згідно з фазово-дисперсним станом домішок пропонується класифікація процесів, що використовуються для очищення стічних вод підприємств спиртової промисловості (табл. 16.2).

Методи очистки стічних вод розподіляються на такі групи: механічні, фізико-хімічні, хімічні та біологічні.

Для стічних вод, що містять переважно завислі, плаваючі та грубоемульговані тверді і рідкі нерозчинні забруднюючі речовини, застосовують механічну очистку, яка ґрунтується на використанні гравітаційних і відцентрових сил, а також проціджуванні і фільтруванні. Іони важких металів та інші токсичні речовини при механічній очистці не затримуються.

Табл. 16.1 Класифікація домішок води

Група	Ступінь дисперсності домішок $D \text{ см}^{-1}$	Розмір часточок, см	Характеристика домішок
1	2	3	4
Гетерогенні системи 1-завислі речовини	$< 10^5$	$< 10^{-5}$	Суспензії й емульсії, які зумовлюють каламутність води, а також мікроорганізми і планктон. Це глинисті часточки, карбонатні породи, мул, дрібний пісок, завислі часточки органічних речовин, волокна, пластмаси тощо. Загалом це кінетично нестійкі системи.
2 - колоїдні розчини	$10^5 - 10^6$	$10^{-5} - 10^{-6}$	Колоїди і високомолекулярні сполуки, які зумовлюють окислювальність і кольорність води, а також віруси й інші організми. Це переважно мінеральні та органічно-мінеральні часточки ґрунтів, гумусні речовини, які утворюють з водою стійкі колоїдні системи, руйнування яких є головним завданням під час очищення води від цих забрудників.
Гомогенні системи: 3 - молекулярні розчини	$10^6 - 10^7$	$10^{-6} - 10^{-7}$	Органічні речовини і розчинні у воді газу, що надають їй присмаку і запаху. До них належать продукти життєдіяльності та відживання пліснявих грибів, бактерій, актиноміцетів, водоростей, а також феноли, спирти, альдегіди та інші органічні речовини. Деякі домішки є токсичними.
4 - іонні розчини	$> 10^7$	$< 10^{-7}$	Солі, луки, кислоти, що зумовлюють мінералізацію, жорсткість, лужність або кислотність води, з якою утворюють розчини електролітів.

Коли виділення забруднень із стічних вод можливе тільки внаслідок хімічних реакцій між забруднюючими речовинами і реагентами, які вносять у стічні води, застосовують хімічне очищення, що ґрунтується на використанні хімічних або електрохімічних окисно-відновних процесів, у результаті яких забруднення перетворюються на нові нешкідливі сполуки, які частково чи повністю випадають в осад або виділяються у вигляді газів.

Фізико-хімічне очищення (ФХО) стічних вод характеризується такими процесами як сорбція, екстракція, коагуляція, електрокоагуляція, флотація, іонний обмін, кристалізація, електродіаліз, випарювання, ректифікація, мембранна технологія, спалювання тощо. Методи ФХО виробничих стічних вод в основному передба-



чають вилучення з них цінних речовин і тому належать до регенеративних або рекупераційних методів.

Табл. 16.2 Класифікація процесів вилучення домішок з води згідно з їх фазово-дисперсним станом

Гетерогенні системи		Гомогенні системи	
групи		групи	
1	2	3	4
а) Механічне безреагентне розділення	Діаліз, ультрафільтрування	Аерування, десорбція газів і летких органічних сполук під час аерування	Гіперфільтрування
б) Окислення хлором, озоном та ін.	Окислення хлором та іншими окисниками	Окислення хлором, оксидом хлору, озоном, перманганатом калію	Переведення іонів у малодисоційовані сполуки
в) Флотація суспензій і емульсій	Коагуляція колоїдних систем	Екстракція органічними розчинниками	Сепарація іонів
г) Бактерицидний вплив на патогенні мікроорганізми і спори	Віруліцидний вплив	Біохімічне розкладання	Вилучення іонів металів мікроорганізмами
д) Електрофільтрування і електроутримання мікроорганізмів	Електрофорез і електродіаліз	Поляризація молекул в електричному полі	Використання рухливості іонів в електричному полі

Біохімічне або біологічне очищення стічних вод застосовують для очищення слабоконцентрованих вод, які містять переважно органічні речовини.

Здійснюють очистку стічних вод на очисних установках, спорудах і станціях, які можуть бути цеховими, заводськими, загально-заводськими, районними або міськими.

На підприємствах спиртової промисловості в основному здійснюють очищення всіх стічних вод на заводських очисних спорудах (станціях). Методи очищення стічних вод такі, які цього потребують перед передаванням їх до районних або міських станцій біохімічного очищення, або перед скиданням у водойми, або перед поверненням у систему оборотного водопостачання підприємства.

Особливої уваги на підприємствах спиртової промисловості заслуговують біологічні методи очищення від органічних речовин. Ґрунтуються ці методи на застосуванні мікроорганізмів, які використовують органічні сполуки як поживні речовини і джерело енергії. Органічні сполуки при цьому зазнають деструктивного розкладання внаслідок окислення при аеробному і відновних процесах з утворенням метану при анаеробному очищенні.

Біологічні очисні споруди для аеробного очищення стічних вод складаються з аеротенків, де стоки перемішуються і насичуються повітрям, або з біофільтрів, де стоки фільтруються крізь шар щебеню, який аерується. У першому варіанті комплекс мікроорганізмів, що розвиваються, утворює пластівці, які осідають у вигляді активного мулу; у другому – щебінь обростає мікроорганізмами, які утворюють біологічну плівку.

Анаеробне очищення стічних вод у метантенках широко використовується на підприємствах харчової промисловості з одержанням енергетичного біогазу і біоорганічних добрив (активного мулу).

Очищення стічних вод відстоюванням здійснюється шляхом осідання завислих часточок під дією сили гравітації. При цьому спостерігається поступове збільшення концентрації дисперсної фази в апараті в напрямку згори вниз. На дно відстійника осідає шар осаду шлама, який періодично або безперервно видаляється.

Швидкість руху часточок у рідкому середовищі при відстоюванні залежить від розміру часточок, їх густини і форми, а також від властивостей дисперсного середовища, його в'язкості і в кінцевому рахунку від режиму руху часточок.

Щоб збільшити швидкість осідання завислих часточок і потужність очисних споруд, слід прагнути до збільшення їх розміру і густини, а також до зменшення в'язкості і густини дисперсійного середовища. Досягти цього можна коагуляцією за допомогою коагулянтів, у результаті чого утворюються пластівці з вищою густиною. А зменшення густини і в'язкості водної суспензії досягають її розбавленням.

Для проєктування відстійників користуються методом технологічного моделювання процесу осідання. Горизонтальні відстійники – це прямокутні резервуари, виготовлені із залізобетону. Вони обладнані пристроями для водозабору та водорозподілу, а також для виділення осаду. Продуктивність відстійника становить 30–50 тис. м<sup>3</sup>/добу. Вертикальні відстійники застосовують у реагентному методі очищення води продуктивністю 3000 м<sup>3</sup>/добу і каламутності вихідної води не більше як 2500 мг/дм<sup>3</sup>. Це круглі або квадратні в перерізі залізобетонні резервуари з центральною циліндричною трубою і конічною нижньою частиною. Вода із змішувача надходить через центральну трубу зверху вниз, а у самому відстійнику вода рухається знизу вгору зі швидкістю 0,5–0,6 мм/с. Завислі речовини осідають під дією сили гравітації.

На підприємствах спиртової промисловості при розділенні стічних вод ефективним способом їх очистки є флотація, яка ґрунтується на різній змочуваності мінералів водою. Процес полягає у специфічній взаємодії завислих речовин з бульбашками тонкодиспергованого у воді повітря з подальшим утворенням на поверхні води шару піни з речовинами, які виштовпують. Оптимальні розміри часточок знаходяться в межах від 10<sup>-5</sup> до 10<sup>-3</sup> м.

Очищувати воду флотацією можна від твердих завислих часточок, нафтопродуктів, масел та інших емульгованих рідких речовин і окремих іонів розчинених речовин. Щоб прискорити флотацію твердих часточок, крізь водну суспензію пропускають дрібні бульбашки повітря, які підіймаючись угору, захоплюють із собою гідрофобні тверді часточки. У результаті такого очищення на поверхні води утворюється шар піни, наповнений твердими часточками.

Щоб збільшити стійкість бульбашок і утворення стабільної піни, в суспензію додають піноутворювачі – поверхнево-активні речовини, які знижують поверхне-

вий натяг води і утворюють адсорбційні плівки на поверхні бульбашок. До активних піноутворювачів слід віднести деякі фракції кам'яновугільної смоли, соснову олію, деревний дьоготь тощо.

Сьогодні існує декілька методів насичення води бульбашками повітря: вакуумні, коли повітря виділяється з розчину; напірні та ерліфтні установки; імпелерні, коли флотація реалізується механічним диспергуванням повітря; безнапірні і пневматичні установки; флотація з поданням повітря крізь пористі матеріали; електрофлотація, суть якої полягає в тому, що в нижній частині флотатора розміщується електродна система.

Найбільш перспективним способом очистки стічних вод підприємств спиртової промисловості є біологічне очищення, суть якого полягає у застосування гідробіонтів (мікроорганізмів) для звільнення води від небажаних домішок.

Досягнення останніх десятиліть мікробіології, гідробіології та біотехнології дають змогу зтверджувати, що сучасні біологічні методи можна успішно використовувати для очищення стічної води від усіх без винятку розчинених у ній органічних сполук у будь-яких концентраціях, від іонів важких металів, нітратів, сульфатів, хроматів, а також від хвороботворних бактерій, вірусів тощо. Завдяки біологічному очищенню стічних вод можна не тільки знешкодити стічні води, а й відтворити якість води, використаної в промисловому виробництві. З точки зору відносної дешевизни, прибутковості, надійності та екологічної бездоганності біологічне очищення стічної води підприємств харчової промисловості має безсумнівну перспективу закріпити свою чільну роль в охороні водного басейну від забруднень.

До промислових методів біотехнології очищення належить обробка стічних вод аеробними (у біофільтрах, аеротенках тощо) та анаеробними (у метантенках, біореакторах тощо) організмами.

Природне і штучне біологічне очищення води було, є і буде основним методом охорони природних вод від хімічного та біологічного забруднення.

Біотехнологічне очищення води у всіх високорозвинених країнах – найбільш великотоннажне серед біотехнологій підприємств харчової промисловості.

Біологічні методи очищення води ґрунтуються на використанні тих чи інших істот та їхніх комплексів-біоценозів. В очищенні стічної води таких біоценозів нині відомо п'ять: біоплівка, активний мул, анаеробні мікроорганізми, селекціоновані мікроорганізми – деструктори певних забруднень, гідробіоценози, що становлять просторовий біоконвеєр.

На рис. 16.1 показана принципова технологічна схема найефективнішого механо-біологічного очищення промислово-побутових стічних вод – на чисту екологічно безпечну, біологічно повноцінну воду.

Для механічного очищення стічна вода 3 проходить через решітки 4, де затримуються грубі механічні домішки, потім через пісковловлювач 5, де відокремлюється пісок, і нарешті потрапляє у первинні відстійники 6, де під силою гравітації все, що важче за воду, осідає на дно.

Після цього вода перекачується в метантенки 1 на зброджування, з виділенням газу-метану, а через повний проміжок часу випускається на мулові майданчики з дренажем 2, а все, що легше за воду, піднімається на поверхню води, де збирається спеціальними пристроями в бункер і теж спрямовується в метантенк.

На всіх етапах проходження води крізь очисні споруди в ній відбуваються біологічні процеси. Але найбільш помітне біологічне очищення стічних вод відбува-

ється на другій біологічній стадії. У біореакторі з біоплівкою біомасу гідробіонтів 7, яка наростає під час очищення води, відділяють у вторинних відстійниках 8, звідси її подають або в метантенки 1 або на мулові майданчики 2.

Очищення води полягає в її повному знезараженні, тобто в знищенні в воді епідемічно небезпечних організмів та вібріонів. Для цього використовують хлорування, опромінювання ультрафіолетовим світлом та рідше – озонування.

При обробці очищених стічних вод хлором їх витримують протягом 20–30 хв у контактних резервуарах 10, а потім скидають у відкриті водойми.

Деякі вчені вважають хлорування стічних вод абсолютно неприпустимим. А тому розроблена надійна схема, яка включає процеси обробки флокулянтами і коагулянтами в апараті 11, відстоювання 12, фільтрування крізь пісок 13 і нарешті крізь активне вугілля 14. Осади при цій схемі згущують на фільтрах 15 і відправляють на звалище.

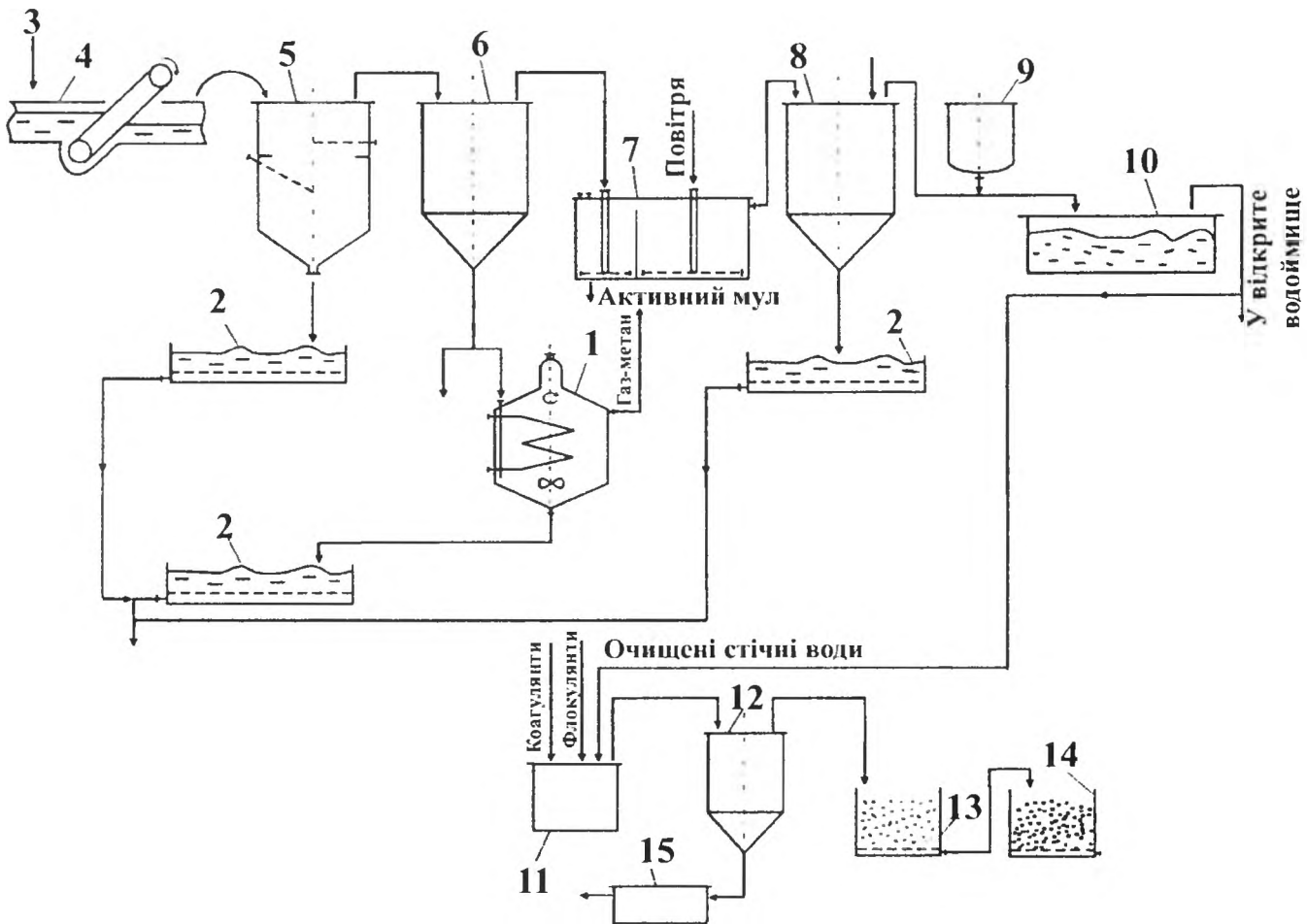


Рис. 16.1 Принципова схема механо-біолого-хімічної очистки стічних вод.  
 1 – метантенк; 2 – мулові майданчики; 3 – стічна вода; 4 – решітки; 5 – пісковловлювач; 6 – первинний відстійник; 7 – біореактор (аеротенк з біоплівкою);  
 8 – вторинний відстійник; 9 – ємність для хлорування; 10 – контактний резервуар;  
 11 – ємність для флокуляції–коагуляції; 12 – відстійник; 13 – піщаний фільтр;  
 14 – фільтр з активним вугіллям; 15 – згущувач осаду

Своєрідним різновидом фільтра є новий тип очисних споруд, що набуває популярності в США, Великій Британії та інших країнах світу, а саме мочари.

Мочари – це горизонтальний біофільтр, який моделює природні процеси очищення води (рис. 16.2). Інженерна горизонтальна споруда в землі з гравійним завантаженням 2, розміщеним невеликою товщиною (до 1 м) на надійній гідроізоляції 1 з синтетичної плівки. Стічна вода 4 після механічного очищення розподіляється по ширині мочари перфорованою трубою 3 і дуже повільно просочується впродовж (1–3 діб) крізь обросле біоплівкою завантаження 2, на якому ще й щільно ростуть водяні рослини 5 – рогіз, очерет, водяний перець, череда, айр тощо, що сприяють аерації води, яка очищається. Крім того, вони вилучають з води біогенні елементи, зокрема фосфор, калій, азот, а також важкі метали і завдяки своїй розгалуженій кореневій системі збільшують поверхню обростання біоплівкою. Природно очищена вода збирається перфорованою трубою 6 і відводиться в збірник чистої води.

Очисна споруда мочари не потребує ніяких енергетичних затрат на аерацію і переміщення води, вона проста в обслуговуванні, екологічно бездоганна і повинна зайняти гідне місце в системах очищення стічних вод харчової промисловості України.

Біоплівка є основою для проектування ще одного типу очисних споруд типу біоконтакторів. Це напівзанурені у стічну воду пластмасові або металеві диски, барабани у вигляді склеєних між собою під різними кутами волокнистих йоржів, які інтенсивно обростають біоплівкою. Барабани чи диски прикріплені до вала, що повільно (біля 2 обертів за хвилину) обертається і біоплівка, яка наростає на розвиненій поверхні біоконтакторів, постійно то занурюється у стічну воду, сорбуючи з неї розчинні органічні речовини, де добре аерується й окислює (розкладає, мінералізує) різні забруднення. Частина біомаси змивається водою і виноситься з нею у вторинний відстійник, де й осідає.

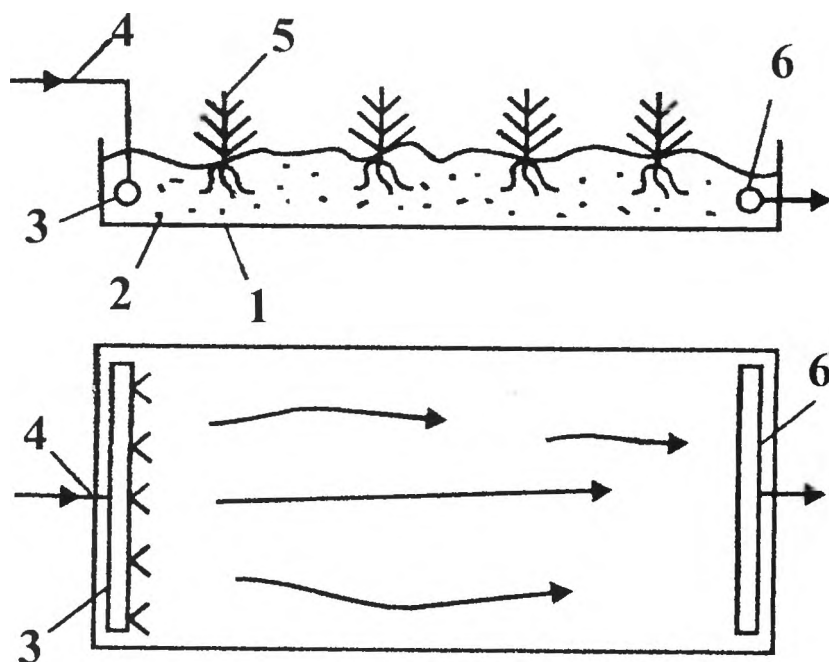


Рис. 16.2 Мочари. 1 – гідроізоляція; 2 – гравійне завантаження; 3 – розподільна труба; 4 – стічна вода; 5 – водяні рослини; 6 – труба збору очищеної води

Велику ефективність в очищенні стічних вод мають аеротенки з активним мулом. На рис. 16.3 показана схема залізобетонного аеротенка (висота 4–5 м, ширина 3–11 м, довжина 50–150).

Стічну воду подають з одного або декількох місць, вона контактує з регенованим активним мулом, переміщується й аерується повітрям 3, яке подається в пристрій 5. Після біологічного очищення, яке триває 40...48 год, вода перетікає у відстійник 10, в якому активний мул 9 осідає. Зворотний мул 7 за допомогою насоса 6 подається в регенератор 1 аеротенка 4, де за рахунок аерації відбувається відновлення якості активного мулу. Надлишок активного мулу 8 спрямовується для одержання біогазу.

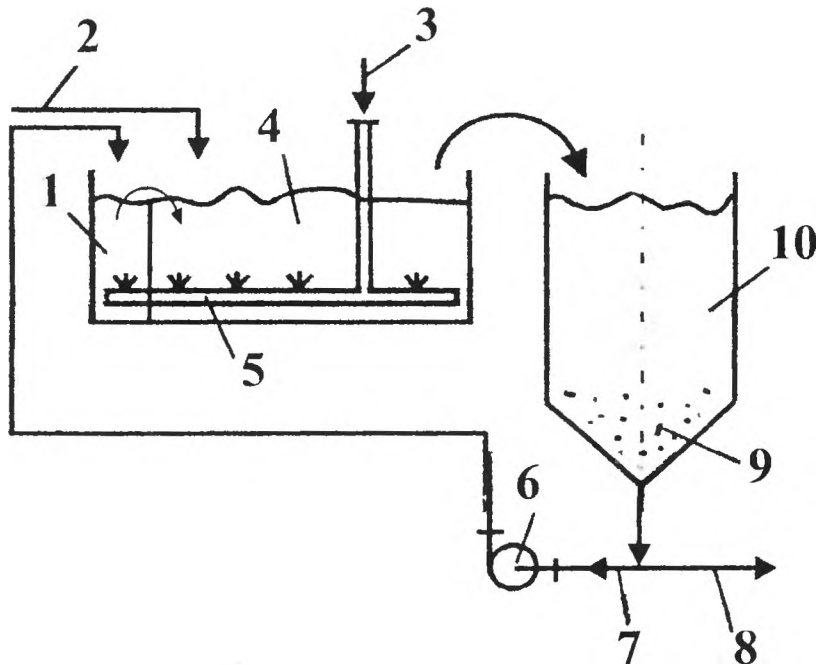


Рис. 16.3 Схема аеротенка з активним мулом:

- 1 – регенератор; 2 – стічна вода; 3 – повітря; 4 – аеротенк;  
5 – пристрій для розпилювання повітря; 6 – насос; 7 – зворотний мул;  
8 – надлишковий мул; 9 – осад активного мулу; 10 – відстійник

В очищенні води за біологічним методом велику роль відіграють анаеробні бактерії, які в результаті своєї життєдіяльності створюють нестерпний запах стоків. Особливого поширення набули процеси анаеробного метанового зброджування осадів у спеціальних закритих герметичних залізобетонних спорудах – метантенках. У цих спорудах відбувається складні процеси перетворення різноманітних органічних речовин на кінцеві продукти метаболізму анаеробних бактерій: газ-метан, діоксид вуглецю, водень, аміак, сірководень. Процеси зброджування стічних вод проводять в оптимальних режимах: мезофільний режим при температурі 30–35° С; термофільний режим при температурі 50–55° С. Горючі газу, що утворюються при бродінні (метан, водень) використовують як енергоносії.

Внаслідок зброджування надлишкового активного мулу гідробіонти автолізується, гідролізують усі складні високомолекулярні сполуки (білки, ліпіди, поліцукриди, нуклеїнові кислоти тощо), з яких складається біомаса, до простих речовин (амінокислот, вуглеводів, низькомолекулярних кислот та інше), які можуть засвоювати анаеробні бактерії.

Під час очищення висококонцентрованих стічних вод (понад 1000 мг O<sub>2</sub>/л за БСК), зокрема спиртових, крохмале-патокових та інших заводів харчової промис-

ловості, а також свиноферм, птахофабрик, почали використовувати анаеробні мікроорганізми. При цьому зменшились експлуатаційні витрати на процес очищення стічних вод, з'явилась можливість одержання горючого біогазу, кормових концентратів (з вітаміном В<sub>12</sub>) та органо-мінеральних добрив.

Потужність очисних споруд з використанням анаеробних бактерій можна збільшити, а якість очищення стічних вод підвищити, якщо мікроорганізми в середовищі активного мулу іммобілізувати (закріпити) на різних носіях. Анаеробний гранульований мул сьогодні швидко набуває популярності, його досить широко стали використовувати для очищення стічних вод переважно харчової промисловості. Слід також відзначити, що анаеробний гранульований мул є великим досягненням в очищенні стічних вод. Він має незаперечні переваги над аеробним активним мулом, оскільки не потребує енергетичних затрат на аерацію і перемішування стічних вод, а навпаки, виділяє високоенергетичне паливо – біогаз. Навантаження за органічними забрудненнями, що їх вилучають у деяких типах анаеробних біореакторів з висококонцентрованих стічних вод харчових виробництв надзвичайно велике: до 60 кг ХСК/м<sup>3</sup> за добу, так як споруди з біоплівкою мають окислювальну здатність 0,5 кг ХСК/м<sup>3</sup> за добу, а з активним аеробним мулом – 2,5 кг ХСК/м<sup>3</sup> за добу. Крім того, анаеробні біореактори не викидають у повітря мікробних аерозолів і тому екологічно прийнятніші, ніж аеротенки. На жаль, анаеробний мул не спроможний очистити воду до кондицій, щоб скидати її у природні водні об'єкти, тому після анаеробної обробки стічну воду слід доочищати біологічно в аеробних умовах або фізико-хімічними методами, наприклад, за допомогою мембранної технології.

Високоєфективну технологію біогазу на стічних водах спиртових заводів розробили фахівці УкрНДІспиртбіопроду. Спиртова промисловість України, яка переробляє мелясу на спирт, скидає у відстійники біля 3,0...4,5 млн. м<sup>3</sup>/рік концентрованих стічних вод або 200...300 тис. т забруднюючих речовин за БСК. Таким чином під полями фільтрування зайнято 1500 га родючих земель. Це приводить до забруднення водоймищ і навіть питної води стоками, а також атмосфери сполуками з неприємними запахами, які утворюються при гнитті органічних речовин стічних вод.

Ученими інституту розроблена технологія одержання біогазу та біологічної очистки стічних вод спиртзаводів.

Технологія характеризується використанням самих нових анаеробних біореакторів з адаптованим гранульованим активним мулом, що дозволяє в 10 раз зменшити об'єм метантенків. Доочистка води здійснюється спеціально підібраною асоціацією мікроорганізмів в аеробних умовах.

Промислові дослідження показали, що запропонована технологія дозволяє:

- досягти ефективності очистки БСК 99,9 %;
  - одержати на одному заводі середньої потужності біля 5,5 млн. м<sup>3</sup> біогазу на рік, що відповідає 4 млн. м<sup>3</sup> природного газу;
  - очистити стічні води з будь-якою концентрацією забруднень до показників, які дозволяють їх передачу у відкриті водоймища;
  - скоротити час анаеробно-аеробної енергії, порівнюючи з комунальними очисними спорудами;
  - зекономити паливо на виробництво спирту від спалювання біогазу на 50 %.
- Інвестиції на будівництво установки окуплюються протягом 1 року.

## АКТУАЛЬНІ ПРОБЛЕМИ РОЗДІЛЕННЯ СУМІШЕЙ ЗА ДОПОМОГОЮ МОЛЕКУЛЯРНИХ ФІЛЬТРІВ У СПИРТОВІЙ ПРОМИСЛОВОСТІ

Технічний прогрес у спиртовій промисловості визначає сьогодні такий науково-технічний напрям, який сприяє підвищенню якості спирту та зниженню його собівартості. Такий напрям характеризується дослідженнями і розробкою принципово нового способу розділення водно-спиртової суміші та виділення харчового і технічного спирту.

До нового способу розділення компонентів і їх концентрування належить мембранна технологія, яка в останні роки одержала широке розповсюдження в різних галузях харчової промисловості. У спиртовій та лікєро-горілочній промисловості мембранна технологія використовується при водопідготовці, створенні газового середовища (в основному азотного) при збереженні сировини, аеруванні при культивуванні мікроорганізмів, концентруванні ферментних препаратів, очистці стічної води і т.д.

Дослідженнями процесів тепло-масообміну в мембранних напірних каналах молекулярних фільтрів та розробкою високоефективних технологій харчового і технічного спирту займаються як в Україні – проблемна науково-дослідна лабораторія Національного університету харчових технологій та Український науково-дослідний інститут спиртбіопрод – так і в інших країнах світу.

Метою роботи є:

- наукове обґрунтування вирішення даної проблеми;
- на основі результатів фундаментальних і прикладних досліджень розробка нової мембранної технології і сучасних методів розрахунку та прогнозування оптимальних режимів її експлуатації;
- розробка технології регенерації мембран з метою їх багаторазового використання (протитоки, температурні перепади, регенерувальні композиції та інші);
- розробка нової технології і апаратури для розділення водно-спиртової суміші і впровадження її у виробництво.

Мембранне розділення характеризується відокремленням відповідного компонента або компонентів суміші за допомогою напівпроникливої мембрани. У процесі такого відокремлення первинна суміш розділяється на концентрат і пермеат (фільтрат або ультрафільтрат). Концентрат створюють компоненти, які затримуються мембраною, а пермеат – компоненти, які проходять через мембрану. Здатність мембрани затримувати який-небудь компонент (компоненти) із суміші характеризують її селективність по відповідному компоненту (компонентах). Для мембранних процесів селективність (в %) мембран визначається формулою:

$$\xi = 100 - \frac{100 \cdot C_2}{C_1}$$

де  $C_1$  – концентрація компонента, який розглядається в початковій суміші, в %;  
 $C_2$  – концентрація цього компонента в пермеаті.



Рушійну силу переносу компонента через мембрану характеризує різниця таких показників: хімічних потенціалів концентрацій у суміші, яка розділяється; гідростатичних тисків до і після мембрани та електричних потенціалів.

Відповідно до технічних потенціалів існує декілька методів розділення сумішей за допомогою мембран: дифузійний, метод випарювання, метод діалізу, розділення електродіалізом, баромембранний метод та інші.

Дифузійний: метод розділення газів ґрунтується на різній проникності мембран для окремих компонентів, в основному газових сумішей (кисень, азот, діоксид вуглецю та інші). Проникність характеризується коефіцієнтами дифузії в матеріалі мембрани та парціальним тиском газу в середовищі, яке розділяється. Для розділення газів використовуються мембрани, які мають різну проникність для різних газів. Для системи  $O_2 - N_2 - CO_2$  використовуються мембрани із натурального каучуку, полізопрена, полідиметил силоксана та інші.

При розділенні рідинної суміші через мембрану методом випарювання гаряча суміш спрямовується з однієї сторони напівпроникної мембрани і після проникнення одного із компонентів через капіляри, розмір яких залежить від розмірів молекул, компонент відводиться в потік або конденсується при вакуумуванні.

При розділенні розчинів і колоїдних систем методом діалізу враховується як різна проникність мембран, так і різна молекулярна маса компонентів. Метод діалізу широко використовується при очистці розчинів білків та інших високомолекулярних сполук (у тому числі і біологічно активних речовин) від розчинених солей через мембрану з нітроцелюлози.

Розділення речовин методом електродіалізу характеризується переносом через мембрану іонів відповідного компонента під дією різниці електричних потенціалів, що дозволяє ефективно демінералізувати розчини.

Баромембранні технологічні процеси включають у себе зворотній осмос, ультрафільтрування та мікрофільтрування розчинів під тиском через напівпроникні мембрани, що пропускають розчинник і затримують розчинений у ньому компонент у вигляді іонів, колоїдних частинок або молекул.

При зворотному осмосі (діаметр пор в мембранах складає 0,5-5 нм) в процесі фільтрування суміші відділяються іони та недисоційовані молекули; при ультрафільтруванні (діаметр пор в мембранах складає 5-50 нм) відділяються високомолекулярні речовини та колоїди; при мікрофільтруванні (діаметр пор в мембранах складає 50-10000 нм, що відповідає 0,05-10 мкм) відділяються колоїдні частинки та мікроорганізми.

На ефективність фільтрування при зворотному осмосі суттєво впливає осмотичний тиск суміші, яка розділяється, вступають у дію механізми фізико-хімічного характеру – абсорбція, гідратація, масообмін та інше.

Обґрунтовано, що в основі зворотного осмосу лежить самопливний перехід розчинника через напівпроникну мембрану, яка не пропускає розчинені речовини в розчинник (рис.16.4).

Тиск, при якому настає рівновага, коли  $p$  дорівнює висоті  $H$ , називається осмотичним  $\Pi$  (рис. 16.5). При цьому розчинник переходить у ту і другу сторону в однаковій кількості. Тоді  $p=H=\Pi$ .

Якщо із сторони розчинника збільшити тиск, який буде перевищувати осмотичний, то розчинник буде переходити через мембрану тільки в зворотному напрямку. Такий процес називається “зворотний осмос”. (рис. 16.6.)

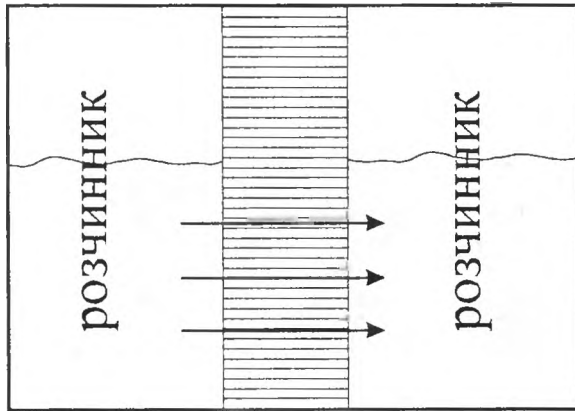


Рис. 16.4.

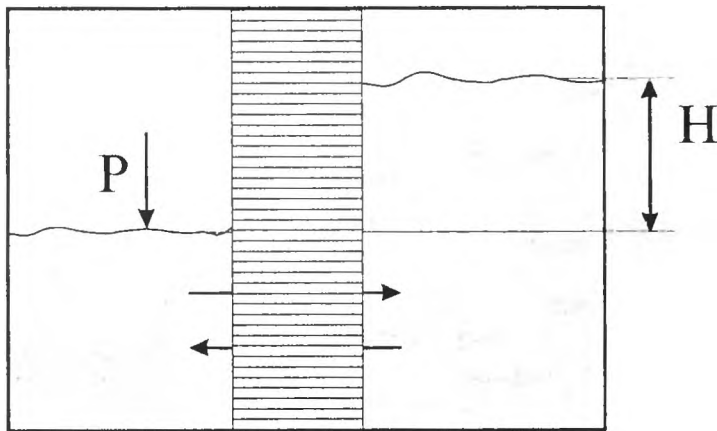


Рис. 16.5.

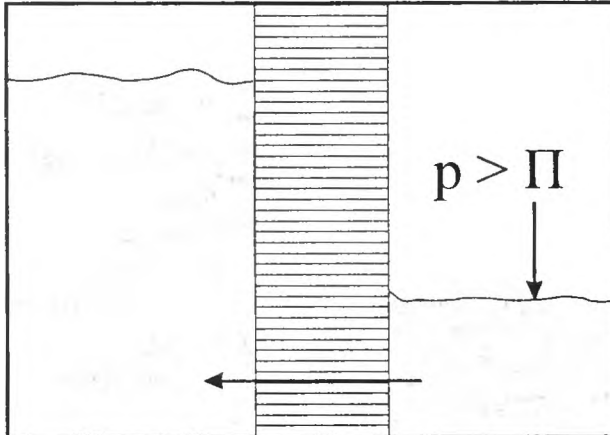


Рис. 16.6 Швидкість переносу розчинника через мембрану  $S$  для всіх баромембранних процесів у загальному вигляді записується:

$$S = A (\Delta p - \Delta \Pi),$$

де  $A$  – коефіцієнт проникливості мембрани;

$\Delta p$  і  $\Delta \Pi$  – відповідно різниця робочого і осмотичного тиску по різні сторони мембрани

У всіх мембранних процесах надзвичайно велику роль відіграє явище концентраційної поляризації, яка полягає в підвищенні концентрації затриманих мембраною речовин безпосередньо на її поверхні. Крім того, в процесі фільтрування через мем-

брану різних розчинів або сумішей на її поверхні утворюється осад нерозчинних речовин, які знаходяться в суміші, що піддається фільтруванню. Можливі випадки, коли в результаті складних біохімічних реакцій у самій суміші утворюються нерозчинні сполуки, які в процесі фільтрування переходять в осад на поверхні мембрани. Теоретично і практично обґрунтовано, що і концентраційна поляризація і особливо утворення осаду на поверхні мембрани значно знижують якість і ефективність розділення суміші. З метою зменшення негативного впливу цих факторів на процес фільтрування застосовують турбулізацію суміші. Це в деякій мірі приводить до ускладнення апаратури і збільшення собівартості кінцевого продукту.

Мембранна фільтраційна установка зворотного осмосу ROMAX 2 для підготовки води складається з пісочного фільтра; дозуючого пристрою хімічного розчину; мікрофільтра; насосу високого тиску; рециркуляційного насосу; тонкоплівкової мембрани; ємності; трубопроводів із нержавіючої сталі і системи контрольно-вимірювальних приладів і автоматики (див. рис. 16.7.)

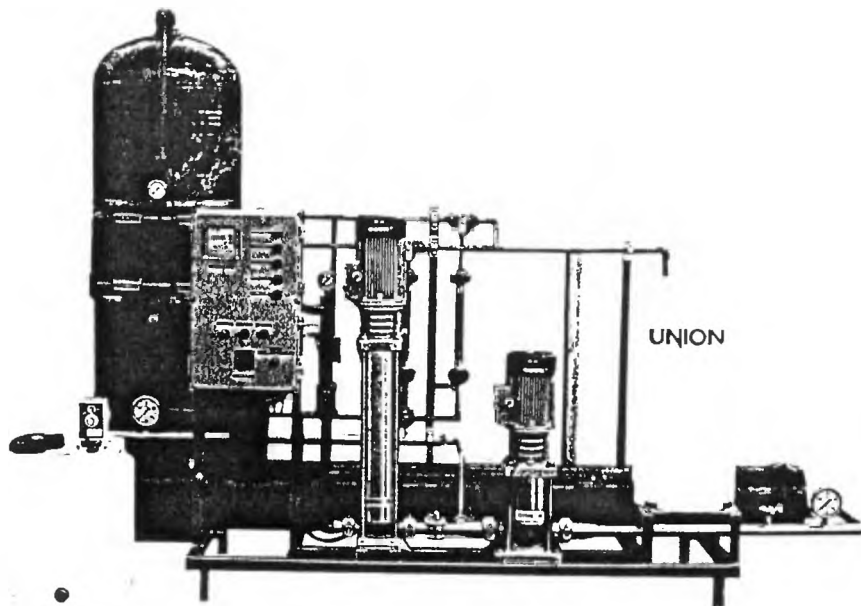


Рис. 16.7 Мембранна фільтраційна установка зворотного осмосу ROMAX 2

Установка монтується з підводом неочищеної води, відводом очищеної води, каналізацією та електрощитом.

Установка змонтована на каркасі і має такі габарити: довжина – 2,7 м, ширина – 0,8 м, висота – 1,4 м.

Технічна характеристика установки:

Об'єм початкової води ..... 3,1 м<sup>3</sup>/год (вміст солей не більше 2500 рр).

Температура початкової води ..... 25° С.

Вихід чистої води ..... 2 м<sup>3</sup>/год.

Ступінь очищення води ..... 50 ррт.

Встановлена потужність ..... 4 кВт.

## ФІЛЬТРУЮЧІ ЕЛЕМЕНТИ Й УСТАТКУВАННЯ

Сьогодні розроблено і впроваджено у виробництво серію вітчизняних і закордонних фільтруючих елементів – мембран різного призначення. Для спиртової промисловості мембрани повинні задовольняти такі основні вимоги:

- велика питома потужність (проникність);
- висока розділююча властивість (селективність);
- хімічна стійкість до впливу компонентів суміші, яка розділяється, та температури;

- нешкідливість для організму людини (якщо мембрана призначена для розділення суміші в харчовій або медичній промисловості);

- висока механічна стійкість;

- можливість досягнення заданих кінцевих результатів (для розділення повітря більше 95% азоту, для розділення водно-спиртової суміші більше 96% об. спирту).

Для виготовлення мембран використовують різні матеріали: скло, полімери, кераміку, металокераміку та інші.

Сьогодні розроблено 4 типи апаратів з мембранними фільтруючими елементами:

1) апарати з плоскими фільтруючими елементами (ПФЕ);

2) апарати з трубчастими фільтруючими елементами (ПФЕ);

3) апарати з рулонними фільтруючими елементами (РФЕ);

4) апарати з поволоконними фільтруючими елементами (ПВФЕ).

За формою мембрани виробляються плоскі, циліндричні та поволоконні. За призначенням – для розділення повітряних сумішей та для розділення рідинних сумішей. За конструкцією – ізотропні та анізотропні (асиметричні) мембрани. Ізотропні мембрани характеризуються однорідною структурою по всій товщині, анізотропні – двошарової конструкцією, тобто тонкий селективний шар покриває товстий основний шар з порівняно великими капілярами, який виконує функції фундаменту (опори) селективного шару.

Якість і ефективність мембранної технології визначаються як конструкцією самої мембрани, так і конструкцією устаткування, які разом складають апаратуру для розділення сумішей. Для конкретної суміші якість і ефективність мембранної технології визначається також такими показниками як оптимальний тиск, оптимальна швидкість суміші в міжмембранних каналах, склад і концентрація суміші та ін.

Для проведення ультрафільтрації на апараті будь-якої конструкції необхідно очистити суміш від твердої фази. Крім того, суспензії, які розшаровуються, розділити на мембранних фільтрах неможливо.

Апарат з трубчастими фільтруючими елементами (ТФЕ) може бути найбільш ефективним при розділенні водно-спиртових сумішей на воду і спирт (технічний). На рис. 16.8. показано апаратно-технологічну схему апарата з трубчастими фільтруючими елементами, до складу якої входять циліндричні напівпровідні мембрани 1, насос 2, збірник пермеату (води) 3 та турбіна рекуперації енергії 4.

Для збільшення поверхні фільтрування сумішей в одиниці об'єму апарата розроблені і застосовуються в основному для демінералізації води установки з рулонними фільтруючими елементами (РФЕ). При модернізації такі апарати можуть бути використані для розділення водно-спиртової суміші в режимі зворотного осмосу. Робочим фільтруючим елементом є труба діаметром від 70 до 200 мм, завдовжки від 1 до 10 м, в яку вставлені рулонні мембрани. Посередині труби встановлена фільтровідвідна трубка, на яку накручена рулонна мембрана. Для утворення дренажних каналів між мембраною, по яким проходить вхідна суміш, пакет-мембрану накручують на сітку-сепаратор.

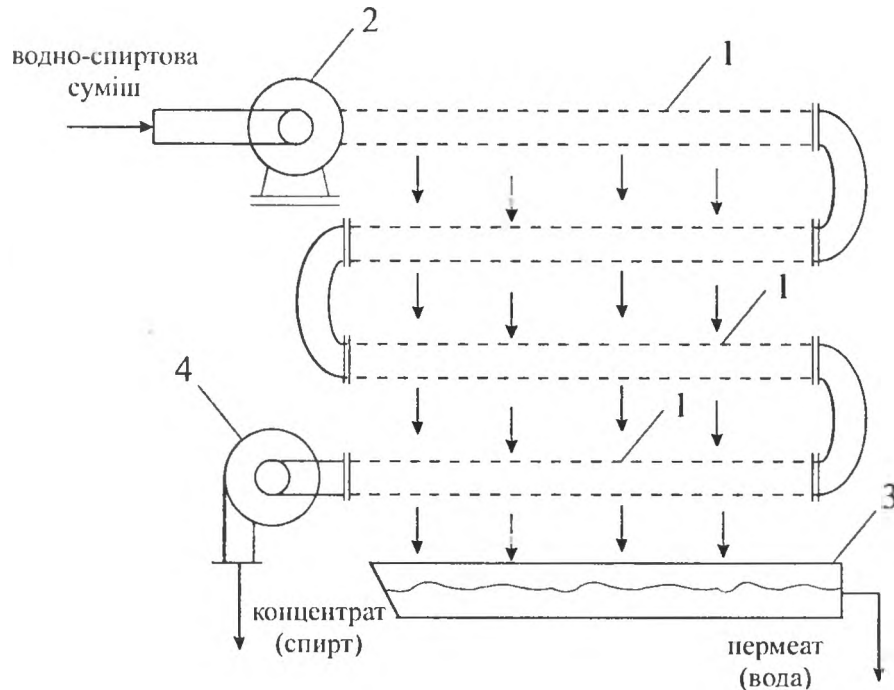


Рис.16.8 Апаратурно-технологічна схема апарата з трубчастими фільтруючими елементами

В апаратах з поволоконними фільтруючими елементами (ПВФЕ) всередині кожуха знаходяться джуги тонких волокон діаметром 45-200 мкм. Апарат працює за принципом зворотного осмосу і може бути застосований для розділення водно-спиртової суміші.

## ЗАСТОСУВАННЯ МЕМБРАННОЇ ТЕХНОЛОГІЇ В СПИРТОВІЙ ПРОМИСЛОВОСТІ

### Мембранне газорозділення

Мембранне газорозділення в спиртовій промисловості може мати три галузі практичного застосування: зберігання крохмалистої сировини в регульованому газовому середовищі (РГС); створення аеробних умов при бродінні та очистці стічних вод і при розділенні водно-спиртової пари на пари води і пари спирту.

Суть зберігання сировини в РГС полягає в тому, що крім звичайних параметрів – температури і відносної вологості – вводиться новий і основний параметр: високий вміст азоту (95% і більше), який є прекрасним консервантом соковитої сировини.

У результаті зміни складу атмосфери, тобто зменшення кількості кисню і підвищення кількості азоту в РГС затримуються процеси гниття сировини, інгібуються мікроорганізми і підтримується натуральна стійкість клітин сировини до фізіологічних захворювань. У такому РГС не можуть існувати гризуни, розвиватись гнилісні бактерії, в результаті чого збільшується термін зберігання будь-якої сировини і знижуються її втрати.

Технологія зберігання сировини в РГС полягає в тому, що після завантаження сховища сировину охолоджують до оптимальної температури, а потім створюють оптимальний склад атмосфери з урахуванням біохімічних процесів. Негерметичність і зміна барометричного тиску приводить до обміну повітря сховища з зовніш-

нім середовищем, а тому концентрація кисню всередині сховища збільшується, що приводить до порушення режиму зберігання сировини.

Установки для газорозділення за допомогою мембран використовують також з метою промислового одержання повітря, збагаченого киснем до 90%, що має надзвичайно велике значення в технології біологічної очистки стічних вод та аерування суслу в аеробних процесах бродіння.

На кафедрі біотехнології продуктів бродіння, екстрактів і напоїв НУХТ розроблена технологія зберігання сировини в регульованому газовому середовищі для бродильної промисловості.

Для створення оптимальних умов зберігання сировини використовувались мембранні волокнисті газороздільні елементи, за допомогою яких азот добувався безпосередньо із повітря в місцях збереження сировини.

У дослідженнях використовувались волокнисті мембранні газороздільні елементи інституту ВНДІВпроект, які досліджувались з витрат повітря за допомогою ротаметрів, з тиску повітря і азоту за допомогою манометра, з концентрації азоту за допомогою газоаналізаторів "Циркон", ГК-1 і ПАК АУ2, з відносної вологи азоту – за допомогою гігрометрів "Байкал-3" та Г-1. Концентрацію азоту знаходили як різницю між 100% і процентним вмістом кисню в газовій суміші.

Технічна характеристика мембранних елементів, які досліджувались:

- поверхня масообміну, м<sup>2</sup> ..... 50 і 100;
- геометричні розміри:
- довжина робочої частини, м ..... 0,8 і 2,1;
- діаметр, м ..... 0,08 і 0,24;
- кількість елементарних порожнистих волокон в елементі, шт .....  $0,5 \cdot 10^3$  і  $2,5 \cdot 10^6$ ;
- щільність упаковки порожнистих волокон в одиниці об'єму елементу, м<sup>2</sup>/м<sup>3</sup> ..... 15400 і 25000;
- питома продуктивність елементу, м<sup>3</sup>/м<sup>2</sup> ..... 0,003 і 0,0044;
- температура експлуатації, °С ..... 20...70;
- термін використання, рік ..... 2;
- питомі витрати енергії, кВт/м<sup>3</sup> ..... 0,35;
- матеріал стінок сховища – поліетиленова плівка згідно ГОСТ 10364-82.

При дослідженні роботи установки та поліетиленового сховища визначали загальні витрати повітря, тиск, температуру, відносну вологість повітря; витрати, тиск, температуру, концентрацію і відносну вологість азоту, який надходить у сховище, а також тиск, витрати, концентрацію і відносну вологість азоту всередині сховища.

Для встановлення оптимальної концентрації азоту в середовищі сховища порівнювали питомий економічний ефект після 6-місячного збереження сировини в середовищі з різним вмістом азоту з урахуванням зміни якості сировини, капітальних та експлуатаційних витрат при збереженні.

Газова суміш із вмістом 90...96% азоту і відотною вологістю 4... 6% була одержана на установці з мембранними волокнистими газороздільними елементами і плівчастим надувним сховищем.

Для одержання середовища з вмістом азоту 100% і відотною вологістю 4...6% може бути використана азотна установка, в якій азот виробляється методом низькотемпературної ректифікації.

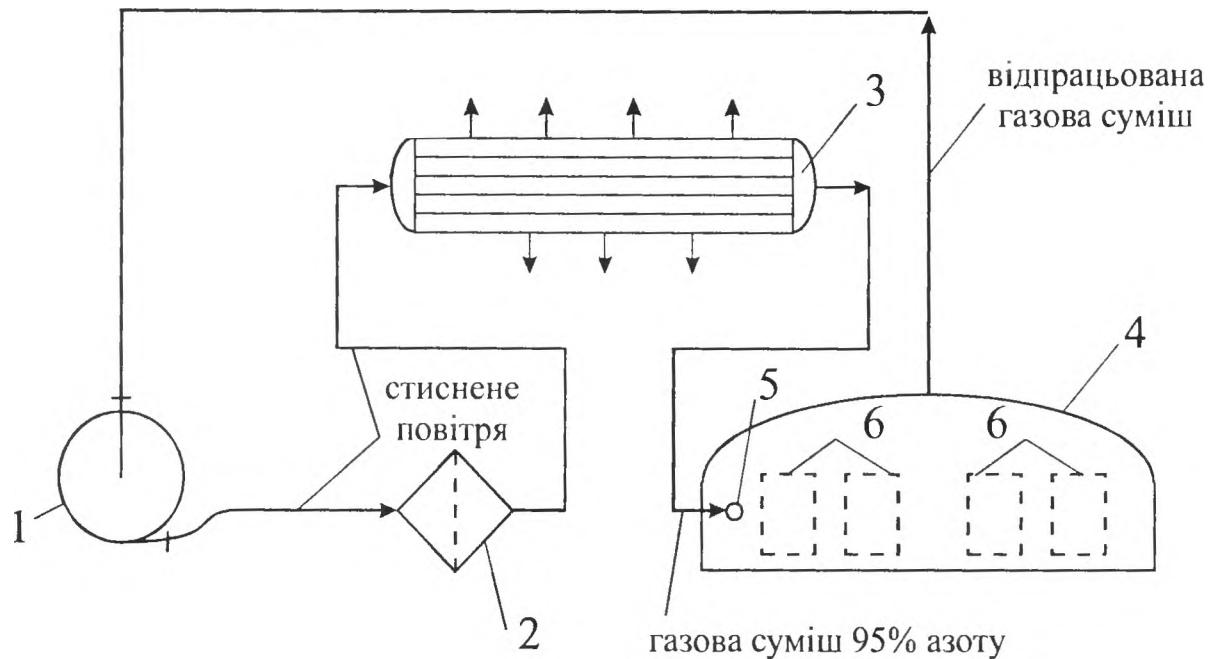


Рис. 16.9 Функціонально-технологічна схема процесу збереження рослинної сировини

- 1 – компресор, 2 – повітряний фільтр, 3 – газороздільний мембранний елемент, 4 – сховище для рослинної сировини, 5 – газороздільний колектор, 6 – контейнери для сировини (картоплі, буряків, топінамбуру та ін.)

У деяких країнах світу застосовуються газороздільні елементи на основі волокнистих напівпроникних мембран. За допомогою таких елементів одержують газові суміші з вмістом азоту 96% при тиску 1 МПа.

На рис. 16.9. показана розроблена в НУХТі функціонально-технологічна схема процесу збереження рослинної сировини в зоні азоту на спиртових і інших підприємствах бродильної промисловості. Збереження сировини в зоні із вмістом азоту 100% належить до технологічних процесів з підвищеним ступенем безпеки.

Основним компонентом газової суміші в даній технології є 94...95% азот. Азот – безкольоровий газ без аромату і смаку, густина складає 1,251 кг/м<sup>3</sup>. Він фізіологічно інертний, при великих процентних концентраціях життєдіяльність організму стає неможливим.

Процес розділення повітря з метою одержання газової суміші з високим вмістом азоту відбувається в газороздільних елементах, які виконані з пучка порожнистих волокон гравітон, одержаного із рідинного полі-4метилпентену-1. Зовнішній діаметр волокна 71...76 мкм, внутрішній – 27...33 мкм.

Виготовлення газороздільних елементів включає в себе стадію створення блок-колекторів на зразок блоків у кожухотрубних теплообмінниках. Кінці порожнистих волокон з двох сторін герметизуються епоксидним компаудом, що утворює суцільний пакет. У корпусі газороздільного елемента в центрі знаходиться упорна труба діаметром 25 мм, з однієї сторони якої є патрубок для подачі стисненого повітря, з другої сторони – патрубок для виходу азоту.

Поверхня газороздільного елемента складає 50 м<sup>2</sup>, продуктивність – 0,15 м<sup>3</sup>/год 95% азоту при тиску 0,5 МПа і температурі 25° С.

Розріз пучка порожнистого волокна гравітон (збільшено в 2000 раз) газороздільного елемента показана на рис. 16.10.

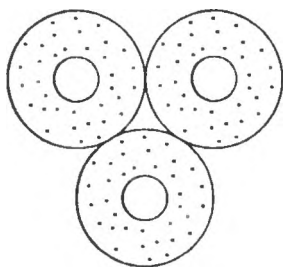


Рис. 16.10 Розріз пучка порожнистого волокна

На рис. 16.11. показана конструкція газороздільного елемента поверхністю масообміну 50 м<sup>2</sup>.

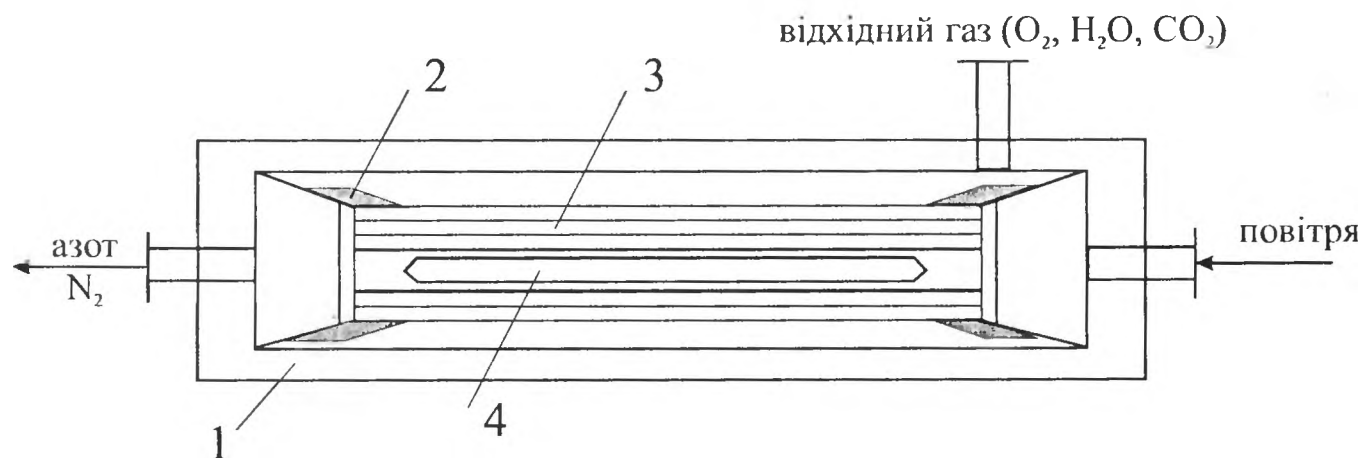


Рис. 16.11 Газороздільний елемент поверхнею 50 м<sup>2</sup>:

1 – корпус, 2 – блок-колектор, 3 – порожнинні волокна, 4 – упорна труба

Через стінку волокна проходить пермеат, до складу якого входить кисень, пара води та діоксид вуглецю. Азот, маючи більшу структуру молекул, проходить транзитом.

Мембранні процеси газорозділення характеризуються швидкістю проходження окремих компонентів газової суміші при відповідних температурі та тиску. Коефіцієнт газопроникнення порожнистих волокон із полі-4метилпентена-1 досліджуваного газороздільного елемента складає для кисню  $21,30 \cdot 10^{-13} \text{см}^3/\text{см} \cdot \text{с} \cdot \text{Па}$ , для азоту  $5,85 \cdot 10^{-13} \text{см}^3/\text{см} \cdot \text{с} \cdot \text{Па}$  при температурі 20° С і тиску 100 кПа.

Другою важливою характеристикою газороздільних мембран є фактор розділення /селективність/, який виражається відношенням проходжень через мембрану окремих компонентів. Тобто мембрана може бути мало проникною для одного компонента і більш проникною для другого компонента суміші. Таким чином для більшості полімерних мембран із зниженням газопроникливості селективність збільшується, що приводить до зниження продуктивності мембран.



Газороздільні мембранні елементи, зібрані на базі порожнистих напівпровідних волокон гравітон у складі установки для збереження вуглеводвмісної сировини, забезпечили одержання газової суміші з вмістом азоту до 96% (кисню до 4%). Для газороздільного елемента при тиску повітря на вході 0,5 МПа продуктивність складає 3...5 м<sup>3</sup>/год.

Для зберігання рослинної сировини доцільно застосовувати надувні, герметизовані сховища із поліетиленової плівки згідно з ГОСТ 10354-82 завтовшки 200 мкм і більше. Для одержання газової суміші з 96% азоту доцільно використовувати волокнисті мембранні газороздільні елементи, які дозволяють безпосередньо із атмосферного повітря в місцях збереження сировини одержувати необхідну газову суміш.

## КОНЦЕНТРУВАННЯ ФЕРМЕНТНИХ ПРЕПАРАТІВ

Для заміни солоду, як носія ферментів при оцукрюванні крохмалю в технології спирту, широко застосовуються ферментні препарати в основному глюкаваморин Гх та Пх (глибинна культуральна рідина Asp. awamoti 466)

Забезпечення спиртових заводів ферментними препаратами, які переробляють крохмалевмісну сировину, пов'язано з їх інфікуванням як при транспортуванні, так і при зберіганні. А тому появляється необхідність в концентруванні ферментних препаратів, що значно підвищить їх стабільність і зменшить транспортні витрати на перевезення.

При випарюванні води з культуральної рідини ферменти підлягають термічній інактивації, що значно знижує їх ферментативну активність. А тому ультрафільтрування ферментних препаратів з використанням відповідних мембран є альтернативою випарюванню.

Дослідженнями концентрування культуральної рідини з 1967 займається Московський науково-дослідний інститут продуктів бродіння разом з Мічурінським експериментальним спиртовим заводом. Проводилось попереднє фільтрування на тканинному фільтрі й освітлення на суперцентрифузі. Розроблено цілий ряд ультрафільтрувальних установок з мембранними фільтрами, які повністю затримували альфа- і глюкоамілазу культуральної рідини. При цьому активність ферментів у концентраті збільшувалась у 80 раз, у той час як концентрація сухих речовин в 12, 4 рази. Більша ефективність очистки розчину досягалась при подальшому ультрафільтруванні концентрату з безперервною добавкою в нього води (діафільтрування). Так при добавці до одержаного концентрату після першого ультрафільтрування 260% води активність ферментів після діафільтрування збільшилась в 250 раз відносно вихідної (незважаючи на те, що при цьому концентрація сухих речовин зменшилась з 35 до 24%). Результати зберігання одержаних концентратів протягом 5 місяців показали незмінну амілолітичну і глюкоамілазну активність відповідних ферментів.

Але промислові випробування установок для концентрування ферментних препаратів виявили ряд їх недоліків: через 300 годин випробування після утворення на поверхні мембран осаду потужність установок знижувалась у 2 рази; інколи мембрани в процесі роботи розривались.

## МЕМБРАННА ТЕХНОЛОГІЯ ВОДИ У СПИРТОВОМУ ВИРОБНИЦТВІ

Сьогодні мембранна технологія води у спиртовому виробництві поки не застосовується, незважаючи на те, що в інших галузях харчової промисловості розроблено і впроваджено декілька способів застосування мембран для підготовки води.

Відомо, що підвищення вмісту гідрокарбонатів кальцію і магнію в воді зміщує рН розвареної маси аж до нейтральної реакції. Крім того, висока тимчасова жорсткість води, яка використовується для замочування зерна при виробництві на спиртовому заводі солоду затримує його проростання і понижує ферментативну активність. А тому воду жорсткістю більше 8 мг · екв/л, яка застосовується в спиртовому виробництві для замочування зерна, приготування солодового молочка, розбавлення меляси, розварювання крохмалевмісної сировини необхідно підкисляти сірчаною кислотою або виправляти ультрафільтруванням за допомогою мембранних фільтрів. При цьому знижується не тільки жорсткість води, але і вміст заліза. Крім того, вода повністю звільняється від завислих речовин та мікрофлори, що має важливе значення як при виробництві ферментних препаратів так і лікєро-горілчаних виробів.

## МЕМБРАННА ТЕХНОЛОГІЯ МЕЛЯСНИХ РОЗЧИНІВ

Як у спиртовому, так і в дріжджовому виробництвах ультрафільтрування можна успішно застосувати при кларифікації мелясних розчинів перед бродінням. Відомо, що колоїди, карамелі і меланоїдини, які знаходяться в мелясі в деякій мірі інгібують клітини дріжджів, понижують якість, а головне зменшують вихід спирту з одиниці сировини.

Дослідження, проведені в Московському національному університеті харчової промисловості, показали, що при фільтруванні розчину меляси концентрацією 15% СР через мембрану УАМ-150, оптична густина її знижується на 18%, вміст сухих речовин на 3% (за рахунок нецукрів), а кількість цукрози і редукуючих речовин практично не змінюється. Якість розчину меляси збільшується на 1,7 од. Відповідна мембранна технологія передбачає комплексне використання кларифікатора (сепаратора) ультрафільтрувального апарата та діафільтрування з добавкою води, щоб повністю виключити втрати цукру в ультраконцентраті. Зброджування очищеного мелясного суслу дозволяє інтенсифікувати утворення спирту від 3,0 до 4,1 г/л год, при цьому цикл зброджування зменшується з 30 до 18 год.

## МЕМБРАННА ТЕХНОЛОГІЯ ПРИ ФІЛЬТРУВАННІ БАРДИ

Запропонована ВНДІПрБ технологічна схема з переробки барди для зворотного водопостачання включає в себе розділення барди за допомогою сит на дробину і грубий фільтрат, сепарування фільтрату, ультрафільтрування, в результаті якого

утворюється ультраконцентрат і ультрафільтрат. Ультраконцентрат, як і дробина і шлам після сепарування, спрямовуються на кормові цілі, а ультрафільтрат концентрується методом зворотного осмосу до 25% СР, одержуючи при цьому пермеат барди з вмістом 0,6% СР. Це і є технічна вода, яка може бути використана для приготування замісу і для других цілей у спиртовому виробництві.

Концентрат барди після зворотного осмосу може бути використаний для вирощування кормових дріжджів з добавкою сульфату амонію та ін. Одержана культуральна рідина, яка містить 15% СР та 100 г/л дріжджів попередньо фільтрується і сепарується. Потім біомасу сушать до вологості 10% з такими показниками: сирій протеїн 54% на АСР, білок 46% на АСР, вуглеводи 11% на АСР (відношення вуглеводів до білків становить 0,25:1).

Дріжджовий фугат обробляється ультрафільтруванням та зворотним осмосом так само, як і барда, а дріжджовий концентрат спрямовується на корм для тварин та птиці. Дріжджовий пермеат, як технічна вода, спрямовується на приготування замісу та ін.

## МЕМБРАННА ТЕХНОЛОГІЯ СПИРТУ

Перед спиртовою промисловістю сьогодні, як ніколи, ставиться проблема одержання харчового та технічного спирту міцністю 96-100%, який відповідав би існуючим стандартам, з найменшими витратами теплоти, електроенергії, сировини, робочої сили та металоконструкцій на обладнання.

Роботи в галузі виділення спирту з бражки і водно-спиртової суміші та його концентрації й очистки мембранними методами проводяться в багатьох країнах світу і мають позитивні результати.

Німецькі вчені успішно провели дослідження і промислові випробування по виділенню спирту з бражки під вакуумом через поволоконні мембрани із полідиметилсилоксану. Але концентрація одержаного спирту складала біля 50% об.

Для виділення спирту з бражки на спиртовому заводі потужністю 50 тис. дал/добу за допомогою мембран методом випарювання витрати енергії на 50% менші, ніж при традиційних методах перегонки і ректифікації.

Г.Д.Мехта узагальнив експериментальні дані про можливість використання мембран для виділення спирту з бражки, його концентрування і очистки. Автор відзначає, що зворотній осмос можливо застосовувати для концентрування спирту бражки тільки до 30%, а 95%-ного спирту – до 99,5%.

Обґрунтована ефективність комбінованого способу концентрування спирту, при якому процес проводять спочатку осмосом, потім перегонкою, а в кінці знову зворотним осмосом. Встановлено, що капіталовкладення на устаткування комбінованої установки складають 50...75% від вартості традиційних брагоректифікаційних установок при однакових експлуатаційних витратах і потужностях.

Якщо чистий етиловий спирт має нейтральну реакцію, то технічному спирту, який має різні домішки (кислоти, ефіри, альдегіди, вищі спирти та інші хімічні сполуки) властиві слабокислі реакції. Це має важливе значення для підбору мембран і розділення водно-спиртової рідини.

В'язкість водно-спиртових розчинів знижується при підвищенні їх температури, (при концентрації спирту 10% мас в'язкість при 0° С рівна 3,2 сантипуаз, а при 70° С – 0,5 сантипуаз). При підвищенні концентрації розчину при низьких температурах до 45% в'язкість підвищується, в подальшому знижується, для температури розчину вище 30° С в'язкість при підвищенні концентрації не змінюється.

Доведено, що у водно-спиртових розчинах вода і спирт утворюють складні рівноважні системи, що складаються з водно-спиртових комплексів – гідратів, склад і асоціація яких залежить від кількісного співвідношення між компонентами у розчині, а також від температури і тиску.

У розчині вода і спирт перебувають у стані більш асоційованому (роз'єднаному), ніж у чистому вигляді кожний компонент при тій же температурі. Але стан молекул води і спирту в їх розчинах інший, ніж у чистих компонентах, в розчині ці молекули перебувають у більш стиснутому стані, ніж у чистих компонентах. Молекули води і спирту, як відомо, є полярними і ці сили у водно-спиртових розчинах проявляють свою дію. Вони виникають в атомах і молекулах при обертанні їх електронів. Між молекулами діють і інші сили. У водно-спиртових розчинах можлива і поляризаційна взаємодія, яка є результатом індуктивного впливу сусідніх молекул.

Для одержання абсолютного спирту на брагоректифікаційній установці витрачається 12 кг/дал, на такій же установці, але під вакуумом 7...8 кг/дал, а на молекулярних фільтрах (мембранах) 6...6,5кг/дал.

На технічний спирт у Франції переробляється як цукровий буряк, так і меляса та цукровий сироп. Для виробництва пари використовуються в основному електророкотли (до 30 т пари за годину) Там успішно працюють установки з виробництва спирту – моторного палива на молекулярних ситах. Процес розділення водно-спиртової суміші здійснюється методом дегідратації, тобто методом відщеплення молекул води від молекул спирту, ефірів, альдегідів, кислот та сивушних масел, які представляють собою технічний спирт високої (96-100%) концентрації.

Дегідратаційна установка складається з двох адсорберів, які працюють поперемінно в процесах абсорбції і десорбції. Адсорбція води здійснюється в паровій фазі під тиском. Десорбція проходить під вакуумом як регенерація молекулярних сит, насичених водою. Процес адсорбції і десорбції повністю автоматизований за відповідною оптимальною програмою. Установка працює при низьких енергетичних витратах.

### Контрольні питання і завдання

1. Які фактори впливають на рівень розвитку спиртової промисловості?
2. В яких галузях слід збільшити використання етилового спирту?
3. Нові наукові розробки, які необхідно впроваджувати у виробництво з метою зниження собівартості спирту та підвищення ефективності роботи спиртової галузі.
4. Основні актуальні проблеми енергозбереження в спиртовій промисловості.
5. Актуальні проблеми водопостачання в спиртовій промисловості.
6. Актуальні проблеми очистки стічних вод в спиртовій промисловості.

7. Принципова схема механо-біолого-хімічної очистки стічних вод.
8. Принципова схема мочар.
9. Мета дослідження процесів тепло-масообміну на мембранних фільтрах.
10. Фільтрування суміші в процесах зворотного осмосу.
11. Типи апаратів з мембранними фільтруючими елементами.
12. Апаратурно-технологічна схема апарата з трубчастими фільтруючими елементами.
13. Мембранне газорозділення в спиртовій промисловості та функціонально-технологічна схема процесу збереження рослинної сировини в зоні азоту.
14. Концентрування ферментних препаратів за допомогою мембранних фільтрів.
15. Мембранна технологія води, мелясних розчинів та барди.
16. Мембранна технологія етилового спирту.

## РОЗДІЛ 17

### ПРАВИЛА ОХОРОНИ ПРАЦІ НА СПИРТОВИХ ЗАВОДАХ

Усі працівники спиртового заводу і студенти, які проходять там практику, зобов'язані знати та неухильно виконувати правила пожежної безпеки, з якими вони знайомляться в процесі проведення протипожежних інструктажів.

Для попередження пожеж і вибухів та ліквідації загорання на кожному спирт-заводі розробляється план протипожежних засобів, у якому передбачається порядок повідомлення керівників підприємств та виклик пожежних підрозділів, перелік пожежо- та вибухонебезпечних приміщень і обладнання, можливі причини пожежі, вибуху, дії персоналу підприємства щодо попередження пожежі або вибуху, а також способи та засоби їх ліквідації, порядок та способи евакуації персоналу та обладнання.

Спиртовий завод повинен бути забезпечений первинними засобами пожежо-гасіння: пожежні водні і повітряно-пінні стволи, внутрішні пожежні водопроводи (крани), вогнегасники (хімічно-пінні, газові, порошкові, бочки з водою, лопати, відра, сухий пісок, азбестові ковдри, інструмент та пристрої для розбирання конструкцій під час гасіння (багра, лопата, сокира та ін.). Для гасіння пожеж застосовують водяні емульсії, воду, галогенові вуглеводні, хімічну та повітряно-механічну піну, водяну пару, діоксид вуглецю, інертні гази, порошки.

Водою забороняється гасити спирт, електроустановки, лужні метали. Для гасіння невеликих займань застосовуються ручні та пересувні вогнегасники, пісок, тирса, насичена 15%-ним розчином кальцинованої соди, азбестові полотна, мати, кошми та ін.

### НАДАННЯ ПЕРШОЇ ДОЛІКАРСЬКОЇ ДОПОМОГИ ПРИ НЕЩАСНИХ ВИПАДКАХ

Надавати долікарську допомогу необхідно при втраті свідомості, травмах, термічних впливах, отруєннях та особливих видах травм. Перша допомога потерпілому для збереження його здоров'я полягає в наступному:

- терміново винести потерпілого з місця події;
- оглянути ушкоджені ділянки тіла, оцінити стан потерпілого, зупинити кровотечу і обробити ці ділянки.

Працівник, який надає першу допомогу потерпілому, повинен правильно оцінити його стан, визначити, яку допомогу в першу чергу той потребує; забезпечити штучне дихання "з рота в рот", або "з рота в ніс", зробити зовнішній масаж серця, тимчасово припинити кровотечу накладанням джгута або щільної пов'язки, накладати пов'язку при пошкодженні, іммобілізувати пошкоджену частину тіла при пере-

ломі кісток, важкому ударі, термічному ураженні, надати допомогу при отруєнні, втраті свідомості, вміло користуватися аптечкою, викликати швидку допомогу.

## ЗАГАЛЬНІ ВИМОГИ З ОХОРОНИ ПРАЦІ В ПРИМІЩЕННЯХ СПИРТЗАВОДУ

Щоб забезпечити нормальні та безпечні умови праці в кожному виробничому приміщенні спиртового заводу, необхідно проводити контроль повітряного середовища на вміст у ньому шкідливих газів та пари. Вони можуть проникати в повітряне середовище деяких виробничих приміщень підприємства з других загазованих приміщень, де порушуються технологічні процеси: це аміак, фреон або діоксид вуглецю із компресорних станцій чи бродильних відділень, пари спиртів, ефір із брагоректифікаційних установок та ін.

Потрапляючи на шкіру або у дихальні шляхи, шкідливі речовини негативно впливають на здоров'я людини, якщо в повітрі робочої зони вони перевищують гранично допустиму концентрацію (ГДК). А тому контроль за вмістом шкідливих речовин у повітрі робочої зони повинен встановлюватись як безперервний (для речовин I класу небезпеки) та періодичний – 2, 3 і 4-го класів небезпеки.

Основні напрями роботи на заводі з боротьби з професійними захворюваннями, що спричиняються дією отруйних шкідливих газів та пари, повинні характеризуватись удосконаленням технологічних процесів та обладнання з метою зменшення викидів у повітряний простір шкідливих газів та організацією системи вентиляції виробничих приміщень.

Контроль за станом повітряного простору в приміщеннях спиртзаводу та вмістом шкідливих речовин у ньому здійснюється газоаналізаторами та хімічними індикаторами, газосигналізаторами. Різні сполуки потребують різних методів аналізу, тому прилади вибираються для конкретних умов виробництва. Вміст шкідливих сполук у повітрі визначається безпосередньо вимірюванням їх концентрації або посередньо за вмістом кисню в досліджуваному середовищі. Найбільш простими і оперативними є експресні методи, які ґрунтуються на зміні забарвлення пористих індикаторних мас, індикаторного паперу тощо.

Для визначення вмісту шкідливих сполук у повітрі виробничих приміщень найширше застосовуються автоматичні методи, оскільки дозволяють досить швидко та точно отримати результати аналізу. Вони здійснюються переносними та стаціонарними газоаналізаторами і газосигналізаторами. Так, для визначення загазованості повітря двооксидом вуглецю застосовують лабораторний інтерферометр ЛИ-4 або шахтний інтерферометр ШП-3 та ШП-5. Для визначень діоксиду вуглецю, хлору, оксиду азоту, оксиду сірки, метану застосовується газоаналізатор "Атмосфера" та ГХП-75.

У всіх цехах і відділеннях до роботи допускаються особи, які досягли 18 річного віку, пройшли медичне обстеження, вступний інструктаж, спеціальне навчання, перевірку теоретичних і практичних знань у кваліфікаційній комісії з питань

охорони праці, первинний інструктаж на робочому місці, стажування для придбання навичок безпечного ведення виробничих процесів.

## **ОХОРОНА ПРАЦІ ПРИ ПРИЙМАННІ, ЗБЕРЕЖЕННІ І ПІДГОТОВЦІ СИРОВИНИ ДО ЇЇ ПЕРЕРОБКИ**

При прийманні зерна, його підготовці до переробки виділяється багато пилу, як несприятливого фактора виробничого середовища. Пил може чинити різноманітну негативну дію на організм працівників та студентів, які проходять на заводі практику – фіброгенну, алергенну, канцерогенну. Виробничий пил завдає шкоди організму людини внаслідок механічного, хімічного та бактеріологічного впливу. Він шкідливо впливає на органи травлення, дихання, зору та шкіру.

Крім шкідливої дії на людину, пил спричиняє передчасне зношування обладнання та може бути причиною пожеж та вибухів.

Пил – це подрібнені частинки твердої органічної і неорганічної речовини, які можуть міститись як у повітрі (аерозоль), так і осідати на різні поверхні (аерогель).

Кількісна характеристика пилу може бути визначена його концентрацією в повітрі – масою пилової речовини, мг, в одиниці об'єму повітря, м<sup>3</sup>. Враховуючи те, що запиленість повітря в першу чергу визначає шкідливу дію пилу на організм людини, нормативна документація встановлює гранично допустимі концентрації (ГДК) пилу в приміщеннях, де збирається зерно і ведеться підготовка до його переробки, 2 мг/м<sup>3</sup>.

ГДК шкідливих речовин у повітрі робочої зони характеризують умови, коли така концентрація не може спричинити захворювань чи відхилень у стані здоров'я працюючих.

Якщо концентрація пилу в приміщенні перевищує ГДК, слід користуватися засобами індивідуального захисту – респіраторами, пилозахисними окулярами і спецодягом.

Перед викидом в атмосферу запилене повітря слід очищати спеціальними фільтрами, циклонами, пилоосадниками.

Очищення розраховується таким чином, щоб на території спиртзаводу концентрація шкідливих речовин не перевищувала ГДК у повітрі робочої зони промислових приміщень.

При укладанні буртів картоплі на працівника можуть впливати такі небезпечні і шкідливі фактори:

- зниження температури повітря робочої зони;
- електричний струм при замиканні його на корпус устаткування.

Працівники при укладанні буртів картоплі повинні мати належні за нормами засоби індивідуального захисту (плащі, гумові чоботи, спеціальні рукавиці, куртки на утепленій підкладці).

Працівники повинні уміти користуватися первинними засобами пожежогасіння, надавати першу долікарську допомогу, виконувати правила особистої гігієни, користуватися тільки справними інструментами та устаткуванням.



## ОСНОВНІ ВИМОГИ ТЕХНІКИ БЕЗПЕКИ ПРИ ВОДНО-ТЕПЛОВІЙ ОБРОБЦІ СИРОВИНИ

Під час подрібнення зерна і картоплі на працівників можуть впливати такі небезпечні та шкідливі виробничі фактори:

- підвищена вологість і запиленість повітря;
- електричний струм при замиканні його на корпус електроустаткування.

За нормами на робочому місці повинні бути такі засоби індивідуального захисту:

- костюм або комбінезон брезентовий;
- чоботи гумові;
- рукавиці спеціальні (комбіновані);
- фартух з непроникним просоченням;
- респіратор.

При кровотечах, переломах, опіках, ураженні електричним струмом або отруєннях працівники у відділенні водно-теплової обробки зобов'язані уміти надавати першу (долікарську) допомогу співробітникам.

Категорично забороняється курити.

В аварійних ситуаціях при виникненні пожежі обов'язково потрібно вимкнути устаткування і зупинити дробарки та інше устаткування. Повідомити про пожежу пожежну частину, адміністрацію та вжити необхідних заходів для ліквідації пожежі.

При порушенні герметичності трубопроводів з зерном або паропроводів необхідно перекрити частину устаткування, яка вийшла з ладу. Повідомити адміністрацію і вжити заходів для ліквідації несправності.

У разі раптового відключення електроенергії (або короткого замикання) потрібно терміново вимкнути електроустаткування і повідомити про це начальника зміни та чергового електрика.

У процесі розварювання зерна, картоплі та іншої крохмалемісної сировини на працівників можуть впливати такі небезпечні та шкідливі виробничі фактори:

- підвищений тиск в апаратах та комунікаціях;
- підвищена температура поверхні устаткування та трубопроводів;
- електричний струм при замиканні його на корпус електроустаткування;
- гаряча маса, пара.

До основних відхилень від нормального технологічного режиму роботи належать:

- підвищення тиску в апаратах та комунікаціях вище дозволеного робочого;
- вилив чи вихід киплячої маси;
- порушення герметичності трубопроводів;
- раптове відключення електроенергії.

Фахівець цього відділення зобов'язаний знати засоби з попередження і ліквідації всіх відхилень у роботі апаратів.

При виникненні пожежі необхідно вимкнути устаткування, повідомити у пожежну частину, адміністрацію та вжити всі заходи з ліквідації пожежі. А у разі подальшого поширення вогню, який загрожує життю обслуговуючого персоналу, необхідно евакуюватись самому і допомогти евакуації всьому колективу, який працює у варильному відділенні, згідно з планом евакуації.

## ОХОРОНА ПРАЦІ У ВІДДІЛЕННІ ПРИГОТУВАННЯ ПОЖИВНИХ РОЗЧИНІВ

У процесі приготування розчинів поживних середовищ і солей на працівників можуть впливати такі небезпечні та шкідливі виробничі фактори:

- підвищена температура поверхні устаткування;
- електричний струм при замиканні його на корпус;
- підвищена загазованість повітря робочої зони парами шкідливих речовин, які викликають подразнення слизової оболонки та шкіри (діамоній-фосфат, хлор), небезпечність отруєння (сечовина, сірчана кислота, соляна кислота), важкі опіки (їдкий натр) та інше.

За нормами працівники забезпечуються:

- напівкомбінезонами;
- чоботами гумовими;
- рукавицями гумовими;
- ковпаком;
- захисними окулярами;
- протигазом.

Поживні середовища і солі готуються із суворим дотриманням рецептури при користуванні засобів індивідуального захисту.

## ТИПОВА ІНСТРУКЦІЯ ДЛЯ АПАРАТНИКА ПРОЦЕСУ БРОДІННЯ

До роботи в бродильному відділенні допускаються особи, які досягли 18 років, пройшли медичний огляд, вступний інструктаж, перевірку теоретичних і практичних знань у кваліфікаційній комісії з питань охорони праці, інструктаж на робочому місці, стажування і мають відповідне посвідчення.

У процесі бродіння на працівників можуть впливати такі небезпечні та шкідливі виробничі фактори:

- електричний струм при замиканні на корпус електроустаткування;
- підвищена температура поверхні устаткування;
- відкрита пара, при порушенні герметичності паропроводів;
- діоксид вуглецю.

Згідно з нормами працівники в бродильному відділенні повинні мати такий спецодяг і засоби індивідуального захисту:

- напівкомбінезони;
- чоботи гумові;
- рукавиці гумові;
- протигаз.

Працівники зобов'язані уміти надавати першу (долікарську) допомогу, виконувати правила особистої гігієни та вимоги безпеки перед початком роботи, під час роботи, в аварійних ситуаціях та після закінчення роботи згідно з "Типовими інструкціями з охорони праці за професіями та видами робіт у спиртовому та лікеро-горілчаному виробництвах".

## ОХОРОНА ПРАЦІ ДЛЯ ОПЕРАТОРА ВИРОЩУВАННЯ ЧИСТОЇ КУЛЬТУРИ ДРІЖДЖІВ

При роботі на апаратах чистої культури на оператора можуть впливати такі небезпечні та шкідливі фактори:

- підвищена температура поверхні устаткування;
- електричний струм при замиканні на корпус устаткування;
- підвищений рівень шуму на робочому місці;
- підвищена швидкість повітря (протяги);
- недостатня освітленість робочої зони;
- підвищена вологість повітря;
- виділення таких шкідливих речовин як соляна кислота, формалін, діоксид вуглецю, каустична сода (їдкий натр), діамонійфосфат, які викликають сильну подразнюючу дію.

Належні засоби індивідуального захисту для працівників:

- напівкомбінезони;
- чоботи гумові;
- рукавиці гумові;
- ковпак;
- фартух з гумовим просоченням;
- захисні окуляри;
- респіратор;
- протигаз.

В аварійних ситуаціях (при виникненні пожежі) потрібно негайно вимкнути устаткування, повідомити пожежну частину, адміністрацію та вжити заходи для ліквідації пожежі і подальшого поширення вогню. При попаданні кислоти або лугу на підлогу необхідно засипати рідину піском, потім нейтралізувати кислоту негашеним вапном або карбонатом натрію, луги нейтралізуються оцтовою кислотою.

У випадках появи ознак отруєння від підвищених концентрацій кислот, лугу або інших шкідливих речовин потрібно вийти на свіже повітря, випити молока та повідомити про це адміністрацію.

При потраплянні кислоти або лугу на шкіру або в очі, терміново потрібно змити їх струменем води протягом 10-15 хв.

У таких випадках потрібно діяти відповідно до “Інструкції з надання першої долікарської допомоги при нещасних випадках”.

## ОСНОВНІ ВИМОГИ З ТЕХНІКИ БЕЗПЕКИ ДЛЯ АПАРАТНИКА РЕКТИФІКАЦІЇ СПИРТУ, А ТАКОЖ ДЛЯ ПРИЙМАЛЬНИКА-ЗДАВАЧА ТА ЗЛИВАЛЬНИКА-РОЗЛИВАЛЬНИКА СПИРТУ

До роботи допускаються особи, які досягли 18-річного віку, пройшли медичний огляд, вступний інструктаж, спеціальне навчання, перевірку теоретичних і практичних знань у кваліфікаційній комісії з питань охорони праці, первинний інструктаж на робочому місці, стажування для придбання навичок безпечного ведення процесів перегонки і ректифікації спирту та мають відповідне посвідчення.

На працівника можуть впливати такі небезпечні та шкідливі фактори:

- підвищена температура поверхні устаткування, трубопроводів та арматура;
- електричний струм при замиканні його на корпус устаткування;
- присутність вибухонебезпечної суміші (парів спирту) у повітрі робочої зони;
- відкрита пара, гаряча маса і вода (при порушенні герметичності устаткування);
- пари спирту, ефірів, сивушного масла, кислот, лугів.

Дія цих шкідливих речовин на організм людини характеризується такими факторами: етиловий епирт (етанол) – отруйна легкозаймиста речовина без кольору з характерним для спирту запахом. При попаданні в організм викликає наркотичне отруєння. Пари спирту теж шкідливі для організму людини. Гранично-допустимі концентрації (ГДК) у повітрі робочої зони для парів етилового спирту – 1000 мг/м<sup>3</sup>, токсична концентрація – 16 г/м<sup>3</sup>, при якій можлива смерть. Крім того, пари спирту у суміші з повітрям вибухонебезпечні. Вибух можливий при концентрації спирту у повітрі вище 3,6% об. або 68 г/м<sup>3</sup>.

Пара головної фракції (альдегіди, складні ефіри, вищі спирти – ізоаміловий та інші, метанол, кислоти) викликає подразнення слизових оболонок дихальних шляхів. А попадання на шкіру головної фракції етилового спирту у вигляді рідини викликає сильне подразнення.

Кінцева фракція – сивушне масло (ізоаміловий спирт, ізобутиловий спирт, н-пропіловий спирт, н-бутиловий спирт, етанол) у вигляді парів викликає подразнення очей і слизових оболонок дихальних шляхів. Сивушне масло в рідкому стані викликає подразнення шкіри при попаданні на неї.

У брагоректифікаційному відділенні працівникам за нормами належить мати такі засоби індивідуального захисту:

- халати робочі;
- костюми робочі;
- ковпаки.

Апаратники зобов'язані суворо дотримуватись вимог безпеки перед початком роботи, під час роботи, в аварійних ситуаціях та після закінчення роботи згідно "Типових інструкцій з охорони праці за професіями та видами робіт у спиртовому та лікєро-горілчаному виробництвах", 1997 р., Київ.

## ЛІТЕРАТУРА

1. Грачева И.М. Технология ферментных препаратов. (2-е изд., дополн. и пер.) – М.: Агропромиздат, 1987. – 336 с.
2. Громов С.Д., Устинников Б.А. Переработка некондиционного сырья на спиртовых заводах. – М.: Агропромиздат, 1989. – 201 с.
3. Дытнерский Ю.И. Мембранные процессы разделения жидких смесей. – М.: Химия, 1975. – 232с.
4. Забродский А.Г. Технология и контроль производства кормовых дрожжей на мелясной барде. – М.: Пищ. пром-сть, 1980. – 272 с.
5. Интенсификация спиртового производства/ В.А. Маринченко, П.С. Циганков, В.Н. Швец и др. – К.: Техника, 1983. – 122 с.
6. Маринченко В.А., Метюшев Б.Д., Швец В.Н. Технология спирта из мелассы. – К.: Вища школа, 1975. – 284 с.
7. Остапчук Н.В. Основы математического моделирования процессов пищевых производств. – К.: Вища школа, 1981. – 305 с.
8. Переработка мелассы на спирт и другие продукты безотходной технологии/ В.Г. Артюхов, В.Г. Гарбаренко, Я.С. Гайворонский и др. – М.: Агропромиздат, 1985. – 288 с.
9. Правила безпеки для спиртового та лікєро-горілчаного виробництва. Затверджено наказом Державного комітету України по нагляду за охороною праці від 22.04.97 № 100. – К.: 1997. – 362 с.
10. Реконструкция спиртовых заводов (технологическое проектирование)/ В.Н. Швец, В.А. Маринченко, В.В. Герасименко и др. – К.: Техника, 1978. – 208 с.
11. Сборник положений и инструкций по сырью для спиртовых заводов. – М.: Минпищепром СССР, 1985. – 242 с.
12. Семихатова Н.М. Хлебопекарные дрожжи. – М.: Пищ. пром-сть, 1980. – 199 с.
13. Справочник по производству спирта. Сырье, технология и теххимконтроль/ В.Л. Яровенко, Б.А. Устинников, Ю.П. Богданов, С.И. Громов. – М.: Лег. и пищ. пром-сть, 1981. – 355 с.
14. Справочник по производству спирта. Оборудование, средства механизации и автоматизации/ Ю.П. Богданов, В.Н. Зотов, С.П. Колосков и др. – М.: Лег. и пищ. пром-сть, 1983. – 480 с.
15. Технология спирта/В.Л. Яровенко, В.А. Маринченко, В.А. Смирнов и др. Под. ред. проф. В.Л. Яровенко. – М.: Колос, 1999. – 464 с.
16. Технологічний регламент виробництва етилового спирту з крохмалєвмісної сировини. – К.: УкрНДІспиртбіопрод, 2000. – 144 с.

17. Технологічна інструкція виробництва спиртових бражок при низькотемпературному розварюванні крохмалевмісної сировини з використанням концентрованих ферментних препаратів. ТІ У 19352476.001.99, Київ: 1999.
18. Технологическое оборудование предприятий бродильной промышленности/ В.И. Попов, И.Т. Кретов, В.Н. Стабников, В.К. Предтеченский. -М.: Лег. и пищ. пром-сть, 1983. – 464 с.
19. Циганков П.С. Ректификационные установки спиртовой промышленности. – М.: Пищ. пром-сть, 1987. – 336 с.
20. Яровенко, Ровинский Л.А. Моделирование и оптимизация микробиологических процессов спиртового производства. – М.: Пищ. пром-сть, 1978. – 247 с.

Навчальне видання

# ТЕХНОЛОГІЯ СПИРТУ

**В.О.Маринченко, В.А.Домарецький, П.Л.Шиян, В.М.Швець, П.С.Циганков, І.Д.Жолнер,  
під ред. проф. В.О.Маринченка**

Допущено Міністерством освіти і науки України  
як підручник для студентів вищих навчальних закладів.  
Гриф надано 27.09.2002р. міністром В.Г.Кременем.  
Лист № 1/11-3199 від 27.09.2002р.

Редактор: Кіпран Павло  
Відповідальний за випуск: Ярмошук Олександр

Підписано до друку 1.06.2003р.  
Формат 70x100<sup>1/16</sup>. Папір типографський № 1  
Гарнітура таймс. Друк офсетний.  
Ум. друк. арк. 26,5. Облік.-вид. арк. 27,5.  
Зам. №71

Вінницька міська громадська організація "Поділля-2000"  
Свідоцтво про внесення суб'єкта видавничої справи до державного реєстра видавців,  
виготовників і розповсюджувачів видавничої продукції. Серія ДК 764 від 11.01.2002 р.  
А/с 8805, м.Вінниця-27, Україна, 21027.  
Тел. (0432) 43-76-72  
E-mail: podill@vinnitsa.com

Віддруковано на ДП "Державна картографічна фабрика"  
21100, м.Вінниця, вул. 600-річчя, 19

**ISBN 966-8213-01-7**

- © В.О.Маринченко, В.А.Домарецький,  
П.Л.Шиян, В.М.Швець,  
П.С.Циганков, І.Д.Жолнер
- © Вінницька міська громадська  
організація "Поділля-2000":  
оформлення, 2003

Відтворення усєї книги або будь-якої її частини заборонено без письмової згоди видавництва і авторів.  
Будь-які спроби порушення авторських прав будуть переслідуватися у судовому порядку.

Вінниця 2003



# ТЕХНОЛОГІЯ СПИРТУ