**1. Тенденції розвитку харчових виробництв як об’єктів автоматизації**

Для харчових виробництв як об’єктів керування характерні наступні тенденції [1]: зростання одиничної потужності технологічних агрегатів; підвищення вимог до якості ведення технологічних процесів (ТП) з метою підвищення кількості та якості продукції, що випускається; забезпечення економії енергетичних ресурсів і захисту навколишнього середовища; зростання ступеня взаємозв’язку окремих агрегатів та ускладнення управління об’єктом в цілому.

Одночасно проявляються особливості харчових підприємств, характерні для більшості підгалузей: зміна технологічних показників якості сировини в залежності від термінів її зберігання та транспортування, району вирощування та погодних умов; теж стосується показників якості палива та допоміжних матеріалів; підвищений знос технологічного обладнання за рахунок неперервного та інтенсивного режиму його роботи; необхідність оперативного коректування технологічного регламенту ведення процесу в залежності від показників якості сировини, допоміжних матеріалів та стану обладнання.

Із розвитком зазначених тенденцій та виявленням особливостей харчових виробництв зростають вимоги до застосованих систем контролю та керування окремими технологічними агрегатами; залучається до сфери централізованого управління виробництвом все більше нових агрегатів і технологічних дільниць, тому що оптимізація роботи окремого агрегату та установки не гарантує максимального економічного ефекту в цілому. Потоковий та масовий характер більшості харчових виробництв вимагає приділяти особливу увагу питанням забезпечення ритмічності виробництва, яка зазвичай забезпечується поздовжньою стабілізацією ТП, його коректування в цілому та на окремих дільницях при зміні параметрів вхідних сировинних потоків.

ТП будь-якого харчового виробництва реалізується певною технологічною системою, яка являє собою упорядковану множину взаємопов’язаних технологічних потоків і діючих як одне ціле технологічних елементів визначеного типу (апаратів, агрегатів, установок та ін.), в яких відбуваються хіміко-технологічні, мікробіологічні та інші процеси.

Структуру технологічних систем прийнято представляти у вигляді технологічних схем. Аналіз схем більшості харчових виробництв показує, що вони володіють певними властивостями: технологічні апарати взаємопов’язані в єдину систему технологічними потоками; всі системи розділені на підсистеми за організаційною ознакою на цехи, відділення або дільниці; містять в своєму складі сотні технологічних апаратів (установок); серед яких більша питома вага зайнята апаратами неперервної дії. Для узгодження роботи апаратів періодичної дії з неперервним виробництвом їх поєднують в технологічні комплекси; їх робота організована таким чином, що за неперервної подачі сировини зазначені комплекси також неперервно видають готовий продукт. В складі більшості технологічних систем функціонують сильнозв’язані підсистеми, які охоплені одно- і багатоконтурними технологічними потоками.

**1.1 Особливості об’єктів автоматизації харчової промисловості**

В харчовій промисловості працюють різні за своїми характеристиками, структурою і властивостями об’єкти автоматизації (ОА), які для типізації розроблюваних систем управління, їх інформаційного та програмного забезпечення доцільно класифікувати за такими основними ознаками [Ладанюк]:

– ***за способом функціонування***: неперервні, неперервно-циклічні, неперевно-періодичні. Визначальним тут є характери потоків на вході та виході і особливості регульованих параметрів. Так, для неперервних ОА потоки не змінюються, а технологічні параметри змінюються постійно або неперервно-довільно;

– ***за продуктивністю:*** велико-, середньо-; та малотонажні, що визначається по середній для галузі продуктивності;

***–*** ***за кількістю виконуваних функцій***: одно- та багатофункціональні, що відповідає виробництву одно- чи багатоасортиментної продукції;

– ***за кількістю ланок:*** мало- та багатоланкові, починаючи від трьох;

***–*** ***за ступенем однорідності ланок*** виділяють однорідні й неоднорідні ОА, (перші з них називають «з регулярною структурою»);

***– за способом з’єднання ланок*** (технологічною топологією): однонапрямлені та зустрічно-напрямлені (із зворотними рециркуляційними зв’язками);

***– за характеристиками потоків –*** враховується стан середовища (газоподібне, рідке, сипуче);

***–*** ***за наявністю накопичувальних ємностей:*** з ємностями на різних дільницях і без них, а також з різним запасом сировини, напівпродуктів чи готового продукту;

***–*** ***за інформаційною потужністю:*** виділяють об’єкти автоматизації з різною кількістю змінних, необхідних для контролю та управління: до 40 – найменша, до 160 – мала, до 650 – середня, до 2500 – підвищена, понад 2500 – велика потужність. Це надзвичайно важлива ознака для вибору структури системи управління і необхідних технічних засобів.

Об’єкти автоматизації харчових виробництв мають значну кількість ступенів (процесів) переробки сировини чи напівпродуктів, де відбуваються складні хіміко-фізичні перетворення речовини.

Машинно-апаратурні схеми ОА харчових виробництв з точки зору взаємозв’язку між окремими агрегатами, використовуючи мову теорії управління, можна представити у вигляді [1]:

– типів технологічних зв’язків (матеріальних або енергетичних потоків) між окремими стадіями процесу або агрегатами (послідовні, послідовно-обвідні (байпасні), паралельні, зворотні (з рециклом) і перехресні).

– технологічний процес представляється як багатовимірна технологічна система, яку можна за певних умов представити як багатовимірний об’єкт, який описується трьома групами змінних: параметри, що характеризують властивості і кількість вхідних продуктів (характеристика сировини та її якість), властивості вихідного продукту та умови протікання процесу (тиск, температура, рівень тощо).

З **погляду завдань автоматизації** ОА харчових виробництв (цукрового, спиртового, хлібопекарського та ін.) характеризуються рядом специфічних особливостей:

– ТК складаються з підсистем (дільниць), які мають складні зв’язки між собою і навколишнім середовищем;

– окремими підсистемами ТК можна управляти на основі різних критеріїв, а для узгодження роботи підсистем формується спеціальне завдання координації;

– необхідність врахування змінюваних у широкому діапазоні властивостей сільськогосподарської сировини;

– наявність ієрархічної структури, що зумовлено існуванням глобальної мети системи та окремих цілей підсистем.

Під час розробки систем автоматизації з ОА проводять ***процедуру декомпозиції*** – розбивають складну загальну задачу на ряд більш простих, для яких можуть бути визначені свої підзадачі, підпорядковані загальній задачі.

Формалізовані методи та процедури декомпозиції наведені в [3, с. 51-52, 4, с. 244-294]. Весь процес розбивають на окремі ділянки, які характеризуються невеликою кількістю змінних. Зазвичай ці дільниці співпадають із закінченими технологічними стадіями, для яких можуть бути сформульовані власні підзадачі управління, підпорядковані загальній задачі управління процесом в цілому.

Задачі управління окремими стадіями зазвичай направлені на оптимізацію (окремий випадок – стабілізацію) технологічного параметру або критерію, який легко вираховується за виміряними режимними параметрами (продуктивність, концентрація продукту, втрати речовини, коефіцієнт корисної дії, ступінь перетворення, витрата енергії та ін.). Обраний критерій не повинен входити в протиріччя із загальним показником ефективності роботи підприємства. Оптимізацію критерію проводять в рамках обмежень, які задаються технологічним регламентом. На підставі задачі оптимального управління окремими стадіями процесу формулюють *задачі автоматичного регулювання* технологічних параметрів для окремих агрегатів.

Важливим етапом в розробці СА є аналіз основних апаратів як об’єктів регулювання (*етап визначення меж об’єкта у фізичному та часовому просторах*), де визначаються всі суттєві вхідні та вихідні змінні, а також аналізуються статичні та динамічні характеристики каналів збурення й регулювання. Вихідними даними для цього є математична модель процесу та (в першому наближенні) статична модель у вигляді рівнянь матеріального й теплового балансів. На підставі цих рівнянь з урахуванням реальних умов роботи апарату всі існуючі фактори, що впливають на процес, розбиваються на наступні групи.

1. *Збурення, що припускають стабілізацію*.

До них відносять незалежні технологічні параметри, які можуть суттєво коливатися, але за умовами роботи можуть бути стабілізованими за допомогою АСР. До таких параметрів зазвичай відносять деякі показники вхідних потоків. Прикладом, *витрату живлення* (вхідну кількість продукту) можна стабілізувати, якщо перед апаратом є буферна ємність, призначена для зглажування коливань витрати на виході з попереднього апарату; стабілізація вхідної температури можлива, якщо перед апаратом встановлений теплообмінник, та ін.. Вочевидь, при проектуванні СА доцільно передбачити автоматичну стабілізацію цих збурень. В найпростіших випадках на основі таких систем автоматичної стабілізації збурень створюють ***розімкнену*** ( відносно основного показника процесу) систему автоматизації, що забезпечує стійке ведення процесу в межах технологічного регламенту.

1. *Контрольовані збурення*.

До них умовно відносять ті збурення, які можна виміряти, але неможливо або неприпустимо стабілізувати ( витрата живлення, сировини, продукту), що подається безпосередньо з попереднього апарату; температура навколишнього середовища та ін.). Наявність суттєвих нестабілізованих збурень потребує застосування ***замкнених*** за основним показником процесу АСР, або ***комбінованих*** АСР, в яких якість регулювання підвищується введенням динамічної компенсації збурення.

1. *Неконтрольовані збурення*.

До них відносять ті збурення, які неможливо або недоцільно безпосередньо виміряти. До перших належать – зміни коефіцієнтів тепло- та масопередачі, падіння активності каталізатора та ін. Прикладом других може слугувати тиск гріючої пари в заводській мережі, який коливається випадковим чином та є джерелом збурення в теплових процесах. Виявлення можливих неконтрольованих збурень – важливий єтап в дослідженні процесу та розробки системи управління. Наявність таких збурень вимагає, як і в попередньому випадку, обов’язкового застосування замкнених за основним показником процесу СА.

1. *Можливі керувальні (регулювальні) дії.*

Це матеріальні або теплові потоки, які можна змінити автоматично для підтримки регульованих параметрів.

5. *Вихідні змінні.*

З їх числа обирають регульовані координати. При побудові замкнених систем регулювання в якості регульованих координат вибирають технологічні параметри, зміна яких свідчить про порушення матеріального або теплового балансу в апараті. До них відносяться: *рівень рідини* – показник балансу за рідкою фазою; *тиск* – показник балансу за газовою фазою; *температура* – показник теплового балансу в апараті; *концентрація* – показник матеріального балансу за компонентою.

Аналіз можливих керувальних (регулюваних) дій та вихідних координат об’єкта дозволяє вибрати канали регулювання для АСР, що проектуються. При цьому в одних випадках рішення визначається суто однозначно, а в інших є можливість вибору як регульованої координати, так і регулювальної дії для заданого виходу. Остаточний вибір каналів регулювання проводять на підставі порівняльного аналізу статичних та динамічних характеристик різних каналів. При цьому враховуються такі показники, як коефіцієнт підсилення, час чистого запізнення, його відношення до найбільшої сталої часу каналу ( у випадку застосування неперервної АСР із стандартним регулятором не забезпечить задовільної якості регулювання).

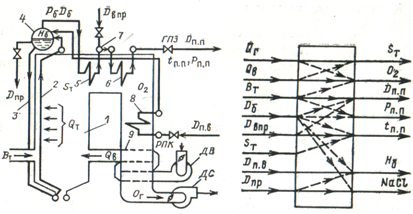
На підставі аналізу технологічного процесу як об’єкта регулювання проектують СА, що забезпечує рішення поставленої задачі регулювання. Починають з проектування *одноконтурних АСР* окремих параметрів: вони найбільш прості в наладці та надійні в роботі, тому широко застосовуються при автоматизації технологічних об’єктів.

За поганих динамічних характеристик каналів регулювання (великому чистому запізненні та великому відношенні ) у випадку оптимальних параметрів настойок регуляторів якість перехідних процесів в одноконтурних АСР може виявитися незадовільною. Для таких об’єктів аналізується можливість побудови *багатоконтурних* АСР, в яких якість регулювання можна підвищити, ускладнюючи схеми автоматизації, тобто застосовуючи каскадні, комбіновані, взаємозв’язані АСР.

Остаточне рішення про застосування тієї чи іншої системи автоматизації приймається після *моделювання* різних АСР та порівняння якості отриманих процесів регулювання.

**2. БАРАБАННИЙ КОТЛОАГРЕГАТ ЯК ОБ’ЄКТ АВТОМАТИЗАЦІЇ**

Принципова технологічна схема барабанного котла показана на рис.2.1, а.



а б

Рис. 3.1. а – принципова технологічна схема парового котла; б – параметрична схема зв’язку між вхідними та вихідними величинами в барабанному котлі

Керований процес пароутворення відбувається в піднімальних трубах *2* циркуляційного контуру (рис. 3.1, а), що екранують камерну топку *1*, в якій спалюється паливо . Циркуляційний контур живиться водою з опускних труб *3*. Для підтримки процесу горіння із заданим коефіцієнтом надлишку в топку вдувається вентилятором *ДВ* повітря , попередньо нагріте у повітропідігрівнику *9.*

Димові гази , що утворилися в результаті процесу горіння, відсмоктуються з топки димососом *ДС*. Вони проходять через поверхні нагріву економайзера *8* повітропідігрівника *9* й виділяються в атмосферу через димову трубу. Насичена пара з барабану *4* поступає в пароперегрівник *5, 6*, де перегрівається до потрібної температури за рахунок радіації факела й конвективного обігріву топковими газами.

Основні керовані величини котла – витрата перегрітої пари , тиск *рп.п* й температура *tп.п*.

При цьому витрата пари може змінюватися в широкому діапазоні, а тиск і температура підтримуються в досить вузьких межах припустимих відхилень, що обумовлюється вимогами заданого режиму роботи турбіни або іншого споживача теплоти.

Температура перегріву пари може підтримуватися навколо заданого значення, прикладом, за допомогою зміни витрати охолоджувальної води на пароохолоджувач *7*. Тиск пари відхиляється від заданого значення в усіх випадках небалансу між кількістю споживаної та генерованої (виробленої) пари. Небаланс ліквідується за допомогою регулювання тепловиділення в топці, головним чином зміною подачі палива .

На схемі рис.3.1, б, наведені основні позначення вхідних та вихідних координат барабанного котла. До вхідних діянь відносяться:

– витрата димових газів;

– витрата повітря, що нагнітається;

– витрата палива;

– кількість пари, що генерується в екранних трубах;

– витрата охолоджувальної води на вприскування;

– розрідження у верхній частині топки (верхній частині котла);

– витрата живильної води;

– витрата води, що випускається з барабана котла до сепаратора неперервної продувки.

До керованих координат відносяться наступні діяння:

– розрідження у верхній частині топки (верхній частині котла);

– надлишок повітря в топці;

– кількість споживаної пари;

– тиск перегрітої пари;

– температура перегрітої пари;

– рівень води в барабані котла;

– солевміст котлової води в перерахунку на .

Паровий котел в цілому за каналом паливо – витрата або тиск пари є системою направленої дії. Але вихідні керовані величини деяких ділянок є одночасно вхідними по відношенню до других. Прикладом, витрата перегрітої пари є вихідною величиною по відношенню до витрати палива , і одночасно слугує вхідною дією по відношенню до тиску й температури перегрітої пари; тиск пари в барабані котла , є вихідною величиною по відношенню до витрати палива, слугує однією з вихідних дій дільниці регулювання рівня води в барабані [Плетнев, с 197–235].

Паровий котел як об’єкт керування являє собою складну динамічну систему з взаємозв’язаними вхідними та вихідними величинами (рис. 3.1, б), але явно визначена направленість за основними каналами керувальних дій, такими як витрата води на вприскування – температура перегріву пари , витрата палива – тиск перегрітої пари та ін. дозволяє здійснювати ***стабілізацію*** керованих величин за допомогою одноконтурних систем, зв’язаних лише через об’єкт управління.

Також потрібно підтримувати в межах припустимих відхилень наступні величини:

– рівень в барабані котла (регулюється зміною подачі живильної води );

– розрідження у верхній частині топки (регулюється зміною продуктивності димососів , що відсмоктують димові гази з топки);

– оптимальний надлишок повітря за пароперегрівником (регулюється зміною продуктивності дуттєвих вентиляторів , які нагнітають повітря в топку);

– солевміст котлової води в перерахунку на NaCl (регулюється зміною витрати води , яка випускається з барабану в сепаратор неперервної продувки).

Система автоматичного регулювання барабанного парового котла в цілому складається з окремих замкнених контурів:

1. Тиску перегрітої пари та теплового навантаження котла ;
2. Надлишку повітря в топці, який визначається вмістом за пароперегрівником (економічності процесу горіння);
3. Розрідження у верхній частини топки ;
4. Температури перегріву пари;
5. Живлення котловою водою;
6. Якості котлової води.

**3. ЦУКРОВЕ ВИРОБНИЦТВО ЯК ОБ’ЄКТ АВТОМАТИЗАЦІЇ**

**3.1 Коротка характеристика підприємства**

На бурякоцукровому заводі реалізується неперервне виробництво, метою якого є переробка буряка, який надходить з кагатного поля та бурячної, в цукор.

Виробництво цукру складається з наступних основних стадій: подача буряка на завод, його очистка від землі, піску, залишків гички (тракт подачі буряка до бурякомийного відділення); нарізання буряка в стружку й отримання зі стружки дифузійного соку (бурякопереробне (дифузійне) відділення); очищення дифузійного соку вапном та двоокисом вуглецю від нецукрів (сокоочисне відділення); знебарвлення соку (станція сульфітації); фільтрація соку від нерозчинного осаду (станція фільтрування соків та сиропів); згущення соку випаровуванням – отримання сиропу (випарна станція); кристалізація цукрози із сиропу, відокремлення цукру-піску від міжкристалічного розчину (кристалізаційне відділення); сушка та пакування цукру (відділення сушки та пакування цукру).

До допоміжних процесів відносяться отримання вапна, вапняного молока, сатураційного та сульфітаційного газів, пресування, сушка та брикетування жому.

**3.2 Тракт подачі буряка та бурякомийне відділення**

Цукровий буряк, який надходить з поля, забруднений сторонніми домішками, тому такий буряк не можна переробляти без очистки, тому що домішки, потрапляючи до бурякорізок та дифузійні апарати, викликають передчасний знос обладнання та знижують якість буряковоїстружки та соку, що приводить до збільшення втрат цукру. Тому перед переробкою буряк ретельно очищують від сторонніх домішок, використовуючи комлекс обладнання, який складається з лінії гідравлічних транспортерів буряка (тракт подачі), яка проходить поза приміщень заводу, та обладнання мийки та очищення буряка (бурякомийне відділення), яке розташоване в головному корпусі, де обладнання рознесено по поверхах. Напівпродукт переміщується від агрегату до агрегату за допомогою піднімально– транспортного обладнання (транспортерів, шнеків, насосів) та самопливом.

Технологічна схема ОА передбачає наступні технологічні операції: транспортування буряка на завод, його очищення від грубих домішок, мийка, відокремлення води від буряка, подача в наступне відділення. Для нормальної роботи ОА необхідно реалізувати наступні функції контролю та управління:

* керування пристроями та обладнанням транспортування, очищення, мийки буряка;
* контроль стану обладнання та облік його простоїв;
* контроль витрати буряка на перероблення;
* регулювання числа обертів бурякомийки;
* регулювання співвідношення «буряк – вода» на бурякомийку;
* регулювання рівномірного завантаження бурякомийки;
* керування продувкою струминних апаратів водовідокремлювачів і сопел бурякообполіскувачів.

**Технологічна схема тракту подачі буряка** (рис. 3.1).Буряк з бурячної або зі сплавного майданчику в суміші з водою (у співвідношенні 1:8 або 1:10 в залежності від забрудненості буряка) надходить до буферної ємності *14,* яка розташована перед входом в головний наземний транспортер *13*.

В першому каскаді обладнання корені послідовно проходять пісковловлювач *10* з колосниковою решіткою, перед якою для попередження заторів встановлені нахилена та горизонтальні решітки *12*, пульсівний шибер *9*, пневматичний гичкопідінімач *8* (в буряководяну суміш вдувається стиснене повітря для полегшення спливання легких домішок), гичковловлювач *7* та каменевловлювач *7.*

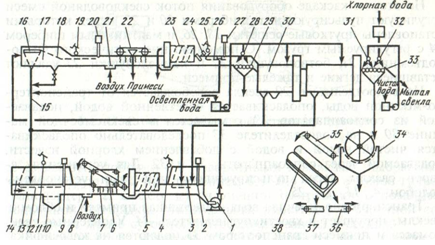


Рис. 3.1. Технологічна схема подачі буряка в завод (тракт подачі буряка)

Легкі та важкі домішки, що вловлюються гичко- та каменевловлювачами, виводять транспортером *6* на спеціальний майданчик, розташований на рівні землі, або до візка. Буряководяна суміш надходить до буферної ємності *3* з шибером *2,* розташовану перед насосом *1*, який підіймає її в лоток *17* підвісного гідротранспортера, розширений приймач якого прикритий похилою й горизонтальними прутковими решітками *18*. Надлишок буряководяної суміші скидається до зливу *16,* звідки трубопроводом *15* буряк надходить до буферної ємності *14*. Сюди ж відводять й надлишок транспортерно-мийної води з лотка *17*.

На другому каскаді обладнання потік буряководяної суміші регулюють пульсівними шиберами *20* та 27, перед якими встановлені пруткові решітки *18, 26*, та маятниковим шибером *24* з регульованим вантажем. За допомогою пневматичного гичкопіднімач *21*, гичковловлювача *22* та каменевловлювача *23* видаляють легкі та важкі домішки.

На водовідокремлювачі *29* буряк звільняється від транспортерно-мийної води, ополіскується освітленою водою, яка подається зі соплоапаратів *28,* відмивається у бурякомийній машини *30* й на водовідокремлювачі *33* послідовно ополіскується чистою водою й водою з додаванням хлорного вапна, яке подається через сопло апарати *31* та *32*. Для запобігання заторів буряка перед пульсівними шиберами встановлені водобої *4, 11, 19, 25.*

Транспортерно-мийна вода, яка містить домішки та обломки буряка, надходить на хвостикоуловлювач *34.* Уловлені бурякомаса та домішки транспортером *35* подаються на класифікатор *38*, де розділяються на придатні та непридатні до обробки.

**3.3 Отримання дифузійного соку в колонній дифузійній установці**

На вітчизняних цукрових заводах процес вилучення цукрози з бурякової стружки здійснюють в неперервнодіючих автоматизованих дифузійних установках великої одиничної потужності, в так званих колонних (вертикальних) апаратах (КДА) з виносним ошпарювачем.

Схема обезцукрювання бурякової стружки в КДА (рис. 3.2) складається з колонного дифузійного апарату, похилого ошпарювача, жомових пресів, пристроїв очищення жомопресової води і підготовки свіжої живільної води, теплообмінників та насосів, зв’язаних трубопроводами.

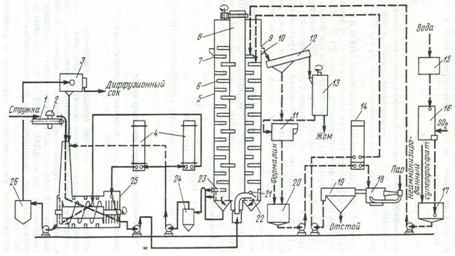


Рис. 3.2. Схема отримання дифузійного соку в колонній дифузійній установці

Бурякова стружка транспортером *1*, обладнаним автоматичними стрічковими вагами *2*, надходить в ошпарював *25*, де нагрівається та змішується спочатку з поперечним, а потім з циркуляційним потоками дифузійного соку. З ошпарювала сокостружкова суміш температурою 72…75 °С подається насосом в колонну *5* через розподільник *21*.

Розподільник сокостружкової суміші *21* на виході оснащений зворотним клапаном, який вільно сидить на осі. Під тиском потоку клапан утримується у відкритому стані. При зупинці насосу клапан закривається й протидіє зворотному руху сокостружкової суміші. Розподільник *21* обертається разом з трубовалом *8* та рівнемірно розподіляє стружку на поверхні фільтрувального сита *22*. З нерухомою трубою, якою сокостружкова суміш подається знизу в апарат, він з’єднаний через сальниковий пристрій. На трубовалі закріплені башмаки, що хитаються, призначені для очищення сита – при ковзанні по фільтруючому ситу *22* вони підіймають стружку, що лежить на ньому й одночасно очищують сито. За розподільником на ситі утворюється вільне місце, куди й надходить свіжа стружка. Завдяки сумісній роботі розподільника *21*, насосу, лопатей *6*, що закріплені на валу *8*, й нерухомих контрлопатей *7* свіжа стружка переміщується знизу догори назустріч потоку соку.

Дифузійний сік з колони *5*, проходить через горизонтальне фільтруюче сито *22*, додатковий ситовий пасок та нерухомі сітчасті контрлопаті *23*, надходить до пісковловлювача *24*, після чого його розподіляють на два потоки. Перший (250 …300 % до маси переробленого буряка), який називається *циркуляційним*, нагрівається в теплообміннику *4* до температури 78…80 °С та направляється в теплообмінну частину ошпарювача для нагріву стружки до температури денатурації білків. Частину соку поперечного потоку без нагріву вводять в шахту для гасіння піни. В холодну пору року цю частину соку також підігрівають в теплообміннику *4*.

Дифузійний сік температурою 45…50 °С в кількості 120…125 % до маси переробленого буряка відбирається через торцеве сито ошпарювача, звільняється в гідроциклонному пісковловлювачі *26* від піску та направляється до мезговловлювача *3*. Вловлена мезга повертається в шахту ошпарювача, а сік поступає в сокоочисне відділення на очищення.

Обезцукрена стружка (жом) з вмістом 7…8 % сухих речовин кільцевим скребковим транспортером *10* вивантажується через вікна *9* до шнекового водовідокремлювача *12*, а звідти до вертикального жомового пресу *13*. Вода, що відокремлена від жому у водовідокремлювачі та пресах, проходить через мезговловлювач *11* з пресом і потрапляє в збірник *20*. З останнього вода прокачується через трубчастий теплообмінник *14* та паростуменевий підігрівник *18*, де нагрівається до 85…90 °С для коагуляції речовин колоїдної дисперсності. Потім у відстійнику *19* протягом 10…15 хв. звільняється від суспензії та подається в дифузійний апарат через теплообмінник *14*, де охолоджується до 70…75 °С потоком холодної води з відстійника *20.* Осад з відстійника *19* зміщується із сирим жомом перед пресами *13*.

Свіжа живильна вода температурою 68…70 °С зі збірника *15* подається до сульфітатору *16*де обробляється діоксидом сірки до рН 5,5…6,0 і направляється до дифузійного апарату.

Для придушення життєдіяльності мікроорганізмів та покращення очищення живильної води у відстійник *20* не менше ніж 2 рази на зміну додають формалін у кількості 0,01 %, а до збірника *17* – подвійний не амонізований суперфосфат в кількості 0,03…0,05 % до маси буряка. На всьому шляху очищення та повернення температура жомопресової води на повинна бути меншою 70 °С.

Тривалість дифузії цукрози зі стружки визначається продуктивністю апарату та його питомим навантаженням, яка залежить від частоти обертання трубовалу, температури та якості бурякової стружки: чим вище частота обертання трубовалу та нижче температура, тим менше навантаження. З погіршенням якості стружки або збільшенням її довжини в 100 г навантаження зростає. Оптимальне навантаження колонних ДА складає 0,7…0,72 т/м³.

Задане співвідношення потоків соку, прикладом в перемішувальній частині ошпарювателя (250…300 %), теплообмінній (120…125 %), та відбір дифузійного соку (120…125 %) регулюється автоматично за допомогою індукційних або щілинних витратомірів. Інколи використовують діафрагми.

На температурний режим роботи колонної дифузійної установки суттєво впливає температура бурякової стружки, яка подається в ошпарювач. В холодну пору року для цього проводять запобіжні заходи: нагрівають корені буряка до 20…25 °С у ванні ополіскувача або в іншій ємності барометричною водою температурою 45…50 °С. Також можна підвищити температуру стружки до 25…30 °С при продувці ножів бурякорізок парою.

При переробці стиглого здорового буряка в КДА потрібно дотримуватися наступного режиму роботи (табл. 3.1):

Таблиця 3.1

|  |  |
| --- | --- |
| Бурякова стружка: |  |
| – довжина 100 г, м | 10…13 |
| – вміст мезги та браку, %, не більше | 3 |
| Відбір дифузійного соку, % до маси буряка | 120…125 |
| Температура, °С: |  |
| – дифузійного соку, що подається в ошпарювач | 78…80 |
| – жомопресової води, що повертається в колону | 70…75 |
| – свіжої сульфітованої води | 65…70 |
| Середня температура сокостружкової суміші за висотою колони, °С |  |
| – в нижній частини | 74…75 |
| – в середній частини | 73 |
| – у верхній частини | 68…70 |
| Тривалість активної дифузії, хвилин | 75…80 |
| Тривалість ошпарювання стружки, хвилин | 13…19 |
| Питоме навантаження робочого об’єму стружкою, т/м³: |  |
| – дифузійного апарату | 0,7 |
| – ошпарювача | 0,72 |

**3.4 Отримання дифузійного соку в шнековій (похилій) дифузійній установці**

На рис. 3.3 наведена апаратурно-технологічна схема отримання дифузійного соку з використанням похилого шнекового дифузійного апарату типу ПТС (прикладом, А1-ПД2-С30). За цією схемою бурякова стружка поступає з бурякорізок до завантажувального бункеру дифузійного апарату *11* стрічковим транспортером *10*, обладнаним автоматичними стрічковими вагами *9*. В дифузійним апарат *5* через збірник *4* надходить очищена жомопресова вода, а зі збірника *3* – сульфітовані аміачні конденсати. Жом відводиться з дифузійного апарату грабельним транспортером *1*.

Дифузійний сік відбирається з нижньої частини апарату та через витратомір *15* подається в мезговловлювач *13*, де він звільняється від мезги й через збірник *14* надходить на очищення. Вловлена мезга повертається в ДА в точці, розташованій на 3 м вище ситової камери *12.*

Корпус апарату, виготовлений з біметалевого листа (внутрішня сторона листа – з корозієстійкого матеріалу), встановлюють на фундамент під кутом 10°30´. Апарат умовно поділений на шість робочих секцій (нумерація починається від пристрою вивантаження жому). Робочі секції оснащені паровими камерами, поділеними на чотири зони нагріву. Першу зону нагріву утворює камера IV секції, другу – камера V секції, третю – камери IV та III секцій, з’єднаних послідовно, четверту – камери ІІ та І секцій, також з’єднаних послідовно. Ці камери слугують для нагріву сокостружкової суміші безпосередньо в апараті. Стружку попередньо не ошпарюють. Для обігріву використовують вторинну насичену пару з випарної установки з надлишковим тиском 0.03…0,07 МПа. Конденсат відводиться через конденсатовідвідники до збірнику конденсату, гази, що не конденсуються – до вакуум-конденсаційної установки або в атмосферу.

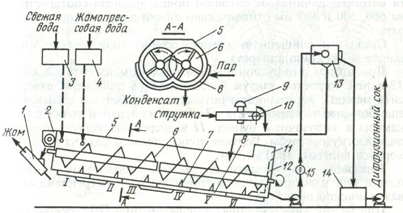


Рис. 3.3. Схема отримання дифузійного соку в похилій шнековому дифузійному апараті типу ПДС

В апараті від нижнього та верхнього приводів синхронно обертаються два поздовжніх шнеки *6*, які переміщують стружку від нижнього кінця апарату (головна частина) до вивантажувального пристрою *2* на верхній частині апарату (хвостова частина). Максимальна частота обертання шнеків 0,93 1/хв..

Від неузгодженості обертання шнекових валів, яка викликана некваліфікованим регулюванням та обслуговуванням, на апараті окрім струмового захисту від зсуву шнекових валів встановлюють блокувальні пристрої, які забезпечують миттєву зупинку електроприводів за найменшого початкового розходження шнекових валів.

Для покращення перемішування та транспортування стружки поперечному перерізу корпусу встановлюють трубчасті контрлапи *7*, до яких підведена насичена пара.

Свіжу та очищену жомопресову воду зазвичай подають разом у І секцію апарату.

При відбиранні дифузійного соку насосом із ситової камери *12* в ній утворюється вакуум (особливо при забиванні отворів сита мезгою), який порушує ритмічність роботи та призводить до ще більшого забивання сита. Тому з верхньої точки ситової камери до завантажувального бункеру *11* виводять повітряну відтяжку у вигляді вигнутої труби.

При роботі дифузійних апаратів типу ПДС рекомендовано дотримуватися наступного режиму роботи (табл. 3.2):

Таблиця 3.2

|  |  |
| --- | --- |
| Бурякова стружка: |  |
| – довжина 100 г, м | 13…15 |
| – вміст мезги та браку, %, не більше | 3 |
| Відбір дифузійного соку, % до маси буряка | 120 |
| Температура, °С: |  |
| – свіжої сульфітованої води | 65…68 |
| – жомопресової води | 70…75 |
| – сокостружкової суміші по довжині апарату в зонах (нумерація від ситової камери) |  |
| І | 60…65 |
| ІІ | 72…74 |
| ІІІ | 72…74 |
| IV | 70…72 |
| – дифузійного соку на виході з апарату | 30…35 |
| Тривалість активної дифузії, хвилин | 60…65 |
| Питоме навантаження робочого об’єму апарату стружкою, т/м³: | 0,6 |

**3.5 Технологічна схема відділення очищення дифузійного соку**

Відомо багато способів очищення дифузійного соку від нецукрів, але на практиці використовують тільки один – оброблення дифузійного соку вапном (процес дефекації) та осадження надлишку вапна діоксидом вуглецю (процес сатурації, карбонізації). За простоти технологічних операцій та відносно низької вартості реагентів цей спосіб забезпечує високу ефективність очищення (до 40 %), а цукроза при цьому не руйнується.

Розглянемо схему очищення дифузійного соку на прикладі схеми з прогресивною переддефекацією та холодно-гарячею основною дефекацією, яка прийнята як типова для вітчизняних цукрових заводів (рис. 3.4).

Дифузійний сік зі збірника *32* подають насосом через регулювальний клапан *33* та теплообмінник *34* (якщо температура соку не відповідає температурі, передбаченої на попередній дефекації) в першу секцію переддефекатора *1* прогресивної дії. В його останню секцію із збірника *3* через дозатор *2* вводять вапняне молоко в кількості 0,2…0,3 % СаО до маси буряка, яке забезпечує вихід переддефекованого соку з рН 10,8…11,4. На дільниці попередньої дефекації, де рН досягає 8,0…9,5, вводять весь фільтраційний осад соку ІІ сатурації із збірника *11* або біля 30 % згущеної суспензії соку І сатурації із збірника *8*. При цьому температура попередньо дефекованого соку трохи підвищується за рахунок згущеної суспензії, що повертається, та вапняного молока.

Тривалість холодної переддефекації 20…30 хв., а теплої – 15 хв. На виході із переддефекатора сік змішується з новою порцією вапняного молока (1…1.8 % СаО до маси буряка) та без підігріву надходить до апарату *31* холодного ступеня основної дефекації. Оптимальна тривалість холодної дефекації 30…60 хв., теплої – 15 хв..

З апарату *31* сік насосом перекачується в теплообмінник, де нагрівається до температури 85…88 °С, а потім витримується в апараті *4* гарячого ступеня основної дефекації біля 30 хв.. В переливну коробку апарату *4* до дефекованого соку для підвищення фільтраційних властивостей осаду І сатурації додають вапняне молоко в кількості 0,2…0,4 % СаО до маси буряка. Далі сік надходить в апарат І сатурації *5*, де оброблюється діоксидом вуглецю (СО2) на протязі 10 хв. до рН 10,8…11,4 та виводиться в збірник *29*. Апарат *5* оснащений зовнішнім циркуляційним контуром з насосом *30*. Надходження нефільтрованого соку І сатурації до збірника *29* повинно бути вільним, щоб не порушувався режим І сатурації. Із збірника *29* сік через теплообмінник перекачується в напірний збірник *6* та за температури 80…85 °С фільтрується в листових фільтрах *7*. Робочий тиск у фільтрах *7* біля 0,07 МПа, тобто рівень соку в збірнику *7* має бути на 6,5…7 м вищим рівня зливу фільтрату з фільтрів. За часткового опорожнення фільтрів *7* нефільтрований сік зливається до збірника *28* та повертається до напірного збірника *6*. Якщо необхідно повність звільнити фільтр, то згущену суспензію з фільтрів *7* через мішалку *27* та напірний збірник *8* зливають в корито вакуум-фільтрів *9*. Фільтрат і концентровані промивні води виводять з вакуум-фільтрів через вакуум-збірник *10*, мішалку *26* до напірного збірника *6*, а потім повторно фільтрують через фільтри *7*. Промитий фільтраційний осад, який вивантажується з вакуум-фільтрів, розбавляють водою та направляють на поля фільтрації.

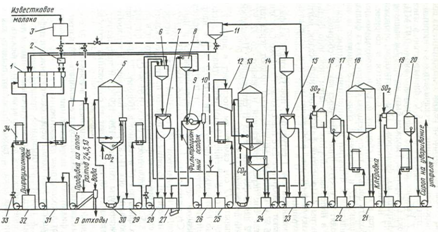


Рис. 3.4. Технологічна схема очистки дифузійного соку з прогресивною дефекацією та холодно-гарячою основною дефекацією

Фільтрований сік І сатурації, який надходить з фільтрів *7*, змішують в збірнику *25* з вапняним молоком в кількості 0,3…0,5 % СаО до маси буряка та насосом подають через теплообмінник, де сік перед дефекацією нагрівають до 92…97 °С, в апарат *12* для дефекації перед ІІ сатурацією. Тривалість дефекації 3…5 хв..

З апарату *12* сік самопливом надходить до апарату *13* ІІ сатурації, де він на протязі 10 хв. обробляється **сатураційним газом** (очищеним і охолодженим пічним газом, що містить діоксид вуглецю (28…35 % об.), азот, кисень, оксид вуглецю тощо) до оптимальної лужності (рН 9,2…9,5) та направляється до відстійника-дозрівальника *14*. З нього **декантат** (освітлений сік) насосом через збірник *24* перекачується до напірного збірнику. Згущену суспензію густиною 1150…1200 кг/м³ з відстійника *14* та фільтрів *15* через мішалку *23* неперервно відводять до напірного збірника *11* та далі на переддефекацію.

Сік ІІ сатурації після фільтрів *15* сульфітують в апараті *16* сірчистим газом () до рН 8.5…9,0 (лужність 0,005…0,01 % % СаО до маси буряка), фільтрують в патронних фільтрах *17* та подають до збірника *22*. Фільтрований сульфітований сік ІІ сатурації нагрівають в теплообміннику до температури кипіння (126…129 °С) та направляють у випарну установку *18*, де згущують до вмісту сухих речовин 60…65 %.

Згущений сік (сироп) змішують в збірнику *21* з **клеровкою** (водний розчин, утворений в результаті розчинення цукру (кристалів або грудок) очищеним соком, сиропом або водою) жовтих цукрів, сульфітують в апараті *19*, нагрівають до 85…88 °С, фільтрують в патронних або листових фільтрах *20* та направляють в продуктове відділення.

**3.6 Згущення соку випаровуванням**

Сульфітований очищений сік ІІ сульфітації – це ненасичений розчин цукрози та нецукрів, що залишилися в ньому. При згущенні до пересичення цукроза починає осаджуватися у вигляді кристалів, що є кінцевою метою технологічного процесу. Згущення очищеного соку провадять у два етапи: спочатку випаровують воду у випарній установці до стану, близького до насиченого, а потім – у вакуум-апаратах до перенасичення з наступною масовою кристалізацією. Всього з очищеного соку видаляється 100…115 % води до маси буряка.

Розділення процесу згущення соку на два етапи обумовлено необхідність скоротити витрати теплоти на випаровування такої великої кількості води. На першому етапі воду випаровують в **багатокорпусній випарній установці**, багатократно використовуючи відпрацьовану в турбіні пару (**ретурну**). Далі будемо називати її грійною парою. При згущенні соку випаровуванням частина нецукрів випадає в осад, збільшується забарвленість соку та концентрація редукованих речовин в ньому, тому отриманий сироп перед уварюванням необхідно **сульфітувати** (обробити сірчистим газом з метою часткового знебарвлення соку та запобігання утворення нових барвних речовин під час подальшого згущення соку та одержання утфелю) та фільтрувати. Проведення цих процесів можливо лише за концентрації сухих речовин (СР) не більше 65 %, тобто коди сироп володіє що достатньою текучістю.

Другий етап згущення сиропу до стану пересичення проводять в однокорпусних випарних апаратах під розрідженням (**вакуум-апаратах**).

**3.6.1Чотирикорпусна випарна установка**

На вітчизняних цукрових заводахвикористовують переважно чотирикорпусні випарні установки з концентратором, у яких перші три корпуси працюють під тиском, а останній (IV) та концентратор – під розрідженням ( див. рис. 3.5).

Сульфітований очищений сік перед згущенням нагрівають під тиском в багатоходових теплообмінниках *15* до температури кипіння (126 °С) та направляють в І корпус *7* випарної установки, де з нього випаровується частина води. З корпусу І сік послідовно переходить до ІІ, ІІІ, IV корпусу та концентратор К, де він згущується до густини сиропу 60…65 % СР. Сироп змішують з клеровкою цукру ІІ та ІІІ кристалізацій, сульфітують, нагрівають до 85…90 °С, фільтрують і подіють на уварювання **утфелю** (рідка дисперсна система із кристалів цукру і між кристального водного розчину цукрози і нецукрів, що знаходяться у взаємодії між собою) І кристалізації.

***Підготовка гріючої пари.*** Джерелом первинної гріючої пари, який використовується для обігріву І корпусу випарної установки (ВУ) та деяких інших споживачів, є пара, відпрацьована в турбіні. В котлах *1* високого тиску (парогенераторах) отримують перегріту пару тиском 4 МПа і температурою 400 °С, який називають *гострою*. Таку пару неможливо використовувати для технологічних потреб. За комбінованого одержання теплової та електричної енергії гостру пару спочатку направляють в турбіну *2,* яка працює з протитиском для вироблення електроенергії. З турбіни відпрацьована перегріта пара виходить з надлишковим тиском 0,4….0,5 МПа і температурою 143…147 °С. Цю пару редукують і охолоджують водою в охолоджувальній установці *3*, а потім направляють в паровий колектор *6*, оснащений запобіжним клапаном.

Теплова схема цукрового заводу спроектована таким чином, що під час пікових навантажень відпрацьованої пара з турбіни не вистачає для технологічних потреб, а її недостача поповнюється додаванням перегрітої пари з парових котлів в кількості 15…20 % до загальної витрати гріючої пари. Тиск перегрітої пари з котла знижують до тиску насиченої пари (прикладом, 0,3 МПа), пропускаючи через редукційно-охолоджувальну установку (РОУ) *4*. Таку пару називають *редукованою*. В РОУ пара охолоджується до температури 132…133 °С. Тиск і температуру пари після РОУ й охолоджувальної установки *3* регулюють до заданих параметрів автоматично.

***Процес випаровування.*** Сік згущується у випарних апаратах з трубчастою поверхнею теплообміну, які обігріваються насиченою парою температурою, більш високою, ніж температура кипіння соку. Тому за рахунок градієнту температур теплота пари передається соку через поверхню нагріву. Грійна пара омиває кип'ятильні труби зовні й при дотиканні зі стінкою конденсується. При цьому виділяється теплота конденсації, яка передається через стінку соку, в наслідок чого сік починає кипіти. Відбувається обмін прихованою теплотою: гріюча пара віддає теплоту конденсації та видаляється із гріючої камери у вигляді конденсатної води, а вода із соку, отримав цю теплоту (так звану теплоту конденсації), виводиться у вигляді *вторинної* пари.

Вторинну пару, яку забирають з корпусів випарної установки на технологічні потреби, називають також *екстрапарою* і позначають літерою *Е* (від лат. ekstra – додатково, над-).

Відпрацьована пара з парозбірника (парового колектора) *6* поступає тільки в парову камеру І корпусу, а наступні корпуси обігріваються парою попередніх корпусів, яка завчасно звільняється в сепараторах від краплин соку. В концентраторі відбувається самовипаровування вологи з рахунок перепаду тиску. Надлишок воринної пари з IV корпусу, не використаний на інші технологічні потреби, поступає в парову камеру концентратора. Частину вторинної пари з корпусу І можна повернути за допомогою пароструменевих насосів *5* в колектор пари *6* й використовувати в якості грійної пари в І корпусі.

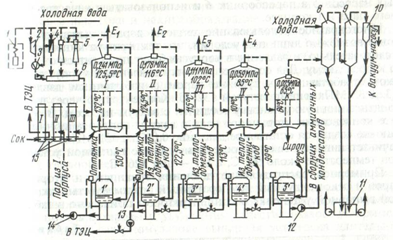


Рис.3.5. Схема чотирикорпусної випарної установки з концентратором

Багаторазове використання теплоти пари у ВУ можливо лише за умови, що температура кипіння соку, а відповідно, й тиск по корпусах будуть знижуватися від першого до останнього. І корпус обігрівається відпрацьованою в турбіні парою з надлишковим тиском 0,3…0,35 МПа й температурою 132 °С.Концентратор через вакуум-конденсаційну установку (ВКУ) з’єднаний з вакуум-насосом. В наслідок конденсації вторинної пари у ВКУ створюється залишковий тиск 0,017…0,021 МПа, що забезпечує кипіння соку в останньому корпусі випарної установки за температури біля 90 °С, а в І – за 126 °С.

Рекомендоване розподілення тиску гріючої і вторинних парів та рекомендований температурний режим наведений у таблиці 3.3:

Таблиця 3.3

|  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Параметри пари та соку | | Корпус ВУ | | | | Концентратор |
| І | | ІІ | ІІІ | ІV |
| Температура, °С:  гріючої пари  кипіння соку  вторинної пари  конденсату | 132  126  125,5  130 | | 124,5  117  116  122,5 | 115  104,5  102  113 | 101  89  85  99 | 84  68,4  65  82 |
| Тиск пари, МПа:  гріючої  вторинної | 0,292  0,241 | | 0,233  0,178 | 0,172  0,111 | 0,107  0,059 | 0,057  0,026 |

***Створення розрідження***. Розрідження в останньому корпусі та концентраторі та видалення неконденсованих газів із системи здійснюють за допомогою двоступеневої вакуум-конденсаційної установки (ВКУ), яка складається з попереднього конденсатора *8*, основного конденсатора *9*, краплевловлювача *10*, збірника барометричної води *11* й вакуум-насосу. Конденсатор змішування являє собою вертикальний циліндричний апарат з горизонтальними поличками. Знизу в нього надходить вторинна пара, а зверху – холодна вода. Вода стікає по поличках каскадами назустріч парі. При контакті з водою пара конденсується, створюючи в апараті сильне розрідження, тому що 1 кг пари займає об’єм в 1600 разів більший, ніж 1 кг конденсату. Неконденсовані гази звільняються в краплевловлювачі від краплинок рідини й неперервно відсмоктуються вакуум-насосом.

Суміш конденсату та оходжувальної води (так звана *барометрична вода*), вертикальною трубою тече в збірник *11*. В трубі підтримується рівень води на висоті, що відповідає величині вакуумметричного тиску в конденсаторі (0,017…0,020 МПа). Зайва барометрична вода через відкритий нижній кінець труби тече в збірник.

Вторинну пару з концентратора ВУ подають спочатку в попередній конденсатор *8*, де за рахунок недоліку холодної води пара конденсується не повністю та нагріває охолоджувальну воду, придатну для технологічних потреб, до 50…60 °С. Неконденсована пара далі переходить до основного конденсатора 9, де конденсується вже повністю, нагріваючи воду до 40…45 °С.

***Відведення конденсату***. Конденсат пари, що утворюється у ВА та інших теплообмінниках, необхідно своєчасно й повністю відводити в збірники.

До конденсаційної схеми входять п’ять збірників (гідравлічних конденсаційних колонок), які крім збирання конденсату виконують роль самовипаровувачів конденсату. Перша та друга колонки (*1', 2'*) виконують роль накопичувачів конденсату відповідно відпрацьованої пари та вторинної пари І корпусу ВУ.

Конденсати із парової камери проміжного випарного апарату й теплообмінників, що обігріваються вторинною парою попереднього корпусу, потупають в один загальний збірник під шар рідини, рівень якої автоматично регулюється за допомогою буйкового датчика.

Конденсат із першого збірника насосом *14* пропускають через теплообмінники *15* першої групи нагріву соку перед випарною установкою, де він охолоджується зі 130 до 103…105 °С, а потім через *деаератор* ( пристрій для видалення з рідини розчинених в ній газів) надходить в ТЕЦ для живлення парових котлів.

Частина конденсату із другого збірника також через деаератор надходить до ТЕЦ, а інший конденсат з цього збірника регулятором рівня *13* переводиться в третій збірник, де конденсат закипає, а пара, що виділилася самовипаровуванням, відводиться в парову камеру на ступінь нижче. Збірники (*3’, 4’, 5’*) окрім збирання конденсату виконують роль випарників конденсату, який надійшов з попереднього збірника.

З останнього (п’ятого) збірника загальний конденсат, який називають *аміачним (аміачна вода* – містить розчинений аміак та інші гази*)*, насосом *12* перекачують до збірника аміачних конденсатів.

**3.6.2 Кристалізаційне відділення**

В цьому відділенні у вакуум-апаратах уварюють сироп після ВУ з метою отримання кристалічного цукру. Технологічна схема руху продуктів в кристалізаційному відділенні передбачає роботу в дві або три стадії. На першій стадії в процесі уварювання сиропу а апаратах І продукту отримують утфель І кристалізації, а з нього після відповідного оброблення – білий цукор, білий та зелений відтоки.

Білий відтік повністю використовують в процесі варки І продукта, а зелений – на стадії роботи в вакуум-апаратах ІІ, з утфеля яких отримують бурий відтік, жовтий цукор та мелясу.

Бурий відтік повністю використовують в процесі ІІ кристалізації. Меляса є відходом цукрового виробництва і її відводять в збірники, а жовтий цукор після розчинення соком ІІ сатурації використовують в процесі І кристалізації.

Сульфітований сироп, що надходить на уварювання утфеля І кристалізації, має містити не менше ніж 60…60 % СР, бути прозорим, мати рН 7,8…8,2, концентрацію солей кальцію 0,12…0,5 % СаО та кольоровість не більше 40 ум. од.

Процес кристалізації у вертикальних вакуум-апаратах періодичної дії (рис. 3.6) проводять в чотири етапи: згущення сиропу, заведення кристалів, нарощування кристалів та згущення утфелю. Стан продуктів на цих етапах характеризується коефіцієнтом пересичення.

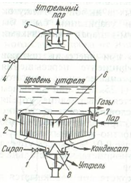


Рис. 3.6. Схема вакуум-апарата періодичної дії:

*1* – вентиль; *2* – корпус; *3*– парова камера; *4* – вентиль; *5*– сепаратор; *6–* циркуляційна труба; *7* – пробний кран; *8*– спускний клапан

***Згущення сиропу до заведення кристалів***. Проводиться за остаточного тиску 0,06…0,067 МПа, який поступово знижують до 0,02…0,015 МПа, після чого подають сироп, поки він не досягне рівня 1/3 висоти парової камери *3.* В цей час відкривають вентиль на паропроводі (на один оборот) і починать прогрівати камеру. Рівень сиропу має покрити всю площу поверхні парової камери, тільки тоді повільно відкривають вентиль подачі пари й згущують сироп випаровуванням (остаточний тиск біля 0,015 МПа). Температура кипіння 70…72 °С, що дає досить високу корисну різницю температур між грійною парою та киплячим сиропом.

При кипінні маса, що уварюється, піднімається вгору по кип’ятильних трубах вакуум-апарата, потім опускається вниз по циркуляційній трубі *6* і кільцевому простору між паровою камерою та корпусом *2* апарата. При кипінні утворюється вторинна пара (*утфельна),* яка відводиться до ВКУ.

При згущенні сиропу до 82…83 % СР (коефіцієнт пересичення 1,25…1,3), температура кипіння при постійному розрідженні підвищується до 73…75 °С.

Тривалість згущення сиропу до заведення кристалів не повинна перевищувати 30 хв.

Готовність сиропу до заведення кристалів визначають за зовнішніми ознаками: рухливості уварюваного сиропу, швидкості стікання краплин сиропу по оглядовому склу, інтенсивності піднімання пухирів пари, пробі на «волосінь», а також за електропровідністю уварюваної маси.

***Заведення кристалів цукру.*** При коефіцієнті пересичення 1,25…1,3 настає момент для заведення кристалів. Прикривають повітряний вентиль в системі розрідження (температура кипіння підвищується на 4…5 °С, через пробний кран вводять затравку у вигляді тонкопомеленої цукрової пудри ( з розрахунку 50 г на 40 т утфеля). Затравка слугує імпульсом для виникнення нових центрів кристалізації.

Своєчасне заведення кристалів та зупинка їх утворення дуже важливі для процесу уварювання та якості готового утфелю. Чим більше центрів кристалізації утворюється в момент заведення, тим менше будуть розміри кристалів цукру-піска, і, навпаки, чим менше введено центрів кристалізації, тим більші кристали. Утфель з крупними кристалами легше центрифугується й промивається, але довше уварюється, при цьому випадає більше «борошна» (дуже дрібних кристалів).

Час заведення кристалів – 5 хв.

***Нарощування кристалів цукру***. На цій стадії головною задачею є нарощування вже існуючих кристалів. Для цього потрібна систематична подача сиропу в апарат, підтримання коєфіцієнта пересичення в межах 1,1…1,12, енергійна циркуляція утфеля та достатня площа поверхні кристалізації.

Дрібні кристали («борошно») розчиняють підвищенням температури, знижуючи розрідження, або підвищеною підкачкою сиропу, який підігрівають приблизно на 5 °С вище температури кипіння утфелю. При надходженні його до вакуум-апарата за таких умов він закипає, що сприяє його швидкому перемішуванню з масою утфелю, температуру якого підтримують на рівні 74…76 °С. Контроль за подкачками ведеться за допомогою кондуктометра в поєднанні з візуальним спостереженням.

Рівень утфеля в кінці стадії нарощування кристалів не повинен перевищувати поверхні нагріву більш ніж на 1,6 м.

Тривалість стадії закріплення та нарощування кристалів складає 110 хв.

***Остаточне згущення та спуск утфелю***. Після подачі останньої порції сиропу починається остаточне згущення сиропу до 92…92,5 % СР. До кінця уварювання температура розчину не повинна перевищувати 73 °С.

Перед вивантаженням утфелю припиняють подачу пари в парову камеру вакуум-апарата й відмикають систему розрідження. Потім відкривають вентиль *4*, що з’єднує верхню частину вакуум-апарата з атмосферою. Для рівномірного спуску утфелю у вакуум-апараті підтримують залишковий тиск (0,08…0,09 МПа). При спуску до приймальної утфелемішалки температура утфелю знижується на 5…6 °С, що може викликати можливість випадання «борошна». Тому під час спускання утфель орошають водою температурою 75 °С (витрата води складає 0,5 % від маси утфелю).

Після спуску до вакуум-апарата подають отпрацьовану пару для розчинення залишків утфеля (*пропарювання вакуум-апарата*), які потім подаються до приймальної утфелемішалки або до клерувального апарата.

Час згущення складає 15 хв., спуск утфелю та пропарювання – 20 хв..

Утфель, вивантажений з вакуум-апарата, центрифугують, не даючи йому охолонути.

**3.6.3 Центрифугування утфелю І кристалізації**

Утфель являє собою суспензію, яка складається з двох фаз: твердої (кристали цукру) та рідкої (міжкристальний розчин). Щоб отримати кристалічний цукро, тверду фазу відокремлюють від рідкої гідромеханічним способом – на центрифугах. Цей процес називається ***центрифугуванням*** або ***центробіжним фільтруванням*** і здійснюється на автоматизованих фільтрувальних центрифугах періодичної дії з програмним керуванням.

Центрифуга типу ФПН-125 1Л (рис. 3.7) складається з ротора *1*, закріпленого на вертикальному валу *6* за допомогою ступиці з ребрами *11*, між якими знаходяться отвори для вивантаження цукру. Вал з ротором вільно закріпний у підвісному пристрої *5,* який дозволяє йому разом з підшипниками трохи відхилятися від вертикального положення. Вал з елетродвигуном з’єднаний еластичною муфтою.

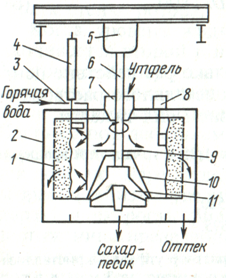


Рис.3.7. Схема фільтрувальної підвісної центрифуги циклічної дії

Ротор складається з перфорованої обечайки з підкладним (дренажним) плетеним ситом, яке прилягає до обечайки, на якій укладене фільтрувальне штамповане сито з щілиновидними отворами.

Зовні ротор закритий нерухомим кожухом *2*, на якому встановлений живильник *7*, датчик завантаження *8*, вузол *3* для промивання цукру та механічний вивантажувач цукру *4*. В процесі завантаження та центрифугування утфелю нижній отвір ротора закритий конусом *10,* над яким розташований обертовий диск *9* для рівнемірного розподілення утфелю по стінках ротора.

Ротор обертається від п’ятишвидкісносного електродвигуна змінного струму із синхронною частотою обертання 1480, 980, 425, 207 та 80 хв-1.

В автоматичному режимі центрифуга працює наступним чином. При натисканні кнопки «Пуск» електропривод вмикається на швидкість завантаження (207 хв-1.). Одночасно відкривається клапан живильника *7*, й утфель температурою 70…75 °С надходить на розподільний диск *9* і під дією центробіжної сили рівномірно розподіляється по висоті на фільтрувальній поверхні ротора. Початкова товщина шару утфеля – 90…150 мм. Ротор центрифуги завантажується таким чином, щоб утфель не досягав його верхнього краю на 5…10 мм.

Після завантаження ротора утфелем спрацьовує датчик завантаження *8*, клапан живильника закривається і починається розгін ротора послідовно до частот обертання 425, 980 хв-1 і робочої частоти 1480 хв-1. При досягненні певної частоти обертання спрацьовує струмове реле й електродвигун починає розкручувати ротор до наступної частоти обертання. Час розгону складає 50…80 с.

Міжкристальний розчин утфелю під дією відцентрової сили проходить через фільтроване сито в простір між ротором й нерухомим кожухом *2* і по похилому жолобу за допомогою сегрегатора (рухомої заслінки) тече до збірника І відтоку.

Цент рифугуванням видаляється більша частина міжкристального розчину, який після центрифугування називають *першим відтоком*. На кристалах цукру після центифугування залишається налиплий шар міжкристального розчину, який надає цукру жовтуватий відтінок. Щоб його видалити, шар цукру в центрифугах промивають артезіанською водою, підігрітою до 80…90 °С, в результаті чого утворюється *другий відтік*.

Цукор починають промивати відразу, як тільки відокремилась основна маса міжкристального розчину. Цей момент визначається автоматично по зменшенню струменю відтоку. Витрата на промивку має складати 3…3,5 % води (до маси утфелю). На практиці витрачається 5…7 %. Час промивки цукру складає 15…30 с.

Доцільно використовувати старий спосіб промивки цукру-піску парою тиском 0,3…0,4 МПа, що дозволяє легше висушувати цукор.

Після промивання та підсушування цукру починається електродинамічне гальмування електродвигуна центрифуги в зворотному порядку, ніж при розгоні. При цьому електропривід не витрачає електроенергію, а навпаки – повертає її в мережу. Процес називається *рекуперативним гальмуванням*.

За повної зупинки ротор починає обертатися від електродвигуна в зворотному напрямку, розганяючись до розвантажувальної частоти 80 хв-1. За командою програмного пристрою конус *10* піднімається вгору і відхиляється в бік, ніж вивантажника *4* повертається до шару цукру й, поступово спускаючись донизу, зрізає його. Шар цукру-піску вологістю біля 0,8…1,2 % висипається в проміжки між ребрами *11* до жолобу вібротранспортера, який направляє цукор-пісок до сушильного відділення.

**3.7 Відділення сушки цукру**

Білий цукор-пісок, отриманий після центрифугування утфеля І продукту, має температуру 70…80 °С і вологість 0,5…1,5 %. Температура цукру, що надходить на зберігання, дорівнює 20…25 °С, вологість цукру за безтарного зберігання в силосах – 0,03…0,05 %, при зберіганні в мішках – 0,14 %. Такі параметри досягаються за допомогою спеціального сушильно-охолоджувального обладнання.

Сушка цукру може здійснюватися на наступному обладнанні:

– двохбарабанна цукросушильна установка;

– багатобарабанна сушильно-охолоджувальна установка (Франція);

– сушильно-охолоджувальна установка СПС для сушки цукру-піску в псевдозрідженому шарі.

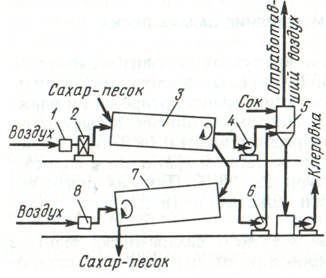


Рис. 3.8. Схема двохбарабаної сушильної установки

Цукросушильна установка (рис. 3.8) складається з двох нахилено обертових сталевих барабанів з лопатями. Один барабан – сушильний, інший – охолоджувальний. Вологий цукор-пісок поступає в сушильний барабан *3*, де перемішується та висушується в прямотоці гарячого повітря, попередньо очищеного у фільтрі *1*, нагрітого в підігрівнику *2* до температури 110…120 °С і відсмоктуваного вентилятором *4*. Висушений цукор-пісок із сушильного барабану надходить до охолоджувального барабану *7*, через який вентилятором *6* протитоком відсмоктується очищений у фільтрі *8* холодне повітря. Охолоджений цукор-пісок направляється на пакування, а повітря з барабанів надходить на пилевловлювач *5*, де звільняється від цукрового пилу і видаляється в атмосферу. Відокремлений цукровий пил розчинюється в соку ІІ сатурації й повертається на виробництво.

Особливістю відділення сушки цукру як об’єкта автоматизації є наявність у повітрі вибухонебезпечного цукрового пилу, що означає віднесення приміщення сушки до класу В-ІІа згідно Правил встановлення електрообладнання. В зв’язку з цим у відділенні сушки використовують пневматичні засоби автоматизації або електричні у вибухобезпечному виконанні.

Технологічні параметри відділення сушки цукру наведено в табл.3.4.

Таблиця 3.4

|  |  |
| --- | --- |
| Вологість цукру, %  до сушильної камери  після охолоджувальної камери  при упаковці в мішки  для безтарного зберігання | 1,5  0,02…0,05  Не більше 0,14  0,02…0,04 |
| Температура, С  цукру до сушильної камери  цукру після охолоджувальної камери  цукру при пакуванні  гарячого повітря до сушильної камери  відпрацьованого повітря після сушильної камери  охолоджувального повітря | 50  23…25  Не більше 25  100…120  30…70  17…20 |
| Тиск пари на вході в калорифер, кПа | 200…250 |

**3.8 Дільниці допоміжного виробництва**

**3.8.1 Вапняне відділення**

Основне призначення вапняного відділення – забезпечення потреби дільниці сокоочищення в сатураціном газі, що містить СО2 та вапняном молоці Са (ОН)2. Сатураційний газ отримують у вапняно-газових печах як результат випалювання вапняного каменю. Випалене вапно гасять водою в вапногасильних апаратах і отримане вапняне молоко направляють на виробництво.

**Технологічна схема.** Зі сховища(рис. 3.9) вапняковий камінь (вапняк) конвеєром *1* подають на дільницю сортування. Дрібне каміння відокремлюють на віброгрохоті *2*, збирають в бункері *3* та відводять у відвали. Відсортований камінь конвеєром *4* направляють до бункера-накопичувача вапняка *5*. Там же є бункер-накопичувач палива *7*, куди конвеєром *6* зі сховища надходить тверде паливо. Вапняк та паливо за допомогою живильників *8, 9* та дозатора палива *10* надоходять в ковш *11* і зважуються на вагах *12*.

Ковш *11* із сумішшю вапняка та палива (шихтою) по напрямних піднімаються вгору, де вміст ковша вивантажується в приймальну воронку *13* вапняково-газової печі із запірним клапаном *14*.

Вапняково-газова піч виробничою потужністю 100 т вапна на добу являє собою вертикальну циліндричну шахту (внутрішній діаметр 3,4 м, корисна висота 16 м). Робоча частина печі по вертикалі ділиться на три зони: зона нагрівання шихти до температури дисоціації карбоната кальція та виділення летких речовин; зона випалювання та зона охолодження вапна.

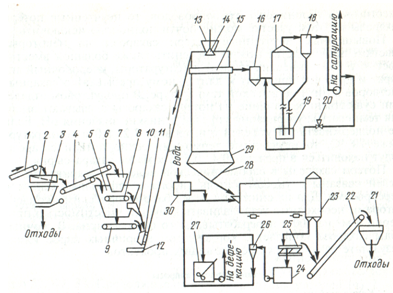


Рис. 3.9. Схема отримання вапна, сатураційного газу та приготування вапняного молока

Зона нагріву шихти зверху обмежена коробом для відбору сатураційного (пічного) газу *15*, з низу – верхньою границею зони випалювання. В зоні нагрівання шихти шматки вапнякового каменю нагріваються зустрічним потоком розжареного газу до температури розкладання СаСО3 (приблизно 900 °С), а сатураційний газ, що виходить з печі, охолоджується до 120  10 °С.

В зоні випалювання температура знаходиться в межах 1150 – 1200 °С, а в зоні охолодження температура вапна знижується до 40…80 °С, а повітря нагрівається до 600…700 °С.

Особливість роботи вапно-газової печі як об’єкта автоматизації полягає в тому, що:

– для забезпечення безаварійної роботи печі за умови зниження споживання сатураційного газу та вапняного молока, потрібно встановити буферний бункер для випаленого вапна між піччю та вапногасильним апаратом;

– процес випалювання вапняка характеризується великою тривалістю та інерційністю. Жодна з регулювальних дій (зміна співвідношення вапняк – паливо при завантаженні скипового піднімача шихтою; зміна кількості сатураційного газу, що відбирається або зміна темпу вивантаження випаленого вапна з печі) не дає швидкого результату. Лише стабілізація температури газу на виході з печі шляхом дії на кількість газу, що відбирається з печі, дозволяє досягнути певного результату. Зміна цієї температури свідчить про зміну кількості газу, що відбирається, або про темп вивантаження випаленого вапна. Також потрібний контроль температури в зоні вивантаження вапна, тому що її підвищення свідчить про підвищений темп вивантаження або про недостатню тягу, які є причиною зміщення зони випалювання вниз. Якість сатураційного газу контролюють за вмістом в ньому СО2.

Технологічні параметри процесу випалювання вапна наведені в табл. 3.5.

Таблиця 3.5

|  |  |
| --- | --- |
| Запас вапна й палива в бункерах, год. роботи заводу | 16 |
| Доза палива,% до маси вапняка | 7,2…7.5 |
| Вміст СО2 в сатураційному газі, % | Не менше 30 |
| Температура на виході з печі, С  сатураційного газу  вапна | 120…140  Не більше 80 |
| Температура газу після охолодження, С | 30 |
| Тиск води перед форсунками, кПа | Не менше 110 |
| Густина вапняного молока, кг/м3 | 1180…1200 |
| Температура води, що подається на гашення вапна, С | 80 |

**Приготування вапняного молока та сатураційного газу.** На цій дільниці готують вапняне молоко густиною 1190 кг/мз, а також очищують від домішок та охолоджують сатураційний газ для подачі його на сатурацію.

Сатураційний газ температурою 120…130 °С, отриманий у вапняково-газовій печі, відбирають через короб відбору газу *15* (рис. 3.9), очищують від домішок та охолоджують в сухому вловлювачі *16* та газопромивнику *17* (лавері)*.* Газовий компресор відбирає охолоджений до 30 °С газ через краплевловлювач *18* і подає його в сатуратори. Для підтримки розрідження в лавері та краплевловлювачі воду з них відводять до збірника *19* через гідравлічний затвор. Клапан *20* регулює кількість рециркуляційного сатураційного газу.

Вапно вивантажують з печі вивантажувальним пристроєм *29* до приймального бункера *28*, з якого воно надходить у вапногасильник *23* й гаситься водою зі збірника *30* до густини суспензії 1140…1220 кг/м3, в результаті чого відбувається процес гасіння частого вапна на підставі хімічної реакції:

***.***

Отримання суспензії супроводжується виділенням значної кількості теплоти (1,09 Дж на 1кг вапна). За нормального проходження процесу, коли вода на гасіння та вапно подаються у співвідношенні приблизно 4:1, забезпечується оптимальна для цукрового заводу умова гасіння за температури 100 °С і вихід вапняного молока температурою 65 – 70 °С. На хід гасіння вапна впливає якість змішуваних реагентів (випалене вапно містить домішки, гасіння ведеться, як правило, промоями з фільтрів, що містять цукор, та аміачною водою). Це має бути врахованим при автоматизації процесу.

Суспензію з вапно-гасильного апарата направляють на вібросито *25* та гідроциклон *26*, з’єднаних через мішалку *24*, де проходить тонка очистка від частинок, що не загасилися. Очищене вапняне молоко зливається до збірника мішалки *27*, звідки насосом подається на дефекосатурацію. Надлишок вапняного молока, яке не використано на станції дефекосатурації, повертається до того ж самого збірника-мішалки. Густина вапняного молока, що подається на дефекацію, дорівнює 1190 кг/мз, і є оптимальною. За меншої густини сік розріджується, що супроводжується втратами теплоти на додаткове випаровування води та електроенергії на перекачування підвищеної кількості соку. За високої густини вапняного молока погіршується його очищення, підвищується знос нагнітачів, арматури, відбувається відкладання домішок в трубопроводах, ускладнюється точне дозування вапняного молока на дефекацію.

На дільниці приготування вапняного молока та підготовки сатураційного газу контролюють густину вапняного молока, вміст СО2 в сатураційному газі, витрату води на гасіння вапна, рівні в збірниках вапняного молока і води на гасіння, температуру сатураційного газу, тиск газу на вході та виході з газового компресора.

автоматизація буряк цукор харчовий завод

**3.8.2 Жомосушильне відділення**

Одним із способів збереження жому є його висушування. Свіжий жом, отриманий в дифузійних апаратах, містить 92…93 % води та 7…8 % сухих речовин. Виділення такої кількості води безпосередньо висушуванням жому економічно невигідно, тому значну частину його отжимають за допомогою пресів з доведенням до вмісту сухих речовин в жомі до 18…25 %. Сушіння віджатого жому проводять в жомосушильних апаратах за допомогою газів, які отримують спалюванням мазуту або природного газу в топках, інколи використовують димові гази котлоагрегатів. Після висушування вміст СР в жомі складає 90 %.

Жомосушильний апарат (рис. 3.10) являє собою горизонтальний барабан *6*, що обертається, діаметром від 2,4 до 4 м, внутрі якого встановлені хрестоподібні насадки для пересипання жому в процесі сушіння та кращого контакту з топковими газами. Одним кінцем барабан входить в нерухому камеру змішування *3*, а іншим – у вивантажувальну камеру *7*.

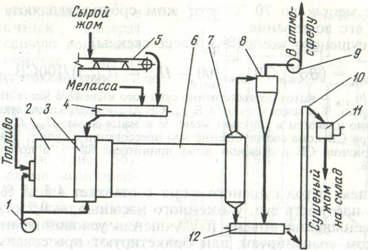


Рис. 3.10. Схема сушіння бурякового жому

Свіжий жом, спресований до максимально можливого вмісту СР, зважують на стрічкових вагах *5*, змішують в шнековому змішувачі *4* з мелясою та іншими добавками (солі амонію та ін.) і подають в камеру змішування *3*, куди з камери спалювання палива *2* надходять топкові гази. Далі жом разом з топковими газами прямотечією за допомогою хрестоподібних насадок перемішується, сушиться и рухається до вивантажувальної камери *7*. Вентилятор *1* подає в камери спалювання та змішування повітря. З вивантажувальної камери *7* сушений жом потрапляє до шнека *12*,який подає його в елеватор *10*. Далі жом потрапляє на ваги *11*, звідки поступає на склад.

В усталеному режимі роботи температура топкових газів на вході в камеру змішування підтримують на рівні 800…900 °С, температуру газів, що відходять – 120…140 °С, розрідження за сушильним барабаном – 350…400 Па. Барабан обертається з частотою 1,75 об-1 від електропривода потужністю 15 кВт.

Витрата умовного палива складає 60…70 % до маси сухого жому. Розпилювання мазуту в топці відбувається механічними форсунками за абсолютного тиску 1,5…2,5 МПа. Відпрацьовані топкові гази температурою 100…120 °С відсмоктуються димососом та надходять в циклони для вловлювання винесеного жому. При цьому розрідження в топці складає -20…-30 Па. В разі підвищення температури газів, що виходять (понад 250 °С) передбачена подача до барабану технологічної пари для запобігання пожежи.

Технологічний регламент сушки жому наведено в табл. 3.6.

Таблиця 3.6.

|  |  |
| --- | --- |
| Вологість сушеного жому, % | 10…14 |
| Тиск в топковій камері, кПа | -0,02…-0,2 |
| Температура димових газів в камері змішування, С | 800…900 |
| Температура газів, що виходять, С | 130…140 |

Найбільш ефективною системою управління процесом сушки жому є регулювання подачі палива в топку за вологістю сирого жому. За відсутності вологомірів використовують допоміжний показник – температуру газів на виході з апарату, яка характеризує кількість води в сирому жомі на вході в барабан та в сухому жомі на виході з барабана. Гази проходять через барабан на протязі кількох секунд, і тому імпульс за температурою газів є малоінерційним та придатним для створення системи управління подачею палива.

Размещено на Allbest.ru