

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
МИКОЛАЇВСЬКИЙ НАЦІОНАЛЬНИЙ АГРАРНИЙ УНІВЕРСИТЕТ

Факультет технології виробництва і переробки продукції тваринництва,
стандартизації та біотехнології

Кафедра переробки продукції тваринництва та харчових технологій

ТЕХНОЛОГІЯ ЦУКРОВОГО ВИРОБНИЦТВА

Конспект лекцій

для здобувачів вищої освіти СВО «Бакалавр»,
освітньої спеціальності 181-«Харчові технології»
денної та заочної форми навчання



МИКОЛАЇВ
2025

УДК 664.14

Т38

Друкується за рішенням науково-методичної комісії факультету технології виробництва і переробки продукції тваринництва, стандартизації та біотехнології Миколаївського національного аграрного університету від 17.09.2025 р., протокол № 1.

Укладачі:

Р. О. Трибрат – кандидат с.-г. наук, доцент, доцент кафедри переробки продукції тваринництва та харчових технологій Миколаївського національного аграрного університету;

В. В. Болодурін – старший викладач кафедри переробки продукції тваринництва та харчових технологій Миколаївського національного аграрного університету;

Рецензенти:

О. І. Петрова – кандидатка с.-г. наук, доцентка, завідувачка кафедри переробки продукції тваринництва та харчових технологій Миколаївського національного аграрного університету;

Г. І. Калиниченко – канд. с.-г. наук, доцентка, доцентка кафедри технології виробництва продукції тваринництва Миколаївського національного аграрного університету.

© Трибрат Р.О., Болодурін В.В. 2025

©Миколаївський національний
аграрний університет, 2025

ЗМІСТ

Вступ	4
Тема 1. Світове виробництво цукру із цукрової тростини і цукрових буряків	6
Тема 2. Загальна характеристика сировини. цукрові буряки як рослина. приймання та зберігання цукрових буряків	12
Тема 3. Подавання буряків на завод та відокремлення від них домішок. Фізико-хімічні основи екстракції сахарози із бурякової стружки	25
Тема 4. Фізико-хімічні основи технологічних процесів очищення дифузійного соку від нецукрів. Попереднє I основне вапнування	37
Тема 5. Очищення соку шляхом адсорбції на I та II карбонізації. I карбонізація. II карбонізація	46
Тема 6. Отримання вапняного молока і сатураційного газу. Згущення соку на випарній установці та одержання сиропу	55
Тема 7. Фізико-хімічні основи кристалізації сахарози	64
Тема 8. Отримання цукру. вимоги нормативної документації до білого цукру. Центрифугування утфелю і кристалізації	74
Тема 9. Технологія цукру-рафінаду. Загальна характеристика цукро-рафінадного виробництва	83
СПИСОК РЕКОМЕНДОВАНОЇ ЛІТЕРАТУРИ	89

ВСТУП

Предметом вивчення навчальної дисципліни є загальна характеристика харчової промисловості України та її окремих галузей, шляхи їх розвитку, фізико-хімічні основи одержання основних продуктів харчування: білого цукру та цукру-рафінаду; хліба, кондитерських і макаронних виробів; молока і молочних продуктів; етилового ректифікованого спирту; алкогольних напоїв; м'яса та м'ясопродуктів; жирів та жирозамінників; принципів та апаратурно технологічні схеми, технологічні режими, шляхи удосконалення та інтенсифікації відповідних технологій, вимоги нормативної документації.

Виробництво білого цукру із цукрових буряків є важливою галуззю агропромислового комплексу, має стратегічне значення. **Цукор** завдяки своїм цінним харчовим, смаковим та фізичним властивостям є одним із найважливіших продуктів у харчуванні людини, сировиною для багатьох підприємств харчової, хімічної та фармацевтичної промисловості, важливою складовою експорту.

В ряді галузей харчової промисловості – пиво-безалкогольна, виноробство, кондитерська, лікєро-горілочна та ін. пред'являються підвищені вимоги до якості цукру, яким не відповідає білий цукор. Крім того, на продовольчому ринку користується попитом високоякісний **рафінований цукор** різних видів (рафінований цукор-пісок, пресований в дрібній фасовці (дорожній), сахароза для шампанського, рафінадна пудра та інш.).

Підвищення якості цукру до вимог світових стандартів – стратегічне завдання галузі.

Показники якості цукру I категорії відповідно до ДСТУ 4623:2006, введеного в дію з 01.01.2008 в Україні, відповідають вимогам до цукру країн ЄС. За останні три роки цукрові заводи збільшили виробництво цукру I та II категорії, яке становило у 2011, 2012, 2013 роках відповідно 176, 50 тис. тонн (7,57 %), 231,42 тис. тонн (10,40 %) і 410,04 тис. тонн (33,83 %) від загально виробленого цукру, проте виробництво цукру високої якості (екстра) ще не достатнє.

Метою навчальної дисципліни “Технологія цукрового виробництва” є отримання студентами знань про сукупність процесів та технологічних операцій, які забезпечують одержання білого цукру та цукру-рафінаду високої якості, як важливої складової експорту, одними із найважливіших продуктів у харчуванні людини; вивчення хімічних, фізикохімічних, адсорбційних та мікробіологічних процесів, які мають місце на основних стадіях виробництва; технологічних схем і оптимальних параметрів ведення процесів екстракції, вапняно-вуглекислотного очищення, випаровування соку і кристалізації сахарози; знайомство з особливостями виробництва цукру-рафінаду; вимоги нормативної документації до якості сировини і білого цукру та цукру-рафінаду.

ТЕМА 1. СВІТОВЕ ВИРОБНИЦТВО ЦУКРУ ІЗ ЦУКРОВОЇ ТРОСТИНИ І ЦУКРОВИХ БУРЯКІВ

Цукор займає важливе місце в харчуванні людини. Приблизно половина енергії, яку витрачає людина, поповнюється за рахунок вуглеводів, із них 1/3 – займає цукор. Головною технічною сировиною для виробництва цукру в країнах Європи і Північної Америки є цукровий буряк, а в країнах з жарким і вологим кліматом – Південна Америка, Австралія, Індія, Китай, країн Півдня Африки – цукрова тростина.

Більше 150 країн світу виробляють цукор, 80 % його виробляється з цукрової тростини, вирощеної в тропічних і субтропічних зонах південної півкулі, решту – з цукрових буряків в помірних поясах північної півкулі.

До десяти найбільших виробників цукру належать:

П'ять найбільших експортерів цукру у світі: Бразилія 27,7 млн. т, ЄС 1,5 млн. т, Індія 1,2 млн. т, Австралія 5,0 млн. т, Таїланд 7,0 млн. т – *охоплюють приблизно 80 % світового експорту*. Світове споживання цукру *зростає близько 2 % на рік*.

ІЗ ІСТОРІЇ ВИНИКНЕННЯ ВИРОБНИЦТВА ЦУКРУ

Виробництво цукру і його споживання людиною почалось багато століть тому. Початковою сировиною для отримання цукру була цукрова тростина, батьківщиною якої вважається Індія. Перші відомості про цукрову тростину, із якої можна отримати мед без допомоги бджіл, а зброжений напій вживати як вино, в Європу принесли воїни Олександра Македонського, які приймали участь в походах до Індії в IV ст. до н.е. Поступово із Індії цукрова тростина почала поширюватись як культура в інші країни з теплим кліматом.

В стародавніх рукописах зустрічаються відомості про вирощування цукрової тростини в Китаї у II ст. до н.е., а в I ст. до н.е. цукрову тростину почали вирощувати на Яві, Суматрі та інших островах Індонезії.

Перша згадка в історичних документах про кристалічний цукор, який

ввозили до стародавньої Русі “із заморськими товарами”, з’явилась в 1273 році. Ізза високої ціни цукор багато років вважали недоступним продуктом, вживали як коштовні ліки, продавали в аптеках еквівалентно масі срібла. Існувала ціна – за золотник (біля 4,3 г) цукру 1 рубель. Попит на цукор в Росії швидко зріс починаючи із середини XVIII ст, коли почали вживати чай, який швидко став національним напоєм.

За указом Петра I в 1718 році купцю Павлу Вестову дозволялось “в Москве сахарный завод заводитъ своим коштом”, тобто за свій рахунок, при цьому він отримував привілеї на 10 років і для “оной фабрики ввозить ему из-за моря сахар-сырец, и в Москве из него варить головной сахар и продавать его беспошлинно на протяжении трех лет”. Із економічних міркувань свій перший завод Павло Вестов побудував в Петербурзі в 1719 р. із річною потужністю 600 пудів цукру-рафінаду. В 1723 р. такі цукрові заводи було побудовано в Москві, Калузі, а дещо пізніше в портових містах – Ризі, Архангельську і Одесі.

Велику роль в розповсюдженні цукрової тростини зіграла Португалія. В XI ст. португальці висадили цукрову тростину на островах Мадейра і Сан-Томе в Атлантичному океані, а після відкриття Колумбом Америки величезні плантації з’явилися на островах Гаїті, Куба, Ямайка, а далі в Мексиці, Бразилії, Перу.

Появу нової альтернативної тростині культури історики пов’язують з епохальним відкриттям німецького вченого-хіміка, члена Пруської академії наук О.С. Марггграфа (1705–1782). На засіданні Берлінської академії наук в 1747 р. він доповів результати своїх досліджень по отриманню кристалічного цукру із буряків. Подальші дослідження продовжив учень Марггграфа – Ф.К. Ахард (1753–1821), який почав культивувати в 1784 р. кормовий білий буряк. Уже в 1799 році його праця завершилась успіхом – з’явилась нова культура буряків – цукрова. В 1801 р. Ахард купив в Нижній Селезії (містечко Куernerne) помістя і побудував перший у світі бурякоцукровий завод. В березні 1802 р. на цьому заводі було перероблено 250 т буряків врожаю 1801 р.

Перший цукровий завод на Україні було побудовано в 1825 р. в с. Макошино Сосницького повіту Чернігівської губернії. Значний внесок в

розвиток цукрової промисловості на Україні належить О.О. Бобринському, батьком якого був позашлюбний син Катерини II і князя Григорія Орлова, військового і державного діяча, фаворита. Свій перший завод О.О. Бобринський побудував в с. Михайлівське Тульської губернії. За 10 років на Україні він побудував 4 заводи: Балакліївський – в 1838 р., Грушківський – в 1845 р., Капітанівський – в 1846 р., Смілянський пісочно-рафінадний – в 1858 р.

ВНУТРІШНІЙ РИНОК ЦУКРУ В УКРАЇНІ

Вітчизняна цукрова галузь за роки незалежності зазнала великих втрат. На початку 1991 р. в Україні працювало 192 цукрових і 5 цукрорафінадних заводів, 7 машинобудівних і ремонтних заводів. За обсягами виробництва бурякового цукру Україна посягала перше місце в світі (5,5 млн. т), виробляючи 13-20 % світового виробництва, а в окремі роки цей показник сягав 22-23 %.

Виробництво цукру із буряків в Україні становило 4,7 % світового виробництва – 1,212 млн. тонн. Через незбалансоване виробництво цукру і обсяги споживання на внутрішньому ринку, відсутність зовнішніх ринків утворився значний надлишок цукру – понад 800 тис. тонн.

Росія заблокувала експорт українського цукру до країн Азії, не надає вагони для перевезення вантажів. За словами голови правління НАЦУ “Укрцукор” М.М. Ярчука, виникають проблеми з видачею вагонів для поставок цукру та їх поверненням.

При вступі в СОТ наша держава взяла зобов’язання щодо тарифної квоти на ввезення в Україну цукру-сирцю із тростини в обсязі 260 тис. тонн. Найбільш актуальним напрямом розвитку технічної політики галузі є: зменшення витрат природних ресурсів – газу та електроенергії.

Цукровими заводами України на виробничі потреби було витрачено біля 283 млн. м³ – природного газу та 272 млн. кВт/год – електроенергії.

Доля палива та енергії в собівартості переробки 1 тонни цукрових буряків сягнула – 38 %, 1 тонни в собівартості білого цукру – 27 %. Витрати умовного палива до маси буряків в цілому по Україні склали 4,46 %.

Витрати умовного палива менше 4 % мали 10–15 цукрових заводів (38 працювали), із них: Моївський – 3,25 % Наркевичський – 3,30 % Глобинський – 3,49 % Радехівський – 3,63 %.

В умовах гострої проблеми забезпечення України енергоносіями та зменшення попиту на білий буряковий цукор перспективним є виробництво біоетанолу з відходів виробництва: меляси; дифузійного соку; напівпродуктів продуктового відділення (зеленої патоки I чи II продуктів); з виводом зеленої патоки на зберігання (під час сезону цукроваріння) та продовження її переробки після завершення сезону.

Фахівцями Інституту продовольчих ресурсів та НУХТ запропоновано схему перероблення цукрових буряків з вилученням з циклу цукрового виробництва 20 % дифузійного соку та зеленої патоки I кристалізації.

В НУХТ розроблена енергозберігаюча технологія та обладнання для виробництва паливного етанолу безпосередньо з цукрових буряків.

Виробництво рідини універсальної “Гамаюн” для автомобілів розпочато на Узинському цукровому комбінаті, Хоростківському, Гайсинському, Івашківському, Лужанському спиртових заводах.

Прогнози на виробництво цукру. Вступ України до Світової організації торгівлі та підписання Угоди про асоціацію з Європейським Союзом ставить перед виробниками цукру завдання, які без допомоги держави складно вирішувати. Адже конкуренція на світовому ринку цукру буде впливати на внутрішній ринок цукру. Надлишковий цукор, який продається на світових біржах, датований експортними субсидіями країн членів ЄС, та цукор вироблений з тростини, ставить вітчизняних виробників в нерівні умови на зовнішніх ринках.

Разом з тим велика кількість нормативно-правових та нормативнотехнічних документів, стандартів, технічних регламентів, які діють в цукровій галузі України, не адаптовані до світових і європейських стандартів, що створює певні труднощі при експорті вітчизняного цукру.

Три останні роки цукровики стабільно збільшують виробництво цукру з

гектара площі, що дає можливість зменшити собівартість цукру. В цьому році очікується зібрати понад 6,4 тонни цукру з гектара, та отримати в середньому урожайність цукрових буряків на рівні 470 центнерів.

Згідно оперативної інформації Мінагрополітики, цукрових буряків зібрано на площі 330,2 тис. га (99 % до прогнозу), накопано 15,4 млн. тонн при урожайності 470 ц/га. Від початку виробництва станом на 19 грудня перероблено 14,11 млн. тонн цукрових буряків та вироблено 1989,8 тис. тонн цукру.

Міністерство аграрної політики та продовольства України прогнозує ріст обсягів виробництва цукру в Україні в 2014/2015 МР до 2,1 млн. тонн з 1,2 млн. тонн у попередньому сезоні.

Зміна собівартості цукру цього сезону залежить від ціни на газ, пальне, вугілля та вартість цукрових буряків.

Використання альтернативних видів палива може суттєво знизити собівартість виробництва цукру. У порівнянні із природним газом біопаливо дешевше приблизно в три рази.

Вплив девальваційного фактору помітно обумовив підвищення цін на матеріально-технічні ресурси. Індекс витрат сільгоспвиробників виріс на 33%. Зокрема, такий стрибок цін відбувся через подорожчання нафтопродуктів на 44%, мінеральних добрив – на 50% та інше.

Основними факторами, які вплинули на рівень собівартості, стало підвищення урожайності та збільшення витрат на 1 га. Ситуація на внутрішньому ринку цукру спокійна, хоча виробники і вимушені продавати свою продукцію за цінами нижче собівартості. Білого цукру виробляється більше за потреби населення та вітчизняної промисловості. При постійному зростанні виробничих витрат доходи від реалізації продукції залишаються на сталому рівні, що стримує модернізацію вітчизняних цукрових заводів та покращення готової продукції.

В Асоціації підкреслюють, що українські цукровиробники останні кілька років намагаються розв'язати проблему з перевиробництвом і знайти ринки для

збуту своєї продукції, тому що наявні потужності перевищують потреби внутрішнього ринку. Сьогодні на державному рівні ведуться переговори з країнами Близького Сходу, Африки та Європейського Союзу щодо активізації пошуку та освоєння зовнішніх ринків збуту цукру.

Не дивлячись на складну ситуацію у вітчизняній цукровій промисловості, нестабільну політичну та економічну ситуацію, галузь має достатньо великий потенціал. І діло не лише в родючих землях, а ще й тому, що у світі зростає споживання продуктів харчування. Ряд країн, що розвиваються, останнім часом демонструють зростання доходів населення, що призводить до збільшення споживання більш дорогих продуктів харчування. І цю нішу могла б заповнити Україна. Щоб досягти успіху, українському агрокомплексу необхідно займатися впровадженням нових рішень і прогресивних технологій.

Завдання для самоперевірки та контролю засвоєння знань

1. Світове виробництво цукру із цукрової тростини та цукрових буряків.
2. Країни – найбільші виробники і експортери цукру.
3. Внутрішній ринок цукру в Україні.
4. Актуальні напрями технічної політики галузі.
5. Перспективи виробництва біоетанолу з відходів виробництва.

ТЕМА 2. ЗАГАЛЬНА ХАРАКТЕРИСТИКА СИРОВИНИ. ЦУКРОВІ БУРЯКИ ЯК РОСЛИНА.

ПРИЙМАННЯ ТА ЗБЕРІГАННЯ ЦУКРОВИХ БУРЯКІВ

Цукровий буряк – дворічна рослина сімейства маревих, його вид *Betae vulgaris*. Цукровий буряк походить від дикоростучого білого буряка. На початку вмісткість цукру в буряках становила лише кілька відсотків. В наслідок селекції цукристість кореня збільшилась до 17-20 %.

На відміну від дикоростучого цукровий буряк дворічна рослина. В перший рік після висіву насіння утворюється коренеплід, що містить сахарозу і листя. Висаджений на другий рік корінь дає квітконосні пагони, висотою до 2 м, листя і насіння. Незначна частина рослин в деяких місцевостях дає квітконосну стеблину в перший рік. Ці рослини носять назву “цвітухи”. Утворення “цвітухи” супроводжується зменшенням цукристості кореня і його маси, переробка таких коренів утруднюється.

ЦУКРОВІ БУРЯКИ ЯК РОСЛИНА

Період росту і розвитку цукрового буряка в перший рік вегетації становить в середньому 150...180 діб, а на другий рік – 100...130 діб (з коливанням від 100 діб в Західному Сибіру до 200 діб у Середній Азії і Закавказзі).

За період свого розвитку буряк утворює біля 80 листків. Молоде листя розташовано в центрі, а старе, зів'яле – по периферії.

Коренеплід цукрового буряка має найчастіше конічну форму, рідше кулясту. З двох протилежних сторін коренеплоду проходять вертикальні або закручені по спіралі борозди, з яких ростуть тоненькі корінці, за допомогою яких із ґрунту надходять вода і живильні речовини. В своїй нижній частині корінь переходить в хвостик, діаметром менше 10 мм.

Маса коренеплоду складається з великої кількості мікроскопічних клітинок, серед яких відрізняють: зовнішні, з пробковілі клітини, крізь які волога не може потрапити до коренеплоду (епідерміс); клітини, що утворюють

судинно-волокнисті пучки (флоему і ксілему), за допомогою яких органічні речовини, продукти асиміляції вуглеводів надходять в корінь з листя, а з ґрунту надходять вода і мінеральні солі.

Головну частину кореня складають клітини паренхімної тканини – в них накопичується і зберігається головна маса клітинного соку, що містить у собі сахарозу.

Паренхімна тканина в масі коренеплоду перемежується з витянутими клітинами судинних пучків і луб'яних волокон, що надають міцність і пружність кореню.

Якщо розрізати коренеплід горизонтальною площиною, ми побачимо велику кількість концентричних кіл, різного забарвлення, по яких проходять судинно-волокнисті пучки. Таких кіл може бути 10–12 і більше. Чим їх більше і чим густіше вони розташовані, тим вища цукристість кореня. Наймолодшими є периферійні кільця судинних пучків, старішими – центральні.

Проникність клітинних стінок залежить від проникності протоплазми, яка складається з пекто-целюлозної оболонки 1, ліпопротеїдної мембрани 2, суміжної з оболонкою цитоплазми 3, тонопласту 4, який знаходиться на межі з вакуолею 5.

Протоплазма – це напівпроникна перегородка, що пропускає крізь себе воду і не пропускає із клітини розчинені в соку речовини. Головний опір проникненню речовин в клітину і виходу з неї утворюють мембрани, які оточують цитоплазму і органели, що входять до її складу. Тому швидкість дифузії речовини в живій рослинній тканині на декілька порядків нижча, ніж в чистих рідинах.

Щоб зруйнувати мембрани і зробити можливою екстракцію сахарози із бурякової тканини, її потрібно нагріти до температури денатурації білка (вище 60°C). Білок протоплазми коагулює і в оболонці клітини відкриваються пори і тріщини, що забезпечує екстракцію сахарози та інших розчинених речовин із вакуолі клітини.

Пектоцеллюлозна оболонка клітин утворює в кутах сполучених клітин

міжклітники (МК) 8, заповнені газом, рідиною або речовинами оболонки. Протоплазми сусідніх кліток сполучуються між собою через плазмодесми (ПД) 7 – тонкі канали в клітинній оболонці. Об'єм клітинних оболонок разом з міжклітниками становить 5-7 % всього об'єму клітки.

Цитоплазма складається головним чином з білкових речовин, крім того містить жири, вуглеводи, фосфатиди та мінеральні речовини. Протоплазма пропускає в клітину воду і не дає можливості виходити з неї розчиненим речивинам.

Вакуолі – це пустоти, які утворюються в зрілих клітинах і містить весь клітинний сік і цукор.

Нові клітини утворюються шляхом ділення. При цьому спочатку клітинне ядро і цитоплазма діляться на дві рівні частини, потім утворюються середня пластинка з пектинових речовин, а по обидві її сторони утворюються клітинні стінки з целюлози.

В селекції цукрових буряків намітилися три основні напрямки:

- **буряк цукристий** – з найбільш високою вмісткістю цукру, але з найменшою вагою кореня. Збір гички (бурячиння) менше, листя на час збирання врожаю відмирає;
- **буряк врожайний** – найбільший врожай та збір цукру з гектара, проте цукру менше ніж в буряку цукристому;
- **буряк нормальний** – по кількості зібраного врожаю, цукру і гички займає середнє місце.

Зараз велику увагу приділяють селекції поліплоїдних буряків з підвищеним проти норми комплексом хромосом. Такий сорт повинен містити у собі найбільшу вагу кореня, найвищу цукристість, найбільшу вагу гички.

Протягом останніх років товаровиробники цукрових буряків використовують в основному насіння іноземної селекції, яке виведено для недовготривалого зберігання.

Цукрові буряки іноземної селекції по хімічному складу відрізняються від вітчизняних: мають більш високу цукристість; менший вміст загальних

нецукрів, в тому числі м'якоті; більш високий соковий коефіцієнт, більш високу чистоту клітинного соку.

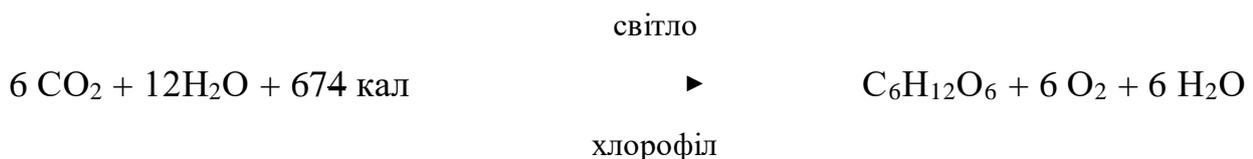
УМОВИ ВИРОЩУВАННЯ

Для нормального розвитку цукрових буряків потрібно багато світла, тепла, води, повітря і живильних речовин.

Світло. Під впливом сонячного світла в зелених листях буряків із неорганічних речовин утворюються *органічні речовини*, в тому числі і вуглеводи, тобто відбувається фотосинтез (від грецького “фотос” – світло і “синтез” – сполука).

Великий вклад у вивчення процесу фотосинтезу внесли роботи К.А. Тімірязєва. Фотосинтез вуглеводів можна представити так: вуглеводи утворюються в листях рослин під впливом сонячного світла, із діоксида вуглецю – CO_2 , що знаходиться в повітрі в кількості 0,0003 %, і води. Першим продуктом асиміляції є формальдегід, далі молекули формальдегіду конденсуються, утворюючи гексозу.

В загальному вигляді реакцію утворення моносахариду можна записати у вигляді рівняння:



Довгий час існувала думка, що сахароза надходить в буряковий корінь в формі моносахаридів – глюкози і фруктози і тільки в головці кореня іде синтез сахарози.

Дослідження за допомогою мічених атомів показали, що синтез сахарози відбувається в листі буряків, а в коренеплід потрапляє вже готовий дисахарид. Паренхімна тканина листя містить лише невелику кількість сахарози, переважну більшість складають глюкоза і фруктоза. В судинних пучках листя і черешків міститься переважно сахароза, внаслідок чого в коренеплід надходить переважно дисахарид.

Надалі в коренеплоді відбувається остаточне перетворення редукувальних речовин в сахарозу, оскільки в судинних пучках і паренхімній тканині коренеплоду міститься біля 1 % редукувальних речовин і 99 % сахарози.

Тепло. Сума середньоденних температур за період вегетації для цукрових буряків становить 1900-3500°. Температура один з головних факторів, що впливає на фотосинтез. Процеси фотосинтезу найбільш активно проходять за температури 18...22 °С, проте в інтервалі температур 10...30 °С асиміляція діоксиду вуглецю перебігає також досить енергійно.

Волога. Маса води, що потрібна для утворення 1 кг сухих речовин в рослині, має назву *коефіцієнта водоспоживання*. Залежно від вологості ґрунту і повітря, агротехніки та інших факторів він становить 240-600 кг.

Повітря. Цукровий буряк дуже вимогливий до аерації ґрунту. При глибокому зябі в період вегетації рослина отримує достатній приток свіжого повітря і швидко росте, утворюючи великі високоцукристі коренеплоди. Якщо земля затрамбована, це призводить до зниження врожаю майже на 40...60 %.

Живильні речовини. Щоб цукрові буряки нормально розвивались і росли потрібно до 85 різних хімічних елементів. Найбільш важливими є елементи, які надходять із ґрунту з водою – азот, фосфор, калій, магній, сірка, залізо. Велику роль відіграють також мікроелементи: бор, марганець, мідь, цинк, молібден і кобальт.

Азот – приймає участь в утворенні білкових речовин, при його недостатці приріст ваги кореня йде дуже повільно, буряк швидко дозріває, дає низькі врожаї. За надлишку азоту дозрівання уповільнюється, цукристість падає.

Фосфор – посилює ріст молодих рослин, підвищує їх морозої посухостійкість, прискорює дозрівання.

Калій – приймає участь у вуглеводному та білковому обміні, сприяє нормальному перебігу процесу фотосинтезу, підвищується стійкість до ув'ядання.

Кальцій – входить до складу клітинних стінок рослини, надає їм пружність, сприяє розвитку потужної кореневої системи.

Залізо – входить до складу дихальних ферментів, приймає участь в утворенні хлорофілу, активізує дихання коренеплодів.

Магній – присутній в хлорофілі, сприяє засвоєнню фосфорної кислоти, приймає участь в вуглеводному обміні.

За недостачі **сірки** цукрові буряки погано розвиваються, листя жовкне, а коренеплоди набувають бурого кольору.

В період вегетації живильні речовини надходять в коренеплоди нерівномірно, наприклад, споживання азоту в травні – червні складає 26 %, в липні – 48, в серпні, вересні і жовтні – 26 %.

ЗАГАЛЬНИЙ ХІМІЧНИЙ СКЛАД БУРЯКІВ

Якісний склад речовин, що містить у собі корінь, досить постійний. Кількісне співвідношення нецукрів у коренеплоді залежить в значній мірі від кліматичних умов, ґрунтів, використаних мінеральних добрив за час вирощування буряків. Хімічний склад коренеплоду залежить від сорту насіння, умов вирощування (склад ґрунтів і використаних мінеральних добрив, кліматичних умов), способу збирання, умов зберігання.

ХІМІЧНИЙ СКЛАД ЦУКРОВИХ БУРЯКІВ

Головним критерієм для оцінки напівпродуктів виробництва є чистота (Ч) продукту – масова частка сахарози на 100 частин сухих речовин.

Соковим коефіцієнтом (Ск) називають масову частку клітинного соку в буряках у відсотках.

Зазначимо $C_k = 17,5\%$ (цукристість стружки), S_x – масова частка сахарози в нормальному клітинному соку, %; 100 – кількість буряків, кг.

В дійсності кількість соку в буряках становить близько 92 %. Це можна пояснити тим, що частина вологи – біля 3 % міститься в м'якоті у вигляді зв'язаної води.

СТИГЛІСТЬ КОРЕНЕПЛОДІВ

Технологічна якість буряків, що надходять на переробку, мають дуже велике значення для виробництва. Головними показниками якості сировини є: масова частка сахарози, % до маси буряка; вміст редукувальних речовин; стиглість коренеплодів; вміст нецукрів, які не видаляються при веденні технологічного процесу, а сприяють мелясоутворенню: К, Na – лужна зола і α -амінний азот.

Результати визначення вмісту цих нецукрів поряд з визначенням вмісту сахарози використовуються для розрахунків за буряки майже в усіх бурякосіючих країнах світу.

Лінія для оцінки технологічної якості цукрових буряків була створена на Україні, але не пройшла апробації із-за відсутності коштів. Сік доброї якості повинен містити менше ніж 0,15 % PP, середньої – 0,15-0,2 %.

Буряк росте і набирає цукор до 1–10 жовтня. Ознакою *технічної стиглості* є пожовкле листя. *Біологічна стиглість* настає в кінці жовтня, (перший рік вегетації) коли затихають всі біологічні процеси, відмирає листя, уповільнюються процеси дихання.

ВНДЦП рекомендує визначати *технічну стиглість* за критерієм стиглості (V):

Ботанічна стиглість настає на другому році вегетації, коли дозріває насіння.

Тургор буряка – це пружність рослинної тканини. При достатній кількості вологи і повітря, вода створює тиск у вакуолях, притискує протоплазму до стінок клітки. При обезводнюванні коренеплодів, ув'яданні коренеплоду, кількість води і тиск її в клітинах зменшується, пружність втрачається.

Основні технологічні вимоги до цукрових буряків, як сировини для виробництва цукру, регламентуються національним стандартом України на коренеплоди цукрових буряків для промислового перероблення ДСТУ 4327:2007.

ПРИЙМАННЯ ТА ЗБЕРІГАННЯ БУРЯКІВ

Збирання буряків починають у серпні або на початку вересня місяця за 3-4 доби до строку пуску заводу.

При форсуванні збирання врожаю в вересні має місце під'ялювання буряка в полі, а потім в кагатах. За даними Вукова в підв'ялених коренях через 6-10 діб погіршується такі показники як вміст редуруючих речовин, амінного азоту, аміаку, органічних кислот, модуль пружності, коефіцієнт дифузії. Підв'ялений буряк гірше подрібнюється на різках, трудніше проходять процеси висолоджування.

Сучасна прогресивна технологія приймання і зберігання коренеплодів, зібраних комбайном, передбачає дотримання таких вимог: масове хімікофітопаталогічне дослідження плантацій цукрових буряків, їх розподіл по категоріях і строках зберігання і переробки.

I-а категорія – здоровий, кондиційний буряк, зібраний не раніше 3 декади вересня, який укладають в кагати на тривалий строк зберігання (більше 2 місяців). Не більше 1 % зеленої маси і 1 % цвітухи.

II-а категорія – злегка підв'ялений, але кондиційний буряк, вересневої копки направляють в кагати на середній строк зберігання. Не більше 3 % зеленої маси і 12 % пошкоджених коренів, на строк зберігання не більше 60 діб.

III-я категорія – некондиційний буряк серпневого і початку вересня збирання, який потрібно терміново давати на переробку (строк зберігання 2-3 тижні).

Фітопатологічний аналіз

Під час фітопатологічного аналізу визначають показники якості буряків, фіксують масу коренеплодів: здорових, цвітушних, підв'ялених, підморожених, муміфікованих, загнилих (в тому числі уражених слизистим бактеріозом), сильно механічно пошкоджених.

До цвітушних відносять коренеплоди, які дають квіткові пагони у

перший рік розвитку. Для них характерна дерев'янистість тканини, що сприяє високий опір різанню і утруднює одержання якісної бурякової стружки.

До підв'ялених – належать коренеплоди зі зниженим тургором, порушеними крихкістю і твердістю, хвостова частина яких згинається без відламування. Втрати вологи ними становить – 6-12 %.

До муміфікованих – належать коренеплоди в'ялі чи підсохлі, тургор яких не відновлюється; втрата вологи перевищує 20 %.

До підморожених – належать корені із склоподібними, відшарованими, почорнілими тканинами.

До загнилих – належать коренеплоди, з яких можна вирізати не менше ніж 1 г гнилої маси.

На цукрових заводах проби відбирають грейферним пробовідбирачем типу Рюпро із спускною штангою.

Частота відбору проби – із забрудненістю більше 10 % – з кожного восьмого автомобіля, до 10 % – з кожного 14 автомобіля. При невеликих партіях – з кожного п'ятого.

ПРОЦЕСИ ПРИ ЗБЕРІГАННІ БУРЯКІВ

Викопаний з землі корінь являє собою живий організм, в якому проходять всі процеси синтезу, розкладу, дихання. В дозрілому коренеплоді всі процеси синтезу закінчуються, корінь сам втрачає листя, в недозрілому коренеплоді життєві функції протікають більш інтенсивно, коренеплід швидко в'яне, більше втрачає цукру, швидше загниває.

При зберіганні буряка під дією ферментів складні вуглеводи перетворюються в більш прості сполуки, частина яких витрачається на дихання. Внаслідок гідролізу білків в буряковому соку з'являються пептиди, аміносполуки, перебігають процеси дезамінування амінокислот і амідів і утворення амонійних солей. Має місце гідроліз пектинових речовин і геміцелюлоз.

При зберіганні буряків перебігають процеси гідролітичного розкладу

сахарози, а також: дихання, ув'ядання, проростання, розвиток мікроорганізмів, суберинізація.

Перші два процеси супроводжуються значним розкладом сахарози. Біологічне значення дихання полягає в тому, що енергія, накопичена в рослинах під час синтезу, вивільняється і використовується в процесах, з яких складається життя рослин.

Згідно з сучасними уявленнями, дихання рослинного організму – це система послідовних окислювально-відновлювальних реакцій. Головним матеріалом для дихання є вуглеводи, проте в цьому процесі можуть приймати участь також кислоти, жири, азотвмісткі сполуки. Всі процеси дихання визначаються і регулюються ферментами.

Існує два види дихання: *аеробне*, коли реакція перебігає за надлишку кисню, і *анаеробне* – коли спостерігається недостача кисню. Баланс хімічних перетворень вуглеводів при *аеробному* диханні можна представити у вигляді рівнянь.

Якщо процес аеробного дихання проходить відповідно до цих рівнянь, то *дихальний коефіцієнт* (ДК), що являє собою співвідношення об'ємів виділеного діоксиду вуглецю і поглинутого кисню, буде дорівнювати одиниці. На кожен грам-моль гексози, витраченої при диханні, виділяється 2872 кДж тепла.

Виділені в процесі дихання тепло і волога, якщо їх не видалити, можуть стати причиною більш посиленого дихання і самоігрівання сировини.

Анаеробне дихання протікає відповідно з сумарним рівнянням спиртового бродіння. В цій реакції на кожен грам-моль гексози, витраченої на дихання, виділяється в 12 разів менше тепла і втричі менше діоксиду вуглецю, ніж при аеробному диханні.

Дія кисню, яка зменшує витрати вуглеводів для дихання, пригнічує анаеробне дихання і утворення продуктів анаеробного обміну, називається *ефектом Пастера*.

На інтенсивність дихання сировини впливають такі фактори, як тривалість

і способи зберігання, температура і вологість навколишнього середовища, фізіологічний стан коренеплодів, наявність механічно пошкоджених коренеплодів, строки збирання.

Температура – один із найважливіших факторів, які впливають на інтенсивність дихання. З підвищенням температури до 40 °С інтенсивність дихання зростає відповідно з правилом Вант-Гоффа: при підвищенні температури на 10 °С швидкість реакції прискорюється приблизно в 2...2,5 рази. Оптимальною температурою для зберігання буряків є температура 1-2 °С.

Нижче наведені середньодобові втрати сахарози при диханні коренеплодів залежно від температури їх зберігання в кагатах:

Температура, °С	1	3	6	9	1	15
Втрати сахарози, до маси буряків	0,010	0,014	0,020	0,030	0,038	0,050

Найнижчі втрати сахарози спостерігаються при температурі зберігання 1-2 °С і відносній вологості 93-95 %, кількості CO₂ в повітрі 0,1-0,3 %.

У разі підвищення вологості до 100 % починається швидкий розвиток мікроорганізмів, хоча втрати сахарози на дихання зменшуються.

При зниженні вологості до 80 %, настає усихання буряків, втрата тургора.

Суберинізація – це здатність коренеплодів утворювати на місці ушкодженої поверхні нову тканину, яка запобігає проникненню в коренеплід інфекції.

Здоровий корінь має свій імунітет, здорові клітки виділяють особливі антитіла – лізоцими, що пригнічують розвиток мікроорганізмів. При невеликих ушкодженнях на їх місці утворюється нова тканина, тобто проходить опробкування тканини в наслідок утворення дуже стійкої хімічної речовини суберина. Цей процес носить назву суберинізації. Вологість навколишнього середовища і активна вентиляція прискорює утворення перидерми.

Проростання – втрата вуглеводів при цьому прискорюється вдвічі. Особливо велика спроможність до проростання коренеплодів, зібраних

комбайнами без ручної доочистки. Більш кращий спосіб боротьби з пророщуванням – зняти верхівку головку коренеплода і обробка коренеплодів перед складуванням в кагати 1 % розчином натрієвої солі гідрозида малеїнової кислоти (ГМК-Na) в кількості 3-4 л на 1 т буряка. Інтенсивність дихання при цьому зменшується в 1,5-2 рази.

Мікроорганізми – можуть розвиватись лише при на мертвих клітках буряка, в місцях ушкодженої поверхні на підморожених, прив'ялих коренеплодах. Діють дві групи мікроорганізмів – пліснява і бактерії (плісень, пліснява, цвіль).

На початку розвивається пліснява (цвіль), яка потребує для свого розвитку кисень й утворює колонії на поверхні.

Botrytis cinerea – може проривати зовнішній опробковілий шар поверхні, живленням для цієї плісняви можуть бути любі вуглеводи, навіть клітковина. Зброжуючи вуглеводи, *Botrytis* утворює багато щавлевої (оксалатної) кислоти. Оптимальне рН для *Botrytis* є рН 4,5. Пліснява не виносить лужного середовища. Це бура, суха гниль кореня.

Phoma betae – живиться всіма вуглеводами (окрім клітковини). Оптимальне рН для розвитку – 6,5. Викликає чорну суху гниль.

Bacterium, Betac viscosum ma Bacterium Betae flavum – ці бактерії викликають “слизистий” бактеріоз буряка. Ці бактерії швидко розвиваються при рН 7,0-7,2. В присутності крейди різко підсилюється розвиток слизистих бактерій. Из коренів буряків виділяється каламутна слизь. Затруднюється фільтрація соку.

Для спостереження за втратами бурякомаси і сахарози при зберіганні буряка користуються сітковими пробами. (1 сітка на 300т буряка, але не менше 8 сіток на кагат).

Питання для самоперевірки

1. Загальна характеристика сировини.
2. Тривалість вегетаційного періоду першого та другого року вегетації.

Будова коренеплоду. Поперечний переріз коренеплоду. Будова клітини паренхімної тканини. Синтез вуглеводів і сахарози.

3. Головні показники технологічної якості цукрових буряків.

4. Вимоги до цукрових буряків як до сировини для промислової переробки відповідно до Держстандарту України.

5. Загальний хімічний склад цукрових буряків. Соковий коефіцієнт. Технічна, біологічна та ботанічна стиглість. Чистота клітинного соку.

6. Прогресивна технологія зберігання цукрових буряків.

7. Процеси, які перебігають при зберіганні коренеплодів: дихання (аеробне, анаеробне), проростання, суберинізація, розвиток мікроорганізмів.

8. Вплив температури, вологості повітря, наявності пошкоджених коренеплодів на інтенсивність дихання.

ТЕМА 3. ПОДАВАННЯ БУРЯКІВ НА ЗАВОД ТА ВІДОКРЕМЛЕННЯ ВІД НИХ ДОМІШОК. ФІЗИКО-ХІМІЧНІ ОСНОВИ ЕКСТРАКЦІЇ САХАРОЗИ ІЗ БУРЯКОВОЇ СТРУЖКИ

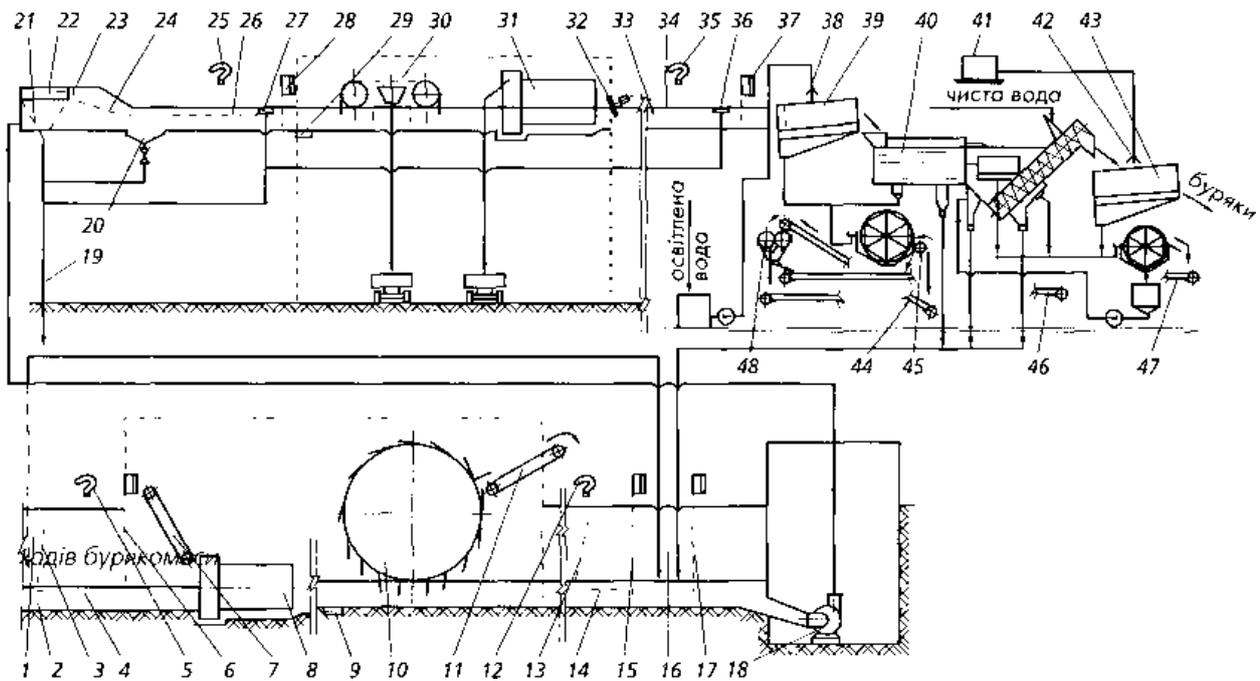
ПРИНЦИПОВА СХЕМА ПОДАВАННЯ ТА ОЧИЩЕННЯ БУРЯКІВ У ЦУКРОВОМУ ВИРОБНИЦТВІ

Коренеплоди, які надходять на завод із бурякоприймальних пунктів залізничним чи автомобільним транспортом, вивантажуються в бурячні, які розраховані найчастіше на 2-3 доби роботи заводу і необхідні для безперебійного постачання буряків у виробництво.

Бурячні обладнані гідрантами (водобійними установками), за допомогою яких буряк змивається в гідротранспортер. На головному транспортері в декількох місцях встановлено пальчаті турнікети, або пульсуючі шибери, за допомогою яких регулюють темп подавання буряків на завод.

З головного транспортера буряки подаються на буряконасос, а далі за допомогою буряконасоса – на верхній гідравлічний транспортер, розташований на естакаді. На цьому транспортері встановлено обладнання для уловлювання легких та важких домішок: уловлювачі гички, соломи, піску, каміння та інших домішок.

З верхнього гідравлічного транспортера суміш води і буряків потрапляє на дисковий водовіддільник перед мийкою буряка. На бурякомийку подається свіжа вода (80 % до маси буряків), буряки відмиваються від землі. Бурякомийка додатково обладнана пристроями для відділення піску і каміння, які не встигли відділитися на верхньому гідравлічному транспортері. Вимиті буряки із мийки вивантажуються на сепаратор-водовіддільник, а далі за допомогою ковшового елеватора піднімаються на висоту до 20 м.



Принципова схема подавання та очищення буряків у цукровому виробництві:

1, 16 буферні ємності; 2 гідротранспортер; 3, 13, 24, 33 похилі решітки; 4, 14, 26, 34 горизонтальні решітки; 5, 12, 25, 35 гідранти; 6, 15, 28, 37 пульсівні шибери; 7, 11, 44, 46, 47 конвеєри, 8, 31 каменеуловлювачі; 9, 29 пневмопідіймачі; 10, 30 гичкоуловлювачі; 18 буряконасос; 19 трубопровід; 20, 21 приймачі; 22, 27, 36 переливи; 23 вертикальна решітка; 32 маятниковий шибер; 38, 42 соплоапарати; 39, 43 водовіддільники; 40 бурякомийка; 41 збірник розчину антисептика; 45, 48 класифікатори

Транспортерно-мийна вода після водовіддільників і мийки (витрати води 600-800 %, до 1000 % до маси буряків) містить у собі великі і маленькі уламки буряків, хвостики, корінці. Щоб вловити ці уламки, вода надходить на барабанний хвостикоуловлювач, а далі – на барабанний класифікатор для класифікації відходів. Нахилений двобарабанний класифікатор складається із двох паралельних циліндричних барабанів, що встановлені з зазором (щілиною) 10 мм, обертаються в протилежні сторони. Щілина може збільшуватись до 20 мм. Хвостики, перетином більше 10 мм, за допомогою стрічкового транспортера повертаються в переробку (на бурякорізки) разом з буряками, а менші – стрічковим транспортером, а далі – скребковим транспортером подаються на транспортер віджатоного жому. Температура води для подавання

буряків на завод повинна бути не більше 25 °С.

Після бурякового елеватора буряки вивантажуються на стрічковий транспортер, над яким встановлено магнітний сепаратор для відокремлення металевих домішок, а далі розподіляється на автоматичні ваги для обліку буряків, що надходять у виробництво. З терезів буряки попадають в бункер перед бурякорізками. На бурякорізках буряки подрібнюються (зрізаються), стружка стрічковим транспортером подається на дифузійну установку. На цьому транспортері встановлено стрічкові ваги для регулювання співвідношення стружка – вода.

ОТРИМАННЯ БУРЯКОВОЇ СТРУЖКИ.

ВИМОГИ ДО ЯКОСТІ СТРУЖКИ

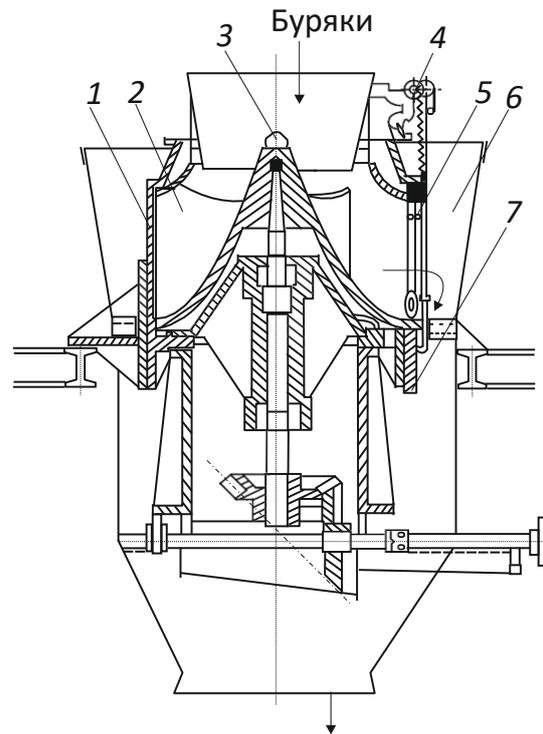
Для швидкого і найбільш повного вилучення сахарози із буряків методом екстракції важливе значення має стружка.

Подрібнення коренеплодів відбувається на спеціальних машинах, які називають бурякорізками. Для одержання бурякової стружки використовують відцентрові, дискові та барабанні бурякорізки, принцип дії яких відрізняється рухом буряків чи різальних ножів, а також формою присторів, у яких встановлюються рами з бурякорізальними ножами.

На цукрових заводах України для одержання стружки, як правило, використовують 12 і 16-рамні відцентрові бурякорізки різних модифікацій СЦБ-12, СЦБ-16, ТІ-СЦ-2Б-12, ТІ-СЦ-2Б-16, Т2М-СЦ2Б-12, Т2М-СЦ2Б-16. Крім того, УкрНДІхарчмаш розробив 24-рамну бурякорізку А2-ПБР-24.

За умов перероблення дерев'янистих та волокнистих буряків і зі значною кількістю бур'янів на різальному лезі ножів залишаються волокна, що перешкоджають одержанню стружки необхідної якості. Завислі волокна з різального леза ножів здувають повітрям з тиском 0,8-1,0 МПа під час роботи бурякорізки.

Стружка



Відцентрова бурякорізка: 1 – корпус; 2 – трилопатевий завиток; 3 – вал; 4 – рейкова лебідка; 5 – ножові рами; 6 – кожух; 7 – глуха рама

Швидкість видобування сахарози з буряків, що є визначальною для продуктивності дифузійної установки та вмісту сахарози в жомі, залежить від якості стружки. Якість бурякової стружки оцінюється трьома основними показниками: довжиною 100 г наважки стружки, м; шведським фактором стружки – відношенням у пробі стружки маси стружки довжиною більше або дорівнює 5 см до маси стружки довжиною менше 1 см; вмістом браку (стружки довжиною менше 1,0 см, товсті частки неправильної форми та стружка тонша ніж 0,5 мм).

Для визначення поверхні екстрагування стружки визначають довжину 100 г стружки. Наважка стружки 50 г розкладається на рифленій дошці довжиною 1 м. Кількість викладених на дошці метрів перераховується на 100 г стружки.

Щоб визначити *фактор стружки* зважують 100 г стружки на технічних терезах. Відбирають і зважують стружку, довжина якої 5 см і більше, а окремо

– стружку, коротшу 1 см. Зважують і обраховують відношення першої маси до другої.

Від довжини 100 г стружки залежать площа поверхні поділу фаз між стружкою та екстрагентом та максимальний шлях, який проходять молекули сахарози під час екстрагування їх зі стружки в екстрагент, від середини стружки до її поверхні. Зі збільшенням довжини 100 г стружки збільшується поверхня поділу фаз та зменшується довжина максимального шляху, який проходять молекули сахарози від середини стружки до її поверхні. Таким чином для підвищення швидкості видобування сахарози зі стружки необхідно збільшувати довжину 100 г стружки.

За умов використання дифузійної батареї Роберта, де стружка в батареї була нерухомою, а рухався лише екстрагент, працювали зі стружкою довжиною 28-30 м.

З переходом цукрової промисловості на використання екстракційних установок безперервної дії за тривалості процесу 80-90 хв має місце значне подрібнення стружки транспортною системою екстракторів. Зі збільшенням довжини 100 г стружки та зменшенням її товщини ступінь подрібнення стружки в екстракторі підвищується, зі зменшенням довжини 100 г стружки менше 9 м збільшуються втрати сахарози в жомі. Подрібнення стружки транспортною системою призводить до збільшення довжини 100 г стружки, що веде до підвищення швидкості екстракції сахарози з бурякової стружки.

Брак – кусочки стружки, що розміщуються між стружкою, збільшують опір проходженню екстрагента, утворюючи зони, куди екстрагент не проникає. Наслідком цього є нерівномірне проходження екстрагента по перерізу апарата та підвищення втрат сахарози в жомі. Окрім цього зменшується відкачка дифузійного соку та зростають втрати сахарози в жомі.

У залежності від ступеня подрібнення стружки транспортною системою в екстракторі для кожної екстракційної установки рекомендована відповідна довжина 100 г стружки, за якої подрібнення не є вирішальним щодо гідродинамічних умов в екстракторі.

Нахилені екстрактори: ДДС – довжина 100 г стружки, 9-12; ПДС – довжина 100 г стружки, 13-15 м; екстракційні установки з: колонним екстрактором – довжина 100 г стружки, 10-13 м; ротаційним екстрактором – довжина 100 г стружки, 12-14 м.

Величина шведського фактора стружки, що забезпечує відкачку дифузійного соку до 190-200 л/год, повинна бути не менше 10. Зменшення величини шведського фактора є наслідком збільшення вмісту стружки коротшої 1 см, що є браком.

Вміст браку в буряковій стружці не допускається більше 3,0 % від маси стружки. Підвищення вмісту браку в стружці більше 3,0 % погіршує гідродинамічні умови в екстракторі, наслідком цього є підвищення втрат сахарози в жомі. Окрім показників якості до стружки ставляться такі вимоги:

- поверхня стружки повинна бути рівною, без тріщин та рваних країв;
- по довжині стружка повинна мати однорідний профіль та однакову товщину; мати велику питому поверхню;
- стружка повинна мати достатню пружність, міцність на розривання, вигин і зминання; стружка повинна мати просту форму поперечного перерізу – ромбовидну або квадратну.

ФІЗИКО-ХІМІЧНІ ОСНОВИ ЕКСТРАКЦІЇ САХАРОЗИ ІЗ БУРЯКОВОЇ СТРУЖКИ

Молекулярна та конвективна дифузія. Процес екстракції сахарози є одним із основних у цукробуряковому виробництві. Метою цього процесу є видобування сахарози з бурякової стружки за мінімального переходу в дифузійний сік нецукрів. Розрізняють дві стадії цього процесу: дифузію сахарози в середині бурякової стружки до її поверхні за *законом молекулярної дифузії* та дифузію сахарози в нерухомому шарі рідини від поверхні бурякової стружки в середину екстрагента за *законом конвективної дифузії*. Перша стадія – дифузія сахарози в буряковій тканині зумовлена різницею концентрацій сахарози в стружці та на її поверхні і характеризує перехід речовини в середині

твердого тіла з одної його частини в іншу.

Другою стадією процесу екстракції є перехід сахарози від поверхні стружки через нерухомий шар в екстрагент. Перехід екстрагуючої речовини від поверхні бурякової стружки в масу екстрагента відбувається за законами дифузії та конвекції в рідкій фазі.

В екстракторах цукробурякового виробництва мають місце комбіновані процеси, тому процес екстрагування сахарози з бурякової стружки являє собою дуже складні явища, і теорія цього процесу завжди притягувала увагу спеціалістів.

Відомо декілька теорій процесу екстрагування:

- теорія, що передбачає періодичне вирівнювання концентрацій;
- теорії, основані на рівнянні закону Фіка;
- теорії, основані на рівнянні дифузії, в якому коефіцієнт дифузії беруть нескінченно великим;
- теорії, основані на розв'язанні диференціальних рівнянь дифузії.

Найбільш ймовірна і загальноприйнята теорія екстракції сахарози зі стружки, яка основана на законі Фіка, була запропонована П. М. Сіліним у 1923 році. Він вперше подав уявлення про процес масообміну за умов протитечійного руху стружки і екстрагента, і математично описав залежність між основними факторами, які впливають на нього.

Сахароза міститься в розчині клітинного соку у вакуолях клітин буряків. Стінки клітин являють собою тонкий шар протоплазми з білкової речовини, що утворює напівпроникну перегородку, яка пропускає через себе воду, але не пропускає речовини, розчинені в клітинному соку. Отже, сахароза не може вийти з клітини, поки ціла її протоплазма. Якщо зруйнувати протоплазму клітини, то вона не затримуватиме розчинені в соку речовини і вони легко дифундують із клітини в екстрагент. Для цього попереднє оброблення бурякової тканини можна проводити теплом, хімічними реагентами, електроплазмолізатором, фізико-хімічною дією тощо. У промислових умовах використовують нагрівання бурякової стружки до температури вище 60 °С.

В колонних дифузійних установках для попереднього оброблення стружки в ошпарювач подається 300 % циркуляційного соку, нагрітого до температури 78-80 °С, в ротаційних установках – до 500-600 % циркуляційного соку з температурою 80-88 °С.

Математична теорія дифузії Фіка. У 1855 р. Фік розробив математичну теорію дифузії за аналогією з теорією теплопередачі, розробленою Фур'є значно раніше. Згідно з законом Фіка кількість розчиненої речовини S , яка продифундувала через деякий шар розчинника, пропорційна різниці концентрацій на границях цього шару $C-c$, пропорційна часу τ , коефіцієнту дифузії D та поверхні шару F і оберненопропорційна товщині шару x , або довжині шляху дифундування.

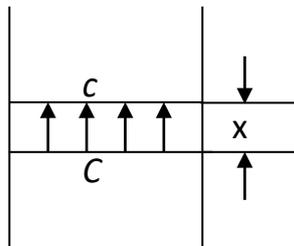


Схема дифузії сахарози із бурякової стружки

Величина коефіцієнта дифузії D залежить від природи речовини, що дифундує, і від температури, при якій проходить екстракція. Зі збільшенням розміру частинок розчиненої речовини коефіцієнт дифузії її D знижується. Він приблизно обернено пропорційний радіусу дифундуючих часток. Тому речовини колоїдної дисперсності та високомолекулярні сполуки мають дуже малі коефіцієнти дифузії. Водночас розчини кристалоїдів, які перебувають у розчині у вигляді окремих молекул, мають значно вищі величини коефіцієнтів дифузії. При чому кристалоїди з меншою молекулярною масою мають більші величини коефіцієнтів дифузії.

Коефіцієнт дифузії D залежить від температури і згідно із залежністю, яку теоретично встановив у 1905 році Ейнштейн.

Для обліку впливу температури на дифузію використовують

безпосередньо експериментальні дані Д. Шліпгаке по визначенню коефіцієнта дифузії сахарози D $\text{см}^2/\text{хв} \cdot 10^5$ при її концентрації 10 %:

Температура, °С	20	30	40	50	60	70
D , $\text{см}^2/\text{хв} \cdot 10^5$	22,4	29,5	39,2	48,7	63,0	83,5

Наприклад, при 70 °С швидкість дифузії сахарози буде більша, ніж при 40°, в $83,5:39,2 = 2,13$ рази.

Схема протитечійного процесу екстракції проф. П.М. Сіліна

П.М. Сілін застосував закон Фіка для кількісного визначення втрат сахарози при одержанні дифузійного соку в залежності від низки умов при протитечійному екстрагуванні сахарози з бурякової стружки в екстракторах.

Бурякова стружка з концентрацією сахарози C_2 надходить в головну частину апарата А і рухається до хвостової частини В. Екстрагент (вода) рухається назустріч стружці від В до А. Сахароза дифундує із бурякової стружки. Вода, рухаючись назустріч стружці, отримує сахарозу, і перетворюється в дифузійний сік зі значною концентрацією сахарози c_2 .

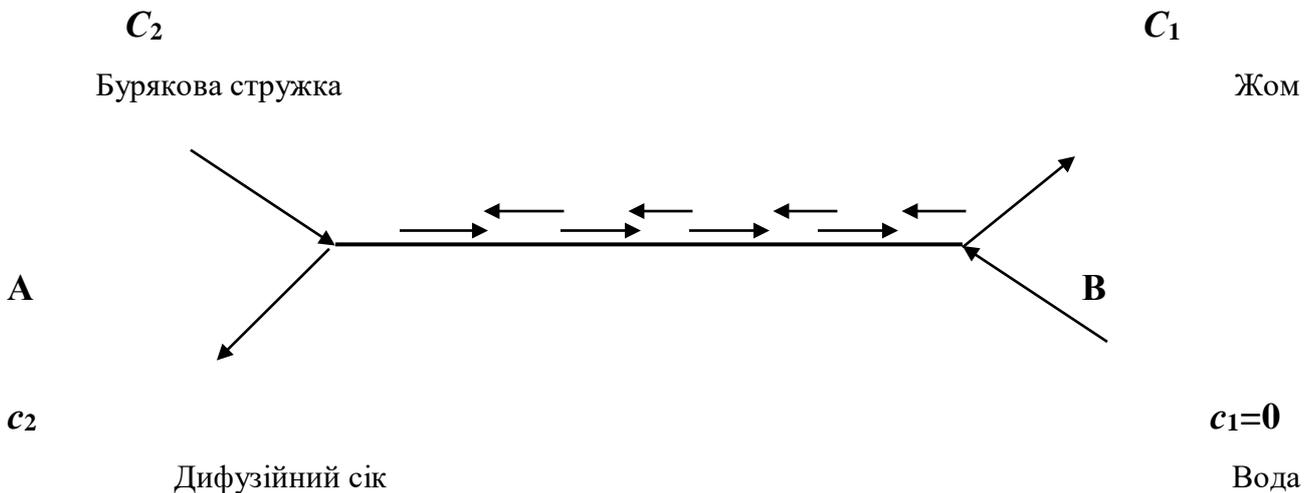


Схема протитечійного видобування сахарози з бурякової стружки

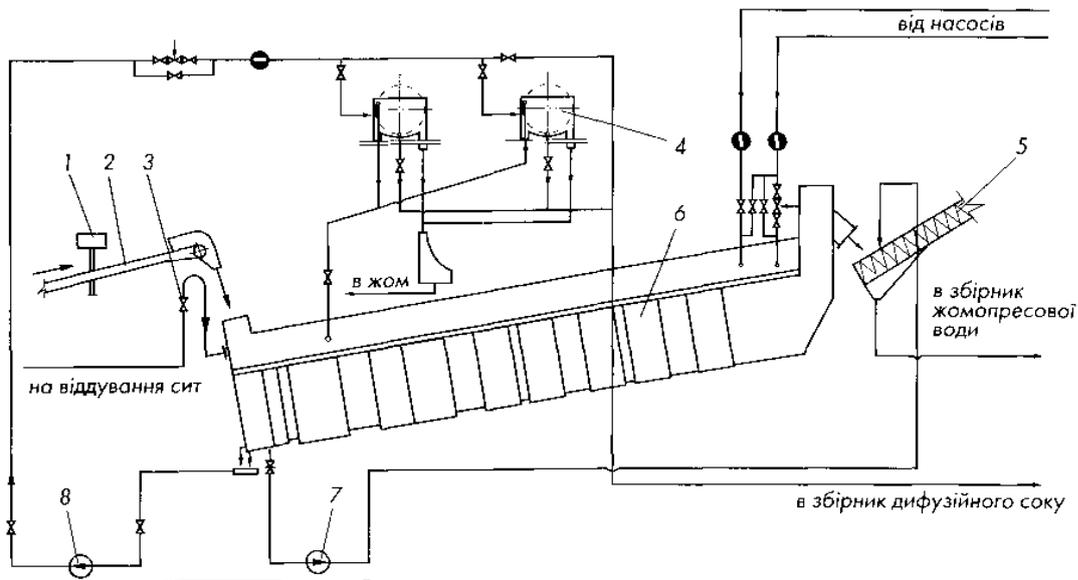
Кількість відібраного дифузійного соку на 100 кг буряків – відкачку можна розрахувати за формулою в основі, якої є баланс сахарози:

де A – відкачка, % від маси буряків; $Dг$ – вміст сахарози в стружці, % від маси буряків; $П_ж$ – втрати сахарози в жомі, % від маси буряків; $Ц_{кс}$ – вміст сахарози в дифузійному соку, % від маси дифузійного соку; $П_н$ – невраховані втрати сахарози в екстракційній установці, % від маси буряків.

За умов дотримання у межах технологічного регламенту показників якості бурякової стружки та параметрів екстрагування сахарози зі стружки відбір дифузійного соку – відкачка становить 115-120 % від маси перероблених буряків.

Нахилена шнекова дифузійна установка типу ДДС. Дифузійні апарати типу ДДС розташовують на першому поверсі заводу під кутом $8,8^\circ$.

Бурякову стружку стрічковим конвеєром через автоматичні ваги подають в завантажувальну шахту дифузійного апарата. В середині апарата розміщено два продольних шнеки, які обертаються синхронно в протилежні сторони, і переміщують стружку від головної частини в верхню частину апарата до вивантажувального пристрою для жому. Шнеки обертаються зі швидкістю $n_{опт} = 0,6 - 0,7$ об/хв.



Технологічна схема дифузійної установки типу ДДС:

1 – стрічкові ваги; 2 – стрічковий конвеєр; 3 – засувка; 4 – мезговловлювач; 5 – водовіддільник; 6 – дифузійний апарат; 7, 8 – насоси

У верхню частину апарата вводять екстрагент – сульфітовану барометричну воду з температурою 65-68 °С та очищену жомопресову воду з температурою 70-75 °С через витратомір трохи нижче точки подавання барометричної води.

У головній частині апарата розташовано фільтрувальне сито для відбору дифузійного соку, яке продувається через задвижку стиснутим повітрям з надлишковим тиском 0,3 МПа. Нагрівання сокостружкової суміші здійснюється за допомогою 12 парових камер, які згруповані по 3 в чотири групи камер. Рекомендована температура сокостружкової суміші по довжині апарата по зонах, °С: перша – 68-72; друга – 72-74; третя – 72-74; четверта – 65-68.

Парові камери обігріваються соковою парою III корпусу випарної установки, середня температура процесу екстагування 70-72 °С.

Дифузійний сік з температурою 30-35 °С відбирають насосами з нижньої головної частини апарата через фільтрувальне сито і направляють на мезгоуловлювач, а далі мезгу – в головну частину апарата на відстані біля 3 м від фільтрувального сита.

Висота стовпа стружки в завантажувальній шахті дифузійного апарата ДДС-30 повинна становити 1,0...1,2 м над рівнем соку. Завантаження нахиленого апарата стружкою по довжині – рівномірне. Допустима границя рівня завантаження – 150-200 мм від верхнього краю зовнішніх витків шнеків.

Один із найбільш суттєвих недоліків нахилених шнекових дифузійних апаратів – нерівномірне прогрівання стружки по поперечному перетину. Найвища температура сокостружкової суміші – 74 °С спостерігається біля стінки апарата, де розташована парова камера, найменша температура 63 °С в точці, яка розташована на найбільшій відстані від парової камери, всередині між шнеками. Підвищена температура біля турбовалів, на яких розташовано шнеки (70 °С), пояснюється наявністю застою зони.

Питання для самоперевірки

1. Технологічна схема подавання буряків на завод і очищення від домішок.
2. Витрати води на транспортування буряків. Уловлювання важких і легких домішок. Мийка буряків.
3. Відділення, класифікація і використання уламків і хвостиків.
4. Подрібнення буряків і отримання бурякової стружки.
5. Головні показники якості стружки: число П.М. Сіліна (довжина 100 г стружки), вміст мезги, шведський фактор. Форма стружки. Відцентрова бурякорізка.
6. Теоретичні основи процесу екстракції.
7. Молекулярна і конвективна дифузія. Мета процесу екстракції. Рушійна сила процесу екстракції.
8. Закон молекулярної дифузії – закон Фіка. Схема протитечійного процесу екстракції проф. Сіліна П.М.
9. Вплив основних факторів на втрати сахарози в жомі: коефіцієнту молекулярної дифузії, відкачки дифузійного соку, співвідношення стружка–екстрагент, температури, тривалості процесу і рН.
10. Принципова технологічна схема двошнекової дифузійної установки нахилоного типу.
11. Оптимальні параметри роботи: відкачка дифузійного соку, втрати сахарози в жомі, температура жомопресової і барометричної води, довжина 100 г стружки.
12. Переваги і недоліки дифузійної установки.

ТЕМА 4. ФІЗИКО-ХІМІЧНІ ОСНОВИ ТЕХНОЛОГІЧНИХ ПРОЦЕСІВ ОЧИЩЕННЯ ДИФУЗІЙНОГО СОКУ ВІД НЕЦУКРІВ. ПОПЕРЕДНЄ І ОСНОВНЕ ВАПНУВАННЯ

Дифузійний сік – багатокомпонентна система. Він містить у собі сахарозу і нецукри, до складу яких входять розчинені білкові і пектинові речовини, продукти їх розкладу, редукувальні речовини, амінокислоти, азотисті основи, солі органічних та неорганічних кислот. В дифузійний сік переходить біля 98% сахарози і до 80 % розчинених нецукрів, а також кусочки мезги. Вміст мезги в дифузійному соку після мезгоуловлювачів повинен складати < 1 г/л.

Всі нецукри заважають кристалізації сахарози і збільшують втрати сахарози в мелясі. Одна частина нецукру (Нц) в процесі кристалізації здатна утримувати в розчині 1,2-1,5 частини сахарози. Тому однією з найважливіших завдань виробництва є видалення нецукрів з цукрових розчинів. Щоб успішно вирішити ці завдання, використовуються різні фізико-хімічні процеси.

Найбільш ефективним є спосіб оброблення дифузійного соку вапняним молоком – гідроксидом кальцію ($\text{Ca}(\text{OH})_2$) з послідуєчим обробленням соку сатураційним газом, що містить 30-36 % діоксиду вуглецю. Обробка вапняним молоком здійснюється в декілька стадій:

- **попереднє оброблення** дифузійного соку невеликою кількістю вапна (0,25-0,30 % CaO до маси буряків) – попереднє вапнування;
- **основне оброблення** дифузійного соку 2-3 % CaO до маси буряків (85-120 % до маси нецукрів) – основне вапнування;
- **вапнування перед II карбонізацією** – 0,2-0,6 % CaO до маси буряків.

Згідно з типовою холодноабо тепло-гарячою схемою очищення дифузійний сік подається на прогресивне попереднє вапнування. В останню секцію преддефекатора вводиться вапняне молоко для забезпечення на виході із переддефекатора pH_{20} 10,8-11,2. В зону переддефекатора з pH_{20} 8,5-9,2 вводять 10-20 % згущеної суспензії осаду I сатурації або вся згущена суспензія осаду соку II сатурації. З преддефекатора сік без підігрівання подається на перший

ступінь основного вапнування: холодного (40-50 °С) або теплого (50-60 °С). При комбінованій схемі очищення все вапняне молоко – 2,0-3,0 % СаО до маси буряків подається на перший ступінь основного вапнування. Тривалість холодного або теплого вапнування – 5-6 хв, щоб забезпечити розчинність вапна.

МЕТА КОЖНОЇ СТАДІЇ ВАПНЯНО-ВУГЛЕКИСЛОТНОГО ОЧИЩЕННЯ

Мета попереднього вапнування – максимальна коагуляція високомолекулярних сполук, утворення щільного компактного осаду, стійкого до дії високої лужності на основній дефекації, та нейтралізація кислот, отримання соку I карбонізації з гарними фільтраційними показниками.

Мета основного вапнування – максимальний розклад нецукрів, нестійких в лужному середовищі – інвертного цукру (98-99 %), амідів (40-50 %), отримання соку, термостійкого при випарюванні на випарній установці.

Після першого ступеня основного вапнування сік підігрівається до температури 85-90 °С і проводять гаряче основне вапнування протягом 5-10 хв. Після гарячого вапнування сік самопливом надходить на I карбонізацію.

Мета I карбонізації – максимальна адсорбція (хемосорбція нецукрів) на поверхні СаСО₃ та отримання структури осаду з хорошими седиментаційно-фільтраційними властивостями. На I карбонізації процес насичення соку СО₂ проводять до рН₂₀ 10,8-11,2. Після цього сік підігрівають до 85-90 °С і фільтрують на фільтрах типу ФІЛС, ВПАКМ, дискових фільтрах, фільтрпресах, а згущену суспензію – на вакуум-фільтрах. Фільтрований сік I карбонізації підігрівають до температури 90-96 °С і проводять вапнування перед II карбонізацією 2-5 хв. Витрати вапна становлять 0,2-0,6 % СаО до маси буряків. Суспензія осаду I карбонізації фільтрується на вакуум-фільтрах (10-20 % суспензії може повертатись на попередню дефекацію). Фільтрат поступає в збірник фільтрованого соку.

Мета II карбонізації – отримати сік з мінімальним вмістом розчинних солей кальцію шляхом додаткової адсорбції нецукрів на поверхні СаСО₃,

вільного від ВМС та колоїдів, і отримати сироп з випарки з pH_{20} не нижче 8,0-8,5. Сік II карбонізації з pH_{20} 9,2-9,5 направляють на основну і контрольну фільтрацію, а далі на сульфитацію соку. Суспензія осаду II карбонізації повністю повертається на попереднє вапнування.

Вапняне молоко і сатураційний газ отримують у вапняково-газовому відділенні шляхом випалювання вапнякового каменю в печі.

Вивантажене з печі обпалене вапно (CaO) розгашується чистою аміачною водою і отримують вапняне молоко з густиною 1,16-1,184 г/см³. Вапняне молоко очищається від піску та нерозгашених часточок на віброситі (відділяються часточки > 1,2 мм), піскоуловлювачах, а далі на гідроциклонах (для відділення часток від 1,2 до 0,3 мм). Після дозрівання вапняне молоко подається в мішалку вапняного молока, яка розташована в заводі, а далі за допомогою дозаторів – на попереднє, основне вапнування та вапнування перед II карбонізацією. Сатураційний газ, який містить 30-36 % CO_2 , очищається від механічних домішок, охолоджується і очищається від газів, що розчиняються у воді краще ніж CO_2 , і газовими насосами подається на I та II карбонізацію.

Фільтрований сік II карбонізації направляють **на сульфитацію**, де сік насичується сірчистим газом до pH_{20} 8,9-9,2, з *метою* блокування альдегідної і кетонної групи редукувальних нецукрів і продуктів їх розкладу і запобігання утворення барвників типу меланоїдини під час випарювання соку на випарній станції. Сірчистий газ SO_2 отримують при спалюванні сірки в ротаційних печах. Сульфитований сік фільтрується на контрольних патронних фільтрах, а далі підігривається на підігрівниках I, II та III групи до температури 126 °C і подається на випарну установку.

ПОПЕРЕДНЄ ВАПНУВАННЯ.

ХІМІЧНІ РЕАКЦІЇ ПРИ ПОПЕРЕДНЬОМУ ВАПНУВАННІ

При попередньому вапнуванні мають місце такі основні види хімічних реакцій: коагуляція і осадження ВМС речовин колоїдної дисперсії;

нейтралізація кислот і осадження солей кальцію, які з аніонами кислот утворюють нерозчинні солі; реакції подвійного обміну. Осадження катіонів важких металів: Al^{3+} , Fe^{3+} , Fe^{2+} , Mg^{2+} . Реакції коагуляції і осадження є наслідком дії як іонів Ca^{++} так і гідроксила OH^- .

Коагуляція і осадження ВМС

Коагуляція і осадження високомолекулярних сполук колоїдної дисперсності протікає в основному під впливом іонів Ca^{++} . За класифікацією П.М. Сіліна до ВМС відносяться білкові, пектинові речовини, нуклеопротейди, сапонін, продукти лужного розкладу ВМС. ВМС дифузійного соку мають дві оптимальні зони коагуляції:

- оптимальна зона коагуляції в кислому середовищі при pH_{20} 3,5-4,2;
- оптимальна зона коагуляції в лужному середовищі при pH_{20} 10,8-11,2 (11,5).

Зона коагуляції при pH 3,5-4,2 пов'язана з тим, що до складу білкових речовин, які становлять значну частину ВМС, входить більша кількість кислих амінокислот (аспарагінова, глутамінова). В кислому середовищі комплекс ВМС (білкові речовини, пектинові речовини) коагулюють в ізоелектричній точці.

Ізоелектричною точкою називають таке значення pH_{20} середовища, при якому часточки білка не переміщуються в електричному полі, оскільки їх сумарний заряд дорівнює нулю. При зсуву pH в кислу зону від ізоелектричної точки білки заряджаються позитивно і навпаки, при зсуві pH в лужну зону вони отримують від'ємний заряд.

В ізоелектричній точці міцела ВМС втрачає свою стійкість в розчині, приходить у тісне зіткнення з іншими міцелами і з'єднується в крупні агрегати.

В лужному середовищі у білкових речовин дифузійного соку відсутня ізоелектрична точка. Білкові речовини, як амфотерні сполуки, несуть від'ємний заряд в силу дисоціації лише карбоксильної групи. Дисоціація аміногрупи пригнічена, тобто молекула білка перетворюється в аніон і цей аніон білка вступає в реакцію з іоном кальцію Ca^{2+} і утворює нерозчинену сполуку.

Поряд з цим гідроксильні іони, які утворились при гідролізі $\text{Ca}(\text{OH})_2$, діють на гідратну оболонку гідрофільних речовин ВМС колоїдної дисперсності, викликають їх дегідратацію і ущільнення, що робить осад стійкими до пептизації при подальших процесах очищення соку.

Коагуляція ВМС колоїдної дисперсності в лужному середовищі залежить від концентрації катіонів Ca^{++} , аніонів білка та ступеня дегідратації нецукрів, а також pH_{20} середовища, температури і тривалості процесу. За низької температури 45-50 °С спостерігається максимальне осадження ВМС, велика стійкість осаду до високолужного середовища при основному вапнуванні.

Оскільки коагуляція ВМС не визвана ізоелектричним станом, зона утворення нерозчинених сполук з катіоном кальцію Ca^{2+} не може мати чітко визначеного оптимального значення pH_{20} і тим більше оптимальної лужності, тому що в залежності від складу нецукрів дифузійного соку, умов проведення процесу, в т. ч. температури і тривалості процесу, натуральної лужності зона оптимальної коагуляції ВМС може знаходитись в інтервалі pH_{20} 10,8-11,5.

Оптимум коагуляції ВМС можна визначити по швидкості відстоювання коагуляту або прозорості соку, повноті осадження ВМС і аніонів кислот. Сік, який швидко відстоюється, містить крупні компактні частки осаду, утворює щільний компактний осад, що покращує фільтрацію.

Контроль за оптимальним коагуляції ВМС на попередньому вапнуванні доцільно здійснювати по величині pH_{20} , а не по кількості добавленого вапна. В залежності від буферності соку, величини натуральної лужності кількість добавленого вапна для досягнення оптимального pH_{20} буде змінюватись.

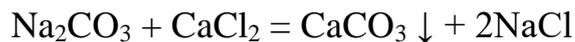
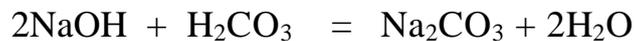
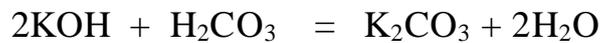
Нейтралізація кислот

На попереднє вапнування з дифузійним соком надходять кислоти: щавлева, лимонна, винна, яблучна, оксилімонна. Найбільш повно при попередньому вапнуванні осаджується щавлева, фосфорна і сірчана кислоти.

Нейтралізацію щавлевої кислоти (оксалатної) можна записати у вигляді рівняння:

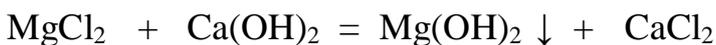
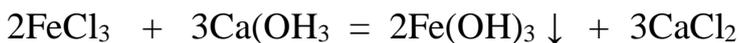
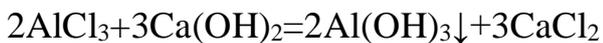
Реакції подвійного обміну. Реагуючі з кальцієм кислоти знаходяться не лише у вільному стані, а також у вигляді розчинних солей калію, натрію та інших металів.

Ці реакції називають **реакціями осадження**, або реакціями подвійного обміну. В наслідок таких реакцій в сік надходять КОН і NaOH, які надалі на II карбонізації перетворюються в K_2CO_3 та $NaCO_3$. Ці сполуки зумовлюють натуральну лужність, а також буферну ємність соку. Збільшення натуральної лужності буде сприяти кращому видаленню розчинних солей кальцію.



Осадження аніонів кислот, які з катіоном Ca^{2+} утворюють нерозчинні солі. Іони кальцію вступають в реакцію, крім щавлевої кислоти, з аніонами кислот: винної, лимонної, оксилімонної, яблучної, утворюючи погано розчинні, випадаючі в осад солі кальцію. Із мінеральних кислот катіони Ca^{2+} осаджують аніони фосфорної та сірчаної кислот.

Осадження катіонів важких металів. Крім іонів Ca^{++} , які осаджують аніони кислот, гідроксильні іони викликають осадження катіонів магнію Mg^{2+} , алюмінію Al^{3+} , заліза Fe^{3+} , Fe^{2+} .



Ці реакції не встигають повністю завершитись на попередньому вапнуванні, вони продовжуються ще й при основному вапнуванні.

За даними Ріерсе при відділенні передфекаційного осаду видалається більша частина осаджених сполук Fe^{3+} і Al^{3+} , фосфатів і 50 % азотистих

речовин. Після попереднього вапнування в соку залишається лише 13 % щавлевої кислоти, винної – 25 %. Лимонна кислота в умовах холодного попереднього вапнування осаджується лише на 30 %.

Основне вапнування. За типовою схемою очищення проводиться комбіноване основне вапнування: спочатку холодне (або тепле), що дозволяє підвищити розчинність вапна в соку, забезпечити термостійкість продуктів та знизити їх забарвленість, а далі гаряче основне вапнування.

Таблиця 1

Технологічні параметри процесу основного вапнування

Показники	Вапнування по типовій схемі очищення		
	холодне	тепле	гаряче
Температура, °С	40-50	50-60	85-90
Витрати вапна, % до маси нецукрів дифузійного соку	85-120	85-120	85-120
Витрати вапна, % до маси буряків	2,0-3,0	2,0-3,0	2,0-3,0
Оптимальна тривалість з урахуванням повернень, хв	10-15	10-15	5-10

За даними професора Сіліна П.М. в системі вапняне молоко + вода + сахароза спостерігається фізико-хімічна рівновага.

Кількість вапна, яка додається до дифузійного соку на основне вапнування, значно більша, ніж вона може розчинитись. Ми витрачаємо біля 2-2,5 % вапна, проте фактично при температурі 80 °С в 14 % розчині сахарози розчиняється лише 0,25 %, тобто лише $\frac{1}{8}$, а $\frac{7}{8}$ взятого вапна залишається в осаді.

За температури 85 °С і тієї незначної концентрації вапна (0,25 %), яка є в розчині, можна вважати, що лише один атом водню сахарози проявляє кислотні властивості, тобто утворює не моносахарат $C_{12}H_{22}O_{11} \cdot CaO$, а “напівсахарат”, де на одну молекулу двовалентного вапна приходиться дві молекули сахарози.

Розчинність вапна СаО за різних температур становить: в чистій воді – 0,124 СаО %; в 15 % цукровому розчині при 20 °С – 2,632 % СаО; в чистій воді при 40 °С – 0,107 % СаО; в 15 % цукровому розчині при 40 °С – 1,440 % СаО; в чистій воді при 80 °С – 0,068 % СаО; в 15 % цукровому розчині при 80 °С – 0,300 % СаО; в 14 % цукровому розчині при 40 °С – 1,220 % СаО; в 14 % цукровому розчині при 80 °С – 0,250 % СаО.

Таким чином, проведення холодного (теплого) вапнування забезпечує майже в п'ять разів більшу розчинність вапна, високу швидкість хімічних процесів і отримання низькозабарвлених продуктів.

Основні хімічні реакції при основному вапнуванні:

- розклад амідів (аспарагіну, глютаміну, оксамінової кислоти);
- розклад редукувальних речовин і утворення органічних кислот (молочної, оцтової, мурашиної, гліколевої, сахарної, глюконової) при збагаченні реакційної суміші киснем і зниженні температури; за високих температур – реакції конденсації, поліконденсації і утворення барвних речовин;
 - розклад солей амонію;
 - омилення жирів; жири гідролізують в лужному середовищі, утворюючи гліцерин і суміш нерозчинних солей вищих жирних кислот;
 - розклад пектинових речовин з утворенням розчинного пектину, арабану і галактану; утворення полігалактуронової кислоти, метилового спирту і оцтової кислоти за тривалого контакту з вапном;
 - розклад білкових речовин з утворенням суміші розчинних поліпептидів і амінокислот.

Питання для самоперевірки

1. Теоретичні основи вапняно-вуглекислотного очищення дифузійного соку. Хімічно і фізично активне вапно.
2. Основні стадії очищення дифузійного соку: попереднє вапнування,

основне вапнування – холодне (тепле) і гаряче вапнування, вапнування перед II карбонізацією. Витрати вапна на кожну стадію. I та II карбонізації. Фільтрування соків. Мета кожної стадії очищення дифузійного соку. Мета сульфатації очищеного соку II карбонізації і сиропу. Обґрунтуйте доцільність проведення двостадійного основного вапнування, точку і кількість введення вапняного молока.

3. Мета попереднього вапнування. Склад ВМС дифузійного соку. Оптимальна зона коагуляції ВМС в лужному і кислому середовищі.

4. Хімічні реакції під час проведення попереднього вапнування: нейтралізація кислот, реакції подвійного обміну, осадження катіонів важких металів: Al^{3+} , Fe^{3+} , Fe^{2+} , Mg^{2+} , осадження аніонів органічних кислот, які з катіоном кальцію дають нерозчинні солі, а також аніонів фосфорної і сірчаної кислоти.

5. Мета повертання нефільтрованого соку I карбонізації, суспензії осаду I та II карбонізації на попереднє вапнування. Оптимальні параметри проведення попереднього вапнування.

6. Мета основного вапнування. Схема хімічної рівноваги в апараті основного вапнування. Розчинність вапна в дистильованій воді і в 15 % цукровому розчині за температури 40° і $80^{\circ}C$.

7. Хімічні реакції в процесі основного вапнування: розклад амідів – аспарагіна, глутаміна, оксамінової кислоти, розклад редукувальних речовин, розклад солей амонію, розкладання пектинових речовин за нетривалого і тривалого контакту з вапном.

8. Продукти розкладу білкових речовин. Необхідність проведення двоступеневого основного вапнування. Оптимальні витрати вапна.

ТЕМА 5. ОЧИЩЕННЯ СОКУ ШЛЯХОМ АДСОРБЦІЇ НА І ТА ІІ КАРБОНІЗАЦІЇ. І КАРБОНІЗАЦІЯ. ІІ КАРБОНІЗАЦІЯ

Сік основного вапнування має високу лужність, зумовлену наявністю розчинних речовин – $\text{Ca}(\text{OH})_2$, KOH та NaOH , коагулянт ВМС в осаді, $\text{Ca}(\text{OH})_2$ в осаді. Сік подають на І карбонізацію, де його обробляють сатураційним газом. Внаслідок карбонізації утворюється карбонат кальцію, часточки якого мають позитивний заряд, адсорбують від'ємно заряджені нецукри – ВМС, барвні речовини, продукти розкладу редукувальних речовин, нецукрів, солі карбонових кислот.

І КАРБОНІЗАЦІЯ

При введенні сатураційного газу, який містить 30-36 % CO_2 , в високолужне середовище соку основного вапнування мають місце *масообмінні процеси та хімічні реакції*.

Таким чином, для утворення іону карбонату кальцію потрібно два гідроксильних іони, тобто надлишок лугу в розчині. Процес абсорбції CO_2 вапняною суспензією буде тривати до тих пір, поки не зникне джерело поповнення гідроксильних іонів за рахунок розчинення твердої фази $\text{Ca}(\text{OH})_2$ – надлишку вапна дефекованого соку.

Три етапи в процесі І карбонізації за різних ступенів карбонізації вапна

Залежно від ступеня карбонізації вапна в процесі карбонізації можна виділити три етапи.

І етап – ступінь карбонізації 40-50 %, спостерігається різке падіння лужності і рН розчину, забарвленості соку, в'язкість системи дещо зростає;

ІІ етап – ступінь карбонізації 60-70 %, при зменшенні загальної лужності системи значно підвищується рН розчину і спостерігається десорбція адсорбованих раніше барвних речовин, в'язкість на даному етапі карбонізації різко збільшується, осад набуває гелеподібну структуру і майже не фільтрується. В соку утворюються комплексні сполуки з надлишком CaO , які називають вуглекальцієвими сахаратами – $(\text{C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11})_X \cdot (\text{CaCO}_3)_Y \cdot (\text{CaO})_Z$.

III етап – ступінь карбонізації сягає вище 70 %, значення x і z в рівнянні зменшується, гель руйнується з утворенням зернистого осаду, який містить кристали карбонату кальцію. В'язкість системи зменшується, об'єм осаду різко знижується, адсорбція нецукрів зростає. Гель на даному етапі перетворюється в суспензію.

Оптимальна лужність соку I карбонізації

Це така лужність, за якої спостерігається максимальна адсорбція нецукрів, гарні седиментаційно-фільтраційні показники соку і ефективно працює фільтраційне обладнання. Оптимальну лужність соку I карбонізації встановлюють дослідним шляхом лабораторією заводу, вона становить 0,09-0,11 % CaO, pH_{20} соку – 10,8-11,4.

Якщо сік недогазований, лужність його вища за оптимальну, якісні показники такого соку – чистота, вміст солей кальцію і забарвленість не гірші, ніж при нормально проведеній I карбонізації, але такий осад $CaCO_3$ важко відфільтрувати, в недогазованому соку присутні гелі вуглекальційових сахаратів.

При пересатуруванні соку нижче оптимальної лужності і pH_{20} покращуються седиментаційно-фільтраційні показники соку. Але при цьому погіршується його якість в результаті десорбції нецукрів, адсорбованих на карбонаті кальцію, а також розчинення компонентів осаду попереднього вапнування.

Технологічні параметри і основні вимоги до процесу і карбонізації

1	Тривалість процесу, хв	10
2	Температура процесу, °C	80-85
3	Значення pH_{20} соку	10,8-11,4
4	Вміст CO_2 в сатураційному газі, %	32-36
5	Фільтраційний коефіцієнт, F_k	4-5
6	Швидкість відстоювання, S_5 см/хв	2,5-3,0
7	Об'єм осаду, V_{25} , %	20-35

II КАРБОНІЗАЦІЯ

На II карбонізацію надходить фільтрований сік I карбонізації лужністю 0,09-0,11 % СаО, який містить сахарозу, Са(ОН)₂, КОН, NaOH, розчинні солі кальцію органічних кислот. Відповідно до типової технологічної схеми перед II карбонізацією проводять вапнування, витрати вапна на яке становлять 0,2-0,5 % СаО (10-20 % від загальної витрати вапна). Температура проведення вапнування становить 92-96 °С, тривалість – 4-5 хв.

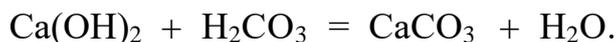
Мета проведення вапнування перед II карбонізацією – додатковий розклад редукувальних речовин та амідів, забезпечення високої термостійкості соку та сиропу.

Повторне оброблення соку сатураційним газом проводиться з метою:

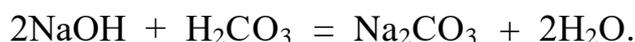
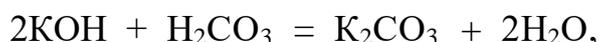
- максимально можливого осадження катіонів Са²⁺, що залишились у фільтрованому соку I карбонізації;
- додаткового адсорбційного очищення соку на поверхні СаСО₃, вільного від осаду ВМС (коагуляту ВМС);
- доведення рН соку до такої величини, яка б забезпечила отримання сиропу з випарної установки з рН не нижче 8–8,5, що гарантує мінімальний розклад сахарози і приріст забарвленості соку.

Хімічні реакції на II карбонізації

В першій фазі в процесі II карбонізації утворюється карбонат кальцію – СаСО₃ при взаємодії СО₂ і Са(ОН)₂, гідроксиди калію і натрію залишаються незмінними.



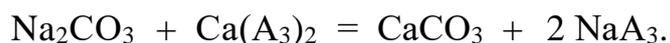
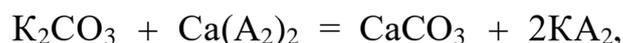
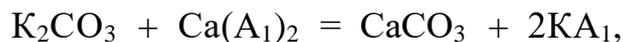
В другій фазі після осадження гідроксиду кальцію Н₂СО₃ діє на КОН і NaOH, утворюючи карбонати лужних металів. При цьому лужність соку продовжує зменшуватись.



Стадію, під час якої як гідроксид кальцію, так і гідроксиди лужних

металів перетворюються в карбонати, *називають стадією утворення “оптимальної лужності”*.

В третій фазі перебігає реакція взаємодії карбонатів лужних металів з розчинними солями кальцію з утворенням нерозчинного карбонату кальцію і відповідними розчинними солями К і Na.



Якщо після перетворень гідроксидів лужних металів в карбонати продовжити процес насичення соку CO_2 настає небажана *четверта стадія*: нерозчинний карбонат кальцію перетворюється в бікарбонат, а осаджуючі реактиви (карбонат кальцію і натрію) – в бікарбонати, які не реагують з розчинними солями кальцію:



Натуральна і ефективна лужність соку. Лужність соку, зумовлена надлишком карбонатів калію та натрію після осадження іонів кальцію, називається натуральною. Розрізняють *теоретичну та практичну натуральну лужності*.

Теоретична натуральна лужність – надлишок K_2CO_3 та Na_2CO_3 , виражений у відсотках СаО, після повного осадження іонів кальцію.

Практична натуральна лужність – надлишок K_2CO_3 та Na_2CO_3 , виражений у відсотках СаО, після практично можливого осадження іонів кальцію.

Повніше осадження іонів кальцію у вигляді CaCO_3 досягається за умов більшого надлишку карбонатів калію та натрію в соку. Повного осадження іонів кальцію в реальних умовах досягнути неможливо, і тому практична натуральна лужність соку завжди буде вищою за теоретичну.

Натуральна лужність – різниця між лужністю соку I карбонізації, визначеною в присутності індикатора фенолфталеїну та вираженою у відсотках СаО, та вмістом солей кальцію в соку I карбонізації, визначеним комплексометричним методом та вираженим у відсотках СаО. рН переходу (знебарвлення) індикатора фенолфталеїну 8,0-8,2. Під час титрування проби соку від рН 9,25 до рН 8,0-8,2 відтитровуються буферні речовини, які не є лугами і не беруть участі в осадженні іонів кальцію. Це приводить до одержання завищених величин натуральної лужності соку. З метою усунення цього недоліку А. Брігель-Мюллер та Х. Брюніхе-Олсен запропонували визначати **ефективну лужність**. При цьому лужність фільтрованого соку I карбонізації визначається потенціометричним титруванням до рН 9,25. Величина ефективної лужності соку краще корелюється з мінімумом вмісту солей кальцію в очищеному соку, ніж величина натуральної лужності.

Цукрові заводи ряду країн Західної Європи та США внаслідок контролю та керування II карбонізацією за ефективною лужністю досягли зменшення вмісту солей кальцію в очищеному соку та значного підвищення виробничої потужності випарної установки. **Величини натуральної чи ефективної лужності** є досить надійними показниками співвідношення між концентрацією солей кальцію в соку та сумою концентрацій карбонатів калію та натрію за умов відсутності розкладання моносахаридів під час вапнування соку перед II карбонізацією, що є реальним за повного розкладання моносахаридів під час основного вапнування. Розкладання моносахаридів та утворення аніонів кислот під час вапнування соку перед II карбонізацією зменшує величини натуральної чи ефективної лужності в соку перед II карбонізацією порівняно з визначеними в соку після I карбонізації. Отже, за наявності вапнування соку перед II карбонізацією реальні величини натуральної чи ефективної лужності визначаються в соку перед II карбонізацією чи в соку після II карбонізації за його оптимальної величини рН.

Натуральна та ефективна лужності соку залежать від умов вирощування та зберігання цукрових буряків, екстрагування сахарози з

бурякової стружки та очищення дифузійного соку.

Низьку натуральну лужність має сік, одержаний із буряків, вирощених у посушливе літо, недозрілих та тривалого зберігання. Такі буряки мають підвищений вміст іонів Ca^{2+} та Mg^{2+} , небілкового азоту, редукувальних речовин та аніонів кислот.

Під час екстрагування сахарози з бурякової стружки внаслідок життєдіяльності мікроорганізмів у сокостружковій суміші зростає вміст аніонів кислот у дифузійному соку. Зменшенню надходження мікроорганізмів у дифузійну установку сприяє ополіскування свіжою водою та дезінфекція буряків перед подрібненням у бурякорізках, дотримання заданого температурного режиму роботи дифузійної установки та використання дезінфектантів. Ці заходи будуть сприяти підвищенню натуральної та ефективної лужностей соку.

На величину натуральної лужності соку значний вплив має ефективність очищення соку, повнота адсорбції нецукрів на поверхні карбонату кальцію під час I карбонізації. Вилучення із соку аніонів кислот і барвних речовин, ВМС білково-пектинового комплексу є наслідком їх адсорбції на поверхні позитивно заряджених часточках карбонату кальцію та співосадження зі зростаючими часточками CaCO_3 .

Вміст гідроксидів калію та натрію в соку перед II карбонізацією залежить від вмісту солей калію та натрію з аніонами щавлевої, лимонної, яблучної, фосфорної та сірчаної кислот у дифузійному соку. Під час II карбонізації гідроксиди калію та натрію внаслідок взаємодії з діоксидом вуглецю утворюють відповідні карбонати.

У тому разі, коли $[\text{K}_2\text{CO}_3 + \text{Na}_2\text{CO}_3] > [\text{Ca}(\text{A}_1)_2 + \text{Ca}(\text{A}_2)_2 + \text{Ca}(\text{A}_3)_2]$ у соку буде надлишок карбонатів калію та натрію, що зумовлюють певну величину натуральної лужності соку, **натуральна лужність буде позитивна.**

За умов, коли сума концентрацій карбонатів калію та натрію менша за суму концентрацій солей кальцію, має місце **від'ємна натуральна лужність соку.** У такому соку не вистачає карбонатів калію та натрію для осадження

іонів кальцію у вигляді карбонату кальцію.

У разі *незначної чи від'ємної величини натуральної лужності* слід виконати всі заходи, спрямовані на зниження вмісту солей кальцію – аніонів кислот у соку перед II карбонізацією. Лише після встановлення оптимального технологічного режиму в екстракційному та сокоочисному відділеннях, недостатню натуральну лужність можна компенсувати додаванням у фільтрований сік після I карбонізації кальцинованої соди (Na_2CO_3) чи тринатрійфосфату ($\text{Na}_3\text{PO}_4 \cdot 12 \text{H}_2\text{O}$).

Використання цих реагентів має бути крайнім заходом. Вони є *сильними мелясоутворювачами*. Коефіцієнт мелясоутворення Na_2CO_3 – 2,88, Na_3PO_4 – 1,5. Карбонат і фосфат натрію гідролізують з утворенням гідроксиду натрію, що зв'язує сахарозу і збільшує її розчинність. Мелясоутворюючий коефіцієнт NaOH – 4,61. У виробничих умовах спостерігається, що на кожну тону введеної соди виробництво недоодержує 5 тонн товарного цукру. Він залишається в мелясі.

Сода та тринатрійфосфат вводяться у фільтрований сік перед II карбонізацією. У виробничих умовах перевага надається тринатрійфосфату, який повніше осаджує іони кальцію. Оскільки тринатрійфосфат дорожчий за соду, можна використовувати суміш реагентів у співвідношенні 1:1.

Оптимальні величини лужності та рН соку II карбонізації. Це є величини лужності та рН соку після II карбонізації, за яких досягається мінімальний вміст іонів Ca^{2+} в соку. За умов поступового чи ступінчастого зниження лужності та рН соку II карбонізація соку здійснюється до оптимальних величин лужності та рН соку. Лужність і рН соку за мінімального вмісту іонів Ca^{2+} в соку зумовлені присутністю в соку карбонатів калію, натрію та амонію. Присутність карбонату амонію є наслідком розкладання солей амонію та гідролізу амідів з виділенням аміаку. Ефективність II карбонізації щодо підвищення чистоти соку значно залежить від способу проведення технологічного процесу.

Оптимальні величини рН та лужності соку II карбонізації

визначаються в лабораторії цукрозаводу. Для цього 1 л фільтрованого соку I карбонізації нагрівають до 80–85 °С у водяній бані та проводять карбонізацію до майже нейтральної реакції на фенолфталеїн. Під час карбонізації відбирають 8-10 проб соку. У фільтрованих пробах визначають рН₂₀, лужність і вміст солей кальцію. Під час карбонізації соку вода випаровується, і підвищується вміст сухих речовин. Тому для точнішого визначення вмісту солей кальцію в соку їх відносять до 100 СР.

Зниження вмісту іонів кальцію в розчині зі зниженням рН від 11,0 до рН 9,25 під час II карбонізації зумовлено зниженням концентрації гідроксиду кальцію в розчині і виділенням твердої фази карбонату кальцію. Залежність вмісту солей кальцію в соку проходить через мінімум. Зростання вмісту іонів кальцію після досягнення мінімуму зумовлене розчиненням карбонату кальцію в присутності діоксиду вуглецю з утворенням гідрокарбонату кальцію, який має значно вищу розчинність, ніж карбонат кальцію.

Питання для самоперевірки

1. I карбонізація. Мета проведення. Масообмінні процеси і хімічні реакції при проведенні I карбонізації. Залежність зміни забарвленості соку, рН, лужності від ступеня карбонізації вапна: 40...50 %, 60...70 % та більше 70 %. Оптимальна лужність і рН соку. Пересатування соку.

2. Апарат для проведення I карбонізації з внутрішньою циркуляційною трубою і карбонізатором-розподільником. Принцип роботи. Оптимальні параметри роботи. Ступінь використання СО₂ в сатураційному газі. Схема двоступеневої I карбонізації. Призначення внутрішньої циркуляційної труби і карбонізатора-розподільника.

3. II карбонізація. Мета проведення вапнування перед II карбонізацією. Хімічні реакції при проведенні II карбонізації: осадження гідроксиду кальцію, утворення карбонатів лужних металів (K₂CO₃ і Na₂CO₃), осадження розчинних солей кальцію, утворення бікарбонатів кальцію і лужних металів при

пересатуванні соку. Оптимальна лужність соку II карбонізації. Теоретична і практична натуральна лужність. Чим можна компенсувати недостатню натуральну лужність соку?

4. Сульфітація соку. Мета проведення процесу. Отримання сірчистого газу і сірчистої кислоти як доброго відновника. Реакції взаємодії сірчистої кислоти або солей сірчистої кислоти з альдозами. Зниження лужності соку при переробці буряків з високою натуральною лужністю соку в процесі сульфітації.

ТЕМА 6. ОТРИМАННЯ ВАПНЯНОГО МОЛОКА І САТУРАЦІЙНОГО ГАЗУ. ЗГУЩЕННЯ СОКУ НА ВИПАРНІЙ УСТАНОВЦІ ТА ОДЕРЖАННЯ СИРОПУ ВИМОГИ ДО ЯКОСТІ ВАПНЯКУ

Цукровими заводами для отримання вапна та сатураційного газу використовується вапняк. Вапняк повинен відповідати вимогам ДСТУ 1451-96. Стандартом регламентується хімічний склад вапняку та фракційний розмір каміння. В цукровій промисловості використовують вапняки, які містять: CaCO_3 не менше 93 %; MgCO_3 до 4 % оксидів: заліза і алюмінію до 2 %; оксиду кремнію до 2 %, вологи не більше 5 %.

Для випалу використовують куски вапняку розміром 80...180 мм. Кількість кусків розміром менше 80 мм повинно бути не більше 10 %. Фракцію вапняку з розміром шматків 40...90 мм випалюють окремо від крупної фракції. Для випалу вапняку використовують тільки тверде паливо: кокс або за його відсутністю малозольні антрацити марок АК і АП (антрацит крупний, антрацит плита). Основною горючою масою антрациту та коксу є вуглець, вміст якого повинен становити від 85 % до 90 %.

Технологічна схема одержання вапна, вапняного молока та сатураційного газу

Із складу зберігання вапняк конвеєром подають на станцію сортування. Дріб'язок відділяють на віброситах та збирають в бункер, з якого його періодично вивантажують та збирають в бункер. Тут же встановлений бункер-накопичувач для палива. Подавання вапняку та палива в ківш скіпового підіймача здійснюють живильниками. Паливо подають через дозатор. *Шихту* – суміш карбонатної сировини та палива – подають через завантажувальний пристрій у верхню частину печі.

Випал проводять у вапняній печі, яка має вигляд вертикальної шахти, збудованої з вогнетривкої та ізоляційної цегли, яка замкнута у сталевий кожух. Шахту печі, згідно з технологією випалу, поділяють на три зони: *зону*

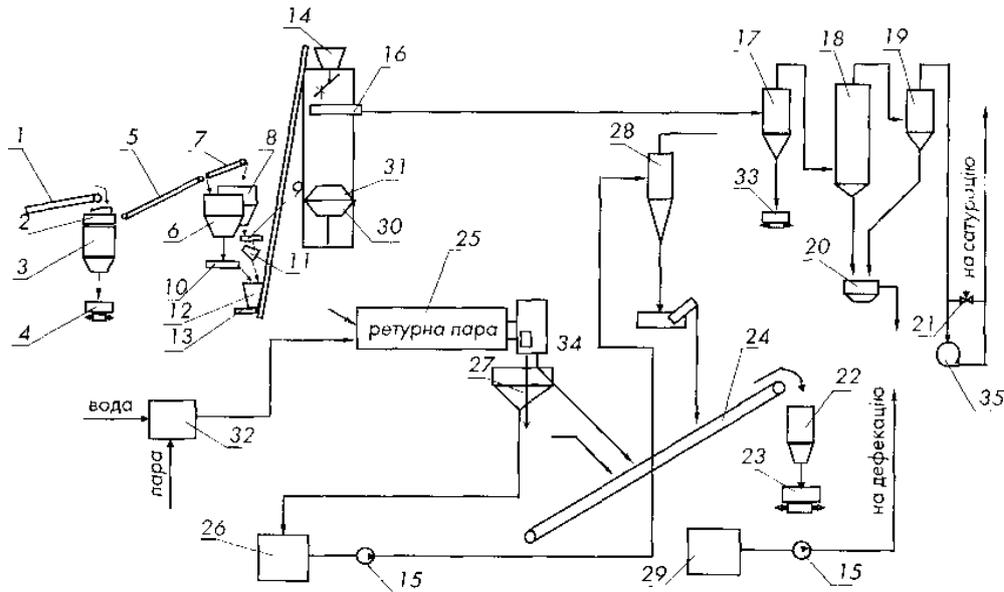
підігрівання, де шихту підігрівають від вихідної температури до температури випалу (900 °С), *зону випалу* (1100-1200 °С), яка співпадає з *зоною згорання палива*, де завдяки згорання відбувається випал вапняку з утворенням вапна та діоксиду вуглецю, та *зону охолодження*, де відбувається охолодження вапна за рахунок підігрівання повітря.

Повітря, яке необхідне для спалювання та охолодження вапна, надходить в нижню частину шахти печі завдяки розрідженню, яке утворюється газовим насосом, та приймає участь у горінні палива. *Пічний газ*, утворений внаслідок згорання палива та декарбонізації CaCO_3 , надходить із печі на очищення.

Пічний газ із короба відсмоктування газу направляють в сухий уловлювач, де від нього відділяються великі часточки пилу, потім в газопромивач для остаточного очищення та охолодження. Через краплеуловлювач газ надходить в газовий компресор, яким його подають в завод.

Вивантаження вапна з печі в приймальний бункер здійснюють вивантажувальним пристроєм. Вапно із бункера надходить по жолобу в вапногасник, куди зі збірника подають воду, або суміш води з фільтраційними промивами. Вапняне молоко надходить на вібросито, де відділяють частинки вапна розміром більше ніж 1,2 мм, а потім у мішалку, далі – на гідроциклони для відділення частинок від 1,2 мм до 0,3 мм і в мішалку очищеного молока. Із мішалки вапняне молоко (густина 1,18-1,20 г/см³) насосом подають на дефекосатурацію.

Вивантаження вапна з печі в приймальний бункер здійснюють вивантажувальним пристроєм. Вапно із бункера надходить по жолобу в вапногасник, куди зі збірника подають воду, або суміш води з фільтраційними промивами. Вапняне молоко надходить на вібросито, де відділяють частинки вапна розміром більше ніж 1,2 мм, а потім у мішалку, далі – на гідроциклони для відділення частинок від 1,2 мм до 0,3 мм і в мішалку очищеного молока. Із мішалки вапняне молоко (густина 1,18–1,20 г/см³) насосом подають на дефекосатурацію.



Технологічна схема одержання вапна, сатураційного газу та вапняного молока:
 1, 5, 7, 24 -конвеєри; 2 віброгрохіт; 3, 6, 8, 22 бункери; 4, 23, 33 самоскиди; 9, 10 живильники; 11 дозатор; 12 ківш; 13 ваги; 14 завантажувальнорозподільний пристрій; 15 насос; 16-короб відсмоктування газу; 17 уловлювач; 18 газопромивник; 19 -краплеуловлювач; 20 гідрозатвор; 21 клапан; 25 вапно-гасильний апарат; 26, 29 мішалки; 27 вібросито; 30 – приймальний бункер; 31 вивантажувальний пристрій; 32 збірник; 34 активізатор вапняного молока; 35 газовий насос

Технологічні параметри процесу випалу вапна

Показник	Значення
Температура газу на виході із печі, °С	120-130
Температура газу на виході із газопромивача, °С, не більше ніж	30
Температура вапна, яке вивантажується, °С, не більше ніж	50
Склад газу, % об.:	
діоксид вуглецю, не менше ніж	32-36
кисень, не більше ніж	2,0
Температура води для гасіння вапна, °С	
високоактивного м'яковипаленого	60-70
малоактивного жорстковипаленого	80-90
Густина вапняного молока, г/см ²	1,18-1,20

ЗГУЩЕННЯ СОКУ НА ВИПАРНІЙ УСТАНОВЦІ ТА ОДЕРЖАННЯ СИРОПУ

Очищений сульфітований сік II карбонізації з вмістом $CP=12-14$ % і чистотою $89,0-92,0$ % надходить на випарну установку. Цей сік є ненасиченим розчином. Щоб розпочати процес кристалізації необхідно його згустити до перенасиченого стану шляхом випаровування води.

Згущення соку відбувається у два етапи:

- спочатку очищений сік згущують на випарній установці до вмісту $CP=60-65$ %, випаровується $96-100$ % води;
- далі на вакуум-апаратах випаровується ще $15-20$ % води, отримуємо утфель з вмістом $CP=92,0-92,5$ %, вмістом кристалів $48-50$ %.

Розділення процесу згущення соку на два етапи випаровуванням зумовлено необхідністю зменшення витрати тепла на випаровування великої кількості води. На першому етапі воду випаровують у багатокорпусній випарній установці з багаторазовим використанням відпрацьованої в турбіні пари (ретурної пари). При згущенні соку проходить ряд фізико-хімічних процесів: зменшується розчинність деяких солей кальцію органічних кислот, утворюються барвні речовини, утворюються осади $CaCO_3$, $CaSO_3$, $CaSO_4$, тому сироп після випарної установки необхідно сульфітувати та фільтрувати. Випаровування має проводитися з мінімально можливими витратами тепла та змінами у соку в результаті розкладу сахарози та інших складових.

Кількість води, що випаровується під час одержання сиропу

Маса води W , яка випаровується в випарній установці, залежить від масової частки сухих речовин в очищеному соку CP_1 і в сиропі CP_2 . Для її обчислення спочатку визначають кількість соку та сиропу з рівняння балансу сухих речовин.

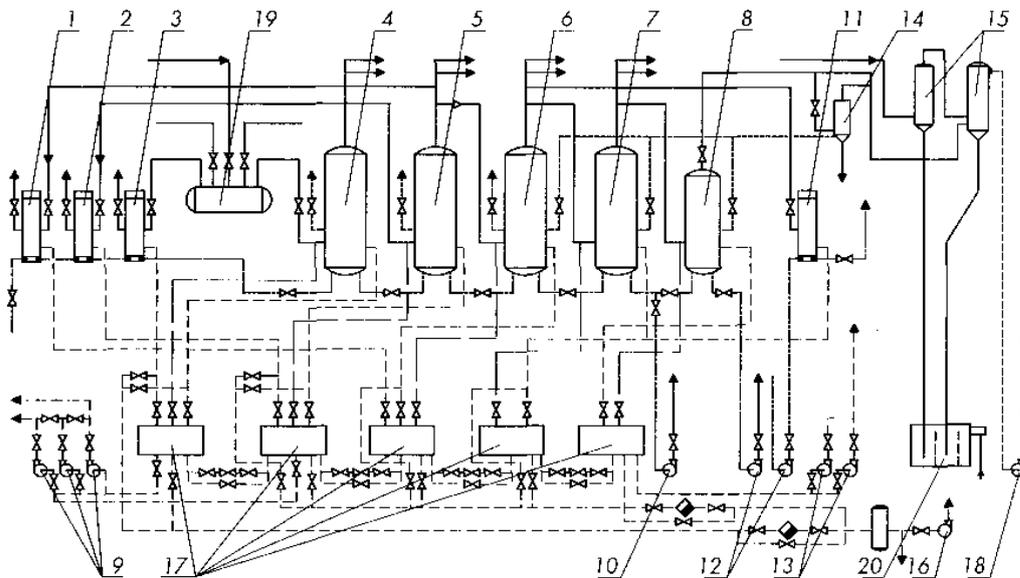
Масу очищеного соку m_1 визначають за балансом сахарози, враховуючи її масову частку в буряках, в очищеному соку і втрати до випарної установки. За величиною m_1 знаходять масу сиропу, % до маси буряків:

$$m_2 = m_1 CP_1/CP_2.$$

Звідки маса випаруваної води, % до маси буряків

$$W = m_1 - m_2 = m_1 - m_1 CP_1/CP_2 = m_1 (1 - CP_1/CP_2).$$

Багатоступенева випарна установка. Сік згущається у випарних апаратах переважно з трубчастою поверхнею теплообміну, яка обігрівается насиченою паром з більш високою температурою, ніж температура кипіння соку. Вторинна пара, що відбирається із корпусів випарної установки на технологічні потреби, називається екстрапаром (*E*). Теплота конденсації гріючої пари і теплота випаровування вторинної пари приблизно однакові, тому 1 кг пари, що надходить в випарний апарат, випаровує близько 1 кг води, за умови, що сік попередньо нагріто до температури кипіння. Якщо випаровувати сік в одному апараті, то витрати пари і палива будуть дуже високими. З метою зменшення витрати умовного палива на заводах застосовують *принцип багаторазового використання теплоти гріючої пари*. Випарна установка має кілька послідовно з'єднаних випарних апаратів (корпусів).



Принципова тепла схема випарної установки 1, 2, 3, 11 підігрівники; 4 корпуси випарної установки; 9, 10, 12, 13, 16 насоси; 14 пароконтактний підігрівник; 15 конденсатор; 17 збірники конденсату; 18 вакуум-насос; 19 збірник ретурної пари; 20 барометричний ящик

Сік надходить в корпус I, який обігрівается відпрацьованою парою після турбін (ретурною парою) і редукованою гострою парою. Із соку випаровується частина води, утворюючи вторинну пару. Частково згущений сік перетікає в корпус II, де із нього випаровується ще частина води. Процес проходить таким же чином до останнього корпусу (концентратора). Сироп із заданою масовою часткою сухих речовин виходить із концентратора. Вторинна пара корпусу I використовується для нагріву корпусу II, вторинна пара корпусу II – для нагріву корпусу III, а корпусу III – для нагріву корпусу IV. За рахунок багаторазового використання пари суттєво зменшуються витрати гріючої пари та палива.

Температурний режим. У випарній установці вторинна пара утворюється в результаті випарювання води із соку, температура кипіння якого завжди вища температури кипіння чистої води й залежить від масової частки сухих речовин, чистоти та тиску в корпусах.

Температура кипіння цукрового розчину підвищується при зростанні масової частки сухих речовин, тиску та при пониженні чистоти. Збільшення температури кипіння цукрових розчинів відносно температури кипіння води називається **температурною депресією**. Рушійною силою процесу теплообміну є різниця температур гріючої пари $t_{\text{п}}$ і кипіння соку $t_{\text{с}}$, яку називають **корисною різницею температур** ($t_{\text{п}} = t_{\text{п}} - t_{\text{с}}$).

Якщо при тиску P температуру кипіння води позначити $t_{\text{в}}$, а температурну депресію $t_{\text{с}}$, то корисна різниця температур у даній точці апарата буде $t_{\text{п}} = t_{\text{п}} - (t_{\text{в}} + t_{\text{с}})$.

На корисну різницю температур впливає **гідродинамічна** і **гідростатична температурна депресія**. Перша – це зниження температури за рахунок падіння тиску в паропроводах, що з'єднують корпуси випарної установки, і в сепаруючих пристроях внаслідок гідравлічного опору. Величину її на один ступінь випарювання беруть рівною 1 °С. Друга враховує зміну

температури кипіння розчину, яка зумовлена висотою стовпа парорідинної суміші соку, що кипить.

Для забезпечення стійкого теплообміну температура гріючої пари має бути вище за середню температуру кипіння соку на 6-7 °С.

Температуру та тиск у корпусах випарної установки підтримують на необхідному рівні залежно від співвідношення площ поверхні теплообміну цих корпусів, паровідбору на технологічні потреби і вакууму, який створює вакуумконденсаційна установка.

Корисну різницю температур у I і II корпусах беруть не менше 6 °С, а в наступних – 10-12 °С. Збільшення корисної різниці температур в останніх корпусах зумовлене необхідністю підвищення коефіцієнта теплопередачі при збільшенні в'язкості продукту в процесі згущення. Чим вище у випарному апараті з багаторазовою природною циркуляцією температурний перепад між гріючою парою і соком, що кипить, тим вище швидкість циркуляції та коефіцієнт теплопередачі, тим менші розміри апарата та час перебування продукту в ньому і утворення накипу.

Створення розрідження

Створення розрідження в IV корпусі і концентраторі та видалення газів, що не конденсуються, з системи може реалізовуватися, наприклад, за допомогою прямоотечійно-протитечійної вакуум-конденсаційної установки, яка працює таким чином. Чиста холодна вода (з річки, ставка) надходить до збірника 2 і на насадку 4 прямоотечійного конденсатора 3 і стікає по стінках його верхньої секції у плівковому режимі, омивається потоком пари, тангенційно підведеної зверху. Нагріта до температури насиченої пари вода затримується кільцевим простором 5 і виводиться по трубі в збірник 11. Пара, що не конденсувалась, опускається в нижню секцію прямоотечійного конденсатора, де конденсується при контакті з оборотною водою із збірника 1, що подається через форсунки 6.

Відпрацьована вода стікає в збірник 10, а гази, що не конденсуються, разом із залишками пари переходять по патрубку 7 в охолоджувач 8, де процес

конденсації пари завершується при контакті з розпиленою водою з використанням форсунок 9. Гази, що не конденсуються, відбираються із верхньої частини охолоджувача вакуум-насосом, а нагріта оборотна вода стікає в збірник 10. Чиста вода із збірника 11 використовується в якості живильної для екстрагування сахарози та на інші технологічні потреби.

Місткість збірників 10 і 11 повинна дорівнювати 1,5-2 об'ємам барометричних труб, висота труб від рівня води в збірниках до нижнього краю циліндричних корпусів конденсатора і охолоджувача має бути не менше 10,5 м.

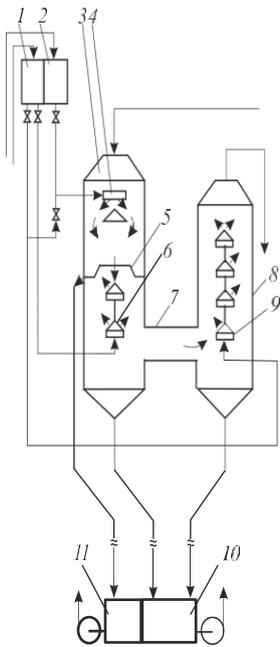
Відведення конденсату і неконденсованих газів з нагрівних камер випарних апаратів

Конденсати з апаратів, які використовують пару, відводять на збірники конденсату 17, де їх групують за принципом рівного тиску пари, з якої вони утворились. Конденсати відпрацьованої пари і вторинної пари I корпусу випарної установки насосами 9 відкачують у ТЕЦ.

Конденсати вторинної пари II, III та IV корпусів пропускають послідовно через збірники відповідних корпусів, потім направляють у збірник конденсату останнього корпусу, з нього через теплообмінник дифузійного або переддефекованого соку відкачують насосом 10 у заводський збірник конденсатів, а далі використовують для технологічних потреб.

Неконденсовані гази з нагрівних камер випарних апаратів, підігрівників та вакуум-апаратів відводять:

- з камер, які працюють під тиском нагрівної пари вище атмосферного – через регулюючі вентилі в атмосферу;
- з камер, які працюють під атмосферним тиском або розрідженням – через регулюючі вентилі в трубопровод-колектор, який з'єднують з барометричним конденсатором.



Принципова схема вакуум-конденсаційної установки з проточійно-протитечійним барометричним конденсатором: 1 – збірник оборотної води; 2 – збірник свіжої води; 3 – проточійний конденсатор; 4 – насадка; 5 – кільцевий простір; 6 – форсунки; 7 – патрубок; 8 – охолоджувач; 9 – форсунки; 10, 11 – збірники

Питання для самоперевірки

1. Технологічна схема одержання вапна, сатураційного газу та вапняного молока. Вимоги до якості карбонатної сировини. Вплив окремих домішок на технологічні процеси випалу вапняку.

2. Вимоги до розмірів фракцій вапняку і палива, їх співвідношення при приготуванні шихти. Приготування і очищення вапняного молока. Очищення та охолодження сатураційного газу. Оптимальні параметри проведення процесу.

3. Згущення очищеного соку до сиропу. Два етапи згущення. Рушійна сила процесу випаровування. Принцип багаторазового використання пари. Типова теплова схема чотирьокорпусної випарної установки з концентратором. Підготовка пари для випарної установки.

4. Кількість води, яка випаровується на випарній установці. Створення розрідження на випарній установці. Принцип відведення газів з корпусів, які працюють під тиском вище атмосферного і під розрідженням. Використання аміачної і барометричної води. Розподіл сокових парів з випарної установки.

ТЕМА 7. ФІЗИКО-ХІМІЧНІ ОСНОВИ КРИСТАЛІЗАЦІЇ САХАРОЗИ. ТИПОВА КРИСТАЛІЗАЦІЙНА СХЕМА ПРОДУКТОВОГО ВІДДІЛЕННЯ З АФІНАЦІЄЮ ЖОВТОГО ЦУКРУ ІІІ КРИСТАЛІЗАЦІЇ

Кристалізація сахарози – це масообмінний процес видалення твердої (кристалічної) фази із розчинів. **Головна мета** цього етапу – виділити сахарозу із багатокомпонентної суміші нецукрів, що входять до складу сиропу. Кристалізація сахарози проводиться із перенасичених розчинів в 2-3 ступені у вакуум-апаратах при кипінні під вакуумом 0,08-0,085 МПа для зменшення втрат сахарози від термічного розкладу і утворення барвників.

На першому ступені, коли вміст кристалів в утфелі досягає приблизно половини (по масі), а утфель стає в'язким і малорухомим, кристали білого цукру відділяють в полі відцентрових сил, а міжкристалевий розчин направляють на другий ступінь, згущують до пересичення і викристалізують решту сахарози.

Раціональна технологічна схема продуктового відділення повинна мати стільки ступенів кристалізації, щоб **сумарний ефект кристалізації** становив 30-33 %.

Типовою є трикристалізаційна схема продуктового відділення з афінацією жовтого цукру ІІІ кристалізації першим відтоком утфелю І кристалізації. Для заводів старої технічної бази допускається робота за двокристалізаційною схемою з афінацією жовтого цукру.

Уварювання і центрифугування утфелів І, ІІ і ІІІ кристалізацій

Утфель І кристалізації за трикристалізаційної схеми уварюють із сиропу і клеровки жовтого цукру ІІ кристалізації і цукру-афінаду ІІІ кристалізації до вмісту СР 92-92,5 %. Готовий утфель спускають у мішалку і подають через утфелерозподільник на центрифуги. При центрифугуванні утфелю відділяється два відтоки – перший і другий: перший – внаслідок видалення міжкристалевого розчину, другий – внаслідок пробілювання цукру

артезіанською водою або парою. Різниця між чистотою відтоків має становити 5-7 %. На пробілювання витрачається 3-3,5 % води до маси утфелю.

Білий цукор вологістю 0,8-1,0 % вивантажується на віброконвеєр, подається на елеватор, а далі транспортерами подається в сушильне відділення. Цукор висушується гарячим повітрям в сушильно-охолоджувальній установці до вологості 0,04 % при безтарному зберіганні або вологості 0,10 % для цукру I та II категорії при упаковці в мішки. Температура висушеного цукру для безтарного зберіганні повинна бути не вище 22 °С, при зберіганні в тарі – не вище 25 °С.

Утфель II кристалізації уварюють із другого і першого відтоків утфелю I кристалізації до вмісту сухих речовин 92-93 %, спускають в приймальну мішалку. Апарат пропарюють від залишків утфелю і пропарку відводять в ту ж мішалку. Через утфелерозподільник утфель направляють на центрифуги. При центрифугуванні утфелю відбирають два відтоки з різницею по чистоті 4-5%. На пробілювання утфелю витрачають 1 % води до маси утфелю.

Жовтий цукор II кристалізації клерують (розчиняють) сульфітованим соком II сатурації і разом із сиропом з випарної установки направляють на сульфітацію.

На уварювання **утфелю III кристалізації** у вакуум-апарати послідовно забирають другий і перший відтік утфелю II кристалізації разом з афінаційним відтоком.

В готовому утфелі III кристалізації вміст сухих речовин становить 94-95%. Утфель спускають в приймальну мішалку, а далі утфель кристалізується в мішалках-кристалізаторах не менше 36 годин при поступовому зниженні температури утфелю від 68-70 °С до 30-35° (40°). Перед центрифугуванням утфель підігривають до температури 40-45° С, а потім центрифугують в центрифугах без пробілювання цукру. Відбирають один відтік – мелясу, яку зважують і перекачують в чани.

Цукор III кристалізації направляють в афінатор, де змішують з першим

відтоком утфелю I кристалізації (CP=74-76 %) і отримують афінаційний утфель з вмістом CP 89-90 %. Тривалість процесу афінації становить 20 хв, при цьому частина нецукрів, що знаходяться в плівці на кристалах цукру, переходить в міжкристалевий розчин. Внаслідок афінації чистота цукру збільшується на 2-3 одиниці – до 97 %, зменшується його забарвленість в 2–3 рази.

Афінаційний утфель центрифугують і відтік направляють на уварювання утфелю III кристалізації, а цукор-афінад клерують сульфітованим соком II сатурації до 65-70 % сухих речовин і подають на сульфитацію разом із сиропом.

ОСНОВИ ТЕОРІЇ КРИСТАЛІЗАЦІЇ САХАРОЗИ

Розчинність сахарози. Сахароза добре розчиняється в воді. Розчинність сахарози залежить від температури і тиску. Наприклад, при 20 °С в 1 кг води розчиняється 1,994 кг сахарози, а при 75 °С – 3,463 кг, при 90 °С – 4,262 кг.

Коефіцієнт розчинності. Розчинність сахарози, або *коефіцієнт розчинності* H_0 , при даній температурі виражається кількістю кілограмів сахарози, розчиненої в 1 кг води.

Цукровий розчин, який містить максимально можливу для даної температури кількість розчиненої сахарози, називається *насиченим*.

Дані по розчинності сахарози у воді залежно від температури (в інтервалі від 0 до 90 °С) з достатньою точністю описуються рівнянням

$$C_x = 64,397 + 7,251 \cdot 10^{-2} \cdot t + 20,569 \cdot 10^{-4} \cdot t^2 - 9,035 \cdot 10^{-6} \cdot t^3$$

Розчинність сахарози у воді супроводжуються гідратацію її молекул.

Коефіцієнт насичення. Коефіцієнти розчинності дійсні для чистих розчинів сахарози. В технічних розчинах сахарози (сік, сироп, відтоки) крім сахарози є різні нецукри, більшість з яких здатна збільшувати розчинність сахарози. В такому розчині існує ніби два розчинник: вода і нецукри, між якими і розподіляється розчинена сахароза.

Вплив нецукрів на розчинність сахарози в воді характеризується *коефіцієнтом насичення* ($K_{\text{нас}}$), тобто масовим відношенням розчиненої сахарози в насиченому розчині, що містить у собі нецукри, до розчиненої

сахарози в чистому насиченому розчині при однаковій температурі і масовій одиниці води:

$$K_{\text{нас}} = H/H_0$$

де H – розчинність сахарози в присутності нецукрів; H_0 – розчинність сахарози в чистій воді.

Коефіцієнт перенасичення. Розчин, що містить більше розчиненої сахарози, ніж насичений в даних умовах, називається **перенасиченим**.

Перенасичення сахарози в розчинах в процесі кристалізації підтримується шляхом випаровування води у вакуум-апаратах або внаслідок охолодження в мішалках-кристалізаторах.

Число, яке показує в скільки разів більше розчинено сахарози в даному розчині порівняно з насиченим розчином при однаковій температурі і чистоті, називається **істинним коефіцієнтом перенасичення** ($K_{\text{пер}}$):

$$K_{\text{пер}} = H_1/H$$

де H_1 – маса сахарози, розчиненої в одиниці води в перенасиченому розчині, що містить нецукри.

Якщо в знаменнику замість H підставити H_0 , то отримаємо **видимий коефіцієнт перенасичення**

$$K_{\text{пер.вид}} = H_1/H_0$$

При оцінюванні процесу уварювання утфелю I кристалізації видимий коефіцієнт перенасичення – досить достовірний показник, він мало відрізняється від істинного коефіцієнта перенасичення. В утфелях II і III кристалізації, де чистота міжкристалевого розчину нижче 80 %, значення видимого і істинного коефіцієнтів будуть різними, і користуватись видимим коефіцієнтом перенасичення в розрахунках не рекомендується.

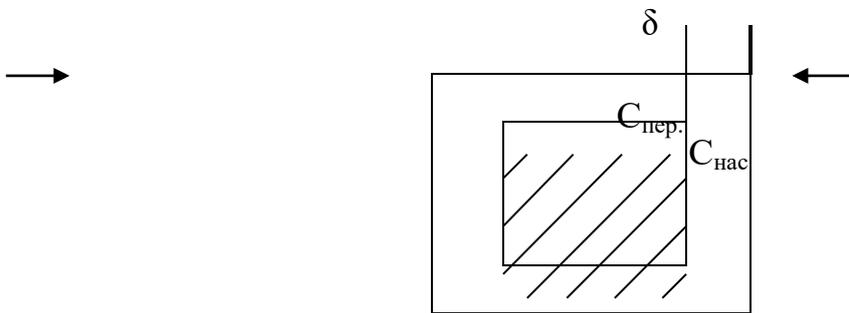
Процес кристалізації складається в основному з двох стадій: утворення (зародження) центрів кристалізації і нарощення зародків з певною швидкістю.

Теорія росту кристалів на підставі вчення про гетерогенні процеси полягає в наступному. Основними стадіями процесу є дифузія молекул речовини, що кристалізується, із розчину до поверхні поділу фаз, адсорбція

молекул на поверхні кристалу, переміщення часточок по поверхні кристалу і вбудовування молекул речовини в кристалічну структуру монокристалу.

Дифузійна теорія кристалізації І.І. Андрєєва. Рівняння швидкості кристалізації сахарози

В основі дифузійної теорії росту кристалів лежить поняття про ламінарну суміжну плівку товщиною δ , через яку проходить дифузія молекул до ростучого кристалу. Вперше закономірності дифузії в процесі кристалізації вивчив І.І. Андрєєв.



Модель кристалу сахарози, що знаходиться в міжкристальному розчині

Під час росту кристали сахарози знаходяться у плівці перенасиченого міжкристального розчину товщиною δ . Надлишок молекул сахарози із цієї плівки швидко викристалізовується на поверхні кристалів, і розчин переходить в стадію насичення з концентрацією сахарози $C_{нас}$.

На деякій відстані від грані кристалу в розчині зберігається перенасичення з концентрацією сахарози $C_{пер}$.

Внаслідок різниці концентрацій $C_{пер} - C_{нас}$ сахароза дифундує через суміжний шар розчину δ . Наблизившись до гранів кристалів молекули сахарози переходять в кристалічну решітку (фазовий перехід). Таким чином, швидкість росту кристалів обумовлена швидкістю дифузії сахарози і швидкістю фазового переходу на границі поділу фаз.

Швидкість росту кристалів сахарози можна представити рівнянням:

$$dS / dt = DF (C_{пер} - C_{нас}) / \delta ,$$

де dS / dt – кількість сахарози, яка викристалізувалась за одиницю часу; D – коефіцієнт дифузії сахарози; F – поверхня кристалів, на яких кристалізується сахароза; $C_{\text{пер}}$, $C_{\text{нас}}$ – відповідно концентрації сахарози в перенасиченому і насиченому розчині; δ – товщина шару розчину, суміжного з кристалом, в якому концентрація змінюється від $C_{\text{пер}}$ до $C_{\text{нас}}$.

Проінтегрувавши рівняння 7.5, отримаємо

$$S = DF (C_{\text{пер}} - C_{\text{нас}}) \tau / \delta$$

Поділивши обидві частини рівняння на F і на τ , отримаємо рівняння для визначення питомої швидкості кристалізації, або коефіцієнта масопереносу K , під яким розуміють масу сахарози (мг), яка кристалізується за 1 хвилину на 1 м^2 поверхні кристалів:

$$S / F\tau = K = D (C_{\text{пер}} - C_{\text{нас}}) / \delta$$

Якщо представити процес кристалізації як процес аналогічний процесу теплопередачі, то товщину плівки на кристалі з урахуванням ламінарного потоку при падінні кристалу в перенасиченому розчині можна прийняти пропорційною співвідношенню

$$\delta \sim (\mu / \nu)^{0,5}$$

де μ – динамічна в'язкість розчину, суміжного з кристалом; ν – швидкість руху кристалів у в'язкій рідині.

Згідно із законом Стокса $\nu = 1 / \mu$, а по Енштейну залежність коефіцієнта дифузії від абсолютної температури T і в'язкості має вигляд

$$D = kT / \mu ,$$

де k – деяка стала величина, яка залежить від природи дифундууючої речовини.

Тоді, підставляючи

$$\delta = (\mu / \nu)^{0,5} = [\mu / (1/\mu)]^{0,5} = (\mu^2)^{0,5} \text{ і}$$

$$D = kT / \mu ,$$

При μ^2 значення коефіцієнта k дорівнює 2318.

Тоді рівняння матиме вид

$$K=2318T(C_{\text{пер}}-C_{\text{нас}})/\mu^2,$$

де K – швидкість кристалізації сахарози, мг/($\text{м}^2 \cdot \text{хв}$); T – абсолютна температура;

$(C_{\text{пер}} - C_{\text{нас}})$ – різниця концентрацій, г на 100 г розчину; μ – динамічна в'язкість насиченого розчину при даній температурі, МПа·с.

Одержання утфелю I кристалізації

Суміш клеровки жовтих цукрів II та III кристалізацій з сиропом з випарної установки після сульфатації і фільтрування (з вмістом сухих речовин 65-70 %) направляється на одержання утфелю I кристалізації. Утфель – суспензія, що складається з кристалів цукру та міжкристального розчину. Утфель уварюють у вакуум-апаратах за температури 72-78 °С.

Технологічний процес одержання утфелю складається з трьох основних етапів: одержання перенасиченого розчину сахарози, утворення чи введення готових центрів кристалізації та нарощування кристалів цукру до заданих розмірів. Перенасичений розчин сахарози одержують шляхом випаровування води.

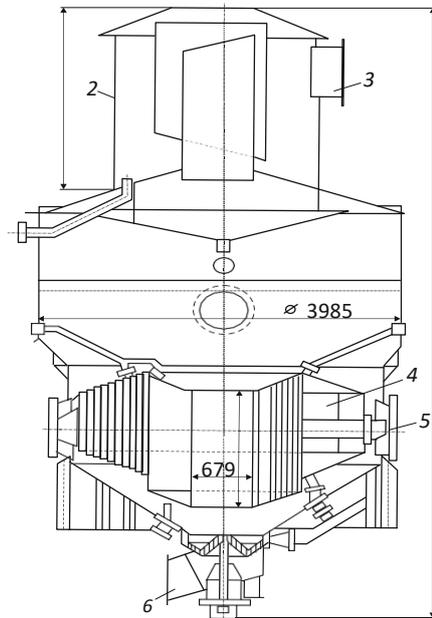
Центри кристалізацій сахарози утворюється за умов введення в перенасичений розчин з коефіцієнтом перенасичення 1,25-1,30 затравки у вигляді тонкоподрібненої цукрової пудри, твердокристалічної пасти чи маточного утфелю.

Апарати для одержання утфелю

Кристалізація сахарози у вакуум-апаратах досягається за рахунок випаровування води. Сучасні вакуум-апарати мають вертикальний циліндричний корпус із конічним днищем для полегшення спуску звареної маси (утфелю). У верхній частині розташовано уловлювач для відділення крапель продукту, що уварюється, від вторинної пари. У нижній частині розташовано спускний шибер для спуску утфелю. Сучасні вакуум-апарати можуть бути обладнані підвісними або вбудованими паровими камерами, які мають трубні решітки з розвальцьованими в них трубками діаметром 102 мм. У центрі парової камери розташована циркуляційна труба.

Вакуум-апарат ВАЦ має розширену верхню частину, трубні решітки у

цьому вакуум-апараті зроблені похилими до центральної труби і зовнішньої стінки камери з метою полегшення циркуляції, внаслідок чого у нижній частині зберігається інтенсивна циркуляція, водночас при великому об'ємі апарата його висота відносно невелика. Це дає можливість запобігти перегріву продуктів за рахунок зменшення гідростатичного напору.



Вакуум-апарат ВАЦ:

1 – корпус; 2 – уловлювач; 3 – патрубок відведення пари; 4 – грійоча камера; 5 – патрубок підведення пари; 6 – випускний клапан утфелю

Найбільш широко на вітчизняних цукрових заводах застосовуються вакуум-апарати Смілянського машинобудівного заводу, Адміралтійського заводу, вакуум-апарати ВАЦ, Ж4-ПВА-40, ГК “Техінсервіс”, тощо.

Уварювання утфелю I кристалізації. Тривалість окремих операцій уварювання утфелю I кристалізації із сиропу з клеровкою чистотою 90-92 % з кристалами середнього розміру (хв):

Показник	Значення
Набір і згущення сиропу до $K_{пер}$ 1,25-1,3	30
Утворення центрів кристалізації	5
Нарощування кристалів при $K_{пер}$ 1,1–1,12	110

Згущення утфелю до масової частки сухих речовин в утфелі 92,0...92,5 %	15
Спуск утфелю	10
Пропарювання вакуум-апарата	10
Всього	175

Набирання у вакуум-апарат сиропу. Щоб набрати в апарат сироп з клеровкою спочатку поступово відкривають основний вакуумний вентиль або малий вакуумний вентиль (байпас) і, коли вакуум досягне приблизно 400 мм рт. ст. (0,5 кгс/см²), в нього зі збірників набирають сироп із клеровкою в такій кількості, щоб покритою була поверхня нагрівання, і щоб після уварювання маси до вмісту сухих речовин 82-83 %, вона у стані кипіння покрила усю поверхню нагрівання апарата.

Як тільки апарат заповниться сиропом на $\frac{1}{3}$ висоти парової камери, частково відкривають вентиль на паропроводі і починають прогрівати парову камеру.

Коли рівень сиропу досягне необхідної величини і покриє всю площу поверхні парової камери, паровий вентиль відкривають повністю і згущують уварювану масу шляхом випаровування води під розрідженням 0,085-0,090 МПа. Одночасно з відкриттям вентиля для створення розрідження в вакуум-апарат починають подавати сироп з клеровкою.

Утворення центрів кристалізації здійснюють при $K_{пер}$ 1,2--1,30. Для цього через пробний кран у вакуум-апарат вводять затравку у вигляді подрібненої цукрової пудри, просіяної через шовкове сито (із розрахунку 50 г на 40 т утфелю).

Нарощування кристалів здійснюють шляхом періодичних підкачок у вакуум-апараті свіжого сиропу, щоб підтримувати коефіцієнт перенасичення в інтервалі 1,1-1,12, а далі – від 1,12 до 1,14. Сироп попередньо нагрівають приблизно на 5 °С вище температури кипіння утфелю (температуру кипіння

підтримують 74-76 °С).

В кінці уварювання чистота сиропу + клеровка знижується з 91...93 % до 80...82 %, маса кристалів в утфелі збільшується до 50...52 %. Утфель згущують до вмісту сухих речовин 92,0...92,5 %. Перед *спуском утфелю* закривають подавання пари в парову камеру, відключають систему розрідження, відкривають вентиль, який з'єднує верхню частину вакуум-апарата з атмосферою, і спускають утфель у приймальну мішалку, далі подають на центрифугування.

При спускі утфелю в холодну мішалку температура утфелю зменшується на 5...6 °С, що відповідає збільшенню K перенасичення міжкристального розчину на 0,06...0,08, при цьому з'являється загроза утворення нових центрів кристалізації – “муки”. Тому під час спуску звареного утфелю в приймальну мішалку його обприскують водою (приблизно 0,5 % води до маси утфелю). Вода розчиняє дрібні кристалики, знижує K перенасичення до 1,04–1,06, утфель стає більш рухомим, швидше центрифугується.

Питання для самоперевірки

1. Фізико-хімічні основи кристалізації сахарози. Типова технологічна схема продуктового відділення. Коефіцієнт розчинності сахарози, коефіцієнт насичення. Коефіцієнт перенасичення істинний і видимий. Рушійна сила процесу кристалізації. Основні положення дифузійної теорії кристалізації Андрєєва. Рівняння кристалізації. Вплив нецукрів на форму кристалів. Вплив основних факторів на швидкість кристалізації: коефіцієнта перенасичення, температури і в'язкості, чистоти продуктів, які надходять на уварювання.

2. Уварювання утфелю I кристалізації. Основні стадії уварювання. Обґрунтуйте температуру уварювання і необхідність створення розрідження. Будова і принцип роботи вакуум-апаратів. Переваги апарата з циркулятором перед вакуум-апаратом з природною циркуляцією: зменшення тривалості уварювання, збільшення виходу кристалічного цукру з утфелю, покращення гранулометричного складу утфелю.

ТЕМА 8. ОТРИМАННЯ ЦУКРУ. ВИМОГИ НОРМАТИВНОЇ ДОКУМЕНТАЦІЇ ДО БІЛОГО ЦУКРУ. ЦЕНТРИФУГУВАННЯ УТФЕЛЮ І КРИСТАЛІЗАЦІЇ

Зварений у вакуум-апаратах утфель складається з двох фаз: твердої (кристали цукру) і рідкої (міжкристальний розчин). За перебігом процесу розділення суспензій центрифуги поділяють на машини періодичної і безперервної дії. В бурякоцукровій промисловості використовуються обидва типи центрифуг.

Розділення утфелю І кристалізації ефективно відбувається тільки в центрифугах періодичної дії, утфелі ІІ і ІІІ кристалізації – в центрифугах обох типів. В цукровій промисловості найбільш часто використовуються центрифуги АО “Сумського машинобудівного науково-виробничого об’єднання” типу ФПН. Крім першої моделі для розділення утфелів різних кристалізацій використовують центрифуги ФПН-1251Л-2, ФПН-1251Л-3, ФПН-1251Т-01 (із титановим ротором і кільцевим вивантажувальним пристроєм).

Усі типи підвісних центрифуг ФПН мають такі основні вузли і деталі, як багатошвидкісний привід, підвісний пристрій, вертикальний вал із закріпленням на ньому перфорованим ротором (ротор обертається від п’ятишвидкісного електродвигуна перемінного струму з синхронною частотою обертання 1480, 980, 425, 207 і 80 (в зворотному напрямку) хв^{-1}); кожух із змонтованими на ньому пристроями для завантаження утфелю і вивантаження кристалічного цукру, пристроями для промивання кристалів цукру і розділення відтоків.

ЦЕНТРИФУГУВАННЯ УТФЕЛЮ І КРИСТАЛІЗАЦІЇ.

ФАКТОР РОЗДІЛЕННЯ

Мета центрифугування – відділення міжкристального розчину під дією відцентрових сил від кристалів цукру та наступне їх промивання.

Центрифуга має сталевий або титановий перфорований барабан, на стінки якого кладеться підкладкове сито з розмірами отворів 5 x 5 мм, а поверх

нього – фільтрувальне сито, плетене або штамповане (з видовженими отворами 0,34 x 2,5 мм). Дно барабана кріпиться до вертикального вала.

Центрифуга має зовнішній кожух для відведення відтоків. На виході із центрифуги встановлено сегрегатор для розділення відтоків у вигляді перекидного жолобка або іншої конструкції, який направляє відтоки у відповідні жолоби.

Основним показником, що характеризує ефективність роботи центрифуг, є *фактор розділення* (F_r), який показує, у скільки разів дія відцентрової сили прискорює відділення міжкристального розчину від кристалів цукру порівняно з дією сили ваги.

Центрифугування утфелю відбувається в автоматичному режимі. Якщо натиснути кнопку “Пуск”, електродвигун включається і набирає швидкість 207 хв⁻¹. В цей момент відкривається клапан живлення, утфель поступає на розподільний диск, і внаслідок відцентрової сили рівномірно розподіляється по фільтруючій поверхні ротора. Товщина шару утфелю – 90-150 мм.

Після завантаження центрифуги швидкість обертання центрифуги послідовно збільшується до частоти обертання 425, 980 хв⁻¹ і робочої частоти 1480 хв⁻¹.

Міжкристальний розчин внаслідок дії відцентрової сили проходить через шар кристалів цукру і фільтрує сито, попадає в простір між ротором і нерухомим кожухом і по нахиленому жолобу за допомогою сегрегатора направляється в збірник першого відтоку. При центригуванні видаляється більша частина міжкристального розчину.

Промивання цукру в центрифугах

На поверхні кристалів цукру після центрифугування залишається плівка міжкристального розчину, яка надає цукру жовтуватого кольору. Щоб видалити цю плівку при частоті обертання ротора 800-1000 хв⁻¹ починається промивання цукру артезіанською фільтрованою водою, нагрітою до 80-90 °С, або конденсатом першого корпусу випарної установки. Кількість води має бути

мінімальною і залежно від фактора розділення центрифуги, температури води та якості утфелю становить 2,5-3,5 % до маси утфелю.

Значне зменшення розчинення кристалів досягається **комбінованим промиванням** – на початку утфель промивають сиропом з температурою 85-90 °С з окремого збірника, який подають на форсунки високонапірним насосом, а потім зменшеною кількістю води.

При центрифугуванні утфелів не зменшується кількість нецукрів, які потрапили із міжкристального розчину в кристалічну ґратку в середину кристалів (інклюдія) в процесі уварювання утфелю, тому при порушенні режимів очистки соків, уварюванні утфелю із сиропів низької якості навіть інтенсивне промивання цукру водою не забезпечить отримання потрібної якості білого цукру.

ВИСУШУВАННЯ, ОХОЛОДЖЕННЯ, ЗВАЖУВАННЯ ТА ПАКУВАННЯ ЦУКРУ

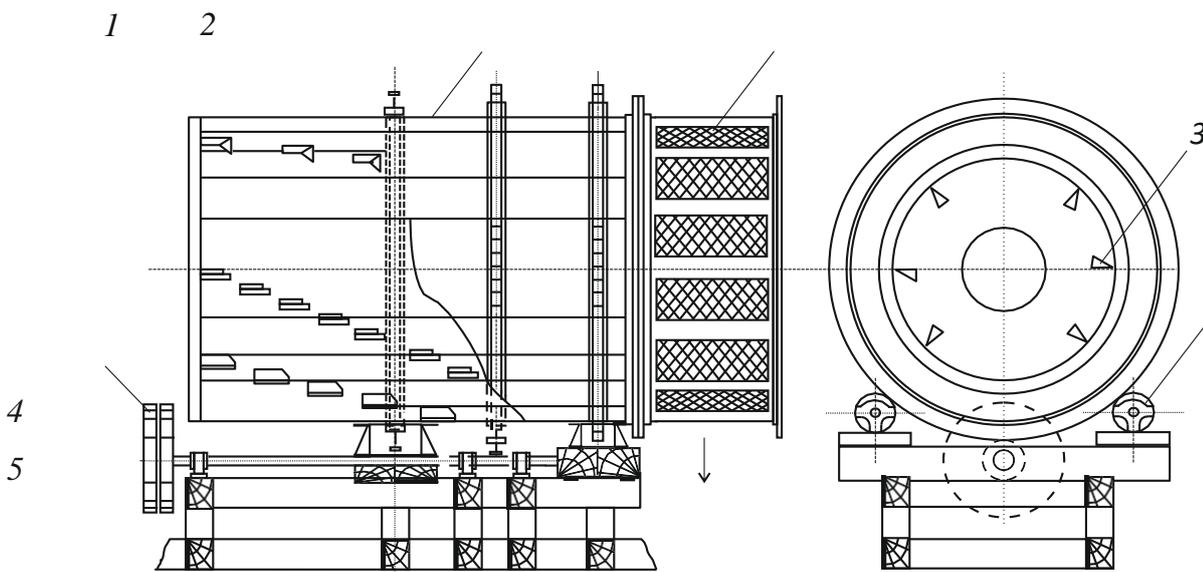
Після центрифуг отримують білий цукор з вологістю до 0,6-0,8 %. Білий цукор I, II категорії висушують нагрітим повітрям до вмісту води $\leq 0,1$ %, цукор III категорії до вологості – $\leq 0,14$ %, до вологості $\leq 0,04$ % – при безтарному зберіганні в силосах. Після висушування цукор охолоджують до температури ≤ 25 °С при зберіганні в мішках, і до температури ≤ 22 °С при безтарному зберіганні.

З метою зменшення пошкодження кристалів вологого цукру при транспортуванні від центрифуг до елеватора білого цукру використовують вібротранспортер. Застосування вібротранспортера для переміщення цукру цілком доцільне тому, що цукор майже не перетирається (як у разі застосування шнеку), а під час руху він трохи підсушується.

Із вібротранспортера цукор з температурою 40-45 °С (на деяких заводах 50–60 °С) надходить в елеватор, а далі за допомогою стрічкових транспортерів подається до сушильного відділення.

Сушіння та охолодження цукру в барабанній та в сушарках з псевдорозрідженим шаром

Сушильний барабан найпростішої однобарабанної сушарки має діаметр 2-3 м і довжину 4-5 м. Частота обертання барабана на роликах дорівнює $3-5 \text{ хв}^{-1}$. На стінках барабана з внутрішнього боку закріплені лопатки, які розташовані вздовж барабана по гвинтовій лінії. Завдяки лопаткам цукор під час обертання барабана пересипається і одночасно переміщується до виходу з барабана. На виході з барабана розміщена ситова бокова поверхня.



Барабанна сушарка для білого цукру

1 – барабан; 2 – сито; 3 – лопатки; 4 – ролики; 5 – привод

Цукор проходить через сито і попадає на транспортер, а грудочки цукру, що залишилися на ситі, викидаються окремо до клеровочної мішалки, де розчиняються і направляються на повторне перероблення.

Висушений і охолоджений білий цукор подається транспортером на магнітний сепаратор для видалення магнітних домішок (феродомішок). Після видалення феродомішок цукор надходить у бункера, а далі – на зважування і упаковку та зберігання. На деяких підприємствах застосовується безтарне зберігання білого цукру в силосах.

Схема двобарабанної сушарки білого цукру

Сучасні установки для сушіння білого цукру мають два нахилені барабани, що обертаються, з лопатками всередині. Перший барабан сушильний, другий – охолоджувальний. Вологий цукор надходить до сушильного барабана 3, де переміщується і висушується в режимі прямотечії гарячим повітрям. Повітря попередньо очищається у фільтрі 1 і нагрівається у калорифері (підігрівачеві) 2 до температури 110-120 °С. З першого барабана повітря відбирається вентилятором 4 і направляється в циклони. Висушений білий цукор із першого барабана надходить до охолоджувального барабана 7. Холодне повітря, що надходить на охолодження цукру, проходить через фільтр 8 і очищається. У барабані 7 повітря рухається назустріч цукру. З барабана повітря відбирається вентилятором 6 і направляється в циклони 5 для відокремлення від повітря цукрового пилу. Уловлений цукровий пил розчиняється в соку II сатурації та повертається на виробництво (на клерування цукру).

У двобарабанній сушарці через багаторазове пересипання цукру спостерігається досить значне пошкодження поверхні кристалів з утворенням цукрового пилу.

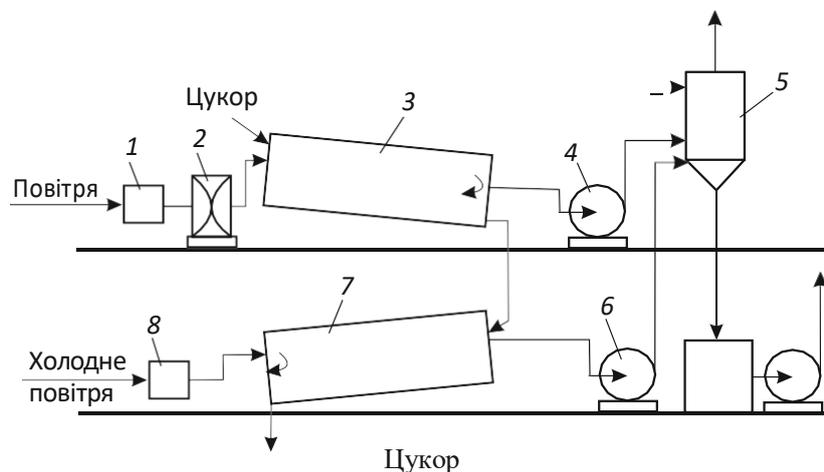


Схема двобарабанної сушарки білого цукру: 1 – фільтр; 2 – калорифер; 3 – сушильний барабан; 4 – вентилятор; 5 – пиловловлювач; 6 – вентилятор; 7 – охолоджувальний барабан; 8 – фільтр

Сушильно-охолоджувальна установка СПС-20. На багатьох

вітчизняних цукрових заводах застосовують сушильноохолоджувальні установки СПС-20 або СК-1, які працюють за принципом псевдозрідженого шару або шару, що кипить. При проходженні гарячого повітря через шар вологого білого цукру, коли сила тиску повітря дещо перевищує масу цього шару, білий цукор стає рухливим, а його шар за властивостями стає подібним на рідину з малою в'язкістю. Кристали починають переміщатися у межах шару цукру, а він ніби кипить. Тому шар цукру білого, яким знаходиться в такому стані, і називають таким, що кипить.

Корпус сушильно-охолоджувальної установки СПС має прямокутну форму і розділений на дві камери: сушильну 4 і охолоджувальну 6. В камерах під кутом 2-3° у напрямку руху білого цукру встановлено по дві решітки: верхні 1 і 11 для підтримання шару білого цукру та нижні 12 і 14 для рівномірного розподілу повітря в шарі. У кінці підтримувальних решіток розташовані секторні шибери 9 і 13, за допомогою яких регулюється товщина псевдозрідженого шару цукру. У сушильній камері товщину шару цукру підтримують на рівні 200 мм (при необхідності товщину шару збільшують до 300-400 мм), а в охолоджувальній камері – 80-120 мм. Для спостереження за процесом сушіння цукру передбачені оглядові віконця 8.

Вологий білий цукор подається в сушильну камеру через шлюзовий затвор 3, який забезпечує герметичність корпусу при завантаженні. За допомогою нерухомого лотка 2 білий цукор розподіляється рівномірним шаром на решітці 1.

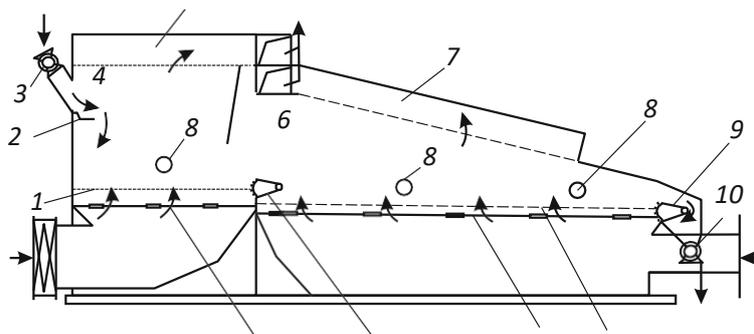


Схема сушильно-охолоджувальної установки СПС-20:

1, 11 – решітки верхні; 2 – нерухомий лоток; 3, 10 – шлюзові затвори; 4 – сушильна камера; 5, 7 – повітряні колектори; 6 – охолоджувальна камера; 8 – оглядові віконця; 9, 13 – шибера; 12, 14 – решітки нижні

Під розподільчу решітку 14 подається гаряче повітря температурою 110-120 °С, яке розпушує білий цукор, переводить його у псевдозріджений стан і висушує. Зміною кута нахилу шибера 13 регулюється товщина шару цукру на решітці в сушильній камері.

Сушильна камера оснащена пристроєм для активного механічного розпушування верхнього шару цукру білого, який підсихає. У середині апарата за допомогою вентилятора, який відтягує відпрацьоване повітря, підтримується невелике розрідження на рівні 50-100 Па.

Висушений білий цукор через шибера 13 пересипається на решітку 11 охолоджувальної камери, під яку подають холодне повітря. Із охолоджувальної камери через шибера 9 і шлюзовий затвор 10 білий цукор надходить на стрічковий транспортер і рухається далі по технологічному потоку. Відпрацьоване в установці повітря через повітряні колектори 5 і 7 надходить у циклони для відокремлення цукрового пилу. Незважаючи на роботу пиловловлювачів значна кількість цукрового пилу осідає на поверхні обладнання в сушильному відділенні, на стінах приміщень сушильного і пакувального відділень. При високій концентрації цукру в пилоповітряній суміші з розмірами частинок цукру менше 160 мкм можливий її вибух. Тому рекомендується проводити вологе прибирання не рідше 1 разу на добу там, де накопичення і утворення цукрового пилу найбільш інтенсивне.

Вимоги нормативної документації до білого цукру

За органолептичними показниками цукор повинен бути білий, чистий, без плям і сторонніх домішок, для третьої і четвертої категорій – допускається жовтоватий відтінок. Цукор повинен бути солодкий, без стороннього запаху і присмаку. Розчин цукру повинен бути прозорий.

Відповідно до “ДСТУ 4623:2006 “Цукор білий. Технічні умови” за

фізико-хімічними показниками кристалічний цукор повинен відповідати нормам

Пакування і складування цукру

Кристалічний цукор пакують масою нетто 50 кг, пресований – насипом масою нетто 40 кг в нові тканинні або пропіленові мішки.

Цукор, упакований в мішки, зберігають в складах. Температура зберігання не повинна перевищувати 40 °С. Відносна вологість повітря в складі повинна бути не вище 70 % на рівні поверхні нижнього ряду упакованого цукру; не вище 60 % під час зберігання без пакування в силосах.

Цукор укладають на складі в штабелі висотою до: 36 рядів – кристалічний цукор і сахарозу для шампанського, упаковані в тканинні або поліпропіленові мішки; 24 ряди – кристалічний цукор, упакований в мішки з поліетиленовими укладками; 4 м – кристалічний цукор, упакований в мішки по 25 кг та транспортні пакети; 2 м – пресований цукор і цукрову пудру, упаковану в картонні ящики, групове пакування в мішки.

Таблиця

Фізико-хімічні показники кристалічного цукру

Назва показника	Значення за категоріями кристалічного цукру, сахарози для шампанського і цукрової пудри			
	1	2	3	4
Масова частка сахарози (поляризація), % не менше ніж	99,7	99,7	99,61	99,5
Масова частка редукувальних речовин (в перерахуванні на суху речовину), % не більше ніж	0,04	0,04	0,05	0,065
Масова частка вологи, % не більше ніж:				
кристалічного цукру	0,1	0,1	0,14	0,15
сахарози для шампанського цукрової пудри	0,1	0,1	–	–
	0,2	0,2	0,2	–
Масова частка золи (в перерахуванні на суху речовину), не більше ніж:				
%	0,027	0,04	0,04	0,05
балів	15	–	–	–
Кольоровість в розчині, не більше ніж:				
одиниць ICUMSA	45,0	60,0	104,0	195,0
балів	6	8	–	–
умовних одиниць	–	–	0,8	1,5
Масова частка феродомішок, %, не більше ніж	0,0003	0,0003	0,0003	0,0003

Величина окремих часток феродомішок, в найбільшому лінійному вимірі, не більше ніж	0,5	0,5	0,5	0,5
--	-----	-----	-----	-----

Під час зберігання цукру в силосах повинно бути забезпечено: автоматичне підтримування температурно-вологісного режиму: вологість цукру, який надходить на безтарне зберігання $\leq 0,04$ %; температура $\leq 22^\circ$; температура повітря для продування цукру – $20-22^\circ$; відносна вологість повітря в складі – 55-60 %.

Питання для самоперевірки

1. Центрифугування утфелю I кристалізації. Будова і принцип роботи центрифуги ФПН-125. Пробілювання цукру в центрифугі гарячою водою, водою і паром, цукровими розчинами. Витрати води на пробілювання цукру, температура води. Вологість цукру після центрифуг.

2. Висушування і охолодження білого цукру. Принципова технологічна схема двобарабанної сушильно-охолоджувальної установки. Оптимальні параметри роботи. Дежстандарт України ДСТУ 4623:2006 на білий цукор. Органоліптичні і фізико-хімічні показники. Забарвленість білого цукру в одиницях ICUMSA та в умовних одиницях, вміст золи в білому цукрі I, II та III категорії. Зважування та пакування цукру.

3. Особливості уварювання утфелів II і III кристалізації. Додаткова кристалізація утфелю III кристалізації в мішалках-кристалізаторах. Ефект кристалізації в мішалках-кристалізаторах. Загальний ефект кристалізації в продуктовому відділенні. Центрифугування утфелю III кристалізації. Вихід і чистота меляси.

4. Афінація жовтого цукру. Мета процесу афінації. Приготування афінуючого розчину. Афінація жовтого цукру III кристалізації в афінаційних мішалках або в центрифугах. Зміна якісних показників жовтого цукру в процесі афінації. Центрифугування афінаційного утфелю. Клерування афінаційного жовтого цукру і жовтого цукру II кристалізації. Використання афінаційного відтоку.

ТЕМА 9. ТЕХНОЛОГІЯ ЦУКРУ-РАФІНАДУ. ЗАГАЛЬНА ХАРАКТЕРИСТИКА ЦУКРО-РАФІНАДНОГО ВИРОБНИЦТВА

Білий цукор містить деяку кількість нецукрів, в тому числі барвні речовини. В ряді галузей харчової промисловості – пиво-безалкогольна, виноробство, кондитерська, лікєро-горільчана та ін. висувають підвищені вимоги до якості цукру, яким не відповідає білий цукор. Крім того на продовольчому ринку попитом користуються високоякісні продукти в тому числі рафінований цукор різних видів: рафінований цукор, пресований швидкорозчинний та з властивостями литого цукор-рафінад. Особливі вимоги висувають для цукру, що постачається на виробництво напоїв (“Кока-Кола”) та кондитерських виробів, цукор перевіряють на вміст флокульованих осаджень – пластівців, які утворюються у підкислених напоях та при зниженні рН в рецептурах кондитерських виробів.

Сировиною для виробництва цукру-рафінаду є білий цукор і тростинний цукор-сирець, який містить деяку кількість редукувальних та барвних речовин та ін., йому властиві колір, запах і характерний присмак.

Мета рафінування

Мета рафінування білого цукру або тростинного цукру-сирцу полягає в тому, щоб в результаті послідовного виконання технологічних операцій максимально вилучити домішки і отримати практично чисту сахарозу з чистотою 99,9 %.

Асортимент цукру-рафінаду. На цукро-рафінадних заводах виробляють різні види цукру-рафінаду: пресований колотий, пресований колотий із властивостями литого, пресований в дрібній фасовці (дорожний), литий колотий, рафінований цукор-пісок, сахароза для шампанського, рафінадна пудра та ін.

Основними стадіями виробництва цукру-рафінаду є: приймання на завод цукру, механічне очищення, клєрування, фільтрування на гравієвих фільтрах,

фільтрування на патронних фільтрах з наливом шару фільтроперліту, адсорбційне очищення активним гранульованим вугіллям (порошковим активним вугіллям), отримання рафінадних утфелів, центрифугування рафінадних утфелів, отримання рафінадної кашки, пресування, висушування, розколювання рафінадних брусків, пакування; переробка відтоків рафінадних утфелів і отримання продуктових утфелів, центрифугування і отримання продуктових цукрів, приготування сиропу, адсорбційне очищення і уварювання рафінадної патоки із відтоку останнього продуктового утфеля.

Технологічні схеми переробки цукру-піску в цукор-рафінад

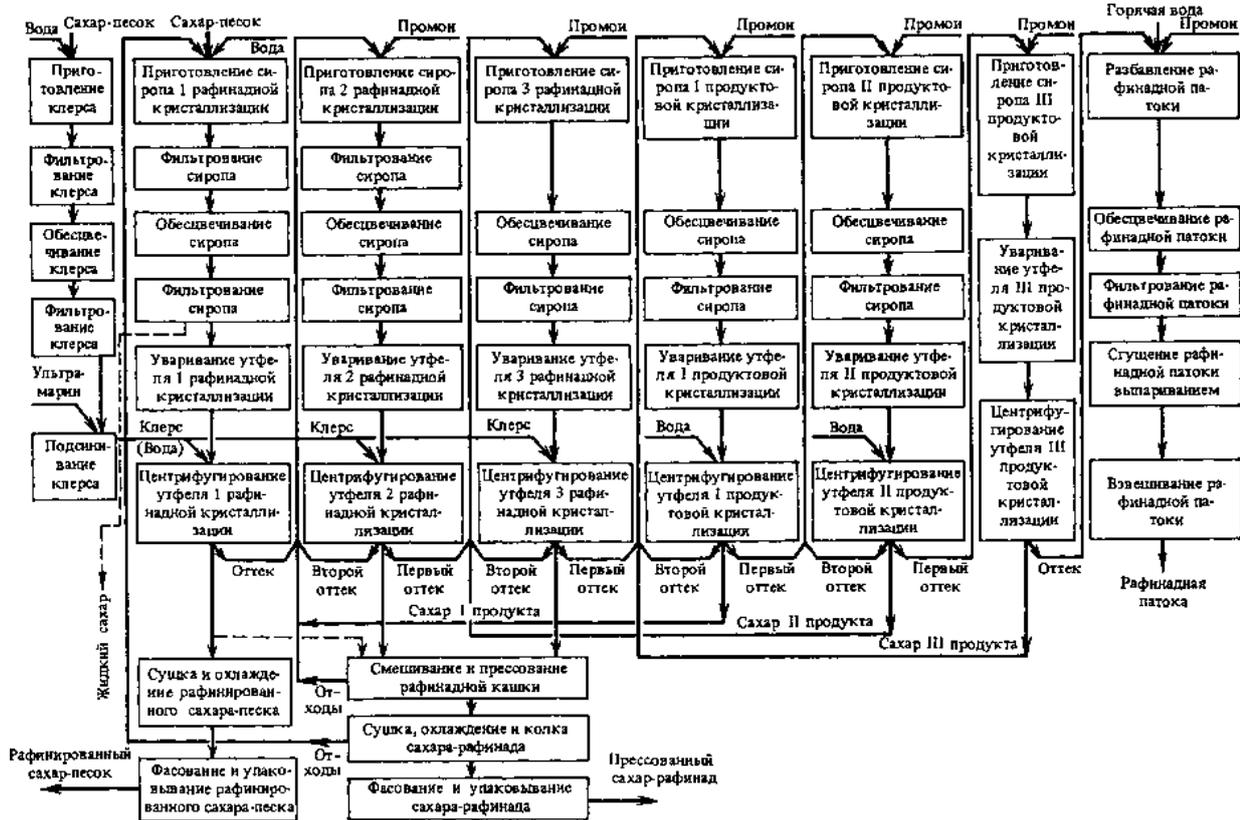
Для переробки *цукру-піску кольоровістю до 1,3 ум. одиниць* прийнята шестикристалізаційна технологічна схема з *трьома рафінадними і трьома продуктовими кристалізаціями*, в якій при надходженні цукру-піску кольоровістю вище *до 1,3 ум. одиниць* передбачена можливість переходу на роботу з *двома рафінадними і чотирма продуктовими кристалізаціями*.

При переробці цукру-піску низької якості на рафінадних заводах застосовують технологічну схему з двома рафінадними і трьома чи чотирма продуктовими кристалізаціями.

Цукор-пісок кольоровістю більше 4 ум. одиниць і з підвищеним вмістом редукувальних речовин (більше 0,25 %) переробляють на цукро-рафінадних заводах і в рафінадних відділеннях, які обладнані установками для афінації цукру-піску, вапнування, карбонізації і сульфатації цукру-піску.

Принципова технологічна схема переробки цукру-піску в цукоррафінад з трьома рафінадними і трьома продуктовими кристалізаціями

Цукор-пісок після зважування на автоматичних вагах і просіювання розчиняють в чистій гарячій воді разом з браком цукру-рафінаду і сиропом із адсорбентів першої групи до вмісту СР 63...67 %. Сироп спочатку фільтрують через шар гравію на гравієвих фільтрах, а далі – через шар фільтроперліту на патронних фільтрах.



Принципова технологічна схема перероблення цукру-піску в цукор-рафінад з трьома рафінадними і трьома продуктовими кристалізаціями

Сиропа 1, 2, 3-й рафінадний, I і II продуктивних кристалізацій знебарвлюють активним вугіллям. Якщо на заводі замість активного вугілля використовують аніоніт, то сироп II продуктової кристалізації адсорбентом не знебарвлюють. Після адсорберів сиропа фільтрують повторно. Частина знебарвленого і профільтрованого сиропа 1-ї рафінадної кристалізації може бути виведена у вигляді рідкого цукру (прозорий сироп з вмістом СР 64 %).

Уварювання і центрифугування рафінадних і продуктивних утфелів. Пресування рафінадної кашки та висушування рафінаду

Утфелі уварюють у вакуум-апаратах при максимальному розрідженні. На кожному ступені кристалізації під вакуум-апаратами встановлено утфелемішалки-кристалізатори.

Особливістю приготування утфелів рафінадних кристалізацій є застосування ультрамарину марки УС – синтетичного мінерального барвника

синього кольору, або синтетичного харчового барвника індигокарміна, а також гідросульфїта натрію.

При виробництві рафінованого цукру-піску водну суспензію ультрамарина або індигокарміна вводять у вакуум-апарат на початку згущення сиропу для надання товарному продукту світло-блакитного відтінку.

Цукор рафінадних кристалізацій промивають клерсом з температурою 60...65 °С, приготованого із цукру-піску вищої якості.

При центрифугуванні утфелю 1-ї (або 0) рафінадної кристалізації відбирають один відтік і направляють на приготування сиропу 2-ї рафінадної кристалізації, а при центрифугуванні утфелів 2-ї і 3-ї рафінадних кристалізацій, а також утфелів I і II продуктових кристалізацій відбирають по два відтоки. Перший відтік направляють на уварювання утфелю наступного ступеня кристалізації, а другий, як більш чистий, добавляють до сиропу того ж ступеня, де його отримали.

Цукор I і II продуктових кристалізацій промивають водою, нагрітою до температури утфелю, в кількості 1... 1,5 % до маси утфелю. Цукор останньої III кристалізації не промивають і відбирають лише один відтік, який називають **рафінадною патокою**.

Сиропи 2-ї, 3-ї рафінадних і I продуктової кристалізації готують із першого відтоку попереднього утфелю, свого другого відтоку і клеровки цукру зі ступеня кристалізації, розташованої через один ступінь далі по схемі, а також промивних вод із адсорберів першої групи: густого промою – для сиропів 2-ї і 3-ї рафінадних кристалізацій і рідкого – для сиропу I продуктової кристалізації. Сироп II продуктової кристалізації готують із першого відтоку утфелю I продуктової кристалізації, другого відтоку цього ж утфелю і густого промою із адсорберів другої групи; сироп III продуктової кристалізації – із першого відтоку утфелю II продуктової кристалізації і промою.

Цукор-пісок 1-ї рафінадної кристалізації після промивання водою сушать, фасують і пакують, а після промивання клерсом також можуть змішувати з цукром 2-ї і 3-ї рафінадних кристалізацій, і використовувати в якості рафінадної

кашки для пресування.

Рафінадну патоку – розбавляють гарячою водою, рідким промием із адсорберів другої групи, знебарвлюють адсорбентом, фільтрують, згущують у вакуум-апараті випаровуванням до вмісту сухих речовин 78-82 %, зважують і направляють в паточні чани.

На вітчизняних цукрорафінадних заводах застосовують автоматизовану лінію К5-ПРА для пресування рафінадної кашки в бруски розміром 18×24×150 або 23×23×184 мм і їх висушування. Наступні операції (колення брусків цукру на брикети, фасування брикетів в коробки) здійснюють на автоматизованій лінії А1–ПЛР.

На деяких заводах встановлено автоматизовану лінію ІДМ французької фірми “Шамбон”.

Питання для самоперевірки

1. Загальна характеристика цукро-рафінадного виробництва. Мета рафінування цукру.
2. Асортимент цукру-рафінаду: пресований, колотий цукор I, II та III категорії, сахароза для шампанського, цукрова пудра. Вміст на 100 СР сахарози, вологи, вміст золи і феродомішок.
3. Основні технологічні стадії виробництва цукру-рафінаду. Принципова технологічна схема цукро-рафінадного виробництва з двома і трьома рафінадними утфелями.
4. Одержання і очищення рафінадних сиропів. Приймання, зберігання і клерування білого цукру, який надходить на завод.
5. Використання гравію із твердих порід (граніта і мармурової крошки) на гравієвих фільтрах для виведення грубих домішок і фільтроперліту на патронних фільтрах для видалення тонкодисперсних домішок.
6. Знебарвлення сиропів активним гранульованим вугіллям. Схема адсорбера періодичної дії. Схема безперервної протитечійної адсорбційної установки.

7. Кристалізація, пресування, сушіння і фасування цукру-рафінаду. Особливості уварювання рафінадних сиропів. Тривалість уварювання рафінадних і продуктових утфелів.

8. Застосування ультрамарину марки УС—синтетичного мінерального барвника або індигокарміну на початку згущення сиропу або в клерс для промивання рафінадної кашки. Необхідність введення гідросульфїту натрію $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_4$ в пересичений розчин перед утворенням (заводкою) кристалів і наприкінці уварювання утфелю.

9. Центрифугування утфелів і промивання цукру в центрифугах з пульсуючим вивантаженням цукру. Приготування клерсу з найкращого цукру-піску і знебарвлення його сорбентом. Витрати клерсу до маси I, II і III рафінадних утфелів.

10. Вихід рафінадної кашки до маси утфелю. Пресування рафінадної кашки на дискових і роторних пресах та висушування рафінаду.

11. Знебарвлення і згущення рафінадної патоки.

12. Основні стадії підготовки патоки для подальшого використання: розбавлення водою, знебарвлення сорбентом, згущення у вакуум-апараті до вмісту СР 78...82 %.

13. Склад рафінадної патоки. Використання рафінадної патоки в хлібопекарському виробництві.

СПИСОК РЕКОМЕНДОВАНОЇ ЛІТЕРАТУРИ

Основна

1. Гніщевич В. А., Никифоров Р. П., Слащева А. В. Харчові технології. Технологія продуктів рослинного походження : навчальний посібник. Кривий Ріг : ДонНУЕТ, 2021. 267 с. URL: http://elibrary.donnuet.edu.ua/2572/1/2021_NP_Gnitsevych_Kharchovi%20Technologii.pdf
2. Загальні технології харчових виробництв : підручник / В. А. Домарецький [та ін.]. Київ : Університет харчових технологій, 2019. 814 с.
3. Сирохман І. В., Лозова Т. М. Товарознавство цукру, меду, кондитерських виробів : підручник. Київ : ЦУЛ, 2023. 616 с.
4. Харчові технології: особливості виготовлення й оцінка якості рослинних жирів та цукру / уклад. А. В. Сачко, О. В. Сема, М. М. Воробець. Чернівці : ЧНУ ім. Юрія Федьковича, 2023. 171 с. URL: <https://surl.li/jkkuwu>
5. Цукор білий. Технічні умови : ДСТУ 4623:2023. Чинний від 01.11.2023. Київ : Держспоживстандарт України, 2023. 16 с.
6. Цукор. Метод визначення гранулометричного складу : ДСТУ 4242:2003. Чинний від 2004-10-01. Київ : Держспоживстандарт України, 2004. 3 с.

Додаткова

1. Домарецький В. А., Остапчук М. В., Українець А. І. Технологія харчових продуктів : підручник. Київ : НУХТ, 2003. 572 с.
2. Домарецький В. А. Технологія харчових продуктів : підручник. Київ : Асканія, 2011. 736 с.
3. Методи контролю харчових виробництв : лабораторний практикум / Н. І. Штангеева [та ін.]. Київ : УДУХТ, 2000. 240 с.
5. Сучасні технології та обладнання бурякоцукрового виробництва / В. О. Штангеев [та ін.] Київ : Цукор України, 2003. 352 с.
6. Технологія цукристих речовин : лабораторний практикум / М. П. Купчик [та ін.] Київ : НУХТ, 2007. 393 с.

Навчальне видання

ТЕХНОЛОГІЯ ЦУКРОВОГО ВИРОБНИЦТВА

Конспект лекцій

Укладачі: **Трибрат** Руслан Олександрович
Болодурін Володимир Вадимович

Формат 60 × 84/16. Ум. друк. арк. 3,0.
Тираж 20 прим. Зам. №523.

Надруковано у видавничому відділі
Миколаївського національного аграрного університету
54020, м. Миколаїв, вул. Георгія Гонгадзе, 9

Свідоцтво суб'єкта видавничої справи ДК № 4490 від 20.02.2013 р.