

Розділ 1. ОСНОВИ ТЕХНОЛОГІЇ ВИРОБНИЦТВА

БІОЛОГІЧНО АКТИВНИХ ДОБАВОК ІЗ СОКУ ЛЮЦЕРНИ ТА АМАРАНТУ З ВИКОРИСТАННЯМ ЕКСТРУДУВАННЯ ЗЕРНОВИХ СУМІШЕЙ

Стале збільшення обсягів виробництва продукції тваринництва і птахівництва неможливо забезпечити без створення міцної кормової бази в усіх спеціалізованих галузевих і міжгосподарських об'єднаннях та середніх і дрібних господарствах шляхом подальшої інтенсифікації кормовиробництва, широкого освоєння індустріальних технологій у комбікормовій промисловості. Кормовиробництво розвивається в основному за двома напрямками: перший – удосконалення технології та обладнання на підприємствах, які забезпечують повнораціонними комбікормами промислове птахівництво і тваринництво; другий – виробництво комбікормів і кормових сумішей у малогабаритних комбікормових цехах з використанням власної сировини, білково-вітамінних добавок (БВД), мінеральних добавок, а також преміксів промислового виробництва.

У зв'язку з якісними і структурними змінами поголів'я сільськогосподарських тварин і птиці стратегія комбікормових підприємств щодо виробництва і просування на ринок своєї продукції вимагає гнучкості та швидких технологічних і технічних рішень. На жаль, ця галузь орієнтується лише на внутрішнього споживача, що значно обмежує її розвиток.

Особливої гостроти нині набуває проблема дефіциту білка та біологічно активних речовин у кормах для тварин та птиці, тож природними є пошуки нових технологічних рішень для його заповнення.

Найважливішу роль для виробництва тваринного білка відіграють поновлювані корми рослинного походження, які значною мірою є джерелами білкових кормів і білкових добавок. Серед них: біомаса люцерни, амаранту, конюшини лугової, горохово-вівсяних сумішей, люпину, листя капусти і буряку тощо.

Дійсно, якість білка цих кормів, особливо амаранту і люцерни, незрівнян-

но вища, ніж якість білка зернофуражних культур. За амінокислотним складом він близький до білків тваринного походження і є кращим від білка соєвого шроту – основного замітника білків тваринного походження в стартерних раціонах годівлі молодняку великої рогатої худоби, свиней та птиці.

Про доцільність збільшення частки білка зернобобових культур і трав у загальному балансі свідчить незрівнянно більший вихід перетравного протеїну з гектара у цих культур порівняно зі зернофуражними. Наприклад, збір протеїну з гектара посівів сої в 2 рази вище, ніж з гектара кукурудзи, і в 3–4 рази вище, ніж з гектара будь-яких інших зернових культур, а з гектара амаранту і люцерни його збирають в 2–3 рази більше, ніж з гектара сої.

Розглядали технології отримання протеїну і біологічно активних речовин, в яких використовували тільки листову масу, а клітковина, тобто стебла, йшла на виробництво кормів для жуйних тварин.

Викладені у цій монографії процеси і методи вивільнення протеїну та біологічно активних речовин з біомаси рослин засновані на використанні методів «механічного фракціонування зелених рослин», які дозволяють розкрити сутність та перспективи цього напрямку, отримати якісно нові багаті на білок кормові добавки.

Процес виробництва біологічно активних білкових добавок зводиться до скошування рослинної біомаси, подрібнення її на технологічних лініях, та віджимання (механічного фракціонування) для отримання з неї трав'яного соку і жому, які можуть використовуватися у свіжому, сушеному або консервованому вигляді для годування жуйних тварин. Сік піддається підкисленню, тепловій обробці, фільтрації, сушці, в результаті чого отримують біологічно активні добавки (БАД), які значно поліпшують раціони кормів, забезпечуючи їх збалансованим вмістом каротину, багатьох вітамінів та активних речовин, необхідних для життєдіяльності та росту тварин і птахів.

1.1. Аналіз технологічних та інженерних рішень проблеми

Технологія виробництва біологічно активних речовин ґрунтується на механічному пресуванні (зневодненні) зелених рослин і подальшій переробці твердої і рідкої фракцій (жому і соку) в основні та побічні корми. Технологічні можливості проілюстровані на схемі процесу фракціонування (рис. 1.1).

Теоретичні, лабораторні та експериментальні роботи над проблемою добування злистя і стебел, почалися наприкінці 60-х років ХХ ст. (Новиков, 1979; Пири, 1980). Згодом виробництво біологічно активних добавок з рослин активно почалося в багатьох країнах.



Рис.1.1. Схема процесу фракціонування

Різні варіанти технологічних рішень дозволяють отримувати із зелених рослин такі цінні корми, як біологічно активні добавки, жом, сік, білкову пасту, коричневий сік; на основі цих продуктів виробляють рідкі кормові дріжджі, заміники цільного молока, сінаж, різні рідкі та сухі збагачені суміші, екструдат збагачений білковими добавками екструдат.

У порівнянні з традиційними технологіями заготівлі трав очевидними перевагами представленої нами технології є такі:

- скорочення втрат поживних речовин у кормах;
- перерозподіл і концентрація речовин в абсолютно різних нових видах кормів: білка – в біологічно-активних добавках, а клітковини – в жомі, що дозволяє цілеспрямовано вводити той чи інший вид корму моногастричним або іншим видам тварин чи птиці;

- усунення «транзитних» втрат білка у зв'язку з надмірно високим його вмістом у літніх раціонах – шляхом вилучення його при фракціонуванні на зелений сік і жом з подальшим приготуванням БАД і субпродуктів, якими годують тварин переважно зимою;

- усунення «транзитних» втрат ксантофілу – пігменту, цінного для птаківництва і не обов'язкового для жуйних тварин – шляхом його перерозподілу в БАД, які з у складі стартерних сумішей згодують переважно птиці і молоднятку тварин.

1.1.1. Структурно-функціональний аналіз комплексного технологічного процесу

Сутність технології полягає у використанні вологого фракціонування для одержання із різних видів зелених рослин соків і цінних білкових концентратів, які застосовуються в годуванні тварин як замітники білків тваринного походження. Технологія виробництва біологічно активних речовин (добавок), починаючи від переробки вихідної маси і закінчуючи готовим кормом, включає ряд складних взаємопов'язаних процесів, кожний з яких у більшій чи меншій мірі впливає на її кінцевий результат, якість виробленого корму, його кількість і на енерговитрати. Головним слід вважати процес механічного зневоднення рослинної маси (вологе фракціонування на жом і сік), в результаті якого відбувається поділ технологічного потоку на дві лінії переробки фракції. Допоміжними процесами є: скошування зеленої маси, її транспортування до стаціонарної лінії, дозування, подрібнення, транспортні операції між етапами переробки, пакування і відвантаження готової продукції.

Аналіз технологій і способів виробництва біологічно активних добавок, процесів і обладнання для їх реалізації (рис. 1.2) показує, що для всіх технологічних рішень властивими є такі основні етапи:

- збирання біологічного врожаю і доставка його з поля;
- завантаження і подрібнення зеленої маси;
- вологе фракціонування на жом і сік;

- очищення соку і його коагуляція або хімічна обробка;
- виділення білкового згустка і отримання коричневого соку (фільтрату, відстояної рідини);
- сушіння білкової пасти різними способами або її консервування;
- переробка жому в гранульовані брикетовані корми або закладка в сінаж;
- переробка коричневого соку на дріжджі, його згущення або виробництво з нього лікувальних препаратів.

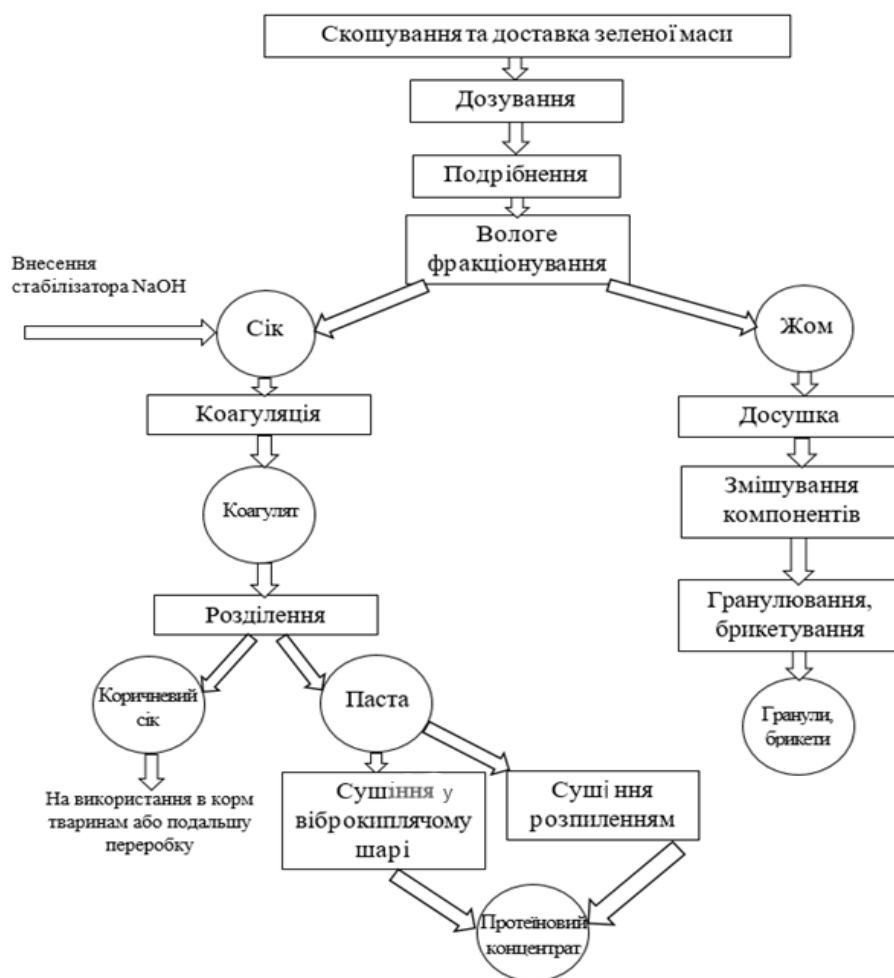


Рис. 1.2. Структурно-функціональна схема технологічної системи виробництва протеїнових кормів на основі вологого фракціонування зелених рослин

Процеси цієї технологічної системи взаємопов'язані між собою і відбуваються таким чином, що вихідні параметри одного з процесів є вхідними для наступного. Причому функціонування такої технологічної системи, яке полягає у виконанні низки операцій зі сировиною, що переробляється, тісно пов'язане не тільки з важливістю основних процесів, в економічному і якісному перетворенні сировини в готову продукцію, а й зі значимістю допоміжних процесів і операцій. Серйозні порушення в одному з допоміжних процесів можуть значно вплинути на кінцевий результат.

Із двох технологічних потоків, утворених на стадії вологого фракціонування, потік переробки жому включає декілька процесів:

- 1) досушування тепловими методами або активним вентиляванням;
- 2) змішування жому з іншими кормовими компонентами і брикетування або гранулювання суміші;
- 3) виробництво з жому сінажу або силосованих кормів (для варіантів закладки жому на зберігання із застосуванням методів консервування).

Переробка соку включає ряд складних процесів, що вимагають значних енерговитрат і в більшій мірі впливають на якісний і кількісний вихід кінцевого продукту – біологічно активних добавок. До таких процесів відносять:

- 1) коагуляцію білків соку рослин та біологічно активних речовин;
- 2) поділ коагулянту на БАД і фільтрат коричневий сік (КС);
- 3) сушіння пасти розпиленням або у віброкиплячому шарі залежно від вимог виробництва або побажань замовника.

Одержуваний після розділення коагуляту, коричневий сік (КС) є відходом виробництва і використовується у тваринництві як рідка добавка для приготування вологих мішанок або як рідина при виготовленні кормових дріжджів: тому процес його використання чи переробки віднесено до побічних.

Процеси, які окремо або взаємозв'язку між собою впливають на основні якісні та кількісні показники технологічного потоку, кінцевого продукту переробки, а також на енергетичні показники всього технологічного комплексу, є головними. Розділення процесів за їх функціональним призначенням та засоба-

ми реалізації, режимами роботи і рівнем регулювання, дозволяє точніше уявити складну технологічну структуру взаємозв'язків. Виходом кожного з процесів загального технологічного комплексу є проміжний вид кормового матеріалу. У свою чергу продукт попереднього процесу є сировиною для подальшого, а результатом всієї технологічної системи є продукція в кінцевому вигляді.

Так, для процесу вологого фракціонування одержаний продукт (сік або жом) може бути проміжним у разі їх подальшої переробки в пасту, концентрат чи в трав'яні гранули. Якщо ж технологія реалізується тільки для отримання соку і жому, (наприклад, на фермерській соковій лінії, то сік та жом є вже кінцевими видами продукції. Виходячи зі спрямованості технологічних ліній на той чи інший вид одержуваного корму: (сік, жом, паста, брикети, БАД), визначаються взаємозв'язок технологічних процесів, собівартість і обмінна енергія вироблених кормів, енергоємність системи у цілому.

З огляду на структурно-функціональну схему, основні процеси: вологе фракціонування, коагуляція соку, сушіння пасти і жому, брикетування та гранулювання сумішей – в цілому визначають енергоємність технологічного комплексу і якість вироблених кормів. Проте ж кожен із процесів слід вважати визначальним для отримання якісного кінцевого корму і оцінювати якість отримання продукту після кожного з них. Якщо процес вологого фракціонування в основному визначає кількісне співвідношення потоку, який розділяється на сік і жом, то процеси, пов'язані з впливом тепла на продукт, що переробляється, визначають крім кількісної ще й якісну сторону вироблених кормів. Якщо у процесі коагуляції соку параметри не відповідатимуть оптимальним, то неможливо буде забезпечити дотримання раціональних режимів на цьому етапі переробки, і в такому випадку розділення та сушіння не приведуть до отримання кінцевого продукту з високими якісними показниками. Саме тому завдання і включало пошук закономірностей функціонування процесів як окремо, так і в комплексі, визначення їх раціональних параметрів, аналіз взаємозв'язку процесів, результатом чого є висока якість корму і його максимальний кількісний вихід з мінімальними енерговитратами.

1.1.2. Загальна модель технологічного процесу

Найважливішим технологічним і економічним показником виробництва є якість одержуваних БАД і субпродуктів з обмеженою енергоємністю технології. Виробництво БАД і субпродуктів є складною організаційно-технічною і технологічною системою, яку можна віднести до класу великих. Для таких систем характерні загальна мета функціонування, складність, цілісність, невизначеність і необхідність її адаптивності, діалогового спілкування дослідження, наявність технолога або оператора в процесі імітаційного моделювання та реалізації системи, можливість її розвитку з метою розширення функцій і збільшення кількості числа підсистем, тобто підключення нових технічних засобів і методів.

Комплексне вирішення проблем, які виникають у процесі створення та реалізації моделі за допомогою спеціальних комп'ютерних програм, можливе в системному підході до вивчення об'єкта, коли в основу моделюючої системи закладено єдину формальну математичну схему.

Формалізація системи здійснюється за допомогою математичної моделі, що виражає зв'язок між вихідними і вхідними параметрами та параметрами стану, які керують і збурювальними змінними при заданих граничних умовах, з подальшим розв'язанням систем отриманих рівнянь, встановленням кількісної оцінки процесу, що моделюється. Для моделювання роботи системи в цілому необхідно використовувати моделі кожного процесу (агрегату) окремо. Моделювання дозволить нам визначити сумісність усіх процесів і обмежень на їх вхідні і вихідні параметри, а також «вузькі» місця у виробництві.

Основний вузол системи являє собою математичну модель технологічного комплексу, а математичний опис передусім вимагає чітко постановленої мети, знання умов і технічних можливостей реалізації. У зв'язку з цим ставляться різні вимоги до складності і точності опису. У будь-якому випадку необхідно враховувати і обґрунтовувати реальність поставлених вимог.

Кожна конкретна задача має свої особливості і вимагає використання найбільш раціональних методів розв'язання. Поряд із цим практика моделю-

вання виробила і загальні вимоги та класифікувала підходи до вирішення різних завдань.

Одним із найбільш універсальних методів випробовування важких систем (технологічних), аналізу ситуацій та керування, є блок-схема загального системного алгоритму. Система – це упорядкована сукупність певних об'єктів та зв'язків між ними, сукупний огляд яких дозволяє визначити якість, що відсутня в кожному з об'єктів окремо.

На етапі попередньої розробки і вивчення технологічного комплексу, його структури, процесів та призначення формуються завдання досліджень, визначаються умови функціонування всього комплексу.

Основними поняттями теорії систем є взаємозв'язок і поведінка, а основним завданням – розрахунок поведінки взаємозалежних об'єктів, виходячи з поведінки окремих з них. Спочатку в досліджуваній системі встановлюються загальні зв'язки між підсистемами і зовнішнім середовищем. Для формального опису функціонування системи може бути використаний відомий підхід, який базується на понятті агрегативної системи (А-схема) (Новиков и др., 1987).

Як елемент А-схеми є агрегат A , а зв'язок між ними всередині системи S і зі зовнішнім середовищем E здійснюється за допомогою оператора сполучення R .

Агрегат характеризується такими множинами: моменти часу T , вхідні сигнали X і вихідні сигнали Y , стани Z . Стан агрегату в момент часу $t \in T$ позначається як $z(t) \in Z$, а вхідні і вихідні сигнали як $x(t) \in X$ та $y(t) \in Y$, відповідно. Переходи агрегату зі стану $z(t_1)$ в стан $z(t_2)$ визначаються параметрами агрегатів $h(t) \in H$ і вхідними сигналами $x(t) \in X$.

Кожен агрегат А-схеми A_n має вхідні контакти (рис.1.3), на які надходить сукупність елементарних сигналів $x_i(t)$, $i = 1, J_n$ і вихідні контакти, з яких знімається сукупність елементарних сигналів $y_j(t)$, $J = 1, J_n$.

При побудові А-схеми вводиться ряд пропозицій щодо її функціонування:

1) взаємодія між А-схемою і зовнішнім середовищем та між агрегатами здійснюється при передачі сигналів, взаємні впливи поза механізму обміну сигналами;

2) для опису сигналу досить деякого кінцевого набору характеристик;

3) елементарні сигнали передаються незалежно один від одного по елементарних каналах;

4) до вхідного контакту підключається не більше одного елементарного каналу, до вихідного – будь-яке кінцеве число елементарних каналів;

5) зовнішнє середовище можна представити у вигляді фіктивного агрегату A_0 .

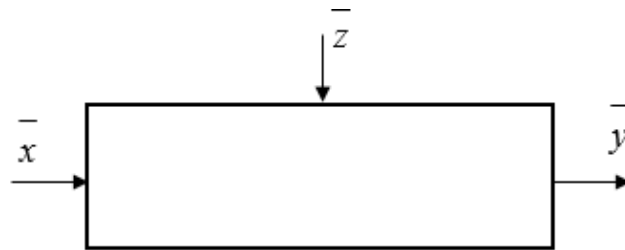


Рис.1.3. Параметрична схема агрегату А

Кожен A_n (у тому числі і A_0) як елемент А-схеми в рамках прийнятих припущень про механізм обміну сигналами характеризується множинами вхідних контактів $\{X_i^{(n)}\}$ та вхідних $\{Y_l^{(n)}\}$, де $n = \overline{0, N_A}$. Пара множин $\{X_i^{(n)}\}$, $\{Y_c^{(n)}\}$ є моделлю агрегату А, що використовується для формального опису сполучення з іншими агрегатами А-схеми і зовнішнім середовищем E .

Оператор сполучення R зіставляє вхідний контакт і вихідний контакт:

$$Y_c^{(k)} = R(X_i^{(n)}), k = 0, 1 \dots n.$$

Сукупність множин $\{X_i^{(n)}\}$, $\{Y_l^{(n)}\}$ і операто R утворюють схему сполучення елементів у систему S .

Структура функціонування агрегативної системи виробництва БАД і сухих кормів із жому та сумішей (рис.1.4) включає функціональне призначення агрегатів: A_1 – завантаження і дозування зеленої маси на технологічну лінію; A_2 – подрібнення зеленої маси; A_3 – вологе фракціонування; A_4 – сушіння жому; A_5 – змішування кормових компонентів; A_6 – брикетування (гранулювання) суміші; A_7 – очищення соку від клітковини; A_8 – коагуляція соку; A_9 – поділ коагулята; A_{10} – сушіння пасти.

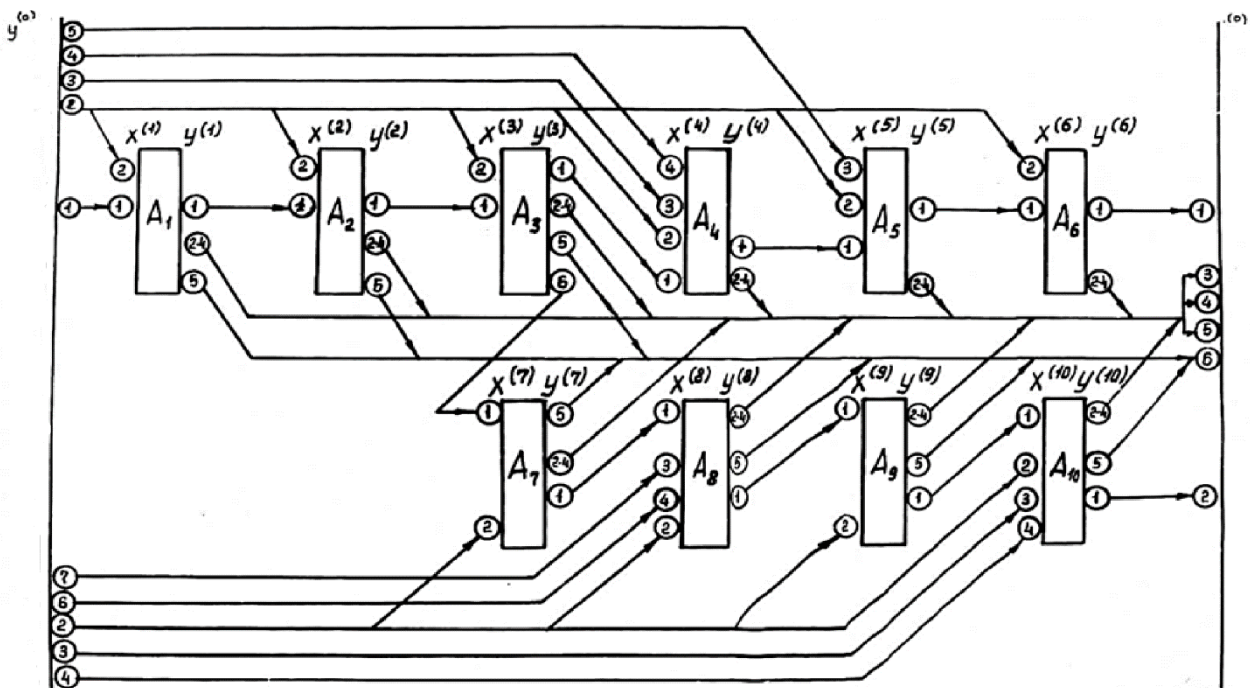


Рис.1.4. Структура агрегативної системи БАД

Конструктивно агрегат являє собою декілька об'єктів, які реалізують різні технологічні способи. Так, агрегат A_9 може виконувати поділ коагуляту трьома способами: фільтрацією, центрифугуванням або відстоєм.

Послідовність вхідних і вихідних сигналів будемо називати вхідними та вихідними повідомленнями, тобто X – повідомленнями і Y – повідомленнями, відповідно. Класифікація і параметри основних повідомлень агрегативної системи БАД вказують номери агрегату і його контакту, до якого входить $X_i^{(n)}$ –

повідомлення. Індокси k, l – номери агрегату і контакту, з якого виходить $Y_l^{(k)}$ - повідомлення. Наявність параметра y - повідомлення зазначено знаком «+».

До таблиці не включено декілька вхідних і вихідних повідомлень. Вхідне повідомлення $Y_2^{(0)}$ являє собою необхідну нормативну інформацію ($X_2^{(n)}, n = 1, 2, \dots, 10$) за параметрами повідомлень. Вихідні повідомлення всіх агрегатів з контактів 2, 3, 4, 5 є основними. X – повідомленнями ($X_3^{(0)}, X_4^{(0)}, X_5^{(0)}, X_6^{(0)}$) для аналізу ситуації, що виробничої ситуації і прийняття оперативних або оптимальних рішень по доцільною організації технологічного процесу.

Система БАД враховує такі параметри: кількість; вологість; температуру; бактеріальне забруднення; вміст білка; вміст каротину; вміст клітковини; вміст незамінних амінокислот; фракційний склад; біологічний вигляд; стадію вегетації; час від скошування до завантаження; вміст культурних домішок; засміченість; характеристику атмосферних умов; канцерогенний фон; урожайність; обмінну енергію; вміст сухої речовини; вміст сполучних; вміст цукру; реологічні властивості (пружність, в'язкість, ...); вміст безазотистих екстрактивних речовин; теплофізичні властивості (теплоємність, теплопровідність, ...); кислотність соку; фізико-механічні властивості; кількість скоагульованого білка; межу вибуховості; температуру танення; температуру самозаймання; діелектричну проникність; силу струму; щільність струму; ступінь знесолення розчину; швидкість потоку (напрямок соку при коагуляції); енергоємність; тиск.

Повідомлення $Y_2^{(k)}, k = 1, 2, \dots, 10$ визначає санітарний стан агрегату. Повідомлення $Y_3^{(k)}, k = 1/2, \dots, 10$ – контроль стану обладнання та якості продукції. Повідомлення $Y_4^{(k)}, k = 1/2 \dots 10; Y_5^{(k)}, k = 1, 2, 3, 7 \dots 10$ – втрати білка і каротину.

Оператор сполучення R – для А-схеми може бути заданий на перетині рядків з номерами агрегатів n і стовпців з номерами контактів і розташовуються пари чисел k, l , які вказують номер елемента k і номер контакту l , з яким з'єднаний контакт. Значення до приведені в тексті вище.

Представлена А-схема є узагальненою структурною агрегативною математичною моделлю процесу. Для того, щоб А-схема була адекватною моделлю реального об'єкта, необхідно описати функціонування агрегатів, реальні методи передачі сигналів з урахуванням зв'язків, встановлених при системному підході. Стандартна форма подання досліджуваного об'єкта у вигляді структури агрегативної системи може слугувати основою імітаційного моделювання і дозволяє застосовувати стандартні методи обробки та аналізу результатів, тобто уніфікувати зовнішнє і внутрішнє математичне забезпечення, що розробляється.

У результаті експериментальних досліджень уточнюються постановка завдань, фізична сутність явищ, що відбуваються в процесах, і характеристика параметрів; вибираються з них істотні.

При цьому за допомогою статистичного аналізу розглядаються завдання стаціонарності і ергодичності, незалежності та взаємозв'язку параметрів, встановлюється характер зв'язку, визначаються вимоги до обсягу і якості вихідної інформації.

На підставі теоретичних основ процесу та з отриманих результатів визначається структура зв'язку вихідних і вхідних параметрів, яку за необхідності можна уточнювати на етапі моделювання, дослідної або промислової експлуатації з урахуванням реальних умов, накопичення знань і досвіду, використовуючи різні пошукові методи для оцінки коефіцієнтів моделі .

Аналіз моделі, перевірка її стійкості, роботоздатності та адекватності є перехідним етапом, який визначає завершеність роботи над створенням моделі або повернення до процесу уточнення. У процесі моделювання вирішуються завдання аналізу і синтезу. Завдання аналізу вивчають властивості і ефективність функціонування системи, залежність від структури технологічних зв'язків між елементами і підсистемами, а також від значень конструкційних і технологічних параметрів системи і технологічних режимів елементів. Синтез передбачає вибір структури технологічних зв'язків, значень параметрів системи на підставі заданих властивостей і показників ефективності її функціонування.

Розв'язання цих завдань вимагає певного досвіду в дослідженні технологічних комплексів, прийняття компромісних рішень, визначення стратегії переробки технологічного потоку, вибору та ідентифікації величин різної природи, що поєднуються в одній моделі.

Складний технологічний комплекс виробництва БАД є поєднанням технологічних процесів і операцій, причому кожен процес має своє цільове призначення, однак задану якість готового корму або проміжного продукту технологічного потоку можна отримати тільки в разі виконання певної сукупності окремих процесів.

Отже, розробку і вдосконалення технологічного процесу на основі системного підходу треба розглядати з урахуванням кінцевої мети всього технологічного комплексу тому вирішення проблем мети є, важливим аспектом побудови системи моделювання.

Для технологічного комплексу цільову функцію можна представити функціоналом якості F , що включає сумарні втрати поживних речовин корму (протеїну, вуглеводів, жирів тощо та його вітамінної частини, зокрема каротину), а також енерговитрати залежно від технологічних режимів функціонування процесів.

$$F = \omega_n \sum_{n=2}^{10} \Pi_n(T, x, y, z) + \omega_E \sum_{n=2}^{10} \mathcal{E}_n(T, x, y, z), \quad (1.1)$$

де Π_n , E_n – втрати поживних речовин і енерговитрати в n -ому агрегаті A_n відповідно;

ω_n , ω_E – комплексні вагові коефіцієнти, що враховують масштаб Π_n , E_n і їх вагу в цільовій функції.

Для агрегату дозування (A_1) енерговитрати є постійною складовою, а втратами поживних речовин – можна знехтувати.

Виконання завдання полягає у виборі таких режимів функціонування процесів технології, які забезпечують мінімальні значення цільової функції при заданій продуктивності.

1.1.2.1. Скошування та доставка вегетативної зеленої маси

Однією з умов ефективного функціонування технологічного комплексу є раціональне територіальне розміщення сировинної бази і організація скошування і доставки сировини в такий спосіб, який забезпечив би безперервне завантаження лінії з мінімальними транспортними витратами. Економіко-математична модель розміщення сировинної бази міжгосподарського підприємства описана в роботах (Мельников и др., 1980; Новиков и др., 1987). Особливо важливими є умови скошування і доставки маси на технологічний комплекс.

Встановлено, що найбільше втрат поживних у зеленій масі кормових трав відбувається у перші дві години після скошування. Хоча неподрібнені рослини ще продовжують функціонувати протягом 20-30 хв., одразу після скошування втрачається тиск у тканинах, руйнуються рослинні клітини, і в результаті біохімічних змін під дією ферментів – розпад білків, амінокислот, каротину та інших речовин набуває ланцюгово характеру. Для запобігання втратам поживних речовин необхідно інактивувати руйнування ферментів, цього можна досягти зневодненням рослинної маси у найстисліші терміни після скошування. Якість доставленої з поля сировини значною мірою залежить також від температури навколишнього середовища. Якщо маса з поля накопичується на завантажувальному майданчику чи в живильнику-дозаторі або знаходиться в дорозі чи на майданчику тривалий час, то її температура, різко підвищується внаслідок біохімічних реакцій, в клітинній структурі відбувається самокоагуляція білків, під тиском бурту частина соку витікає з рослинної маси. Це призводить до різкого зниження кількості та якості вироблених кормів і насамперед біологічно активних речовин. Саме тому процесам скошування і доставки маси з поля приділяється велика увага по всьому технологічному потоку виробництва БАД. Ско-

шування маси здійснюють в оптимальні агротехнічні терміни, по досягненні вирощуваною люцерною стадії бутонізації.

Завдання збирально-транспортного комплексу включає скошування і доставку зеленої маси на технологічну лінію в такому обсязі і таким темпом, щоб від моменту скошування до моменту завантаження зеленої маси на технологічну лінію минуло не більше однієї години. На завантажувальному майданчику технологічної лінії допускається накопичення масив кількості, достатній тільки для півгодинної роботи лінії (приймаємо, що мінімальний страховий запас дорівнює об'єму одного транспортного засобу доставки маси з поля). Терміни доставки маси з поля до моменту переробки мають бути мінімальними. Ідеальним варіантом доставки зеленої маси можна вважати завантаження дозуючим транспортером з коліс. Час від моменту скошування маси в полі до її переробки складається з часу скошування і одночасного завантаження до транспортного засобу; часу доставки маси з поля на сировинний майданчик; часу очікування завантаження в живильник-дозатор і часу проходження живильника-дозатора до моменту надходження в перший з переробних агрегатів технологічної лінії – подрібнювач.

Розглянемо організацію роботи збирально-транспортного комплексу (ЗТК) зі застосуванням імітаційного моделювання системи. Складові технічні засоби найпростішого ЗТК – це комбайн-подрібнювач, живильник-накопичувач технологічної лінії і машини, які доставляють зелену масу від комбайна до дозатора. Мета моделювання в цьому випадку полягає у визначенні оптимального числа машин, які забезпечують найбільше навантаження живильника-накопичувача з мінімальними втратами.

Зі збільшенням кількості живильників (продуктивності лінії), полів, комбайнів, з урізноманітненням характеристик зеленої маси і технічних засобів, урахуванням погодних умов, змінної роботи, ремонтів обладнання імітаційне моделювання системи істотно ускладнюється.

Надана технологічна система математично може бути віднесена до класу систем масового обслуговування (СМО), основними елементами яких є вхідний

Масове обслуговування включає економічний аспект: оптимальне значення критерію – функції вартості втрат. Найчастіше за критерій приймають витрати через прості технічних засобів і витрати – через очікування заявок. У нашому випадку очікування завантаженого масою транспорту призводить також до необоротних втрат якості.

Середня вартість втрат $J(S)$ становитиме

$$J(S) = (C_1 \bar{v} + C_2 \bar{\rho} + C_3 f_p(\tau, t_i)) \tau, \quad (1.2)$$

де C_1 і C_2 – вартості очікування заявки і простою технічних засобів за одиницю часу;

v – середнє число вільних коштів;

τ – заданий інтервал часу;

$f_p(\tau, t_i)$ – функція сумарних втрат білка в одиницю часу, що залежать від часу перебування зеленої маси з моменту скошування до її переробки і підвищення температури t_i за час τ ; унаслідок органічних процесів;

C_2 – вартість втраченого білка;

ρ – середнє число вільних коштів.

Аналітичні розрахунки, навіть простих систем масового обслуговування, є громіздкими, а при переході до більш складних структур практично не реалізуються.

Істотно розширилася область використання методів імітаційного моделювання, яка включає різні об'єкти дослідження (Новиков и др., 1987). Сутність імітаційного моделювання полягає в побудові моделі досліджуваної системи, що імітує в прискореному масштабі часу функціонування системи з урахуванням випадкових збурюючих факторів.

Важливу роль у проведенні імітаційного моделювання відіграє вибір мови програмування. Досвід показує, що найбільш ефективним засобом програмування імітаційних моделей є спеціальні мови. Вони дозволяють на основі

концептуального апарату мови чітко і зрозуміло описати склад, структуру і процес функціонування системи, яка моделюється, а також значно скоротити витрати на побудову моделі шляхом використання стандартних функцій імітаційної мови (рис. 1.7).

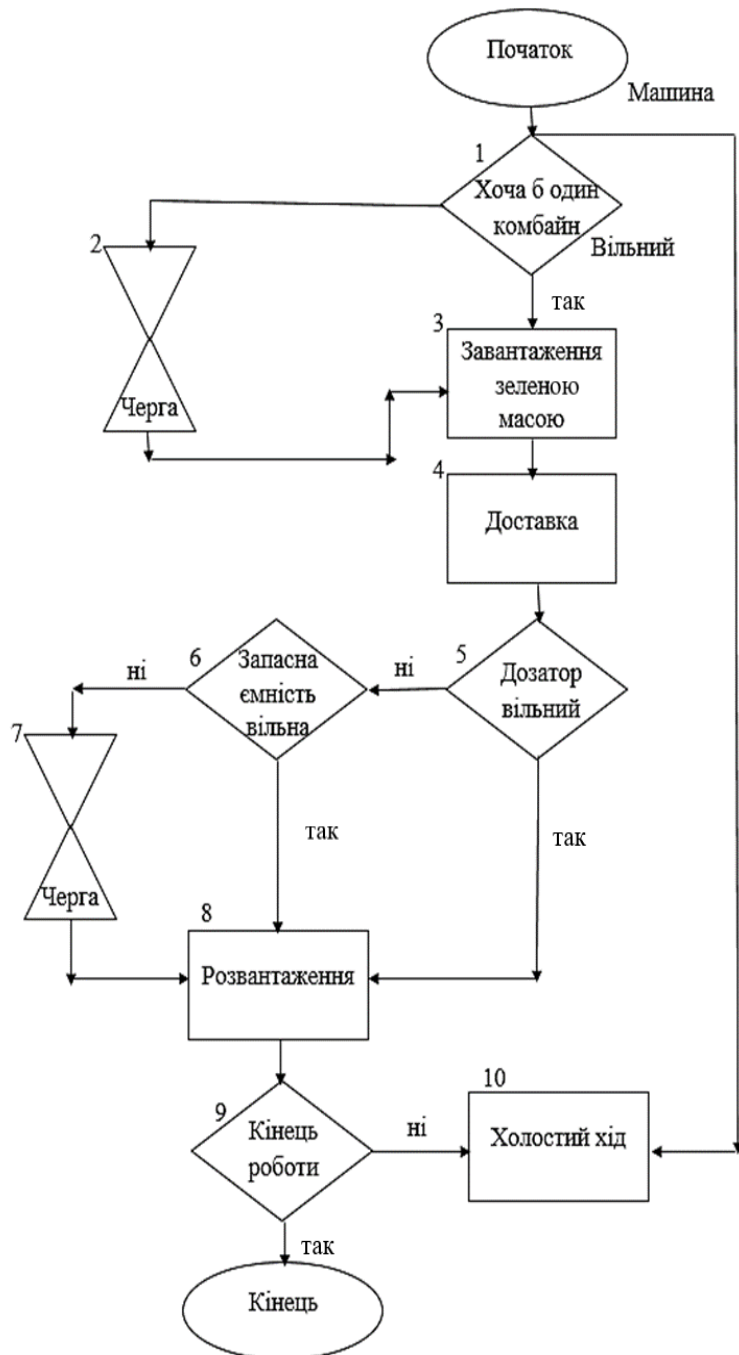


Рис. 1.7. Блок-схема алгоритму роботи ЗТК

Моделювання дозволяє отримати таку інформацію:

- для кожного збирально-транспортного засобу – частку часу зайнятості, кількість обслуговувань, середній час одного обслуговування;
- для багатоканального пристрою – загальна кількість каналів, кількість зайнятих каналів у середньому, середня завантаженість, загальна кількість входів, середній час на одне заняття;
- для черги – максимальну чергу, середнє значення черги, загальне кількість входів до черги, кількість входів без черги (нульових), середній час у черзі для загальної кількості входів, середній час у черзі без урахування нульових входів.

Результати моделювання дозволяють, згідно з поставленим завданням, визначити оптимальний варіант у кожній з розглянутих структур СМО ЗТК (варіант 1: $m = 5$; варіант 2: $m = 7$; варіант 3: $m = 6$), а вдосконалення структури зменшує функцію вартості. Перехід від варіанта 1 до варіанта 3 дає зменшує $I(S)$ приблизно на 2–3 %, це дає сезон значний економічний ефект навіть для найпростішого ЗТК .

Таким чином, використання імітаційного моделювання в конкретних умовах дозволяє знайти ефективні рішення для різних організаційних структур ЗТК, а застосування спеціальної мови моделювання спрощує реалізацію змін структур завдяки близькості до логіки роботи реальної системи не тільки за змістом, а й за формою.

Завдання завантаження і дозування маси – забезпечення певного темпу подачі маси транспортером шириною B шляхом зміни його $V_{тр}$ товщини шару. Необхідну продуктивність технологічного потоку. Q_n згідно з параметричною схемою (рис. 1.8.) визначають за формулою (1.3).

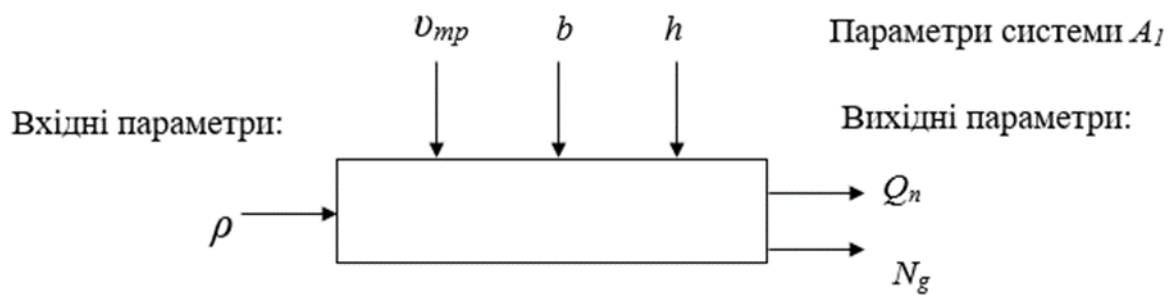


Рис. 1.8. Параметрична схема процесу завантаження та дозування технологічного потоку

$$Q_n = 60 \cdot V \cdot b \cdot h \cdot \rho \cdot K_q, \quad (1.3)$$

де V_{mp} – швидкість транспортера, м/хв;

b, h – ширина транспортера та висота потоку маси, м;

ρ – густина маси, т/м³;

K_q – коефіцієнт, нерівномірність потоку.

Для визначення коефіцієнта $K_q = 0,85 - 0,95$ середньостатистична похибка прогнозування при реалізації алгоритму (рис. 1.9) становить 3 %.

Для безперебійної роботи лінії в живильнику зеленої маси має бути запас сировини G_M , яка при дозуванні скидається вирівнюючим барабаном бітера. Якщо в живильнику накопичений страховий запас зеленої маси G_M , то функціонування процесу дозування буде спостерігатися у тому випадку, коли витрата маси (G_p) на технологічний потік через дозатор буде дещо меншою від її надходження (G_q) з транспортного засобу в накопичувач-живильник (тобто $G_q > G_p$), тоді рівняння, що характеризує інтенсивність зміни запасу, набуде такого вигляду:

$$\frac{dG_M}{dt} = G_q - G_p. \quad (1.4)$$

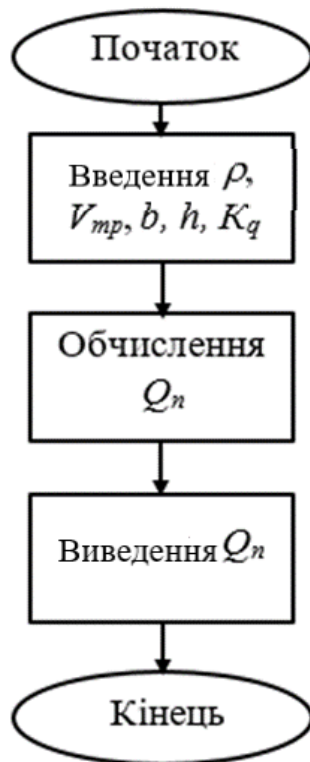


Рис. 1.9. Блок-схема алгоритму дозування зеленої маси

Залежність між страховим запасом маси та інтенсивністю витрати можна визначити за виразом:

$$G_M = \int [(G_q - G_p)] dt . \quad (1.5)$$

Тут інтегрування характеризує динаміку накопичення маси, а якщо за постійного G_p виникають перебої в доставці маси транспортними засобами то, щоб запобігти зупинці процесу вирішують питання зменшення G_p , тобто зменшують $V_{тр}$ або h .

1.1.2.2. Подрібнення сировини та будова блок-схеми алгоритму

У технологічній лінії заготівлі зелених кормів з механічним зневодненням і отриманням протеїнових концентратів велике значення має подрібнення зеленої маси. Перед механічним зневодненням необхідно забезпечити максима-

льне руйнування клітинної структури без переподрібнення волокнистих компонентів, оскільки від цього залежить ступінь вилучення соку і якість вичавків.

Виходячи з аналізу наукових робіт (Кощаев, 2000; Кулаков и др., 1999; Новиков и др., 1987), ступенем подрібнення зазвичай називають співвідношення лінійних розмірів не подрібненого і подрібненого матеріалу. Подрібнення в різних робочих органах здійснюється в результаті однієї дії або поєднання декількох дій: різання, розриву, розбивання, стиску, розколювання, розщеплення, стирання. Схема функціонування подрібнювача до прийнятого підходу представлена на рис. 1.10.

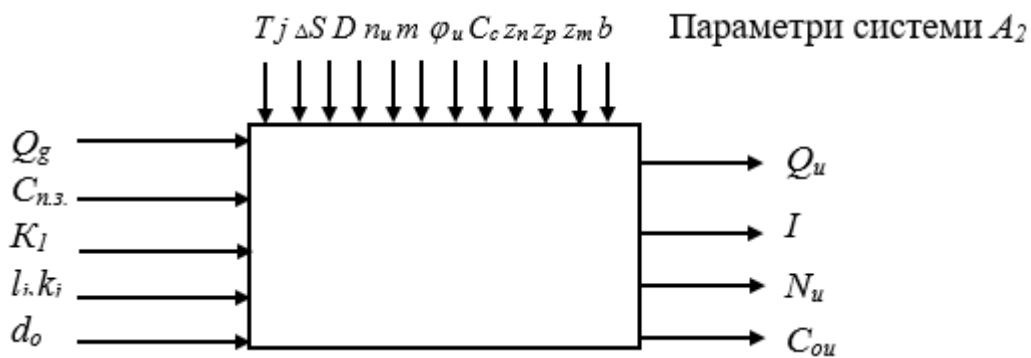


Рис. 1.10. Параметрична схема процесу подрібнення

Вхідні параметри (вектора \bar{x}): Q_g – кількість віддозованого матеріалу, середня довжина його i -ої фракції l_i , відсутковий вміст i -ої частини k_i , вміст поживних речовин у масі $C_{n.z.}$; фізико-механічні властивості матеріалу перероблюються – коефіцієнтом жорсткості k_l – (жорсткість), середньостатичний d_0 діаметр стебел.

Модель для ступеня подрібнення J описують функціональним рівнянням

$$J = f(Q_g, C_{i.c.}, l_i, k_i, d_0, D, T, n_u, m, \varphi_u, G_c, z_i, z_m, b). \quad (1.6)$$

Параметри стану враховують кількість ножів у апараті z_n ; швидкість обертання вала n_u , кут нахилу ножа до площини різання, кількість протирізальних елементів z_p , діаметр ротора подрібнювального апарата D , ширина ротора b , кі-

лькість маси G_c подрібненої ножами за один оберт ротора, переміщення матеріалу за один робочий хід ножа T ; кількість молотків у роторі дробарки z_m ; кількість зазорів між молотками m ; об'ємна маса матеріалу j .

Вихідні параметри (вектор J): кількість подрібненого матеріалу Q_u ; ступінь його подрібнення J , вміст поживних речовин після подрібнення C_{nu} ; енерговитрати на процес N_u .

Теоретичні уявлення про процеси подрібнення встановлюють якісні залежності витрати енергії і виходу окремих фракцій подрібненого матеріалу від ступеня подрібнення. Кількісні характеристики визначають на основі аналізу матеріальних енергетичних потоків.

Математичні описання процесу подрібнення будують на експериментальних даних.

Завдання теоретичного визначення ступеня подрібнення апаратом може бути зведене до обчислення середньої довжини готового корму і ступеня його розщеплення.

$$J = J_1 \cdot J_2, \quad (1.7)$$

де J_1 – ступінь подрібнення від різання;

J_2 – ступінь подрібнення від розщеплення.

Розглядаючи найбільш поширені апарати дискового і барабанного типів, робочими органами в яких є ножі і молотки, довжину подрібненої маси, виділену після апарата, визначають отриманою залежністю

$$l = \frac{L_a \cdot \cos \varphi_u + \frac{V_{i\ddot{a}}}{n_\ddot{e} \cdot z_f}}{L \sin \varphi_\ddot{e} + a_1 \cos \varphi_\ddot{e} \frac{V_{i\ddot{a}}}{n_\ddot{e} z_f}}, \quad (1.8)$$

де L – середня довжина стеблової початкової маси, м;

$a = \mu \cdot d_o$ – ширина зазору, м;

μ – коефіцієнт розщеплення, варійований в діапазоні;

φ – кут нахилу стебла до площини різання, град;

$V_{nod.}$ – швидкість подачі матеріалу, м/хв.

$$L = \sum_{i=1}^n l_i \frac{k_i}{100}, \quad (1.9)$$

де l – кількість фракцій.

Для випадку роздроблення стебел формула може набути вигляду:

$$l = \frac{L \frac{V_{ii\ddot{a}.}}{n_{\dot{e}} \cdot z_n}}{L \sin \varphi_u \frac{V_{ii\ddot{a}.}}{n_u \cdot z_f}}. \quad (1.10)$$

Зміна середньої довжини різання і залежності від кількості ножів у вторинному кормоприготувальному агрегаті «Волгарь» подають показовою функцією

$$l = L \cdot e^{-\rho z_f}, \quad (1.11)$$

де ρ – ймовірність багаторазового подрібнення частинки.

При поєднанні дискових і молоткових подрібнювачів або у випадку первинного подрібнення ножовим барабаном кормозбирального комбайна довжину подрібнення визначають за формулою

$$l = \frac{60 \cdot Q_u \cdot L}{D \cdot \pi \cdot b \cdot n_{\dot{e}} \cdot \hat{e}_1 \cdot \hat{e}_2 \cdot \hat{e}_3 \cdot \hat{e}_4 \cdot j} \cdot \dot{a}^{-\left(\tilde{N}_0 + \frac{\tilde{N}_1}{d_0}\right)}, \quad (1.12)$$

де κ_l – коефіцієнти часу перебування товару в камері;

κ_2 – геометричні параметри молотка;

κ_3 – умови подачі матеріалу в камеру;

C_0, C_1 – постійні коефіцієнти, які використовують з дослідних даних.

Для випадку подрібнення маси ножовим пристроєм максимальною подачею матеріалу, наприклад шнеком, середня довжина подрібнення може бути виражена формулою

$$l = \frac{60 \cdot G_c \cdot z_H \cdot T \cdot z_H \cdot 0,15 \cdot \hat{e}_1}{Q_u}. \quad (1.13)$$

За формулами можна визначити середній ступінь подрібнення (по довжині) стебел. За цих самих залежностей вирішують і зворотну задачу – по заданій середній довжині подрібнення маси розраховують необхідні відокремлені параметри подрібнювального апарата, наприклад число ножів у різальному апараті або кількість обертів його вала.

Для отримання середньої довжини подрібнення може бути використана також емпірична залежність

$$l = 7,44 \cdot e^{0,016L}. \quad (1.14)$$

Ступінь подрібнення від різання J_1 дорівнюватиме

$$J_1 = \frac{L}{l} \quad (1.15)$$

Для випадку молоткової дробарки площа, яка припадає на один контакт молотка, може бути визначена за рівнянням:

$$S_{\hat{e}} = \frac{S_p}{z_m} - (m \cdot S_{\hat{\zeta}}), \quad (1.16)$$

де S_p – площа розгортки ротора;

$S_{\hat{\zeta}}$ – площа зазору між молотками на розгортці.

Тоді ступінь подрібнення від розщеплення матиме вигляд:

$$J_2 = \hat{e}_5 \cdot \hat{e}_1 \frac{1}{S_{\hat{e}}}, \quad (1.17)$$

де k_5 – масштабний коефіцієнт.

Зі ступенем подрібнення і продуктивністю агрегату пов'язана і енергоємність процесу. Загальна потужність в подрібнюючому апараті з ножовими робочими органами визначається формулою (1.18),

$$J_2 = \hat{e}_5 \cdot \hat{e}_1 \frac{1}{S_{\hat{e}}}, \quad (1.18)$$

або в розкритому вигляді, як сума складових

$$N = \frac{q \Delta S \cdot z_H \cdot z' \cdot R_{cp} \cdot \cos \alpha \cdot \pi \cdot n_u}{102 \cdot 30} + \frac{Q_u V_1^2 \cdot 0,736}{2,75 q_1} + \frac{p_1 \eta_n \cdot \pi \cdot n_u \cdot d_{\ddot{o}}}{60 \cdot 102} + \frac{F_H \cdot \gamma_b \cdot z_H \cdot \varepsilon^2 \cdot r_{\ddot{o}.i.} \cdot \omega^3}{2 V_{i.\ddot{o}.} \cdot q_1 \cdot 102}, \quad (1.19)$$

де ΔS – довжина леза ножа, що бере участь в різанні, м;

R_{cp} – відстань від осі вала до середньої лінії, що ріжеться шару корми, м;

V_1 – швидкість частинок, що сходять з ножа у вивантажувальне вікно,

м/с;

$r_{ц.н.}$ – радіус центральної частини ножа, м;

$V_{н.ц.}$ – лінійна швидкість ножа в центральній його частині, м/с;

$N_{пер.}$, $N_{рез.}$, $N_{подш.}$, N_b – відповідно, потужності, що витрачаються на процес різання, переміщення матеріалу до вивантажувального вікна, подолання тертя, подолання опору повітря, кВт.

Для дробарок потужність можна визначити на підставі базової формули, проте необхідно враховувати особливості процесу:

$$N_2 = \frac{3,6 \cdot \hat{e}_6 \cdot \hat{e}_7 \cdot \delta \cdot D^2 \cdot L \cdot n_H}{60}, \quad (1.20)$$

де k_6 , k_7 – коефіцієнт, кількості молотків на роторі і схеми їх розміщення, які впливають на енергоємність і якість подрібнення;

$N_u = N_1 + N_2$ – сумарні енерговитрати на різання і дроблення.

Втрати поживних речовин і вітамінів залежать від якості металу, з якого зроблені корпус і робочі органи апарата, які контактують і подрібнюють матеріал, від часу знаходження маси в апараті і температури, що виникає в результаті тертя і дії робочих органів на матеріал.

Для подрібнюючих апаратів і дробарок втрати білка можна прийняти середньостатистичною постійною величиною в межах середньої швидкості обертання ротора: $n_{ср.} = N_1 \dots n_i$. При цьому необхідна стабілізація роботи подрібнювача по продуктивності технологічного потоку Q_u від Q_q $Q_q = Q_u = const$. В іншому випадку буде мати місце або недовантаження подрібнюючого апарата, або утворення та накопичення зайвого потоку маси, який необхідно усувати зміною режимів роботи подрібнювача або дозатора.

Суттєве значення має похибка прогнозування ступеня подрібнення за розробленим алгоритмом (рис. 1.11) для подрібнювачів з різальними робочими і молотковими з отриманими значеннями за статистичної обробки експериментальних даних коефіцієнтів : $\kappa_1 = \kappa_2 = \kappa_3 = \kappa_4 = 0,8$ і $\kappa_5 = 0,5 \cdot 10^{-4}$ становить 4,5 %.

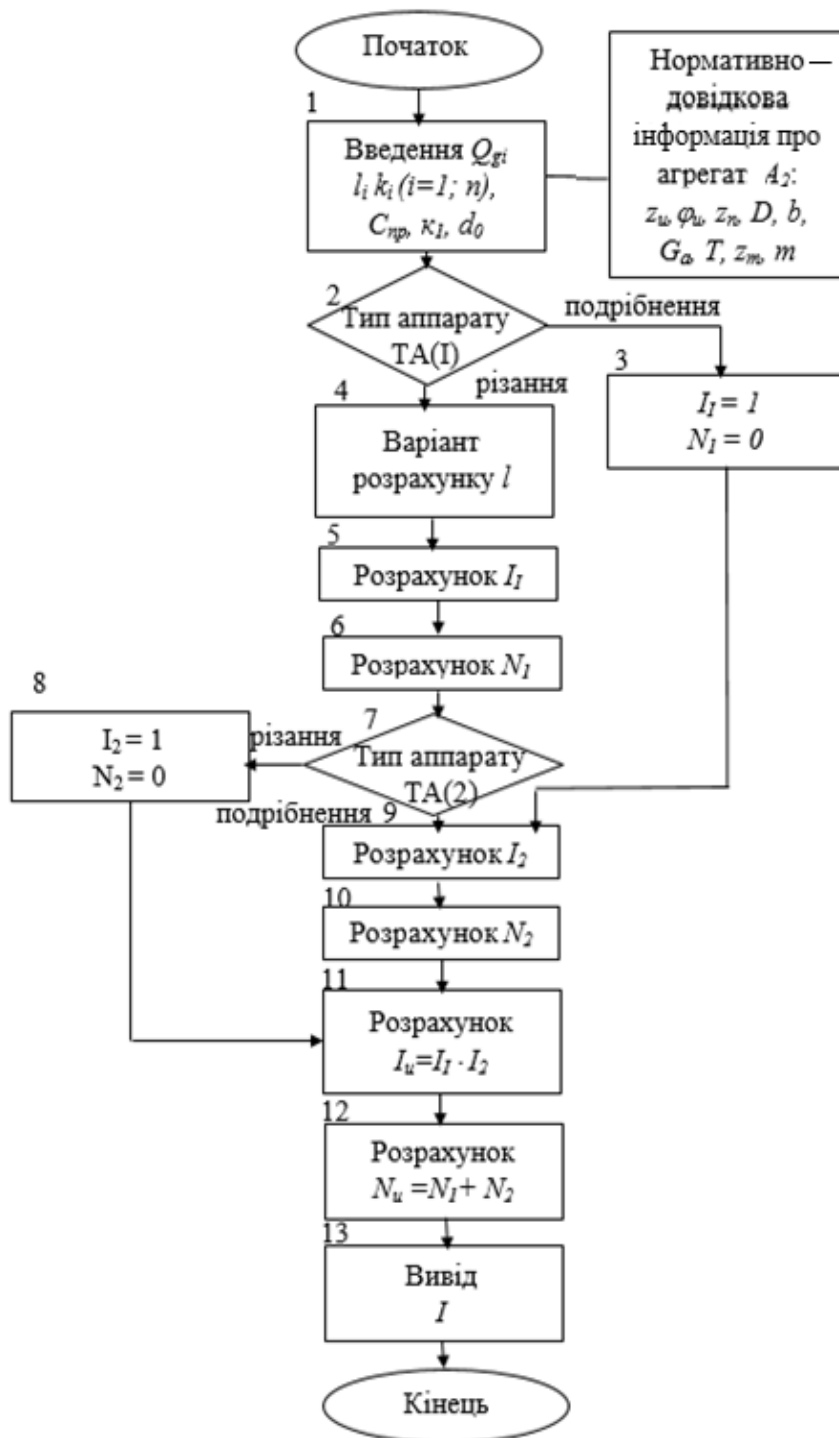


Рис. 1.11. Блок-схема алгоритму процесу подрібнення маси

1.1.2.3. Вологе фракціонування сировини

Процес зневоднення зелених рослин від початкової вихідної вологості до необхідної кінцевої, що задовольняє умовам зберігання без будь-яких консервантів, здійснити одним прийомом вологого фракціонування, навіть і багаторазового, практично неможливо, внаслідок зростання енерговитрат на процес що-

до забезпечення вологості зневоднення маси 58–60 %. З огляду на доступну наукову літературу (Петренко и др., 2011; Дилинский, Малецкая, 1968; Новиков и др., 1986; Новиков, Чурсинов, 1980), механічне зневоднення доцільно використовувати на високовологих зелених кормах. Такий висновок зв'язався не випадково, оскільки зневоднення кормів з низьким умістом вологи пов'язане зі зростанням зусиль стиснення матеріалу можливим виходом з ладу обладнання та малою кількістю виходу вологи. Тому необхідна комплексна стратегія застосування вологого фракціонування та інших способів переробки зеленої маси, тобто визначення такої межі її вологості і стану, коли доцільно прийняти рішення, припустимо, про пряме сушіння маси без механічного віджимання. Цей підхід дозволяє застосовувати в разі зневоднення не тільки культурні одно- і багаторічні трави, але й виробляти сік, пасту, переробляти в біологічно активні добавки і трав'яні гранули в сумішах такі нетрадиційні джерела кормової сировини, як бадилля буряку, листя кормової і харчової капусти, бадилля томатів, пасльону, ягоди якого переробляють для лікарських цілей (Кулаков и др., 1999; Смурігіна, 1985; Фарман, 1978; Tchernov, 1996), буркун, молодий очерет, кропиву, багато інших лугових культур України.

Для отримання сухих кормів зі зеленої маси, їх збереження за вологості 12–14 %, після механічного зневоднення подальше зниження вологості здійснюють сушінням (Кобозев, 1984; Сенік и др., 1984).

Головним завданням фракціонування є поділ зеленої маси на жом і сік, при цьому вихідні параметри процесу мають забезпечувати необхідні якісні характеристики для подальших процесів. Сік після віджимання повинен мати достатній вміст сухої речовини, білка, каротину, вітамінів. Вологість жому, який виходить, забезпечує можливість його подальшої переробки в сухі корми з мінімальними втратами білка, каротину і обмеженими енерговитратами. Розв'язання такого завдання можливе лише в разі комплексного підходу до всього технологічного ланцюжка, починаючи з вологого фракціонування до отримання з жому сухих кормів. У зв'язку з цим пропонується гіпотеза поетапного зниження вологості зеленої маси: зневоднення; досушування жому до пе-

вної вологості, але такої, коли зберігання без консервантів неприпустимо, а подальше зниження вологості здійснити шляхом змішування з більш сухими компонентами (подрібнена солома, комбікорм); брикетування отриманої суміші (рис. 1.12).

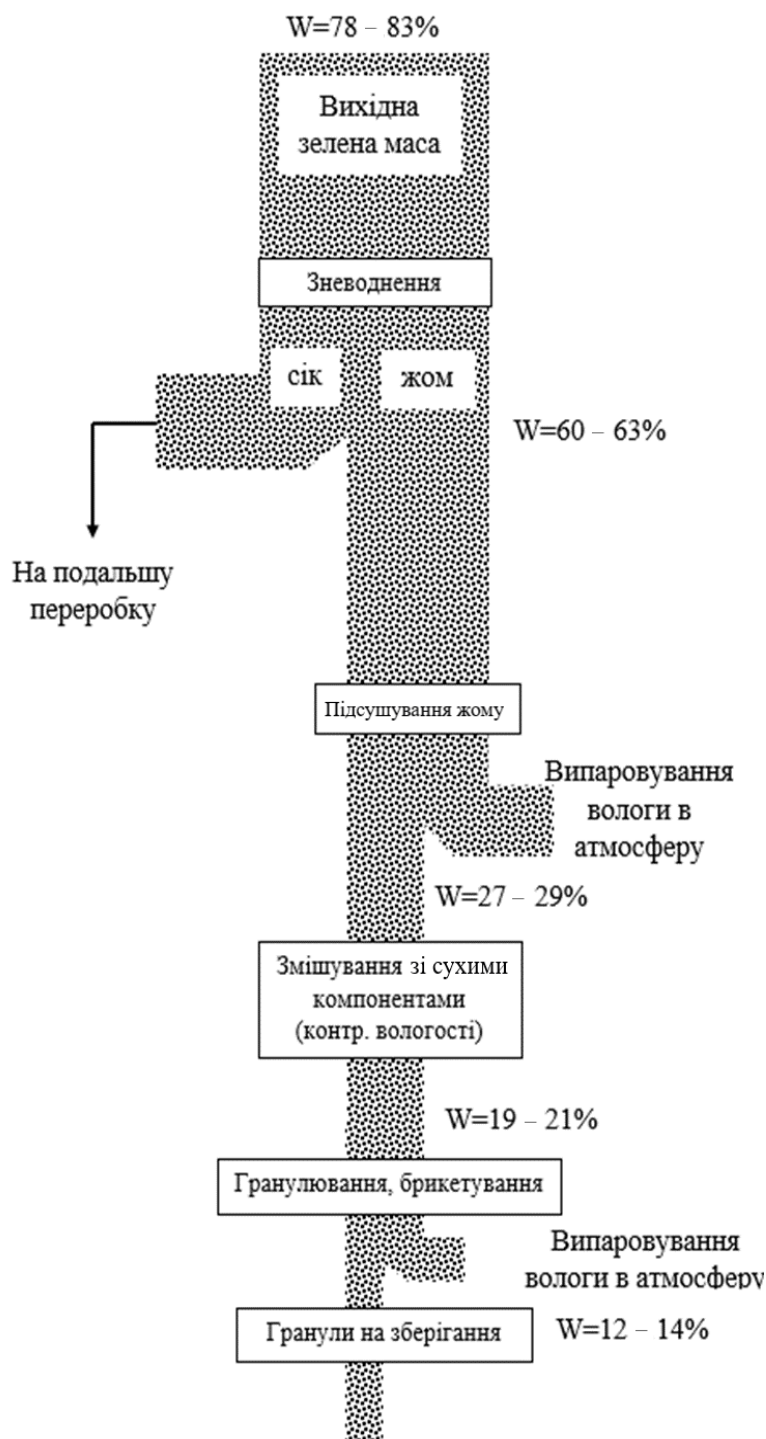


Рис. 1.12. Комбінована схема зміни балансу вологи у вхідній масі при виробництві кормів зі застосуванням механічного зволоження

Таким чином, розкладаючи вихідну вологість зеленої маси по процесах технології, можна домогтися виключення додаткового випаровування вологи, яку вносять при брикетуванні, і гранулювання різання в традиційних процесах; зниження енерговитрат; поліпшення якості вироблених кормів. Завдання розподілу вологості жому по технологічному ланцюжку може бути представлено підсистемою в агрегативній системі БАД. Реалізація наміченого заходу має забезпечити нормальний технологічний режим та мінімальні втрати білка і каротину $\rightarrow \min$ з прагненням до мінімуму суми енерговитрат, що беруть участь у процесах: фракціонування, досушіння, змішування, гранулювання, брикетування,

$$(E_{\delta} + E_{\bar{a}} + E_{\bar{m}} + E_{\bar{ad}}) \rightarrow \min .$$

Причиною невдалого рішення може бути низька якість подрібнення, тобто в цьому випадку до комплексу завдань, у загальну комбіновану модель процесу зниження вологості маси від початкової до кінцевої, підключається подрібнення з метою можливої зміни завдання на ступінь подрібнення.

Розглядаючи процес вологого фракціонування рослинної маси (рис. 1.13), визначимо вектори \bar{x} , \bar{y} та \bar{z} .

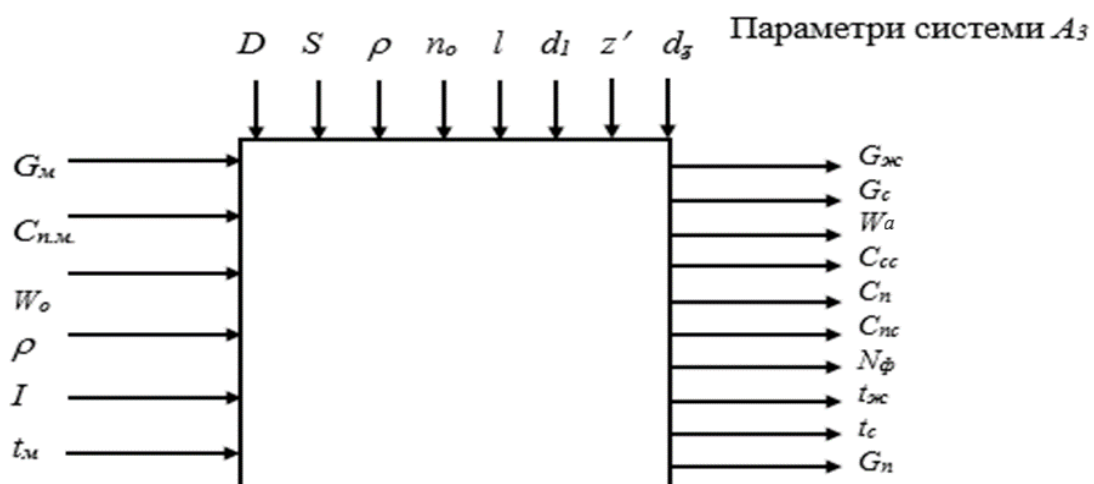


Рис. 1.13. Параметрична схема процесу вологого фракціонування рослинної маси

Вхідні параметри (вектор \bar{x}): температура маси на вході t_m , продуктивність потоку G_m , вміст поживних речовин у кормі C_{nm} (для можливості обліку втрат, наприклад білка + каротину); вологість маси w_0 , питома вага переміщуваного матеріалу β , ступінь подрібнення J .

Параметри стану (вектор \bar{z}); зовнішній і внутрішній діаметри шнека та його крок – D , d і S ; відповідно швидкість обертання вала n_0 , створюваний тиск віджиму p , довжина шнека l та діаметр отвору зерного циліндра d_3 .

Вихідні параметри $G_{жс}$, G_c , G_n – це маса виходить з преса жому, соку і механічних втрат корму, відповідно: $w_{жс}$ – вологість жому; C_{cc} – уміст сухої речовини в соку; $t_{жс}$ – температура жому на виході з преса; t_0 – температура соку на виході; C_{nc} – уміст поживних речовин у зеленому соку; $C_{нжс}$ – уміст поживних речовин у жомі.

Умови функціонування процесу віджимання маси в якісному плані є такі:

$$C_{ni} = C_{nc} + C_{нжс} + P_{\phi}(\tau, t, A_{\phi}). \quad (1.21)$$

Вміст поживних речовин у подрібненій масі, що надходить на віджимання, має дорівнювати сумі поживних речовин у соку, жомі та втрат, які є функцією і зміни температури, тривалості процесу та процесів окиснення (протеолізу) A_{ϕ} в результаті прямого контакту з металевими поверхнями преса, киснем повітря, природним окисненням, біологічним розпадом.

Прогнозування впливу виникнення температури в зеленій масі, жомі та соку в процесі зневоднення, можуть враховуватися теоретичною залежністю

$$C_n(\tau) = C_{ni}^{exp-\lambda(T)\tau}, \quad (1.22)$$

де C_{ni} , $C_n(\tau)$ – вміст поживних речовин у вихідній масі і в поточний момент часу τ ;

$\lambda(m)$ – константа, що характеризує втрати поживних речовин при змінній температурі.

Узагальнений показник якості змін, які відбуваються в продуктах зневоднення (соку і жомі) в процесі їх отримання, наведено в підрозділі 1.5.

Рівняння матеріального балансу для подрібненої маси G_u можна представити в такому вигляді:

$$G_u = G_a + G_n + G_n . \quad (1.23)$$

Звідси вміст вологи у вихідній масі, жомі та соку пов'язаний балансовим співвідношенням

$$G_u \cdot W_0 = G_c (1 - C_{cc}) + (G_u - C_c) W_a . \quad (1.24)$$

Тут вологість подрібненої маси, жому та вміст сухої речовини в соці виражається в частках.

Із рівняння (1.24) випливає, що

$$C_c = (1 - W_a) - (W_0 - W_a) \frac{G_u}{G_c} . \quad (1.25)$$

Маса соку G_c може бути визначена за рівнянням

$$G_c = \frac{\pi d_3^2}{4\mu} \cdot h \cdot z' \cdot S' \cdot \rho \cdot \tau \cdot f(J) , \quad (1.26)$$

де μ – в'язкість соку, Па;

z' – число отворів у зерному циліндрі;

τ – час процесу віджимання;

$h = D_0 - d_1$ – товщина шару маси, яка зневоднюється.

$f(J)$ можна представити статистичною залежністю

$$f(J) = C_0 + C_1 J, \quad (1.27)$$

де C_0, C_1 визначають при обробці експериментальних даних.

Масу, що проходить через прес G_u , можна виразити через параметри шнека

$$G_u = \frac{\pi h^2 S \cdot n \cdot \rho \cdot (1 - \varphi)}{4} \tau, \quad (1.28)$$

де φ – коефіцієнт заповнення зєрного циліндра.

Для обчислення тривалості зневоднення використовують залежність

$$\tau = -\frac{4h^2}{c\pi^2} \ln\left(\frac{W_\alpha - W_\varepsilon}{W_0 - W_k}\right), \quad (1.29)$$

де W_k – компресійна вологість жому до моменту стабілізації виходу соку, тобто вологість спресованої фракції жому за сталого тиску.

У нашому випадку W_k визначаємо з використанням експериментальних даних

$$W_k = a_0 \cdot \rho^{-a_1}, \quad (1.30)$$

де ρ – проти тиск на конусі, відомий по манометру;

a_0 та a_1 – коефіцієнти для умов фракціонування зеленої маси.

$$W_k = 44,2 \rho^{-0,07}, \quad (1.31)$$

Коефіцієнти a_0 та a_1 отримані за результатами обробки експериментальних даних для умов зневоднення люцерни.

Умова фракціонування в загальному вигляді може бути виражена так:

$$W_{\alpha} = f(W, W, P, h, C(J)\tau). \quad (1.32)$$

Коефіцієнт C , що залежить від ступеня пористості та ущільнення матеріалу, можна прийняти як функцію ступеня подрібнення

$$\tilde{N} = b_0 - b_1 J, \quad (1.33)$$

де b_0 та b_1 – коефіцієнти, які визначають при обробці експериментальних даних.

У загальному вигляді рівняння вимірювання вологості жому в часі буде мати вигляд:

$$\frac{dW_{\alpha}}{d\tau} = f(\tau, W_{\alpha}, P, h, (d, D), C(J), W_0). \quad (1.34)$$

За формулою (1.35) знаходимо вологість жому на виході з преса

$$W_{\alpha} = W_{\alpha} + (W_0 - W_{\alpha}) \cdot l^{-\frac{\tau \cdot c \pi^2}{4h^2}} \quad (1.35)$$

або для оцінки впливу компресійної і початкової вологості можна записати, що

$$W_{\alpha} = W_{\alpha} \left(1 - l^{-\frac{\tau \cdot c \pi^2}{4h^2}} \right) + W_0 \cdot l^{-\frac{\tau \cdot c \pi^2}{4h^2}}, \quad (1.36)$$

де W_0 – початкова вологість надходить на переробку матеріалу;

$$\tau - \text{є функція швидкості обертання } n_0; \quad \tau = \frac{60 \cdot L}{n_0 S}.$$

За спільного розв'язання рівнянь (1.23) та (1.35) можна визначити вираз

для обчислення C_{cc} і в будь-який момент часу дізнатися про величину вологості жому, який виходить, це підтримує технологічний режим, спрямований на задану вологість жому або вмісту сухої речовини в соку. Крім того, як регулюючий параметр може бути обраний не просто вихід соку G_c , а і вміст сухої речовини в соку C_{cc} , завдяки цьому можна контролювати процес коагуляції (згортання) білка в зеленій масі і в жомі залежно від температури маси. Виходячи з теорії шнеків, продуктивність преса можна виразити як:

$$Q = 47,1 \left[(D + 2\lambda)^2 - d^2 \right] S \varphi n_0 \rho, \quad (3.37)$$

де φ – коефіцієнт заповнення;

λ – радіальний зазор між зовнішньою кромкою гвинта і внутрішньою поверхнею зеєрного циліндра.

У досліджуваному шнековому пресі, крім транспортуючого шнека, є і підпресуючий, а в камері підпресування перед рухомим конусом шнек відсутній. Маса переміщується за рахунок продавлювання спресованого шару; також здійснюється проковзування і повернення маси за рахунок тертя і протитиску, тому необхідно враховувати коефіцієнт відставання. У цьому випадку формула продуктивності матиме вигляд:

$$Q = 47,1 D (D + 2\lambda)^2 - d^2 (S - d_1) \varphi \dot{I}_0 \rho \gamma, \quad (1.37)$$

де d_1 – товщина витка шнека;

γ – коефіцієнт відставання, який враховує зниження реальної продуктивності від можливої розрахункової залежно від властивостей пресованого матеріалу, створюваного протитиском, від значення коефіцієнтів внутрішнього і зовнішнього тертя маси, від величини зазору між витком шнека і зеєрним циліндром.

Проконзування полягає в обертанні шару маси разом зі шнековим витком, у результаті чого швидкість лінійного переміщення матеріалу до вивантажува-

льного вікна знижується. Разом із тим після провертання матеріалу відбувається робота з подолання сили тертя і лінійного переміщення матеріалу. Ця робота тим більша, чим більша величина прикладеного протитиску конуса.

З одного боку, більший протитиск забезпечує більший уміст сухої речовини в соку C_{cc} і меншу вологість жому $w_{жк}$. З іншого боку, це призводить до підвищення температури маси від зовнішнього і внутрішнього тертя, від прикладеного тиску і до збільшення потрібної потужності на прес. Нагрівання ж матеріалу викликає згортання білків у структурі рослини і різко знижує вихід сухої речовини із соку; до того ж температурні впливи позначаються і на якості продуктів фракціонування.

Силу тертя матеріалу по поверхні зерного циліндра і поверхні шнека при провертанні маси виражають рівнянням

$$dF = 2\pi RP\varepsilon(f_3 + f_4)\cos\beta dz \quad (1.38)$$

де f_3 – коефіцієнт тертя матеріалу по поверхні зерного циліндра;

ε – коефіцієнт бокового тиску;

$f_{ш}$ – коефіцієнт тертя по поверхні і лопаті шнека.

Нормальна сила реакції зневодненої маси на лопать шнека матиме вигляд:

$$dF_i = P \cdot S_{\varepsilon} \quad (1.39)$$

де S_n – величина площі поверхні витка шнека, що знаходиться в контакті з масою.

Робота, яка витрачається на переміщення матеріалу, дорівнює:

$$A = F_{\partial\partial} \cdot S_n = (f_3 + f_{\phi}) \cdot F_i \cdot S_n \quad (1.40)$$

де S_n – переміщення матеріалу;

F_n – сила нормального тиску.

Далі визначають роботу, витрачену на подолання тертя, температуру нагрівання жому і соку в результаті прикладеного тиску при зневодненні

$$A_{\delta\delta} = N_{\delta\delta} \cdot t, \quad (1.41)$$

де N_{mp} – потужність, що витрачається на подолання тертя маси об стінки зерного циліндра при її переміщенні до вивантажувального вікна;

t – час переміщення маси.

Різниця температур, до якої нагрілася маса в разі зневоднення, і між початковою її величиною $t_k - t_n = \Delta t$, може бути визначена відношенням теплоти m_0 , отриманої в результаті механічної роботи, до маси, яка перебуває в шнеку m_0 , і його теплоємності C_0

$$\Delta t = \frac{Q_T}{C_0 m_0} = \frac{A - A_{\delta\delta}}{C_0 m_0} = \frac{A_{\delta\delta}}{C_0 m_0} \cdot e^{\frac{t}{T}}, \quad (1.42)$$

де T – постійна, яка пов'язана з коефіцієнтом тепловіддачі, що враховує розсіювання тепла в навколишнє середовище, жом і сік.

Потужність процесу зневоднення залежить від великої кількості факторів: фізико-механічних властивостей маси, яку віджимають і стадії її вегетації; від величин внутрішнього і зовнішнього тертя; від зусилля стиснення маси в пресі та інших факторів, зазначених параметричною схемою. Мають також значення і конструктивні особливості робочих органів і якість їх виготовлення, особливо у відношенні жорсткості контакту з поверхнею маси.

Загальна потужність приводу шнекового преса може бути представлена в певному вигляді:

$$N_0 = \frac{N_{mp} + N_1 + N_2 + N_3}{\eta}, \quad (1.43)$$

де N_1 – потужність, необхідна для забезпечення переміщення маси до вивантажувального вікна через коркову зону циліндра і міжконусний перетин;

N_2 – потужність, необхідна для транспортування маси від приймального бункера до виходу з конуса шнека;

N_3 – потужність, необхідна для ущільнення маси;

N_{mp} – потужність, необхідна для подолання тертя матеріалу в пресі.

$$N_{mp} = \frac{M_{\text{т.т.}} \cdot n_0}{97500} = \frac{2\pi P_n f (R^3 - r^3)}{3 \cdot 97500}, \quad (1.44)$$

де M_{mp} – момент сили тертя, кг·см;

P_n – середній питомий тиск пресування.

Потужність, яка необхідна для проштовхування маси через зону підпресування і щілинний зазор між зєрним циліндром та конусом, визначаються:

$$N_1 = \frac{P \cdot F \cdot L_1 \dot{V}_0}{60 \cdot 102} = \frac{P \cdot \pi (R^2 - r^2) L_1 \cdot n_0}{60 \cdot 102}, \quad (1.46)$$

де $F = \pi (R^2 - r^2)$ – площа кільцевого перерізу маси проштовхується гвинтовим транспортером;

L_1 – шлях, який проходить маса за час одного оберту гвинта.

Важливим моментом у процесі фракціонування є, крім визначення раціональних режимів роботи – зниження енерговитрат, які забезпечують задану $W_{ж}$.

Функціонування технологічного процесу представлено на блок-схемі алгоритму (рис. 1.14) ρ , W , K_o , I , G_m , μ .

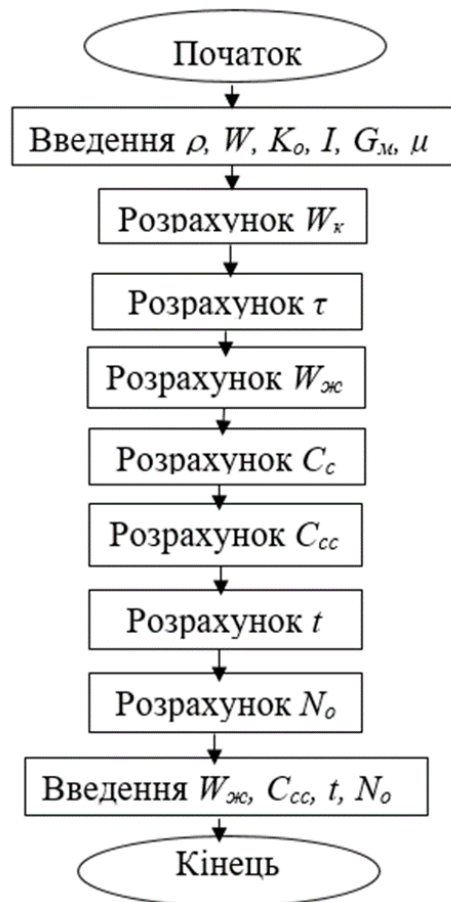


Рис. 1.14. Блок-схема алгоритму процесу вологого фракціонування зеленої маси

Виконання оптимального завдання функціонування може бути досягнуто тільки в комплексному розгляді усієї підсистеми, що включає подрібнення, зневоднення, досушку жому, змішування і брикетування сумішей. Основним елементом у даній підсистемі має бути процес, що забезпечує задану вологість жому і оптимальний вихід сухої речовини зі соком. Комплексна реалізація цих питань дозволяє визначати оптимальну вологість виходу кормового матеріалу, що забезпечує мінімум енерговитрат. Статистична обробка експериментальних даних допомагає отримати величини коефіцієнтів, які входять у модель: $C_0 = 60$; $C_1 = 10$; $b_0 = 1$; $b_1 = 49,8$.

1.1.2.4. Сушіння віджимок у рухомому шарі

Поряд з видаленням соку із початкової маси в процесі механічного зневоднення частина вологи залишається в жомі, причому деяка її кількість знаходиться на фракціях жому у вигляді тонкої поверхневої плівки, яку легко

видалити при продувці повітрям невисокої температури. Оскільки після механічного зневоднення жом має добре розкрити структуру, то одним із ефективних методів для його досушування є конвективний метод, заснований на принципі видалення вологи в результаті зміни її агрегатного стану, за безперервного впливу теплоносія на матеріал, який переміщується та висушується.

Прикладом конструктивного виконання пристрою для реалізації цього способу може слугувати шарова сушарка з перфорованим днищем і нескінченним транспортером для переміщення корму.

Для математичного опису процесу досушування жому в рухомому шарі необхідно обґрунтувати параметри рухомого шару; визначити діапазони критичного вологовмісту з урахуванням виключення перегріву самого матеріалу для збереження його якісних характеристик; встановити вплив керованих параметрів, що характеризують режими процесу на інтенсивність сушіння в динаміці; вивчати закономірність зміни температури матеріалу від технологічних режимів процесу; встановити закономірності функціонування всього процесу.

Якщо відома довжина l_c робочої зони установки для досушування і швидкість переміщення маси транспортером V_M , то час сушіння визначиться

як $\tau = \frac{l_c}{V_M}$. Витрату корму в одиницю часу можна розраховувати за формулою

лою

$$G_a = b \cdot \delta \cdot V_M \cdot \rho, \quad (1.46)$$

де b – ширина шару жому, який транспортується, м;

δ – товщина шару, м;

ρ – щільність жому, кг/м³.

Завдання функціонування процесу полягає у виборі впливів таких параметрів: $G_{жс}$, G_2 , G_δ , δ , V_M , S , V_T , $W_{ж.к.}$ за вхідної вологості жому W_n і не допустити перегріву матеріалу, що призводить до денатурації білків і втрати каротиноїдів.

Тут G_2 , G_b – витрати пального і повітря для забезпечення функціонування процесу; S – площа живого перетину перфорованого днями установки; V_T – швидкість теплоносія.

За певних конструктивних параметрів, встановивши для отримання заданої вологості жому $W_{ж.к}$ та виходячи з параметричної схеми процесу (рис. 1.15), варіювання можна здійснювати швидкістю переміщення шару V_M , температурою теплоносія, його кількістю $G_{ж.к}$.

Моделі враховують також фракційний склад жому ζ і його теплофізичні властивості $\lambda_{ж.к}$. У загальному вигляді математичною моделлю процесу є система

$$\begin{aligned} W_{\alpha.i} &= f_1(W_H, \tau = f(l_c, V_M), t_{\alpha.i}, V_c, \delta); \\ t_{\alpha.\delta} &= f_2(t_0, W_{\alpha.i}, t_{\alpha.i}, \tau, \delta, V_c); \\ \dot{I} &= f_3(\dot{A}, \dot{E}, t_{\alpha.\delta}, \tau, W_{\alpha.\delta}), \end{aligned} \quad (1.47)$$

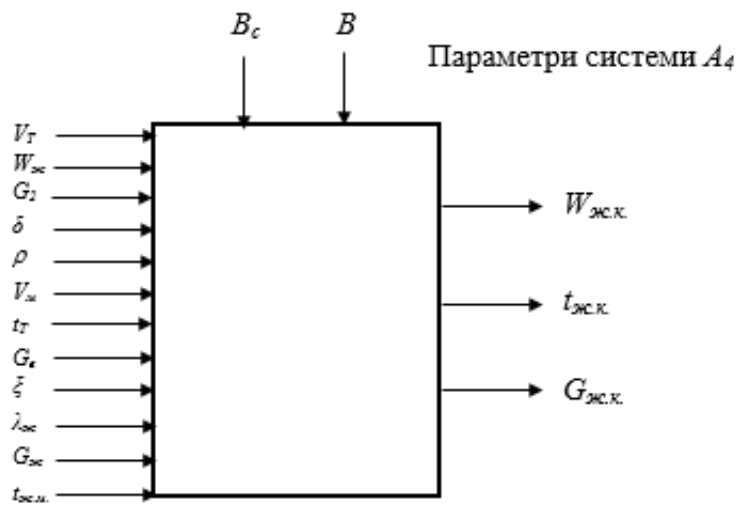


Рис. 1.15. Параметрична схема процесу досушування жому в рухомому шарі

в якій $W_{ж.к}$ та $t_{ж.к}$ відображають функціональний зв'язок вологості і температури жому в будь-який момент часу в ході процесу і при його завершенні, а Π – враховують втрати білкової (Б) і вітамінної (К) частин у кормі в результаті змін,

викликаних температурними режимами процесу.

Для процесу досушування жому використовували методи планування експерименту (Адлер и др., 1976; Коццаев, 2000; Новиков и др., 1987; Панфилов, 1986; Новиков и др., 1981), це значно скоротило кількість дослідів, а також можна було кількісно оцінити вплив на кінцеві вологість і температуру процесу кожного з п'яти і кожного з шести змінних параметрів відповідно: температура теплоносія, товщина шару маси, швидкість теплоносія, тривалість сушіння, вологість жому, температура жому початкова.

Загальна кількість розвіданих дослідів має бути 2^K , де K – кількість факторів. Усі фактори задовольняють усім вимогам, вони незалежні і сумісні. Рівні варіювання обрані з огляду на конкретні умови технологічного процесу, які повинні бути при реалізації досушки жому. Позначення факторів і рівні варіювання для $W_{ж.к.}$ та $t_{ж.к.}$, а також матриця планування експерименту й обробки даних з'явилися як вихідні дані.

Згідно зі складеними ортогональними планами і рандомізацією паралельних дослідів (Адлер и др., 1976; Коццаев, 2000; Панфилов, 1986; Новиков и др., 1981; Холло и др., 1972) виконано обчислювальні процедури і отримано певні результати:

1. Оцінка усередненої дисперсії відтворюваності (помилки досвіду) визначена за формулою

$$S_y^2 = \sum_{i=1}^N S_i^2 / N, \quad (1.48)$$

де $S_i^2 = \sum_{y=1}^n (y_{ig} - \bar{y}_i)^2 / n(n-1)$ – дисперсія середнього арифметичного в кожному

рядку плану експерименту;

N – кількість експериментів;

n – кількість паралельних дослідів;

y_{ig} – значення відгуку в кожному паралельному досліді;

\bar{y}_i – середнє значення відгуку в паралельних дослідах:

для $W_{\alpha.\hat{\epsilon}} : S_w^2 = 0,613$; $N = 32$; $n = 3$;

для $t_{\alpha.\hat{\epsilon}} : S_t^2 = 0,669$; $N = 64$; $n = 3$.

Однорідність дисперсії S_i^2 ; підтверджена за допомогою критерію Кохрена:

$$G_\delta = S_i^2 \max / \sum_{i=1}^N S_i^2 \quad (1.49)$$

де $S_i^2 \max$ – максимальне значення дисперсій S_i^2 , $i = 1, 2; N$; $G_{pw} = 0,074$;

$G_T = 0,1899$; $G_{pt} = 0,052$; $G_T = 0,11$; $G_{pw} < G_T$, $G_{pt} < G_T$.

2. Форма функцій відгуку для повного факторного експерименту

$$y_i = b_0 + b_1 x_{i,1} + b_2 x_{i,2} + \dots + b_k x_{i,k} + b_{1,2} x_{i,1} + b_{1,3} x_{i,1} \cdot x_{i,3} + b_{k-1} \cdot x_{i,k} \cdot x_{i,k} \quad (1.50)$$

чи інакше

$$y_i = b_0 + \left(\sum_{j=1}^k b_j \cdot x_{i,j} \right) + \left(\sum_{j=1}^{k-1} \sum_{z=j+1}^k b_{j,z} \cdot x_{i,j} \cdot x_{i,z} \right) \quad (1.52)$$

У результаті обробки експериментальних даних для обраних з урахуванням перевірки значущості коефіцієнтів регресії за критерієм Стюдента інтервалів варіювання, були отримані функції відгуку (рівняння регресії) для $W_{ж.к}$ та $t_{ж.к}$, які являють собою математичну модель процесу досушування жому:

$$W_{ж.к.} = 21,512 - 9,263t_T + 5,64\delta - 1,523V_c - 6,283\tau + 1,854W_H - 2,081t_T\delta + 0,781t_T \cdot V_c + 1,913\tau - 0,821t_T W_H - 0,377\delta \cdot \tau - 0,238\delta W_H \quad (1.52)$$

$$t_{ж.к.} = 61,416 - 4,21t_H + 7,111t_T + 5,27\delta + 15,88\tau + 0,97V_c - 1,486W_H - 3,464t_T\delta + 5,489t_T\tau + 0,443t_Ht_T - 0,239t_TV_c + 0,201t_TW_H + 1,748\delta\tau - 0,281t_H\delta - 0,301t_H\tau$$

За цими рівняннями можна розрахувати поточні і кінцеві значення вологості жому і його температури в будь-який момент часу (рис. 1.16).

3. Перевірка гіпотези про адекватність моделі здійснювалася за критерієм Фішера F_p

$$F_p = S_{ag}^2 / S_{(y)}^2, \quad (1.53)$$

де S_{ag}^2 – дисперсія адекватності

$$S_{ag}^2 = \sum_{i=1}^N (y_i - \hat{y}_i)^2 / f, \quad (1.54)$$

де, $f = N - P$, f – число ступенів вільності;

P – числа оцінюваних коефіцієнтів.

Розрахункові значення критерію Фішера для рівняння вологості дорівнюють 1,848, що менше табличного значення на $F_T = 2,65$ при 5%-вому рівні значущості (Новиков и др., 1981).

Для рівняння температури жому $t_{ж.к.} F_p = 0,934$, а $F_T = 1,635$, тому адекватність отриманих функцій відгуку дотримується.

За допомогою отриманої системи рівнянь досушки жому в тонкому шарі можна якісно і кількісно оцінити вплив окремих факторів (температури, швидкості теплоносія, товщини шару, початкової вологості жому та ін.), а також отримати розрахункову залежність для тривалості процесу досушування. Коефіцієнти рівняння регресії вказують на ступінь впливу факторів. Аналіз отриманих рівнянь свідчить про те, що кінцева вологість жому в період досушування залежить значною мірою від температури теплоносія, товщини шару жому

та тривалості процесу; меншою мірою – від швидкості теплоносія. Оцінено також і вплив факторів на процес. На зміну кінцевої температури корму в процесі сушіння, виходячи з рівняння, великий вплив мають такі параметри, як тривалість сушіння, температура теплоносія, товщина шару корму і меншою мірою оцінюється вплив сукупності факторів, наприклад, температура теплоносія і вологість жому початкова та ін. Формула справедлива для рівняння за таких значень параметрів: $t = 50\text{--}115$ °С; $\delta = 10\text{--}120$ мм; $V_c = 1\text{--}3$ м/с; $\tau = 5\text{--}25$ хв; $W_{ж.к} = 60\text{--}75$ %; для рівняння; $t_{ж.к.} = 50\text{--}115$ С; $\delta = 10\text{--}120$ мм; $V_c = 1\text{--}3$ м / с; $\tau = 5\text{--}25$ хв; $t_n = 20\text{--}45$ °С; $W_n = 60\text{--}75$ %.

Розрахунок моделі і варіювання параметрів для визначення раціональних режимів досушки жому при мінімумі енерговитрат і збереженні якісних показників корму здійснюється на блок-схемі алгоритму (рис. 1.16).



Рис. 1.16. Блок-схема алгоритму процесу досушування жому в шарі.

1.1.2.5 Змішування віджимок з кормовими компонентами

Процес змішування кормових компонентів з метою подальшого брикетування-гранулювання суміші полягає у визначенні оптимальної кількості компо-

нентів, які змішуються з жомом для отримання певної кількості суміші $G_{см}$ з вологістю, що не перевищує задану $W_{см}$. У даному технологічному процесі обирають кілька кормових компонентів, кожен з яких має свою вологість. Крім того, для вирішення поставленого завдання – підготовки суміші заданої вологості і кількості – необхідно визначити і пропорційні вагові співвідношення компонентів, оскільки від цього значною мірою залежить технологічність подальшого процесу – брикетування, яке відбувається тільки в діапазоні певних співвідношень.

Розглядаючи параметричну схему процесу (рис. 1.17), встановлюємо вхідні параметри, де $G_{жс}$, G_c , G_k – вагові співвідношення взятих нами компонентів жому, подрібненої соломи і комбікормів відповідно; $W_{жс}$, W_c , W_k – вологість зазначених кормових компонентів; ψ_c – фізико-механічні та теплофізичні властивості компонентів.

Параметри стану визначаються конструкцією змішувача, його геометричними параметрами: діаметром ротора, швидкістю обертання лопатевого вала, довжиною апарата L , кутом атаки робочих лопатей змішувача або гвинтового транспортера ε та їх кількістю z_c . Вихідними параметрами процесу є вологість $W_{см}$ і кількість одержуваної суміші $G_{см}$, тривалість процесу змішування τ і усереднені фізико-механічні та теплофізичні властивості суміші – $\psi_{см}$. Завдання отримання суміші заданої вологості з пропорційним співвідношенням кормових компонентів з урахуванням обмеження діапазону для кожного компонента в суміші можна звести до задачі лінійного програмування. Задача може бути сформульована як задача мінімізації

$$G_c = f(G_{k1}, G_{ki}, \dots, G_{km}), \quad (1.55)$$

де G_{ki} – підкоряються системі $m + 1$ нерівностей (класична m нерівність)

$$\sum_{i=1}^m W_{ki} \dots G_{ki} \leq W_{cm} \cdot G_{cm} \quad (1.56)$$

$$\frac{G_{ki}}{G_{cm}} \leq \beta_i; \quad i = 1, 2 \dots m \quad (1.57)$$

де W_k, G_k – поточні параметри вологості та вагових співвідношень компонентів.

Тут умова (1.56) визначає вимоги по вологості W_k , необхідної для брикетування, а умова (1.57) має забезпечити необхідні для брикетування фізико-механічні та теплофізичні властивості. Дотримання цих умов дозволить сформувати брикети або гранули необхідної щільності, в яких створюються умови для внутрішнього теплового масообміну. На першому етапі W_k є заданою величиною.

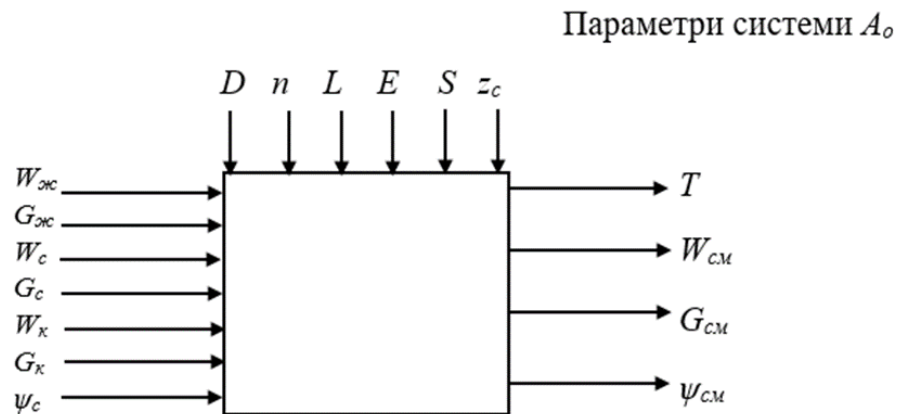


Рис. 1.17. Параметрична схема процесу змішування кормових компонентів

При реалізації всієї підсистеми отримання жому та подальшої його переробки вологість W_k може розподілятися оптимально між агрегатами. Це означає, що в загальній агрегативній системі БАД за необхідності отримання запланованої вологості жому для змішування з урахуванням мінімізації енерговитрат більшу частину вологи з подрібненої маси можна видалити механічним зневодненням, а досушенням вже довести до необхідного стану. Таким чином, є варіювання ситуаціями всередині підсистеми. У повідомленнях деяких науковців підкреслюються, що на технологічний потік процесу впливають вологість і те-

мпература навколишнього середовища.

Найбільш стійкою і однорідною може бути суміш об'ємом, який менший суми об'ємів усіх компонентів

$$V_{cm} \leq V_{ж} + V_c + V_k$$

Загальний об'єм суміші, якщо він дорівнює сумі об'ємів змішуваних компонентів, може бути описаний виразом:

$$V_{\bar{n}} = \frac{(n_{\alpha} + n_{\bar{n}} + n_k) \rho_{\alpha} \cdot \rho_{\bar{n}} \cdot \rho_k}{n_{\alpha} \rho_{\bar{n}} \rho_k + n_{\bar{n}} \rho_{\alpha} \rho_k + n_k \rho_{\alpha} \rho_{\bar{n}}}, \quad (1.58)$$

де $n_{ж}$, n_c , n_k – масові частки компонентів жому, соломи, комбікорму;

$\rho_{ж}$, ρ_c , ρ_k – їх насипні маси.

Після обчислення об'ємів кожного компонента і об'єму суміші необхідно переконатися, що вологість суміші для кожного випадку в ході процесу може бути порівнянна зі значенням заданої величини. Невиконання цієї умови означає потребу в необхідних керуючих впливах, які змінять параметри стану агрегату за умови стабільних у технологічному потоці вхідних параметрів. Або: необхідною є зміна величини вхідних параметрів, отже, підключення попередніх агрегатів, якщо незмінними залишаються параметри стану.

Для якісного перебігу процесу необхідно знати час його здійснення, який можна визначити виходячи з відомої формули продуктивності змішувача (Новиков и др., 1987),

$$\tau = \frac{3600 \cdot G \cdot \cos \varepsilon \cdot \beta}{47,1(D - d_b)^2 \cdot S \cdot \psi \cdot n \cdot \rho}, \quad (1.59)$$

де S – крок лопатей або гвинтового шнека, що залежить від кута атаки;

ψ – коефіцієнт заповнення;

β – коефіцієнт, що враховує відставання лінійного переміщення маси до вантажувального вікна.

Вологість суміші можна визначити із такого співвідношення:

$$W = \frac{G_{ai}W_i + G_{ci}W_{ci} + G_{ki}W_{ki}}{G_{ai} + G_{ci} + G_{ki}} \quad (1.60)$$

Оцінка якості змішування враховує середньоквадратичне відхилення і зміну його значення в процесі перемішування (Чурсинов и др., 1984),

$$\sigma = (\sigma_0 - \sigma_k) \exp\left(-\frac{\tau_i}{T}\right) + \sigma_k \quad (1.61)$$

де σ_0 , σ_k – початкові та кінцеві значення середньоквадратичного відхилення компонента в працях знеси різної маси;

T – постійна часу перемішування, що характеризує інтенсивність роботи змішувача і здатність компонентів до змішування.

Мінімальний час перемішування, що забезпечує задану однорідність суміші, визначається в такий спосіб:

$$\tau_{min} = \frac{\tau \ln(\sigma_0 - \sigma_k)}{(\beta - 1)\sigma_k} \quad (1.62)$$

Середньоквадратичне відхилення може бути представлено у вигляді:

$$\sigma = \sqrt{\frac{\sum (C_i - \bar{C})^2}{n-1}} \quad (1.63)$$

де C_i – концентрація i -го компонента;

C – середня арифметична концентрація компонента;

$$x = \frac{\sum_{i=1}^n x_i}{n} ;$$

де, n – кількість проб.

Тоді коефіцієнт неоднорідності V_c в(%) отриманої суміші визначиться з виразу:

$$V_c = \frac{100}{\bar{C}} \sqrt{\frac{\sum_{i=1}^n (C_i - \bar{C})^2}{n-1}} = \frac{\sigma}{\bar{C}} \cdot 100 . \quad (1.64)$$

Ідеальною вважають умову, коли $\sigma \rightarrow 0$, тобто чим менше σ , тим більш однорідною є суміш.

У процесі змішування змінюються фізико-механічні властивості суміші. Кожен із компонентів має свої показники теплоємності C , теплопровідності λ та температуропровідності a , але залежно від пропорційного їх співвідношення коефіцієнти теплоємності, теплопровідності і температуропровідності будуть іншими. Визначалися величини коефіцієнтів для різних матеріалів технології – жом, паста, протеїновий концентрат гранульований та порошкоподібний, а також кореневі компоненти при брикетуванні – солома, комбікорм, суміші.

Коефіцієнт теплопровідності, що відображає кількість тепла, яка проходить в одиницю часу через одиницю поверхні при зміні температури на 1°C на одиницю довжини матеріалу, визначають з виразу

$$\lambda = \frac{Q}{F \tau \frac{\Delta t}{l}} , \quad (1.65)$$

Теплоємність розраховують за формулою

$$C_M = \frac{C_{c.b.} (100-10) + C}{100} \quad (1.66)$$

Коефіцієнт температуропровідності, що включає зв'язок між теплопровідністю і об'ємною теплоємністю (акумулюючою здатністю суміші), визначають співвідношенням.

$$a = \frac{\lambda}{c\rho}. \quad (1.67)$$

Проведені дослідження показали, що питома теплоємність кормових матеріалів підвищується від 2,292 до $4,34 \cdot 10^3$ Дж/К, теплопровідність частинок висушеного концентрату, навпаки, зі зростанням температури зменшується від 0,126 до 0,1 Вт/К. Температуропровідність частинок у міру сушіння і втрати вологи знижується від $0,117 \cdot 10^{-6}$ до $0,680 \cdot 10^{-6}$ м²/с. Зі збільшенням щільності температуропровідність незначно знижується. Дані використані при дослідженні алгоритму процесу.

Отримана математична модель, реалізуючись за розробленим алгоритмом (рис. 1.18), дозволяє врахувати і визначити необхідні для поставленого завдання вагові співвідношення кормових компонентів, розрахувати час змішування, зробити якісну оцінку у змішування. У разі невиконання заданих умов за розробленим алгоритмом створюється можливість керувати процесом, змінюючи параметри стану (змiна конструктивних параметрів змішувача, його швидкості обертання, кута атаки лопатей, числа лопатей та ін.).

Математична модель передбачає припущення, що процес змішування не впливає на якісні зміни кормових компонентів за час проходження їх через агрегат А4, тобто втрати білка і вітамінної частини кормових компонентів є нульовими ($n_c = 0$).

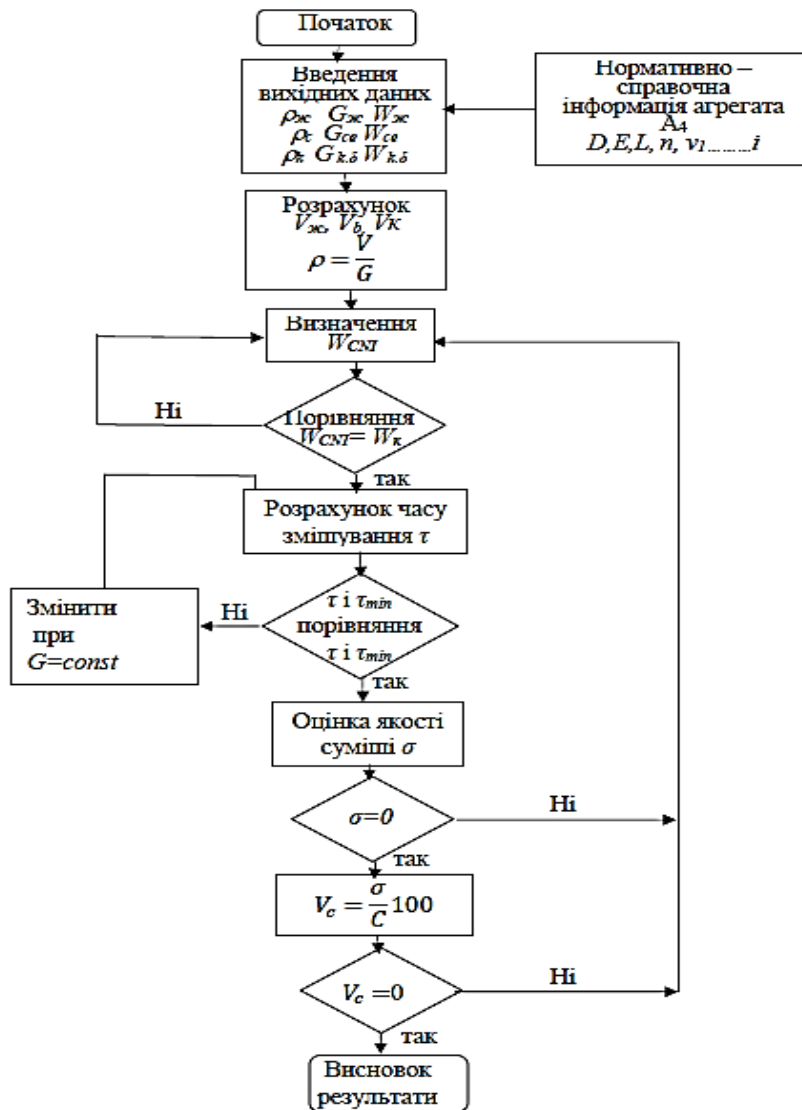


Рис. 1.18. Блок-схема алгоритму змішування кормових компонентів

Результати розрахунків за наведеним алгоритмом були використані для отримання реальних сумішей з необхідними технологічними обмеженнями. Середньоквадратичне відхилення по вологості склало 0,64 %, що дозволяє отримувати при використанні даної моделі суміш із зазначених компонентів за рекомендований час змішування з відповідною нормам вологістю.

1.1.2.6. Брикетування сумішей

За традиційних способів гранулювання-брикетування кормів спочатку їх висушують до вологості 10–12 %, дроблять у борошно або нарізають, зволожу-

ють до вологості 19–23 %, а потім гранують або брикетують. Волога сприяє зв'язуванню часток. У процесі гранулювання зайва волога під дією тиску і температури випаровується.

У підсистемі видаляють вологу з початкової маси спершу зневодненням, далі досушуванням, потім змішуванням підсушеного жому з більш сухими кормовими компонентами і перерозподілом вологи між ними; завершальним процесом задається брикетування суміші.

Якість роботи преса при брикетуванні визначається складом і вологістю суміші, її теплофізичними і реологічними властивостями, оскільки властивості деформації продуктів, які змішуються, є важливою характеристикою.

Розглядаючи параметричну схему процесу брикетування, бачимо, що на нього впливають кількість суміші G_c , її вологість W_c , теплофізичні та фізико-механічні властивості ξ_δ , початкова температура суміші $t_{н.с.м.}$, температура навколишнього середовища T_o , додатковий тиск пресування P_δ , час пресування τ_δ . Параметри стану враховують конструктивні характеристики преса: швидкість обертання матриці V_δ ; товщину шару маси Δb ; діаметр живого перетину матриці d_n . Вихідними параметрами є вологість брикетів-гранул $W_{k.\delta}$, її температура $t_{k.\delta}$.

Поставлена задача полягає у визначенні режиму тиску пресування P_δ при брикетуванні (рис. 1.19), який забезпечив би формування суміші і видалення певної кількості вологи ΔW за рахунок підвищення температури t_δ при тиску. Температура не повинна перевищувати граничної, коли можлива денатурація білка і втрата каротиноїдів.

Взаємозв'язок вхідних і вихідних параметрів відповідно до схеми (рис. 1.19) може бути представлений системою:

$$W_{k.\delta} = f(P_\delta, W_c, G_c, t_{н.с.м.}, \tau_\delta, \xi_\delta, T_o, V_\delta), \quad (1.68)$$

$$t_{k.\delta} = f(P_\delta, W_c, W_{k.\delta}, \tau_\delta, \xi_\delta, t_{н.с.})$$

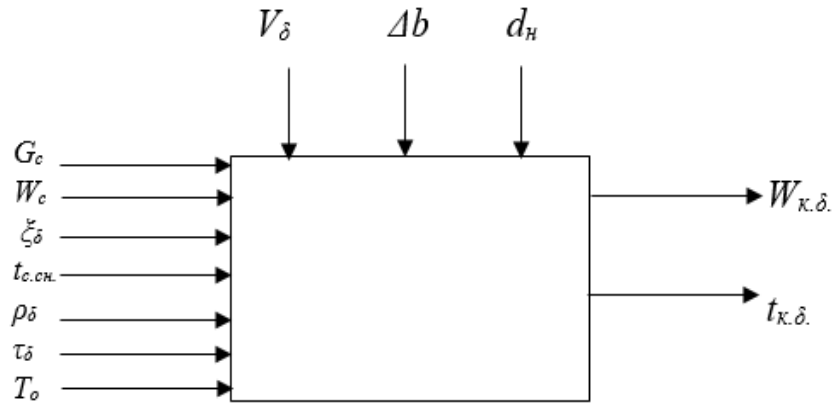


Рис. 1.19. Параметрична схема процесу брикетування суміші

Теплова енергія, що витрачається на випаровування вологи, дорівнюватиме

$$\Delta Q = L \cdot \Delta W, \quad (1.69)$$

де L – питома теплота пароутворення.

$$\Delta W = \left(\frac{W_{к.д.} - W_c}{100} \right) G_c. \quad (1.70)$$

Необхідно визначити частку механічної роботи преса A , яка перетворюється на теплоту Q .

$$Q = f_1(A) = f_2(P), \quad (1.71)$$

або звідси $P = f(\Delta W, t)$.

На процес брикетування, щільність одержуваного продукту, тиск пресування і температуру, великий вплив має довжина каналу матриці, яка відповідно до роботи науковця (Tchernov, 1996), визначається за формулою:

$$L = \frac{d}{4\xi f} \cdot \ln\left(\frac{\xi \cdot P}{q_0}\right), \quad (1.72)$$

де L – довжина каналу;

f – коефіцієнт тертя матеріалу по сталі;

ξ – коефіцієнт бокового тиску;

q_0 – тиск, обумовлений пружним розширенням спресованого матеріалу;

d – діаметр каналу.

Розглянемо умовно стрижень довжини L (рис. 1.20), який під дією тиску P переміщується вздовж камери зі швидкістю V . Сила тертя стрижня об стінки камери, за даними науковця (Tchernov, 1996) визначається за рівнянням

$$F_{mp.} = S\left(\frac{g_o}{\xi} + P\right)\left(1 - e^{-\frac{l\xi f_{ck}}{S}(L-x)}\right) \quad (1.73)$$

де S – площа поперечного перерізу камери;

f_{ck} – коефіцієнт тертя ковзання;

g_o – залишковий бічний тиск;

l – периметр поперечного перерізу камери.

У результаті тертя стрижня об стінки частина механічної енергії буде перетворюватися на теплову. Тепловий потік бічної поверхні стрижня визначиться виразом через похідну по нормалі

$$Q = \lambda \frac{dT}{dn} = \frac{K_1}{J} \tau V, \quad (1.74)$$

де $J = 4,1868 \text{ Дж / кал}$,

$$\tau = \frac{F_{mp.}(x)}{S_{\text{бок.}}(x)} \text{ – дотичне напруження,}$$

V – швидкість ковзання;

K_I – коефіцієнт пропорційності.

На підставі закону збереження кількості тепла можна записати рівняння теплопровідності:

$$\frac{dT}{dt} + V \frac{dT}{dt} = \alpha^2 \frac{d^2T}{dx^2} + \frac{K_1}{J} V \cdot \tau(x) + \frac{K_2}{c\rho gJ} A, \quad (1.75)$$

де $K_2 \cdot A$ – механічна робота внутрішніх сил, що переходить в тепло;

c – теплоємність;

ρ – щільність суміші.

У своїх дослідженнях автор (Tchernov, 1996) стверджує, що питома робота ущільнення може бути визначена з виразу:

$$A(x) = \frac{S}{G} \int_0^x C_1 \left(e^{a\gamma_0 \frac{x}{L-x}} - 1 \right) dx, \quad (1.76)$$

де G – вага матеріалу.

Відповідно до Закону Фур'є граничні умови на торцях стрижня мають вигляд:

$$\left. \frac{dT}{dx} \right|_{x=0} = \lambda \quad [T | x=0 - T_0] \quad (1.77)$$

$$\left. \frac{dT}{dx} \right|_{x=L} = -\lambda \quad [T | x=L - T_0]$$

де λ – коефіцієнт теплообміну.

У такий спосіб отримано нестационарне неоднорідне рівняння теплопро-

ВІДНОСТІ:

$$\frac{dT}{dt} + V \frac{dT}{dx} - \alpha^2 \frac{d^2T}{dx^2} = \frac{K_1}{J} V \tau(x) + \frac{K_2}{c \rho q J} A(x), \quad (1.78)$$

За граничних умов:

$$\left. \frac{dT}{dx} \right|_{x=0} = \lambda \quad [T | x=0 - T_0] \quad (1.79)$$

$$\left. \frac{dT}{dx} \right|_{x=L} = -\lambda \quad [T | x=L - T_0],$$

за початкових умов:

$$T \Big|_{t=0} = \psi(x)$$

При розв'язанні рівняння (1.78) для спрощення математичного формулювання завдання перетворимо неоднорідні граничні умови (1.79) на однорідні.

Припустимо, що $T = T_0 + v(x, t)$, тоді:

$$\frac{dv}{dt} + \frac{dv}{dx} - \alpha^2 \frac{d^2v}{dx^2} = \frac{K_2}{c \rho g J} A(x)$$

$$\left. \frac{dv}{dx} \right|_{x=0} = \lambda v \quad ; \quad \left. \frac{dv}{dx} \right|_{x=L} = -\lambda v, \quad (1.80)$$

$$v(x, t) \Big|_{t=0} = \psi(x) \Big|_{-T_0}.$$

Конвективний член можна виключити з рівняння теплопровідності за допомогою введення нової невідомої функції:

$$\begin{aligned}
v(x,t) &= e^{\frac{2Vx-V^2t}{4d^2}} \cdot u(x,t) ; \\
\frac{du}{dt} &= \alpha^2 \frac{d^2u}{dx^2} + \underbrace{e^{\frac{-2Vx-V^2t}{4d^2}} \frac{K_1}{J} V\tau(x) + \frac{K_2}{c\rho gJ} A(x)}_{f(x,t)} ; \\
\frac{du}{dx} \left(\begin{array}{l} \\ x=0 \end{array} \right. &= \left. \begin{array}{l} (\lambda - \frac{V}{2\alpha^2})u \\ \end{array} \right)_{x=0} ; \quad \lambda_1 = \lambda - \frac{V}{2\alpha^2} ; \\
\frac{du}{dx} \left(\begin{array}{l} \\ x=L \end{array} \right. &= \left. \begin{array}{l} -(\lambda - \frac{V}{2\alpha^2})u \\ \end{array} \right)_{x=L} ; \quad \lambda_2 = \lambda - \frac{V}{2\alpha^2} \\
u \left(\begin{array}{l} \\ t=0 \end{array} \right. &= \left. \begin{array}{l} e^{-\frac{Vx}{2d^2}} \psi(x) \\ \end{array} \right)_{-T_0} = F(x) .
\end{aligned} \tag{1.81}$$

Знайдемо рішення однорідного рівняння. Власні вектори системи Штурма-Луївілля для однорідного завдання:

$$\begin{aligned}
\frac{du}{dt} &= \alpha^2 \frac{d^2u}{dx^2} , \quad \frac{du}{dx} \left(\begin{array}{l} \\ x=0 \end{array} \right. = \lambda \times v \left. \right)_{x=0} , \\
\frac{du}{dx} \left(\begin{array}{l} \\ x=L \end{array} \right. &= -\lambda_2 \times u \left. \right) \left(\begin{array}{l} u \\ x=L \end{array} \right) \left(\begin{array}{l} \\ t=0 \end{array} \right) = F(x) ,
\end{aligned} \tag{1.82}$$

є функції

$$x_n(x) = \cos \mu_n x + \frac{\lambda_1}{\mu} \cdot \sin \mu_n \cdot x ,$$

де μ_n – корені трансцендентного рівняння

$$tg \mu \cdot L = \frac{\mu_n (\lambda_1 + \lambda_2)}{\mu_n^2 - \lambda_1 \cdot \lambda_2} , \tag{1.84}$$

Розкладемо функцію $f(x,t)$ у ряд по власних функціях $x_n(x)$ (Сеник и др., 1984)

$$f(x, t) = \sum_{n=1}^{\infty} f_n(t) x_n(x) , \quad (1.85)$$

де

$$f_n(t) = \frac{1}{a_n} \int_0^L f(x, t) \cdot x_n(x) dx$$

$$a_n = \frac{L}{2} \left(1 + \frac{\lambda_1}{\mu_n^2}\right) + \frac{\sin^2 \mu_n L}{4\mu_n} \left(1 + \frac{\lambda_1}{\mu_n^2}\right) + \frac{\lambda_1}{\mu_n^2} \cdot \sin^2 \mu_n L . \quad (1.86)$$

Рішення $u(x, t)$ будемо шукати у вигляді

$$u(x, t) = \sum_{n=1}^{\infty} T_n(t) x_n(x) ,$$

Тоді функції $T_n(t)$ є розв'язками задачі Коші:

$$T_n'(t) + (\mu_n \alpha)^2 T_n(t) = f_n(t) ; \quad (1.86)$$

$$T_n(0) = a_n \int_0^L F(x) x_n(x) dx = b_n$$

Розв'язок цього завдання має вигляд:

$$T_n(t) = b_n \cdot e^{-(\mu_n \alpha)^2 t} + \int_0^t e^{-(\mu_n \alpha)^2 (t-\tau)} \cdot f_n(\tau) d\tau \quad (1.87)$$

Звідки

$$u(x, t) = \sum_{n=1}^{\infty} b_n e^{-(\mu_n \alpha)^2 t} \cdot x_n(x) + \sum_{n=1}^{\infty} \int_0^t e^{-(\mu_n \alpha)^2 (t-\tau)} \cdot f_n(\tau) d\tau \cdot x_n(x). \quad (1.88)$$

Перший доданок обумовлено початковими умовами, а другий – правою частиною рівняння – функцією $f(x, t)$.

Остаточне розв'язання задачі, виходячи з рівнянь (1.87) та (1.89), буде мати вигляд:

$$T(x, t) = T_0 + e^{\frac{2V \cdot V^2 t}{4\alpha^2}} \left\{ \sum_{n=1}^{\infty} b_n \cdot e^{-(\mu_n \alpha)^2 t} \cdot x_n(x) + \sum_{n=1}^{\infty} \left(\int_0^t e^{-(\mu_n \alpha)^2 (t-\tau)} \cdot f_n(\tau) d\tau \right) x_n(x) \right\},$$

$$\text{де } b_n = a_n \int_0^L F(x) x_n(x) dx;$$

$$a_n = \frac{L}{2} \left(1 + \frac{\lambda_1^2}{\mu_n} \right) + \frac{\sin^2 \mu_n L}{4\mu_n} \left(1 - \frac{\lambda_1^2}{\mu_n^2} \right) + \frac{\lambda_1}{\mu_n^2} \sin^2 \mu_n L;$$

$$x_n(x) = \cos \mu_n x + \frac{\lambda_1}{\mu_n} \sin \mu_n \cdot x, \quad \lambda_1 = \lambda - \frac{V}{2d^2}, \quad (1.89)$$

$$F(x) = e^{-\frac{V \cdot x}{2\alpha^2}} \cdot \psi(x) - T_0, \quad \lambda_2 = \lambda + \frac{V}{2d^2},$$

$$f_n(t) = \frac{1}{a_n} \int_0^L f(x, t) x_n(x) dx,$$

$$f(x, t) = e^{-\frac{2Vx - V^2 t}{4\alpha^2}} \left[\frac{K_1}{J} V \tau(x) + \frac{K_2}{c \rho g J} A(x) \right].$$

Енергетична оцінка процесу брикетування включає визначення потужностей холостого ходу, потужностей брикетування сумішей і питомої витрати енергії на процес.

Потужність вимірюється в динаміці реєструючим ваттметром. Потужність холостого ходу в сталому режимі замірюється без включення технологічного потоку, причому знімаються характеристики можливих пікових наванта-

жень під час пуску преса, як без суміші, так і в аварійній ситуації в разі збивання і зупинки матриці.

Потужність, споживана, на процес визначається за вирахуванням на діаграму даних по потужності холостого ходу. Діаграма потужностей обробляється методом ординат з використанням формули перерахунку:

$$N_{\delta} = \frac{N_{кр.} \cdot K_{срi} \cdot n_i}{ш}, \quad (1.90)$$

де $N_{кр}$ – граничне значення шкали потужності самописця, кВт;

$K_{срi}$ – середнє значення ординати, мм;

n_i – коефіцієнт трансформації;

$ш$ – ширина стрічки діаграми.

$$K_{срi} = \frac{\sum K_i}{\sum P_i} \quad (1.91)$$

де $\sum K_i$ – сума значень ординат, мм;

$\sum P_i$ – сума вимірів ординат.

Виконання завдання, пов'язаного з перебуванням раціональних режимів процесу за розробленим алгоритмом (рис. 1.20) допомагає варіювати тиском, продуктивністю процесу та іншими параметрами, які забезпечують отримання якісних кормів із кормових сумішей шляхом використання внутрішніх тепло- і масообмінних процесів.

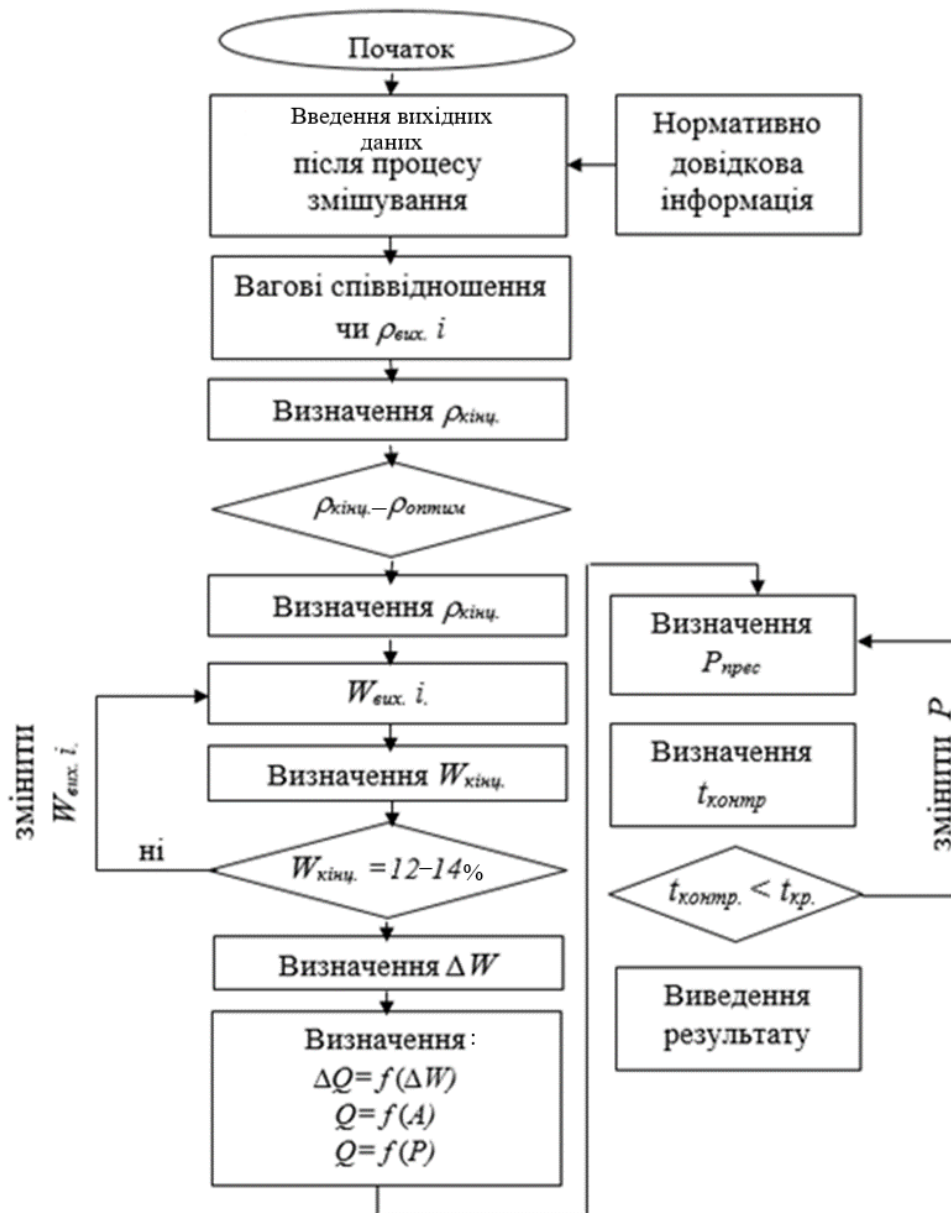


Рис. 1.20. Блок-схема алгоритму брикетування сумішей

Питома витрата енергії на процес визначається за формулою

$$q_{\delta} = \frac{N_{\delta}}{Q_{\delta}}, \quad (1.92)$$

де N_{δ} – потужність, споживана на процес з урахуванням ККД передачі, кВт;

Q – середня продуктивність брикетувальника, т/год.

Такий контроль за енерговитратами дозволяє підійти диференційовано до керування процесом за умови мінімуму енерговитрат.

1.2. Коагуляція соку люцерни та амаранту

В одному з основних процесів технології внаслідок теплового впливу на сік відбувається агрегування білкових з'єднань, здатних надалі виділятися з розчину в результаті подальших технологічних операцій, наприклад фільтрації, седиментації або центрифугування.

Оптимальні режими процесу мають тут найважливіше значення, оскільки від них залежать максимальний вихід і якість листового протеїну.

Розглянемо вибір структури моделі процесу теплової обробки соку, спрямованої на визначення раціональних параметрів процесу за умови максимуму збереження нативних властивостей продукту і мінімуму енерговитрат на його отримання.

Процес коагуляції білків соку рослин включає підготовку вихідного матеріалу, зміну його кислотності з метою збереження нативних властивостей, теплову обробку до температури найбільш повної коагуляції білків. Далі за допомогою центрифугування або фільтрації відбувається виділення часток листового протеїну у вигляді пасти, яку потім можна консервуватися хімічними реагентами або сушінням.

Виходячи зі структурно-функціональної схеми процесу коагуляції соку зелених рослин (рис. 1.21), розглянемо фактори, які впливають на досліджуваний процес.

Загальна модель процесу коагуляції соку може бути представлена системою:

$$\begin{cases} y=f_1(t_k, PH_k, \tau) \\ t_k=f_2(\tau, t_c, G_c, G_n, P_n) \\ PH_k=f_3(PH_c, G_c, G_{a.b.}) \\ \tau=2l / G_c + \tau_b \end{cases} \quad (1.93)$$

де y – кількість скоагульованого білка;

t_k – температура коагуляції;

PH_k, PH_c – кислотність коагуляту та соку, відповідно;

τ, τ_b – тривалість нагріву та час витримки;

t_c – температура соку;

G_c – швидкість подачі соку;

G_n – кількість пари;

P_n – тиск пари;

$G_{a.b.}$ – кількість аміачної води (кислоти), кількість аміачної води (кислоти);

L – довжина коагулятора.

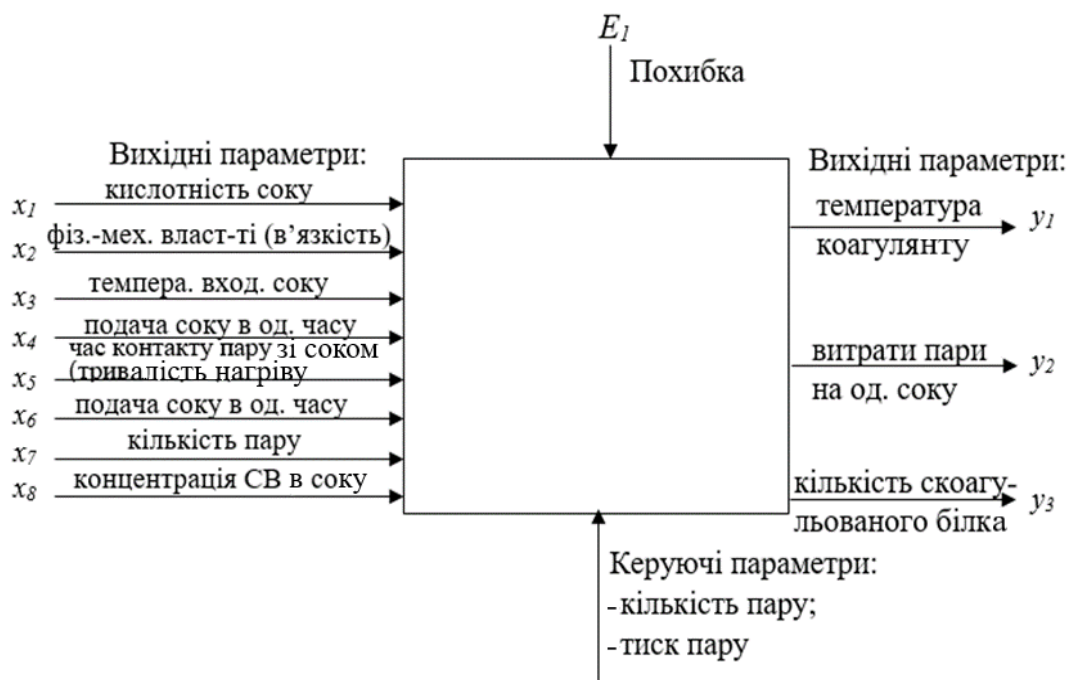


Рис. 1.21. Параметрична схема процесу коагуляції

Регресійна модель може бути використана як f_1 . Залежність f_2 повинна враховувати якість засвоєння білка (відсутність його денатурації і переходу в незасвоювані форми), забезпечити оптимальну структуру білка в коагулятор для кращого режиму поділу. Температурний режим, що змінюється в часі, визначається експериментально для оптимальної якості засвоєння білка, тобто

для опису f_2 можна використовувати таку експериментальну залежність з урахуванням теплового і матеріального балансів. Надалі виконання цього завдання, а саме залежність ступеня денатурації білка від температури і тривалості нагріву, може бути виділено в певний модуль і використано для оптимізації всіх теплових процесів.

Із сукупності вхідних, вихідних і керуючих параметрів необхідно визначити головні, значущі і розглянути модель процесу (рис.1.21).

Однак вибір математичної моделі процесу буде правильний лише в тому випадку, якщо процес розглядається з позицій: як він відбувається, і чому він відбувається саме так, а не інакше? З одного боку, з позицій системного підходу необхідно виконати синтез системи, тобто по заданому співвідношенню між вхідними та вихідними параметрами встановити параметри даної системи і вичленувати головні фактори. З іншого боку, розглянути функціонування системи на мікромолекулярному рівні, тобто обговорити кінетику процесу та визначити головні фактори процесу.

Для того щоб визначити на основі дослідження процесу закон його функціонування, необхідно розглянути процес із двох принципово різних точок зору:

- провести аналіз фізичних явищ, що мають місце в даному процесі;
- дослідити взаємодію деяких основних характеристик процесу, які є похідними (відображенням) фізичних явищ та мають місце для даного процесу.

Такий двосторонній розгляд процесу значною мірою підвищує точність обраних факторів і збільшує вірогідність певної моделі.

На основі спостережень процесу, аналізу його фізичної сутності, побудови і аналізу концептуальної моделі пропонуються певні основні фактори, які впливають на процес коагуляції (передусім на температуру нагріву, кислотність соку, тривалість нагріву і, як вихідний визначальний параметр – на кількість скоагульованого білка).

Далі розглянемо кінетичну модель процесу і визначимо головні фактори, а також перевіримо правильність їх вибору по концептуальній моделі.

Коагуляція білків являє собою складний біохімічний процес, в якому на його кінетику накладаються, залежність від апаратного оформлення, ефекти тепло- і масопереносу. Тому доцільно проводити побудову моделі апарата з огляду на структурний аналіз: розчленування складного процесу на елементарні складові; вивчення закономірностей процесів у межах нижнього рівня і побудова знакової моделі; синтез моделі процесу з моделей нижнього рівня. Із цієї точки зору структурна послідовність моделювання коагулятора – як апарата для здійснення процесу – виглядає певним чином (рис. 1.22).

За визначенням кінетична модель процесу – це система рівнянь реакцій, яка побудована без урахування особливих ефектів тепломасопереносу. В основі побудови моделі лежать уявлення про механіку окремих стадій реакції денатурації білків. Після обґрунтування схеми перетворення білків, на основі закону діючих мас складаємо систему диференціальних рівнянь кінетики, до якої входять як правило невідомі параметри – константи швидкості стадій енергії активації і порядок окремих реакцій.

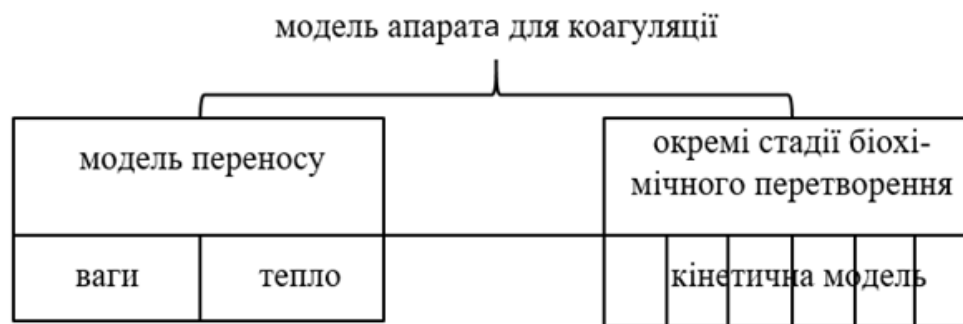
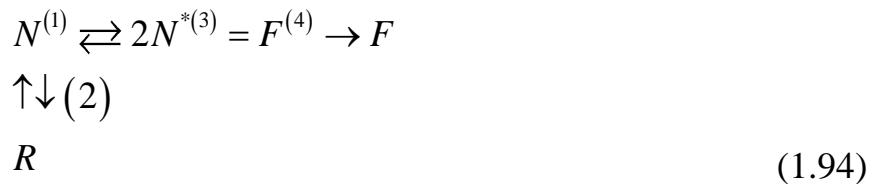


Рис. 1.22. Структура моделі коагулятора

Параметри визначаємо робастних методом найменших квадратів і, використовуючи статистичні процедури, перевіряємо адекватність моделі.

Узагальнюючи відомі дані (Долинский, Малецкая, 1968; Марчевский, 1984; Мельников и др., 1980; Новиков, 1979; Tchernov 1996) по денатурації різних білків (сироваткових альбумінів, гемоглобіну та ін.), можна запропонувати схему перетворення нативних білків у денатуровані:



де $N^{(2)}$ – нативний білок у неактивній формі;

N^* – нативний білок в активній формі;

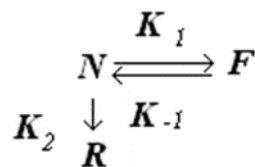
F^* – денатурований білок в активній формі;

F – необоротно денатурований білок;

R – білок, стійкий до денатурації в даних умовах.

Активна форма білка може являти собою вихідний білок зі зміненою конфігурацією. Лімітуючою стадією є зазвичай стадія I , того часу як агрегація активних частинок (стадія 3) відбувається швидко.

Змінні N^* та F^* в експерименті зазвичай не спостерігаються. Тому, використовуючи метод стаціонарних концентрацій Боденштейна–Семенова, їх можна виключити. Тоді рівняння маршрутів реакцій запишемо в такий спосіб.



Стадія (2) за своєю природою є незворотною, оскільки відсутні переходи білків із форми R у цитоплазматичні та хлоропластні форми.

На практиці залежність ступеня денатурації часто описують рівняннями першого порядку, хоча експериментальні дані (зміна константи швидкості) свідчать про денатурацію в області реакції, близької до квазірівноважної.

Тому для перетворення нативного білка доцільно прийняти n -ний порядок по речовині, який потім можна визначити з використанням експериментальних даних. Рівняння кінетичної моделі матиме вигляд:

$$\frac{dC_N}{dt} = K * C_N^n \quad \text{при } t = 0, \quad C_N = C_N^0$$

(1.95)

Розв'яжемо рівняння:

$$C_N(t) = C_N^0 \left(1 + K * C_N^{n-1} (n-1) t \right)^{-\frac{1}{n-1}}$$

(1.96)

Але динаміку коагуляції протеїнів при нагріванні (від температури) можна описати як процес першого порядку, де константи швидкості денатурації підкоряються нормальним термодинамічним принципам:

$$\frac{d \ln K_{den}}{dT} = \frac{E_{act}}{RT^2},$$

(1.97)

де E_{act} – енергія активації дорівнює $\Delta H^+ + RT$;

ΔH^+ – ентальпія активації.

Роль енергії активації в даному рівнянні значною мірою відрізняється від нормальних хімічних процесів, тому швидкість денатурації швидко змінюється зі зміною температури. Отже, одним із основних параметрів, які впливають на процес, є температура.

Далі розглянемо вплив кислотності на процес коагуляції.

Встановлено, що рН розчину суттєво впливає на умови коагуляції білків (Новиков и др., 1986). Якщо факторів дії на розчин декілька, то ці дії можуть бути адитивними, що підсилюють одна одну. Отже, до розглянутого нами температурного фактора додається фактор кислотності. Швидкість теплової коагуляції, поява агрегатних з'єднань збільшуються з підвищенням температури експоненціально. Тривалість нагріву τ і наведена в'язкість розчину пов'язані спів-

відношенням

$$\xi_{i\delta} = 4(f\tau)^{pH, T, \mu} \quad (1.98)$$

де T – температура нагріву;

μ – іонна сила.

Далі, якщо ввести ступінь перетворення нативного білка

$$x = \frac{C_N^0 - C_N^{(t)}}{C_N^0} \quad (1.99)$$

то концентрація денатурованого білка F у будь-який момент часу визначається з виразу

$$C_F(t) = C_N^0(1-x). \quad (1.100)$$

Як бачимо з виразу (1.98), кінетичну модель процесу характеризують такі фактори, як кислотність рН і температура T . Щоб більш повно вивчити процес, розглянемо і знакову модель апарата для здійснення даного процесу.

Оскільки вихідний матеріал, рослинний сік та пара надходять в ежекційну зону змішування апарата з великою швидкістю, то в ньому приймається режим ідеального перемішування, в результаті чого відбувається практично миттєве усереднення концентрації і температури в обсязі потоку. Режим ідеального перемішування дозволяє при побудові моделі процесу знехтувати умовами масо-переносу. Тоді тривалість нагріву соку до повної коагуляції білка в ньому можна визначити з виразу:

$$\tau = \frac{C_N^{0(1-n)}}{K * (1-x)^n} . \quad (1.101)$$

Час перебування в апараті пов'язаний з конструктивними характеристиками пристрою в подальшій процедурі:

$$t_{\Delta} = \frac{V_z}{G} , \quad (1.102)$$

де V_z – обсяг апарата (зона ежектування плюс відстійна зона), м³;

G – витрата компонентів, м³/с.

Таким чином, крім кислотності рН, температури теплової обробки T , на кількісний вихід білка, виходячи з кінетики процесу коагуляції білків соків рослин, суттєво впливає такий фактор, як час нагрівання τ або час тривалості перебування соку в апараті під температурною обробкою.

Зіставляючи результати аналізу концептуальної і кінетичної моделей процесу, можемо дійти висновку про збіжність і достовірність знайдених головних вхідних і вихідних факторів процесу теплової обробки соку зелених рослин. У цьому випадку другорядними факторами можна знехтувати. Тому обговорити і побудувати математичну модель процесу, що відображає суть технологічного процесу і зв'язує його фізичні режими, ми можемо тільки зі знайденими головними параметрами: вхідними – кислотність соку, температура нагріву, тривалість нагріву, вихідними – кількість скоагульованого білка.

Для визначення температури, умов роботи моделі апарата для коагуляції з урахуванням моделей переносу маси і тепла; виду теплоносія (пари, що гріє воду і т.ін.) і виходячи з початкової і кінцевої температури соку, що переробляється і початкової температури пара, скористаємося рівнянням теплового балансу:

$$Q = m_1 c_1 (t_{1i} - t_{2k}) = m c_2 (t_{2k} - t_{1i}), \quad (1.103)$$

де m_1 – масова витрата пари, що гріє, кг/с;

C_1 – питома теплоємність пари, що гріє, Дж (кг · К);

$t_{1н}, t_{1к}$ – температура гріючої тіла на вході та виході ° С;

m_2 – масова витрата соку, який нагрівається, кг/с;

C_2 – питома теплоємність соку, Дж (кг · К);

$t_{2н}, t_{2к}$ – температура соку на вході і виході, ° С.

Температури теплоносія змінюються як по перетину потоку внаслідок наявності поля температур і швидкостей, так і вздовж проточної частини апарата для коагуляції в результаті охолодження гарячого середовища і нагрівання холодного. При конденсації пари і кипінні рідини температури теплоносія приймаються постійними як температури фазового перетворення.

За відносної різниці температур теплоносія в кінцевих точках апарата для коагуляції можна з достатньою для технічних розрахунків точністю визначити середній температурний напір як середньоарифметичну величину, тобто прийняти, що

$$\Delta t_{cp.} = \frac{\Delta t_{\delta} + \Delta t_M}{2}, \quad (1.104)$$

де Δt_{δ} – температурний напір (різниця температур теплоносія в кінцевих точках) у тій частині апарата, де він більше, °С;

Δt_M – температурний напір на іншому кінці поверхні.

З урахуванням викладеного, реальну схему технологічного процесу можна представити в такому вигляді (рис. 1.23):

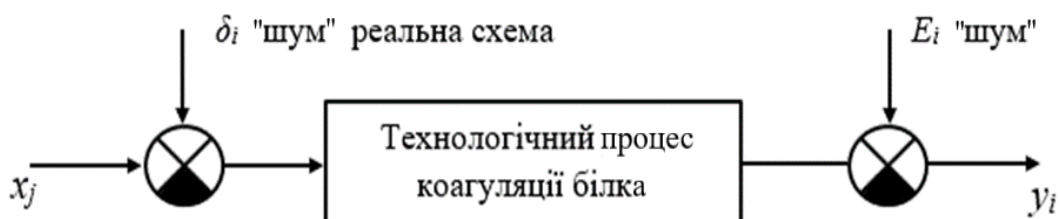


Рис. 1.23. Реальна схема технологічного процесу

На технологічний процес впливають вхідні параметри і похибка «шум» δ_i . Якщо розглянути в розкритому вигляді систему рівнянь, яка визначає залежність вихідних параметрів від деякої сукупності вхідних, та отримаємо:

$$\begin{bmatrix} y_1 \\ y_2 \\ \dots \\ y_i \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 1x_{12}x_{13}\dots x_{1m} \\ 1x_{22}x_{33}\dots x_{2m} \\ \dots \\ 1x_{n2}x_{n3}\dots x_{nm} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} \beta_0 \\ \beta_1 \\ \dots \\ \beta_m \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} E_1 \\ E_2 \\ E_4 \\ E_n \end{bmatrix} \quad (1.105)$$

$$y_i = f_i(x_1, x_2, x_3 \dots x_n) + \varepsilon_i.$$

Стохастичну модель, що об'єднує даний процес, можна описати рівнянням:

$$y_i = \sum_{j=1}^M f_j(x_j, \beta_j) + \varepsilon_i; \quad j = 1, M; \quad i = 1, N, \quad (1.106)$$

де M – кількість вхідних параметрів;

N – кількість спостережень.

Суворих математичних методів, що дозволяють точно визначати процес в умовах статистичного ансамблю, не існує: будь-яка ймовірнісна модель є лише деяке наближення до досліджуваної реальності.

Запропонована нами модель – регресійні рівняння – є моделлю, яку використовують для обґрунтування параметрів і керування процесом коагуляції. Тому ми накладаємо на неї низку припущень:

- 1) модель повинна бути перешкодостійкою – роботоздатною;
- 2) випадкові дії ε_i мають закон розподілу «сумарної» помилки, що більш реалістично, ніж прийняття одного конкретного виду розподілу.

Закон «сумарної помилки»

$$P(x) = (1 - \delta)H(x) + \delta G(x) , \quad (1.107)$$

де δ – мале позитивне число;

$H(x)$ – нормальний закон розподілу;

$G(x)$ – деякий «невідомий» закон розподілу.

У зв'язку з розміщеною інформацією необхідно провести «прикладання» і доопрацювання математичного інструментарію стосовно конкретної специфіки розв'язуваного реального завдання. Це «прикладання» методів регресійного аналізу знаходить свій вираз в алгоритмі, оцінюванні коефіцієнтів регресійного рівняння.

1.3. Розділення коагулята фільтрацією та центрифугуванням

Скоагульований сік є суміш двох фракцій, двофазної дисперсної системи типу «тверде тіло-рідина». Тверда фракція складається з білкових частинок – пластівців різного розміру; рідка фракція – це коричневий сік, який являє собою розчин цукрів, вітамінів та інших речовин.

Одержуваний коагуляцією агрегований білковий згусток, як біологічно активну добавку, необхідно виділити зі суспензії коагуляту відстоєм, фільтрацією або центрифугуванням. Центрифугування є одним з найбільш поширених промислових способів розділення неоднорідних рідких систем на фракції. Відстійні центрифуги призначені для розділення суспензій, які погано фільтруються, для емульсій, тонких шламів, а також для розділення суспензій з об'ємною концентрацією твердої фази від 1 до 50 % і величиною частинок від 5 до 500 мк (Tchernov. 1996).

Аналіз процесу показує, що для поділу скоагульованого зеленого соку рослин на фракції в технології виробництва біологічно активних добавок доцільно застосовувати безперервно діючі і дискретні осаджувальні центрифуги, переважно зі шнековим вивантаженням осаду.

Показники роботи центрифуги залежать від геометричних розмірів ротора D_p , швидкості його обертання V_p , діаметра зливного циліндра d_c , від концентрації пасти у вихідному коагуляті (кількість скоагульованого білка), кута нахилу витка робочого шнека, щільності і дисперсного складу твердої фази розділюваного білка ξ , який розділяється від форм зв'язку вологи з твердими частинками, в'язкості рідкої фази η_j , продуктивності потоку Q_n та від інших факторів (Tchernov. 1996).

Виходячи з параметричної схеми процесу поділу (рис. 1.24), кількість виділеного з коагуляту білкового згустку та того, що залишився в невиділеному коричневому соку (фугаті, фільтраті), може бути визначено з рівняння матеріального балансу:

$$\mathcal{E} = \frac{C_n (C_{исх.} - C_\phi)}{C_{исх.} (C_n - C_\phi)} \cdot 100, \quad (1.109)$$

де E – ефективність відділення входящого компонента, %;

$C_n, C_{исх.}, C_\phi$ – концентрація входящого компонента в пасті, вихідному продукті та фугаті, %.

Аналіз рівняння (1.108) показує, що для визначення ефективності відділення пасти необхідно експериментально визначити її концентрацію у вихідному коагуляті, тобто у фугаті.

Одним із визначальних факторів, що роблять істотний вплив на якісний склад продуктів поділу у відцентровому полі, є тривалість перебування розділяється продукту, який розділяється в роторі центрифуги, значення якого вибирається з урахуванням тривалості осадження твердих частинок пасти, що витягується з коагуляту (рис. 1.24).

Теоретичне визначення тривалості осадження твердих частинок засноване на загальній закономірності гідродинаміки руху твердого тіла в рідкому середовищі.

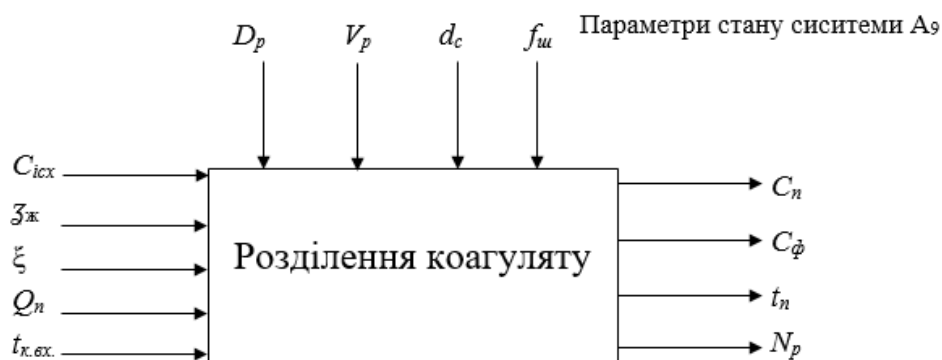


Рис. 1.24. Параметрична схема процесу поділу коагуляту.

Одним з основних критеріїв оцінки роздільної здатності центрифуги є фактор поділу:

$$F_r = \frac{\omega^2 R}{g}, \quad (1.109)$$

де $\omega = \frac{\pi n}{30}$ – кутова швидкість обертання ротора центрифуги, сек^{-1} ;

R – радіус ротора, м;

g – прискорення вільного падіння;

n – частота обертання ротора центрифуги, хв^{-1} .

Фактор поділу показує, у скільки разів відцентрове прискорення, що розвивається в центрифугі, більше за прискорення вільного падіння. Отже, чим більше фактор поділу (F_r), тим інтенсивніше повинен перебігати процес виділення білкових фракцій зі скоагульованого зеленого соку.

Водночас величина фактора поділу не може бути безмежною. Фактор відстійних центрифуг загального призначення обмежений: $F_r \leq 3500$.

Головними факторами, що визначають підхід до вибору основних характеристик центрифуги для поділу коагуляту соку зелених рослин на фракції, є: дисперсність твердої фази; ефективна щільність твердих частинок і їх концентрація в одиниці об'єму суспензії; в'язкість дисперсійного середовища.

Швидкість руху потоку всередині ротора центрифуги можна виразити рівнянням

$$V_n = \frac{Q_n}{S} = \frac{Q_n}{\pi D_{\text{св}} L} \quad (1.110)$$

де Q_n – об’ємна продуктивність центрифуги по продуктивності, м³/с;

S – поперечний переріз потоку, що рухається, м²;

$D_{\text{вц}}$ – діаметр корпусу циліндра, м;

L – відстань від точки введення коагулята до зливних вікон ротора, м.

Для визначення швидкості руху потоку скористаємося рівнянням Стокса для осадження частинок у гравітаційному полі, в якому прискорення вільного падіння замінимо центральною силою:

$$V_o = \frac{d^2 (\rho_2 - \rho_c) \omega^2 R}{18\mu} \quad (1.111)$$

де d – діаметр елементарної частинки, м;

ρ_2 – щільність частинки, кг/м³;

ρ_c – щільність суспензії, кг/м³;

R – відстань від частинки до осі ротора, м;

μ – динамічна в’язкість суспензії, кг с/м².

Для визначення швидкості осадження частинок коагуляту в цьому потоці, рух яких не підкоряється закону Стокса, скористаємося універсальним рівнянням, аналогічним параболічному закону фільтрування:

$$\rho = AdV_o + Bd^2V_o^2, \quad (1.112)$$

де перший член ураховує сили тертя, а другий – сили інерції частинок.

Об'ємна сила тримає в облозі у відцентровому полі частинки і виражається рівнянням

$$C = \frac{\pi}{6} d^3 (\rho_r - \rho_c) \omega^2 R. \quad (1.113)$$

Складність процесу відділення білкової фракції зі скоагульованого соку зелених рослин обумовлена тим, що за фізико-механічними і реологічними властивостями білкових частинок коагулят являє собою багатоскладову полідисперсну систему. Отже, виходячи з математичного опису процесу, для оцінки якості поділу коагуляту центрифугуванням можна допустити, що зміна властивостей коагуляту в процесі переробки нерівномірна, а розподіл полідисперсійних речовин у рідкому середовищі незначний і не має великого впливу на закономірності функціонування процесу.

Алгоритм функціонування процесу поділу коагуляту представлений на (рис. 1.25).

1.4. Сушіння біологічно активних кормових добавок

До типових нестационарних процесів, що перебігають зі змінною (спадаючою) швидкістю, належить сушіння; розрахунок кінетики процесу виявляє значні труднощі.

При вирішенні завдань щодо вдосконалення технології та техніки сушіння, як енергоємного процесу, зусилля спрямовуються на пошук нових методів і механізмів, які забезпечують зниження витрат ресурсів, створення безвідходних технологій, отримання продукту зі заданими фізико-хімічними та структурно-механічними властивостями, визначення раціональних режимів сушіння на основі нових досягнень теорії тепло- і масообміну.

Як технологічний процес, сушіння може слугувати прикладом складної системи, структура якої являє собою сукупність елементів, між якими існує матеріальний, енергетичний та інформаційний зв'язок.

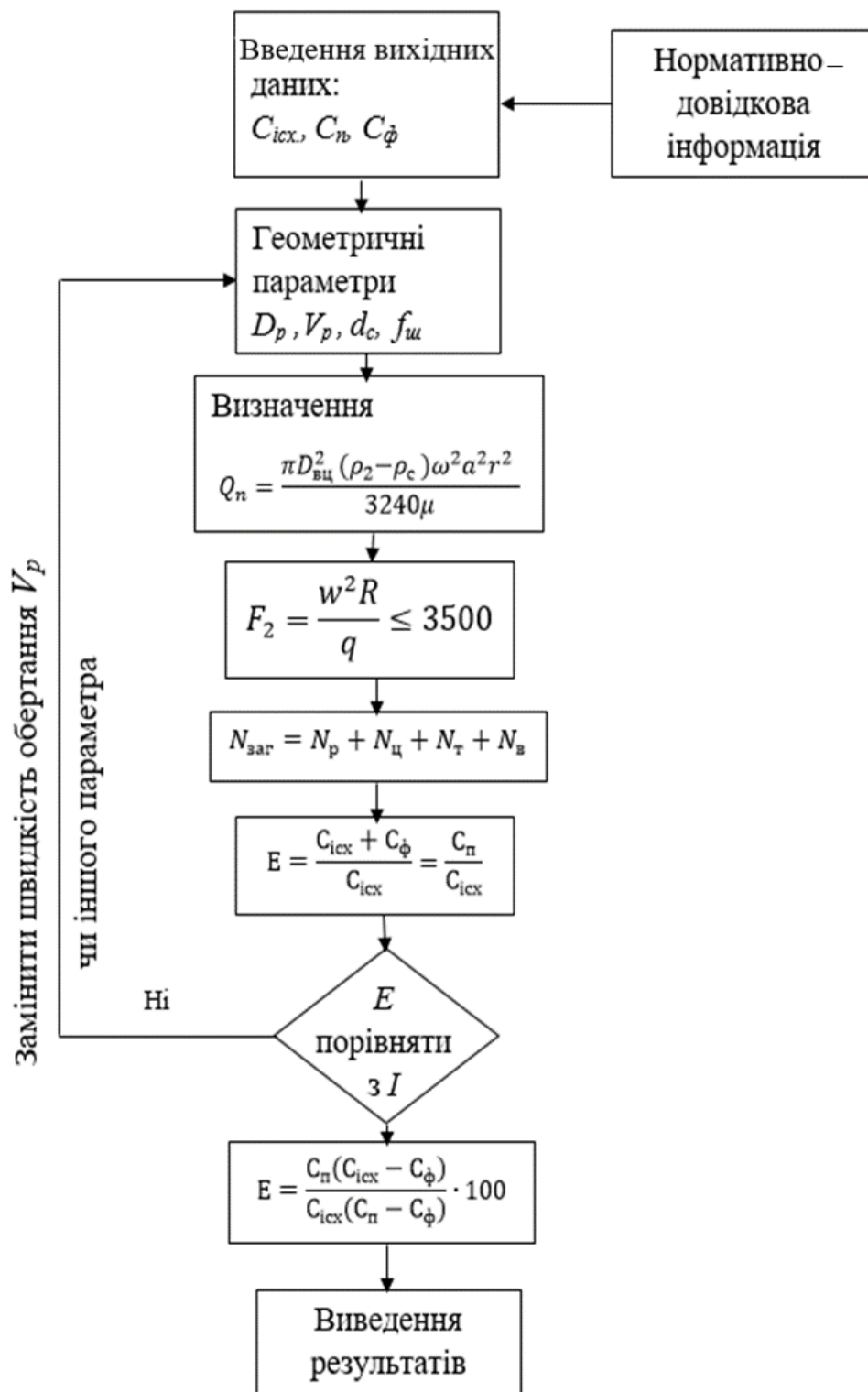


Рис. 1.25. Блок-схема процесу поділу коагулята центрифугуванням

Реальна фізична модель сушіння може бути формалізована за такою схемою: потоки суцільного середовища, що характеризуються вектором вхідних змінних \bar{u} , під впливом технологічного оператора перетворюються у вектор вихідних змінних (Кобозев, 1984; Tchernov. 1996).

$$\bar{y} = f(u). \quad (1.114)$$

Технологічний оператор підпорядковується принципу суперпозиції «елементарних» операторів (хімічних, біохімічних і фазових перетворень, молекулярного і молярного перенесення речовин і теплоти та ін.). Реальна залежність може бути замінена математичною моделлю

$$y = \Phi(u, x)\tau. \quad (1.115)$$

Функціональний оператор Φ , змінні стану об'єкта x (τ). До процесів сушіння застосовані основні закони теплотехнічних процесів трьох груп:

а) закони, що встановлюють кількісні співвідношення (фундаментальні закони збереження маси і енергії). На їх основі зроблені матеріальні та енергетичні баланси. Для оцінки ефективності процесу застосовують не тільки енергетичний, але й ексергетичні аналізи, тобто враховують не тільки кількість, але і якість енергії, що витрачається;

б) закони, що встановлюють рівноважні співвідношення між парціальним тиском над поверхнею матеріалу і в навколишньому середовищі, енергію зв'язку вологи з матеріалом і роботу відриву вологи від матеріалу;

в) закони, що стверджують швидкість процесів, їх кінетику і динаміку (закони тепло- і масообміну, тепломасопереносу).

При сушінні у віброкиплячому шарі забезпечується кипіння не тільки витратою і швидкістю повітря, але і механічними коливаннями. Тому кількість теплоносія можна орієнтувати на основний процес; це видалення вологи з матеріалу. Оскільки швидкість повітря в цьому випадку нижча за критичну, то це зумовлює зниження втрат з відпрацьованим агентом і сприяє підвищенню енергетичного ККД сушильної установки.

На вихідні параметри процесу вібросушіння, виходячи з параметричної схеми (рис.1.26), впливають вхідні параметри (регульовані): температура теп-

лоносія (t_m); температура початкова гранульованої пасти (t_n); фізико-механічні та теплофізичні властивості гранульованої пасти (λ_ϵ); вологість початкова гранул W_n ; товщина шару гранул (h_ϵ); частота коливань віброрешітки (ψ_ϵ); амплітуда коливань (Δl); швидкість теплоносія, v_m ; кількість теплоносія в одиницю часу (B_m); кількість, що надходить вологою пастою у вигляді гранул (G_n).

Параметри стану визначаються площею газорозподільної решітки (F_ϵ); числом зон сушіння (віброрешіт) і довжиною кожного решета (l_ϵ); живим перетином решета (S_s). До вихідних параметрів належать: кінцева вологість продукту (W_k); тривалість процесу (τ); температура нагріву матеріалу (t_ϵ); температура відпрацьованого теплоносія ($t_{o\epsilon}$); кількість висушеного продукту в одиницю часу ($G_{n.k}$); енерговитрати процесу (N_ϵ).

Основними параметрами, що визначають хід процесу, а також від яких залежать якісні показники продукту, є тривалість сушіння, вологість матеріалу на виході зі сушарки і температура його нагріву.

Оцінка ефективності процесу враховує не тільки кількість, але і якість енергії, що витрачається:

$$G_{\delta.n.} = G_{n.k.} + u ; \quad (1.116)$$

$$Q_{вх.} = Q_{пол.} + Q_{пот.}$$

$$\eta_{ан.} = Q_{пол.} / Q_{вх.}$$

де $G_{\delta.n.}$, $G_{n.k.}$ – співвідношення маси сирого (білкової пасти) та висушеного продукту (білково-активної речовини);

u – маса випареної вологи з пасти;

$Q_{вх.}$, $Q_{пол.}$, $Q_{пот.}$ – співвідношення енергії вхідної, корисної та втраченої.

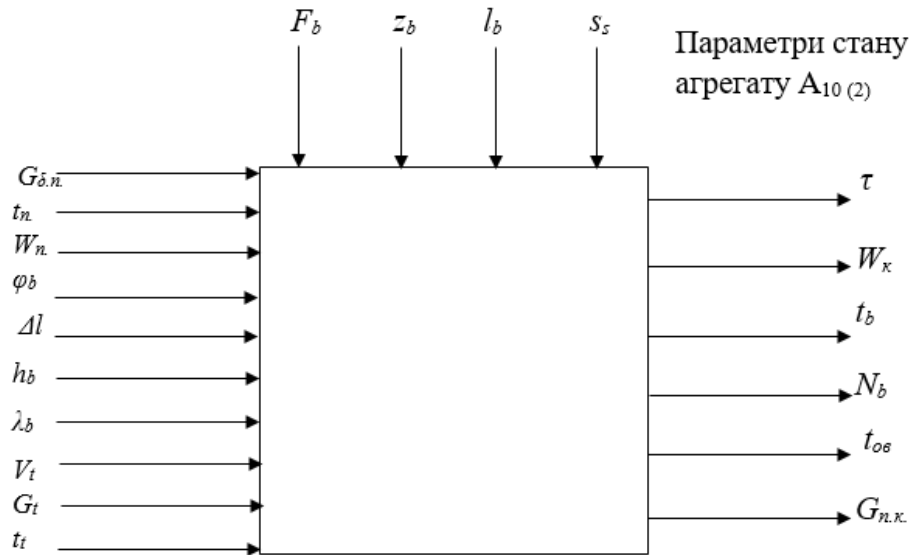


Рис. 1.26. Параметрична схема процесу сушіння у віброкиплячому шарі

Як об'єкт досліджень взята багатокамерна вібросушарка безперервної дії, функціонування процесу в якій полягає в прийомі вологого гранульованого пастоподібного матеріалу, його сушіння та вивантаження в готовому вигляді (рис.1.27). Тут: $\left(\frac{M_c}{F_p}\right)$ – питоме навантаження продукту на газорозподільну решітку, кг/м^2 ; V_{ti} та t_{ti} – швидкість і температура в i -тій зоні, відповідно u_n, u_1, u_2, u_3, u_k – вологовміст продукту спочатку, по зонах сушіння і кінцеве, відповідно.

На основі матеріального і енергетичного балансів математичної моделі процесу сушіння в зоні переміщення вологи і температури в зоні сушіння може бути представлена системою:

$$\begin{aligned} u_i &= f\left(u_{i-1}, t_i, \left(\frac{M_c}{F_p}\right)_i, V_i, \tau_i\right) \\ t_i &= f\left(t_{i-1}, t_{ibx}, t_{omp}, V_i, \tau_i, \left(\frac{M_c}{F_p}\right)_i\right) \end{aligned} \quad (1.117)$$

для i -тої зони t_{i-1}, u_{i-1} – початкові значення t і u матеріалу.

Структура для u_i може бути прийнята на підставі рівняння кінетики, де окремі коефіцієнти повинні бути визначені експериментальним шляхом.

$$u_i = u_{i-1} \exp \left[a_1 (t_i + a_2) \left(M_c / F_p \right)^{a_3} \cdot (V_i + a_4) \tau_i \right], \quad (1.118)$$

де u_i – вологовміст в i -тій зоні, кг;

t_i – температура вхідного повітря, °С;

τ_i – час сушіння в i -тій зоні.

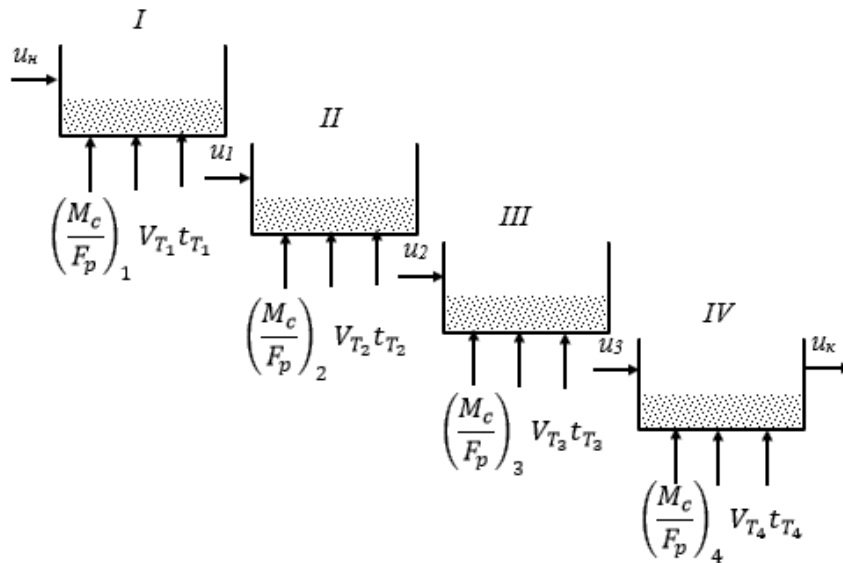


Рис. 1.27. Схема чотиризонної вібраційної сушки

Коефіцієнти a_1 , a_2 , a_3 , a_4 обчислюють за математичної обробки експериментальних даних для кожної зони сушіння.

Для проведення експериментів були визначені діапазони амплітуд і частот вібрацій віброрешітки, що забезпечують рівномірне перемішування шару гранул. Перехід на поточну вологість гранул у процесі сушіння в кожній зоні може бути виражений як визначення співвідношень залежно від температури. Рівняння теплового балансу можна використати для кожної зони (рис. 1.28):

$$W_i = \frac{u_{i-1} - u_i}{G_{i-1} - u_i} \cdot 100\%, \quad (1.119)$$

для W_1 , $u_0 = U_n$, а $G_0 = G_{\delta.n.}$.

$$Q_{i.ex.} = Q_{i.usn.} + Q_{i.nazp.} + Q_{i.nom.}, \quad (1.120)$$

де $Q_{i.usn.}$, $Q_{i.nazp.}$, $Q_{i.nom.}$ – тепло, витрачене на випаровування, нагрівання матеріалу і втрати в навколишнє середовище, нагрів обладнання, відповідно.

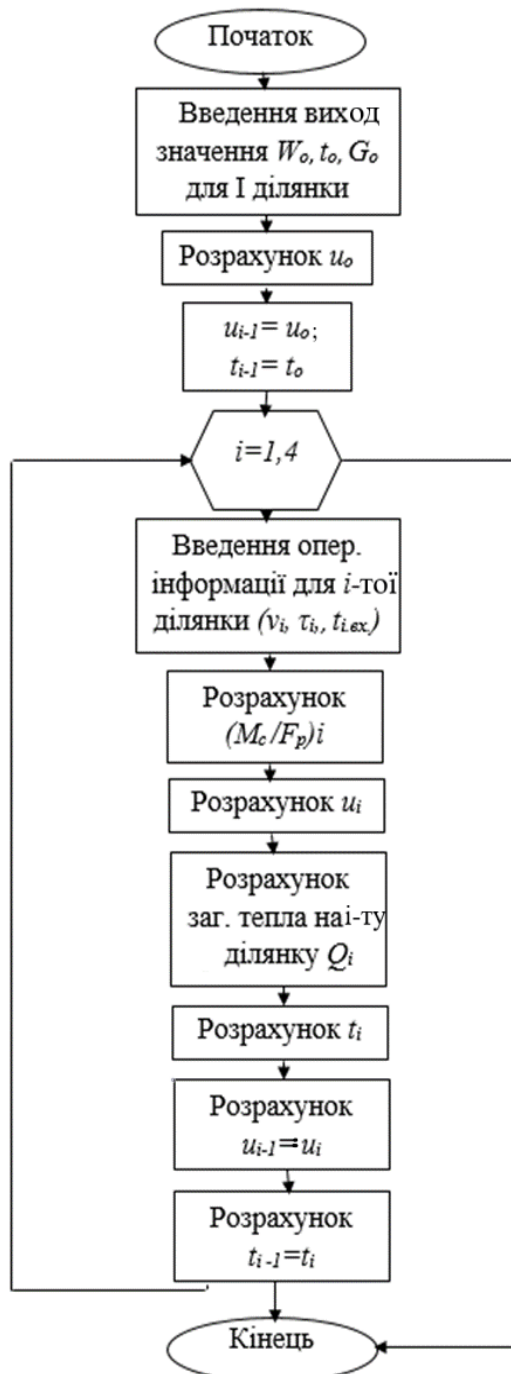


Рис. 1.28. Блок-схема алгоритму процесу сушіння гранульованої пасти у віброкиплячому шарі

1.5. Оцінка впливу режимів технологічного процесу на якість біологічно активних речовин

У технологічному комплексі виробництва біологічно активних добавок із зелених рослин на якість кінцевого продукту впливає велика кількість чинників. Наприклад, час знаходження скошеної сировини до переробки; умови переробки продуктів зеленої маси в технологічних потоках; характер впливів і ступінь окиснення робочими органами машин; санітарний стан продукції (рівень бактеріального обсіменіння, канцерогенності та ін.) на кожному агрегаті; режими теплової обробки кормових матеріалів.

Умови теплової обробки продуктів істотно впливають на їх якість, яка залежить не тільки від температури і швидкості впливу, а й від залишкового вмісту фенолів і вуглеводів в оброблюваному матеріалі (Филоненко и др., 1971; Томашевский, Жданова, 2003).

З огляду на кінетику утворення комплексів білок–вуглець–фенол очевидно, що вплив теплової дії на продукти переробки має визначатися на основі комплексного вивчення ряду біохімічних показників продуктів, отриманих за різних умов.

Такі показники, як уміст у білку незамінних амінокислот та їх доступність визначають його поживну цінність. Істотним чинником, що свідчить про якість білка є атакування його ферментами шлунково-кишкового тракту, оскільки кореляція між амінокислотним складом білка і його біологічною цінністю має місце лише за умови достатньої швидкості перетравлюваності білків травними ферментами.

Із практики використання кормів у тваринництві відомо, що низький рівень перетравності сухої речовини раціону менше споживається тваринами, особливо високопродуктивними (Стабников и др., 1985). Для молочної худоби необхідні раціони, що містять корми з перетравністю сухої речовини не нижче 65 %. Крім того, головним показником повноцінності кормових раціонів є їх збалансованість з найважливішими поживними речовинами. Звідси і пред'яв-

ляються високі вимоги до промислових технологій, обладнання та організації робіт у кормовиробництві, щоб отримати корми з великою кількістю обмінної енергії.

Кількість обмінної енергії в кормі можна визначити за рівняннями регресії. Наприклад:

для свиней:

$$OE = 20,85\text{пП} + 36,63\text{пЖ} + 14,27\text{пК} + 16,95\text{пБЕВ};$$

для птиці:

$$OE = 17,84\text{пП} + 39,78\text{пЖ} + 17,71\text{пК} + 17,71\text{пБЕВ};$$

для великої рогатої худоби:

$$OE = 17,6\text{пП} + 31,23\text{пЖ} + 13,63\text{пК} + 14,78\text{пБЕВ},$$

де ПП – протеїн, що перетравлюється, г;

ПЖ – жир, що перетравлюється, г;

ПК – клітковина, що перетравлюється;

БЕВ – переварювані безазотисті екстрактивні речовини.

Однак дані хімічного аналізу і розрахунок загальної кількості обмінної енергії в кормі не можуть повною мірою надати достовірну інформацію про його якість. Проведений кормовий продукт у нашому випадку біологічно активних добавок і субпродукти технології можуть мати як високу, так і низьку засвоюваність організмом тварини. Ця умова і є основним якісним критерієм корму, що враховує вплив технологічних режимів виробництва на його якісні показники. Необхідний вибір таких режимів у процесах технології, які в кожному конкретному процесі і на завершальному етапі всього технологічного ланцюжка гарантували б, наряду з високими біохімічними показниками (амінокислоти, вітаміни та ін.), і високий ступінь засвоюваності кормів.

Найважливішими компонентами в кормі є протеїн, жири, клітковина, вітаміни, каротин, тому вплив технологічних режимів виробництва на якість кормів необхідно оцінити за ступенем засвоюваності організмом тваринного протеїну і вітамінів.

Загальну біологічну цінність БАД можна визначити розрахунковим мето-

дом за величиною коефіцієнта ефективності білка (*protein efficiency ratio* – *PER*), що встановлюється по зміні ваги тіла піддослідних тварин. *PER* ураховує відношення приросту тварин до кількості нативного білка при годуванні стандартизованих тварин стандартизованими раціонами.

Розрахунковий метод визначення показника *PER*, що використовує вміст незамінних амінокислот у білку і таку важливу характеристику, як його перетравність *in vitro* (Новиков и др., 1988; Kalyna et al., 2020), називається *C-PER* (*computed PER*), що враховує перетравлення досліджуваного білка і казеїну, вміст незамінних амінокислот і скор кожної незамінної амінокислоти в досліджуваному білку і казеїні. Розрахунок *C-PER* здійснюється за рівнянням:

$$z = (SPC) \cdot 2,94 \cdot \frac{2,5}{2,94} \quad (1.121)$$

$$C - PER = -2,1074 + 2,8525 \cdot z - 0,4030z^2$$

Вельми цікавим видається метод кваліметрії, тобто визначення якісних характеристик продуктів оцінюється сукупністю властивостей, з яких складається той чи інший продукт. Метод включає вагові співвідношення властивостей продукта. Запропонована в роботі математична модель за кваліметрічним методом має вигляд:

$$K = M_a \sum_{i=1}^{i=l} m_{ai} K_{ai} + M_b \sum_{i=l+1}^{i=p} m_{bi} K_{bi} + M_c \sum_{i=p+1}^{i=q} m_{ci} K_{ci} + M_d \sum_{i=q+1}^{i=n} m_{di} K_{di} , \quad (1.122)$$

де n – властивості, які характеризують якість продуктів;

M_a, M_b, M_c, M_d – відносна вагомість кожної групи властивостей, які характеризують якість;

$$M_a + M_b + M_c + M_d = 1 \quad (1.123)$$

$m_{ai}, m_{ei}, m_{ci}, m_{di}$ – відносна вагомість кожної i -тої властивості для кожної групи властивості.

$$\sum_{i=1}^l m_{ai} = 1; \sum_{i=l+1}^p m_{ei} = 1; \sum_{i=p+1}^q m_{ci} = 1; \sum_{i=q+1}^n m_{di} = 1. \quad (1.124)$$

Метод кваліметрії пов'язаний з експериментальними методами оцінки величин M і m , що пов'язано зі значним ступенем суб'єктивності.

Підкреслимо, що розглянуті методи, в тому числі і показник C - PER , не враховують деяких важливих особливостей кінетики гідролізу білка ферментами, а також розчинність концентратів.

Сумарний розрахунковий показник якості протеїнових кормів доцільно описати рівнянням:

$$Q_{ПЗК} = \left(m_1 \frac{C - PER_{обр.}}{C - PER_{эм.}} + m_2 \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n \frac{V_n^{обр.}}{V_n^{эм.}} \right) \Phi, \quad (1.125)$$

У рівнянні (1.126) параметром V враховується вітамінна частина корму:

$$V = \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n \frac{n_{обр.}}{n_{эм.}}, \quad (1.126)$$

де $n_{обр.}$ та $n_{эм.}$ – сума вітамінів у зразку і в ідеалі, відповідно;

Φ – фактор, що враховує в рівнянні санітарно-гігієнічні показники корму;

$$\Phi = \prod_{i=1}^z \varphi_i, \text{ де } \varphi_i \begin{cases} 0 \text{ при концентрації ПДК}^* < \delta \\ 1 \text{ при концентрації ПДК} \geq \delta \end{cases}$$

Z – кількість прийнятих критеріїв нешкідливості;

*ПДК – межа допустимої концентрації;

$C-PER_{обр.}$, $C-PER_{эм.}$ – розрахунковий показник, що враховує перетравлюваність білка в кормі, вміст незамінних амінокислот, відповідно в досліджуваному зразку і стандарті (як еталон взяти максимально можливі дані за шкалою ФАО / ВООЗ);

$V_n^{обр.}$, $V_n^{эм.}$ – уміст вітамінів у зразку і стандарті;

m_1 , m_2 – коефіцієнти вагомості.

Гідроліз протеїну в організмі тварини можна описати таким рівнянням:

$$p = a + b(1 - \exp^{-ct}), \quad (1.127)$$

де p – кількість гідролізованого матеріалу в певний період часу (t);

a , b , c – константа в експоненційному рівнянні; константа a – являє швидк засвоювану фракцію;

c – константа швидкості гідролізу фракції за одну годину;

b – кількість матеріалу, який гідролізується в певний період часу.

Оскільки критерієм оцінки режимів виробництва всіх процесів технологічної системи є якість виробленого продукту, то необхідно знати динаміку розпаду протеїнового концентрату, яку потрібно отримати експериментально. У цьому випадку динаміка швидкості гідролізу концентрату, виробленого за різних технологічних режимах, дасть можливість оцінити вплив температурних режимів на засвоюваність білків організмом тварин.

Водночас, швидкість засвоєння, як уже наголошувалося, є важливим показником, який визначає можливу квоту заміщення рослинними білками білків тваринного походження в раціонах годування тварин. З урахуванням визначення доступності амінокислот (N_i) атакується ферментами, наприклад, пепсином і трипсином, кількість засвоєного білка $S^o_{(tk)}$ за час t_k може бути описано за певною формулою:

$$S_{(t_k)}^{\circ} = \min_{1 \leq n \leq 8} \left(\frac{A_n}{F_n} \right) K_1 \cdot K_2 \sum_{i=1}^{20} \frac{A_i N_i}{100} \int_0^{t_k} [1 - \exp\{-\alpha_i(\tau - \tau_i)\}] \cdot d\tau, \quad (1.128)$$

де K_1 – уміст білка в концентраті;

K_2 – перетравлюваність білка;

A_n – уміст незамінної амінокислоти за шкалою ФАО / ВООЗ;

A_i – вміст амінокислот;

α_i – характеристичний час;

τ – час;

t_i – час появи даної амінокислоти в гідролізаті.

Однак запропоноване рівняння не враховує вітамінної частини корму, кінетику розчинності білків і залежність від температури обробки. Ці параметри враховуються в узагальненому показнику якості K , величина якого буде змінюватися і залежати від динаміки розпаду, зміни амінокислотної композиції. Все це буде характеризувати режими, за яких виробляється корм.

Тому з урахуванням вітамінної частини продукту, впливу температурних параметрів процесу на кінцевий продукт якість виробленого корму можна описати системою рівнянь:

$$\begin{cases} K = [m_1 S(T, \tau) + m_2 V(T, r)] \varphi \\ S(T, \tau) = S^{\circ} \exp(-\lambda_1(T) \tau) \\ V(T, \tau) = V^{\circ} \exp(-\lambda_2(T) \tau) \end{cases} \quad (1.129)$$

де m_1, m_2 – чисельна вагомість амінокислотної і вітамінної частин у кормі;

$S^\circ(t_k)$ – кількість засвоєного білка, обумовлений рівнянням (2.35);

T – температура;

τ – час;

$V^\circ, V(\tau)$ – кількість вітамінів у вихідному кормі і до моменту часу τ після початку сушіння, мг на кг;

$\lambda_1(T), \lambda_2(T)$ – показники, що характеризують розпад протеїну і вітамінів за певної температури.

Температурна залежність постійної сталої розпаду $\lambda_1(T)$ та $\lambda_2(T)$ у найпростішому випадку визначається законом Арреніуса:

$$\begin{aligned}\lambda_1(T) &= \lambda_1^\circ \exp\left(-\frac{E}{RT}\right) \\ \lambda_2(T) &= \lambda_2^\circ \exp\left(-\frac{E}{RT}\right)\end{aligned}\tag{1.130}$$

де E – енергія активації, різна, 600 Дж/моль;

R – універсальна газова стала, дорівнює 8,314 Дж/(К моль);

T – температура, °К.

Швидкість ізотермічної денатурації може бути описана рівнянням

$$\frac{dx}{d\tau} = -K''(1-x),\tag{1.131}$$

де x – ступінь денатурації корму, розрахований за зміною розчинності;

K'' – константа швидкості денатурації.

Запропонований метод оцінки якості вироблених кормів із зелених рослин, люцерни та амаранту, на технологічному комплексі дозволяє прогнозувати вплив теплової дії (нагрів маси на сировинному майданчику, режими коагуляції

і сушіння кормів, (інша теплова дія) на зміну вмісту білка, вітамінів, біологічно активних речовин у кінцевому продукті і на показники ефективності їх засвоюваності організмом тварини.

1.6. Екструдувannya зернових сумішей зелених кормів та сої

1.6.1. Загальна характеристика виробництва зернових і зернорослинних екструдатів

З метою поліпшення виробництва якісних кормів на основі їх промислового виробництва розглянемо інноваційні рішення переробки зелених рослин методом екструдувannya, які професійно представлені авторським колективом у роботі «Технологии и оборудование для экструдирования растительного сырья» (Пахамов та ін., 2018). З позицій переробки рослинної сировини запропонована технологія на перший погляд виглядає як альтернативна, однак у технології виробництва біологічно активних добавок чітко відбувається розділення клітковини і соку, а також його похідного продукту – пастоподібної концентрованої біологічно-активної добавки. В запропонованому методі ці фракції не розділяються. Під дією температур у процесі екструдувannya сік коагулює в біологічно активну добавку, протеїни всередині клітчатки і в кінцевому варіанті являють собою суміш, що не відповідає вимогам споживати БАД однокамерним тваринам та птиці, а клітковину – жуйним двокамерним тваринам. Виконаємо аналіз процесів екструдувannya як зернових, так і матеріалів зелених рослин.

Корми для сільськогосподарських тварин часто мають низьку поживну цінність і погано засвоюються організмом тварин. Причиною цього є недостатня якість обробки рослинної сировини, особливо фуражного зерна, що займає провідне місце в раціонах. Для підвищення поживної цінності і засвоюваності кормів у технологічний процес їх виробництва необхідно включати нові ефективні операції обробки їх компонентів.

Провідне місце серед інноваційних технологій підготовки кормової сировини займає термопластична екструзія. Екструдувannya – це технологія отримання кормів шляхом протискання сировини під дією високої температури і

тиску, подальшого продавлювання через формуючий отвір екструдера. Одержуваний продукт називають екструдатом. У результаті екструзійної обробки змінюється фізична структура матеріалу. Екструдування рослинної сировини знайшло широке застосування в харчовій галузі і промислового виробництві комбікормів.

У разі екструдування зернової сировини її поживні речовини переходять в легкозасвоювану форму, що підвищує конверсію кормів. Під час екструзії за дії високої температури і тиску відбувається знищення патогенної мікрофлори, що забезпечує біологічну безпеку кормів.

Технологічна операція екструдування дозволяє ефективно обробляти і вводити до складу комбікормів нові види рослинної сировини, зокрема відходи харчової промисловості і зелену рослинну масу, що забезпечує зниження собівартості кормів і збагачення їх цінними поживними речовинами, наприклад каротином.

1.6.2. Загальні принципи екструдування сумішей

Різноманітну сировину, яку під дією температури і тиску можливо перетворити на досить пластичну масу, може піддаватися екструдуванию. Отже, значна частина рослинної сировини, використовуваної в харчовій і комбікормовій промисловостях, може стати екструдованою. Встановлено, що рослинні матеріали в процесі екструзії можна розглядати як полімери біологічного походження (біополімери).

Для екструдування сировини застосовують шнекову пресувальну машину – екструдер (рис. 1.29). Він складається з приводу, завантажувальної воронки для сировини і циліндричного корпусу (матеріального циліндра), всередині якого в робочій (екструзійній) камері розташовується шнековий робочий орган. У торці корпусу розташовується головка (матриця) з фільєрою – формуючим отвором.

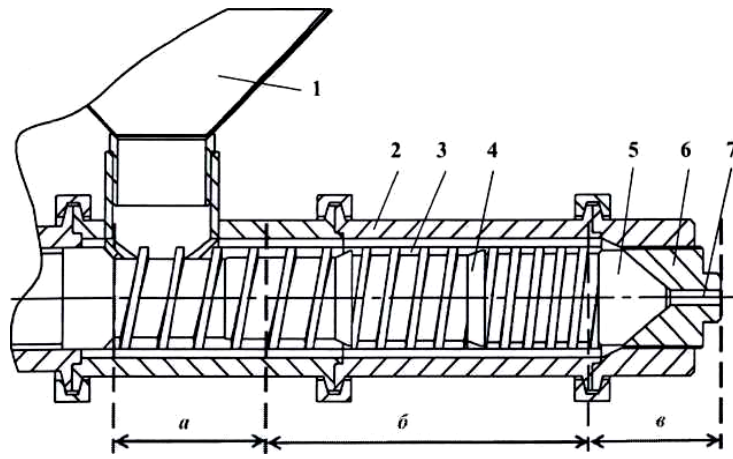


Рис. 1.29. Спрощена схема шнекового екструдера та його робочі зони

a – зона змішування; *б* – зона ущільнення і пластифікації матеріалу;

в – зона дозування (структурування);

1 – завантажувальна воронка; 2 – циліндричний корпус; 3 – робоча камера;

4 – шнек; 5 – передматрична зона; 6 – матриця (головка); 7 – фільєра

Екструдований рослинний матеріал (зазвичай в сипкому стані) через горловину завантажувальної воронки надходить у робочу (екструзивну) камеру і захоплюється витками шнека. Частинки матеріалу переміщуються в осьовому напрямку по гвинтовому каналу шнека, додатково переміщуючись, стають дрібними. Ця зона робочої камери екструдера називається зоною змішування або зоною живлення (**зона *a***, рис. 1.29). Витрата матеріалу в цій зоні залежить від діаметра шнека, глибини його нарізки і кроку, підвищуючись при їх збільшенні.

У ході переміщення під дією тиску (2 – 5 МПа), створюваного шнеком, поступово збільшується тиск біополімерного матеріалу, а під дією тертя матеріалу про витки шнека – його температура, в результаті чого починається процес пластифікації (зона ущільнення і плавлення матеріалу). Ця зона робочої камери екструдера називається зоною ущільнення і пластифікації (**зона *б***, рис. 1.29). У результаті дії матеріал перетворюється на в'язкопластичну масу. Температура рослинного матеріалу в зоні плавлення досягає 40 – 60 °С.

У зоні дозування або структурування (**зона *в***, рис. 1.29) розплавлений матеріал гомогенізується. Температура матеріалу в зоні дозування досягає 120–

150 °С. У кінці цієї зони розплав являє собою цілком гомогенну (однорідну) масу. Розплав матеріалу з передматричної камери під тиском продавлюється крізь фільтру матриці. При його виході з матриці під дією різкої зміни тиску (від 15 – 25 МПа до атмосферного) відбувається майже миттєве випаровування як вільної, так і частини зв'язаної вологи, і зміна фізичної структури рослинного матеріалу, зокрема збільшення його об'єму і пористості призводить до остаточного формування екструдата.

Схему шнекового екструдера наведено на рис. 1.30. Підвищення температури матеріалу умовно представлено графічно, як зміна його кольору, від жовтого до червоного.

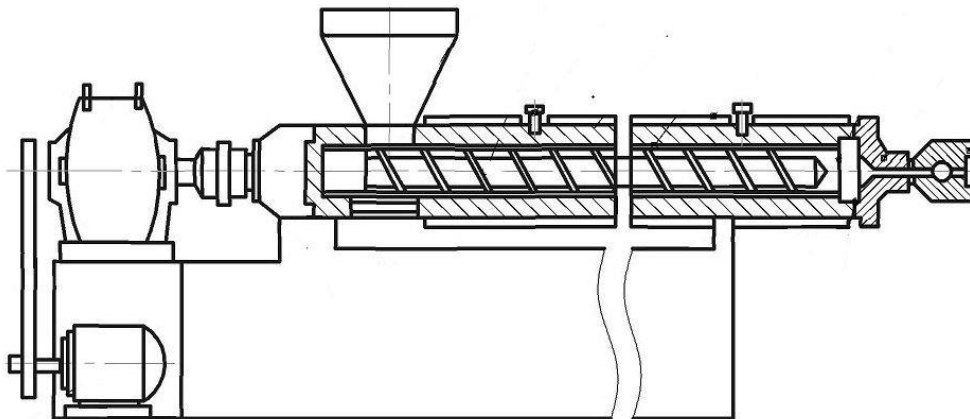


Рис. 1.30. Схема шнекового екструдера

Екструзивна обробка є короткочасною: оброблюваний матеріал перебуває в екструдері від 30 до 90 с. Під дією високої температури і тиску майже цілком знищуються патогенна мікрофлора і плісняві гриби, що містяться у вихідній сировині.

Існують три основні види пресування: холодне, тепле і гаряче.

Холодному екструзуванню може бути піддано лише рослинну сировину з високою вологістю (30 – 60 %). У його ході відбуваються зміни структури матеріалу при його повільному переміщенні під тиском і формуванні через фільтру. Підведення тепла в екструдер відсутнє.

За теплового екструдювання суху сировину зволожують водою до 20–30 % і підігривають. В екструдері суміш піддається механічному і тепловому впливу. Готовий екструдат володіє невисоким рівнем щільності, має пористу будову.

У випадку гарячого екструдювання процес здійснюється швидкоплинно, що викликає різке зростання тиску і перехід механічної енергії в теплоту. Вологість сировини становить 10–20 %. Тепло додатково потрапляє до екструдюваного матеріалу через нагрівальні елементи, а також через зовнішні стінки корпусу екструдера.

Змінюючи параметри процесу екструдювання сировини, можливо широко варіювати властивості одержаного готового продукту. Завдяки цьому екструзійні технології обробки рослинної сировини знаходять все більш широке застосування.

1.6.3. Характеристика рослинної сировини як об'єкта для виробництва екструдатів та екструдювання

Із злакових культур для виробництва екструдатів в основному використовують кукурудзу, ячмінь, пшеницю, бобові, сою, горох, а також овес, жито, просо.

Ячмінь – найбільш широко використовується як зерновий корм у годуванні всіх видів сільськогосподарських тварин. Містить 86,7 % сухих речовин, у тому числі протеїну – 10,1 %, жиру – 2,2 %, клітковини – 4,0 %, золи – 2,8 %. Поживна цінність 1 кг сухого ячменю становить в середньому 1,21 кормової одиниці. Перетравність органічних речовин – близько 89 %. Об'ємна вага зерна ячменю – 480–680 кг/м³.

Зерно пшениці озимої фуражних кондицій містить 86,7–88,0 % сухої речовини, в тому числі протеїну – 12,7–16,2 %, жиру – 2,3–3,7 %, клітковини – 2,5–2,7 %, золи – 1,8 %. В 1 кг зерна пшениці міститься 1,2–1,4 кормової одиниці та 117 г перетравного протеїну. Його об'ємна вага становить 730–850 кг/м³.

Овес – дієтичний корм, який використовується в годівлі молодняку сільськогосподарських тварин. За хімічним складом овес включає 86,7 % сухих речовин, у тому числі 10,8–11,8 % протеїну, 4,7–5,6 % жиру, 9,4–9,8 % клітковини і 3,4–3,8 % золи. Перетравність органічних речовин – 70 %. Один кілограм вівса містить 1,0 кормову одиницю і 85 г перетравного протеїну. Об’ємна вага зерна вівса – 300–550 кг/м³.

Зернобобові культури – горох, вика, соя відрізняються високим умістом протеїну і низьким умістом жиру (за винятком сої). Ці культури використовуються як білкові компоненти раціонів сільськогосподарських тварин усіх видів. Вони містять у значних кількостях усі необхідні для організму тварини амінокислоти (лізин, метіонін та ін.) мінеральні речовини (кальцій, фосфор).

Горох – найбільш поширена культура з групи зернобобових, містить 85 % сухих речовин, у тому числі 22,2 % протеїну, 1,9 % жиру, 5,4 % клітковини, 2,8 % золи. В 1 кг гороху міститься 1,17 кормової одиниці, 195 г перетравного протеїну. Перетравність органічних речовин гороху становить 87 %.

Соя за своїм складом вигідно відрізняється від інших бобових культур. Зерно сої містить 85,6 % сухих речовин, у тому числі 34,5 % протеїну, 17,4 % жиру, 5,7 % клітковини та 4,6 % золи. В 1 кг сої міститься 1,38 кормової одиниці та 290 г перетравного протеїну, 5,1 г кальцію і 6,9 г фосфору. Перетравність органічних речовин – 85–87 %. Білок сої є повноцінним за вмістом амінокислот. Використовують сою для збалансування раціонів за протеїном і амінокислотами при годуванні всіх сільськогосподарських тварин.

Уся зернова сировина повинна мати сертифікати відповідності за показниками безпеки. Контроль якості вихідної сировини полягає в перевірці відповідності показників якості, зазначених у документах постачальників, їх фактичним значенням. Зернова сировина, що надходить, має відповідати показникам якості, встановленим діючими стандартами, технічними умовами. Вимоги до якості фуражного зерна представлені в табл 1.1.

Таблиця 1.1. Показники якості зернової сировини

№ п/п	Контрольований показник	Допустиме значення показника
1.	Вологість зерна	Не більше 15 %
2.	Бактеріальна забрудненість	Не більше 5×10^5 КОЕ/г
3.	Уміст мікотоксинів: Т-2 токсин афлотоксину В1 зеараленон охратоксин А дезоксиніваленол фумонізинів сума афлатоксинів В1, В2, С1, С2	Не більше, мг/кг: 0,1 0,02 1,0 0,05 1,0 5,0 0,02
4.	Металомагнітна домішка	Не більше 200 мг/кг
5.	Зараженість шкідниками	Не допускається, зараженість кліщем вище 20 екз./кг
6.	Забрудненість мертвими комахами-шкідниками	Не більше 15 екз./кг
7.	Вміст шкідливих домішок (насіння бур'янів)	Не більше 0,1 %
8.	Вміст пестицидів	Не більше 0,1 мг/кг

Важливе значення при виробництві збалансованих комбікормів для сільськогосподарських тварин мають зелені корми, зокрема, зелена маса люцерни і амарант, які є незамінним джерелом легкодоступних поживних речовин. Ці трави характеризує особливість – високий вміст вологи (від 60 до 80 %). За вмістом перетравного протеїну – вітамінів і енергетичної поживності (калорійності) – суху речовину кормових трав можна порівняти з концентрованими кормами, але перевершує їх по біологічній цінності. Рослинна маса має високий вміст необхідного для тварин каротину, що надто важливо для птахівництва.

Безпосереднє включення зеленої рослинної маси до складу комбікорму за звичайної технології його виробництва, тобто її механічне змішування з інши-

ми компонентами неефективне, оскільки з-за її високої вологості й отриманий корм матиме високу вологість, короткий термін зберігання і низьку сипкість .

Екструдувannya ж рослинної маси в чистому вигляді ускладнено її високою вологістю. Ефективним способом переробки і включення до складу комбікормів зеленої маси є її спільне екструдувannya з фуражним зерном.

При виробництві зернорослинних екструдатів використовується подрібнення лістостеблової маси зелених рослин, зокрема кормових трав, що особливо стосується багаторічної люцерни та амаранту.

Найвищу цінність, як інгредієнта зернорослинних екструдатів, представляють сіяні *багаторічні бобові трави*, забезпечуючи за рахунок багатоукісного (2 – 3 рази на сезон) використання посівів значний вихід зеленої маси з високим умістом поживних речовин і вітамінів (Долинский, Малецкая, 1968; Липкович, 1984; Новиков и др., Стабников и др., 1985).

У сухій речовині багаторічних кормових трав уміст протеїну досягає 10,2–19,3 %, жиру – 2,1–4,4 %, клітковини – 23,0–32,0 %, золи – 6,4–9,6 %. Великий в них і вміст вітамінів та інших корисних речовин, особливо каротину (150–280 мг сухої речовини). У сільгосп підприємствах основними представниками багаторічних бобових трав є люцерна, конюшина, але провідне місце серед них займає люцерна, що володіє цінною кормовою гідністю – в різних видах приготованих з неї кормів на кожну кормову одиницю припадає 100 – 220 г перетравного протеїну.

У листі і стеблах *люцерни синьогібридної* міститься, (залежно від фази вегетації) 21,0–38,0 % сухої речовини; 17,8–18,9 % протеїну; 2,3–4,4 % жиру; 23,1–30,0 % клітковини; 7,8–9,6 % золи (рис. 1.31). Перетравність органічних речовин люцерни синьогібридної жуйними тваринами становить 65–69 %. Уміст каротину в люцерні сягає 220–300 мг/кг. 1 кг рослинної маси люцерни містить 0,29–0,34 кормової одиниці (3,2–3,7 МДж обмінної енергії). У табл. 1.2 наведені результати хімічного аналізу змісту різних речовин у зеленій масі люцерни.



Рис.1.31. Люцерна

Зелена маса люцерни є рекомендованим видом сировини для виробництва зернорослинних екструдатів. Амарант належить до однорічних культур, однак зелена маса його має велику кількість білка і каротину.

Крім згаданих культур, як інгредієнтів зернорослинних екструдатів, можуть бути використані й бобово-злакові суміші, наприклад горохо-вівсяна суміш.

Оптимальна фаза укосу багаторічних бобових трав – стадія бутонізації – початок цвітіння; злакових – вихід в трубку, колосіння. Вологість рослинної маси кормових трав після скошування становить 70–80 %.

Таблиця 1.2. Хімічний склад одного кілограма зеленої маси люцерни

Показник	Уміст	Показник	Уміст
1	2	3	4
Волога, %	75 – 80	Залізо, мг	990
Каротин, мг	380	Зола, г	19,5
Протеїн, г	39,1	Цинк, мг	490
Вітамін В2, мг	3,7	Кальцій, г	7,7

1	2	3	4
Жир, г	1,7	Марганець, мг	48
Вітамін В5, мг	72	Фосфор, г	2,9
Клітковина, г	0,12	Мідь, мг	466
Жир, г	1,7	Марганець, мг	48
Вітамін В5, мг	72	Фосфор, г	2,9
Клітковина, г	0,12	Мідь, мг	466

Рослинна маса кормових трав, призначена для екструдування повинна бути свіжоскошеною, з нормальними кольором і запахом, без видимих сторонніх включень, мати вологість 70–80 %. Перед екструдуванням рослинна маса подрібнюється на частки завдовжки 6–10 мм.

Об'ємна маса подрібненої зеленої рослинної маси, залежно від довжини різання і початкової вологості, становить від 150 до 250 кг / м³.

1.6.4. Структурна схема матеріальних потоків виробництва екструдатів

Структурні схеми переробки зернових сумішей та зерно-рослинних екструдатів, які показують послідовність процесів трансформації сировини в готові екстродовані кормові продукти, представлені на рис. 1.32, та 1.33.

1.6.5. Характеристика рослинних екструдатів

Одним з найбільш ефективних способів теплової обробки фуражного зерна перед згодовуванням тваринам є екструдування. В його основі лежать такі процеси: теплова обробка зернових компонентів за високої (до 110–160 °С) температури і тиску 4–5 МПа; механічне деформування оброблюваного продукту шнеком екструдера і «вибух» розігрітого продукту (екструдату) на виході з фільтри. В результаті такої обробки в зерновому матеріалі відбуваються суттєві структурно-механічні та хімічні зміни, а на виході – пористий, спучений стренг

(джгут) діаметром 20–30 мм і об'ємною масою 290–320 кг/м³ (Пахомов и др., 2018).



Рис.1.32. Схема матеріальних потоків виробництва зернового екструдату

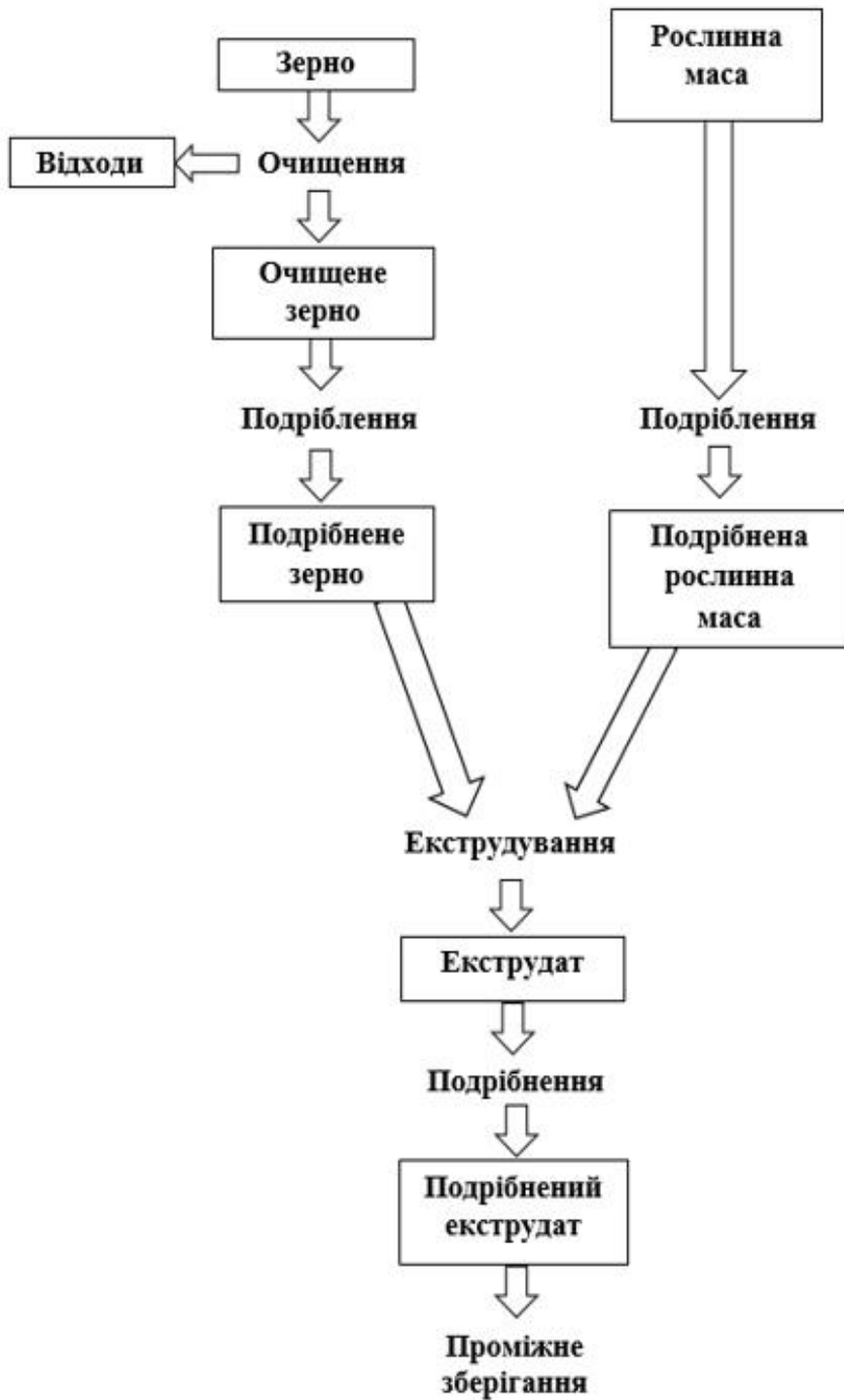


Рис.1.33. Схема матеріальних потоків виробництва зернорослинного екструдату

У процесі екструдювання зерна відбуваються глибокі зміни в структурі поживних речовин, що позитивно впливає на його енергетичну цінність і смакові якості корму:

- крохмаль желатинізується, підвищується його засвоюваність;
- підвищується перетравність білків і доступність амінокислот унаслідок руйнування вторинних зв'язків у молекулах білка;
- завдяки короткочасності процесу здебільшого зберігаються і містяться в злаках амінокислоти і вітаміни;
- підвищується енергетична цінність корму внаслідок розриву стінок жирових клітин, зростає стабільність жирів;
- підвищується перетравність клітковини внаслідок стирання і подрібнення її в процесі екструзії;
- знищується патогенна мікрофлора;
- поліпшуються смакові якості готового продукту внаслідок розпаду крохмалю на прості цукри, створення ароматичних речовин, усунення специфічного запаху, характерного для деяких культур, формування однорідної пористої структури продукту, більш доступного для впливу ферментів у травній системі тварин.

Внаслідок інтенсивної обробки в екструдері змінюється вуглеводний склад зернових культур – в екструдати в 1,6–3,2 рази знижується вміст крохмалю, в 1,5–6,2 рази збільшується вміст декстринів, в 1,2–2,1 рази зростає вміст цукрів (табл. 1.3).

Екструдати зернових культур характеризуються високим вмістом обмінної енергії, сирого протеїну і жиру.

Екструдат кукурудзи має вельми високий вміст загальної енергії і низький вміст клітковини. Він є надійним джерелом метіоніну і незамінних жирних кислот. Один кілограм екструдату з кукурудзи містить 1,41 кормової одиниці, 14,5 МДж обмінної енергії, 42 г сирого протеїну, 42 г сирого жиру, 2,7 г лізину.

Таблиця 1.3. Вміст поживних речовин у зернових екструдатах

Продукт	Вміст корисних речовин у перерахунку на суху речовину, %		
	цукор	крохмаль	декстрин
Пшениця натуральна	5,3	46,5	4,9
Екструдат пшениці	10,9	18,2	21,9
Ячмінь натуральний	5,6	50,5	6,4
Екструдат ячменю	9,6	11,8	39,9

Екструдат ячменю характеризується добрими смаковими якостями і високими показниками перетравності поживних речовин. Один кілограм екструдату з ячменю містить 1,24 кормової одиниці, 13,6 МДж обмінної енергії, 114 г сирого протеїну, 23 г сирого жиру, 4,2 г лізину.

Екструдат пшениці – високоцінний енергетичний компонент кормів з низьким вмістом клітковини, що перевершує кукурудзу за вмістом протеїну. 1 кг екструдату з пшениці включає 1,35 кормової одиниці, 14,2 МДж обмінної енергії, 127 г сирого протеїну, 30 г сирого жиру, 4,7 г лізину.

Екструдат гороху – високопротеїновий продукт з добрим набором амінокислот і легкодоступних вуглеводів, володіє високими смаковими якостями. Може слугувати основним джерелом білка в комбікормах для поросят. Рівень введення в рецептуру комбікорму – 10–30 %. 1 кг корму містить 1,24 кормової одиниці, 13,7 МДж обмінної енергії, 220 г сирого протеїну, 16 г сирого жиру, 15,5 г лізину.

Екструдат сої – цінний білковий та енергетичний компонент комбікормі для сільськогосподарських тварин, особливо для свиней, з чудовим балансом амінокислот і незамінних жирних кислот. Рівень введення в рецептуру комбікормів – до 10–30 %. В 1 кг корму міститься 1,46 кормової одиниці, 15,2 МДж обмінної енергії, 360–380 г сирого протеїну, 80 г сирого жиру, 29 г лізину.

При згодовуванні зернових екструдатів сільськогосподарським тваринам на 8–12 % знижується споживання корму і на 10–40 % підвищується його засвоюваність. Продуктивність тварин зростає на 12–20 %.

Зерновий екструдат на виході з екструдера є продукт у вигляді частинок джгута (стренга) жовтого кольору довжиною 30–35 мм і шириною 10–12 мм, що має спучену пористу структуру (рис. 1.34).

Готовий зерновий екструдат являє собою подрібнений продукт пористої структури жовтого кольору, без цвілевого та іншого стороннього запаху, з розміром частинок 1,0–1,2 мм, без видимих включень цілих або роздроблених зерен.



a

б

Рис.1.34. Рослинні екструдати:

a – зернорослинний екструдат; *б* – зерновий екструдат

Об’ємна маса зернового екструдату становить 300–320 кг/м³ (після подрібнення – 430–450 кг /м³). Щільність зернового екструдату (подрібненого) – 0,5–0,53 г/см³, крихкість – 6,0 %, індекс розширення – 2,0–2,1, сипкість – 14–15 см/с, вологість – 10–12 %, кут природного укусу – 40 °, індекс розширення – 2,0–2,1.

Здатність продукту в процесі екструзії втрачати до 50 % первинної вологості створює можливість включення до складу комбікорму зелених кормових трав без їх попереднього сушіння.

У рецептурі зернорослинних екструдатів 70–90 % становлять зернові компоненти та 10–30 % – подрібнена до розміру не більше 10 мм рослинна маса бобових і злакових трав. В 1 кг такого корму міститься (в перерахунку на суху речовину) 10,42–10,46 МДж обмінної енергії, 140–148 г сирого протеїну, 40,0–41,0 г сирої клітковини і 20–32 мг каротину.

Кінцева вологість готового зернорослинного екструдату – 9,8–15,1 %, що не вимагає додаткових витрат на досушування продукту. Значення коефіцієнта варіації розподілу сипких компонентів за масою екструдату коливаються в інтервалі 1,0–7,4 %, трав'яне різання – в інтервалі 3,0–8,0 %. Втрати каротину в процесі екструдування зеленої маси не перевищують 7–10 %. Порівняно зі звичайним розсипним комбікормом кількість декстринів в екструдати збільшується на 30 %, а ступінь клейстеризації крохмалю – в середньому на 50 %.

Зернорослинний екструдат на виході з екструдера є продуктам у вигляді частинок форми джгута (стренга) жовто-зеленого кольору довжиною 30–40 мм і шириною 10–15 мм, що має спучену пористу структуру (рис. 1.34, а).

Готовий зернорослинний екструдат є подрібнений продукт пористої структури жовто-зеленого кольору, без цвілевого та інших сторонніх запахів, з розміром частинок 1,0–1,2 мм, без включень цілих або роздроблених зерен.

Об'ємна маса зернорослинного екструдату становить 290–300 кг/м³ (після подрібнення 400–430 кг/м³). Щільність зернорослинного екструдату (подрібненого) – 0,44–0,49 г/см³, крихкість – 7,0 %, індекс розширення – 1,8–2,0, сипкість – 13–14 см/с, вологість – 14–15 %, кут природного укосу – 42 °.

При виробництві необхідно здійснювати контроль за якістю розподілу зернової і рослинної сировини в зернорослинному екструдаті, охолодження та подрібнення продуктів.

Готовий зерновий або зернорослинний екструдат являє собою подрібнений продукт пористої структури жовтого або жовто-зеленого кольору, без цвілі та іншого стороннього запаху, з розміром частинок 1,0–1,2 мм, без видимих включень цілих або роздроблених зерен.

Уміст каротину в зернорослинному екструдаті в процесі екструдувannya не має знижуватися більш ніж на 10 % порівняно з його вмістом у вихідній сировині (з урахуванням відсоткового вмісту рослинної маси в екструдаті).

Таблиця 1.4. Показники якості готових рослинних екструдатів

№	Контрольований показник	Допустиме значення показника
1.	Розмір частинок подрібненого екструдату (крупки)	1–1,2 мм
2.	Вміст каротину в зернорослинному екструдаті	Не менше 20 мг/кг
3.	Вологість екструдату: зернового зернорослинного	10–12 % 14–15 %
4.	Об'ємна маса екструдата: неподрібненого зернового подрібненого зернового неподрібненого зернорослинного подрібненого зернорослинного	300 – 320 кг/м ³ ; 430 – 450 кг/м ³ ; 290 – 300 кг/м ³ ; 400 – 430 кг/м ³
5.	Бактеріальна забрудненість	Не більше 5 × 10 ⁵ КОЕ/г
6.	Вміст мікотоксинів: Т-2 токсин афлотоксин В1 зеараленон охратоксин А дезоксиніваленон фумонізін сума афлатоксинів В1, В2, С1, С2	Не більше 0,1; 0,02; 1,0; 0,05; 1,05; 0,02 мг/кг
7.	Металомагнітна домішка	Не більше 200 мг/кг
8.	Ступінь декстринізації зерна після екструдувannya	Не менше 40 %
9.	Крихкість екструдата: зернового зернорослинного	6 % 7 %

1.7. Опис технологічного процесу виробництва екструдатів

1.7.1. Виробництво зернорослинних екструдатів з біологічно активними добавками

Зернорослинний екструдат проводиться методом «холодної» екструзії подрібнених фуражного зерна і зеленої рослинної маси (разом). Спосіб виробництва зернорослинного екструдату захищений патентом КО 2619981.

Важливим моментом при виконанні технологічного процесу за пропонованою схемою є необхідність мінімізації втрат, протеїну, каротину та інших корисних речовин, що містяться в зеленій рослинній масі. Особливо важливо забезпечити мінімальні втрати каротину, як цінної поживної речовини, найбільш підданої руйнуванню в процесі заготівлі та приготування кормів. Для цього свіжоскошена рослинна маса якомога швидше має бути доставлена на внутрішньогосподарське підприємство та відразу піддана подрібненню, без технологічної паузи (проміжного зберігання) піддана екструдуванню.

У ході технологічного процесу виробництва зернорослинного екструдату свіжоскошена рослинна маса попередньо пропускається через електромагнітний сепаратор (рис. 1.35, поз. 1), в якому виділяють металомангі домішки. Далі маса надходить в дисковий подрібнювач (поз. 5). Подрібнена рослинна маса по гвинтовому конвеєру подається в розташований над екструдером наддозаторний бункер, поєднаний з об'ємним дозатором (поз. 6), де здійснюється її дозування. Дозована рослинна маса надходить в екструдер (поз. 7), де відбувається її спільне екструдування з фуражним зерном. Зерно попередньо пропускають через електромагнітний сепаратор (поз. 1), в якому проводиться видалення металомангітних домішок.

Далі його очищають на зерновому сепараторі (поз. 2) від неметалічних і мінеральних домішок. При використанні зерна плівчастих зернових культур (ячмінь, овес) проводять його лущення на лушильній машині.

Зерно зернобобових культур (горох, соя) після очищення в цілому вигляді транспортується шнеком у наддозаторний бункер (поз. 6) над екструдером (поз. 7).

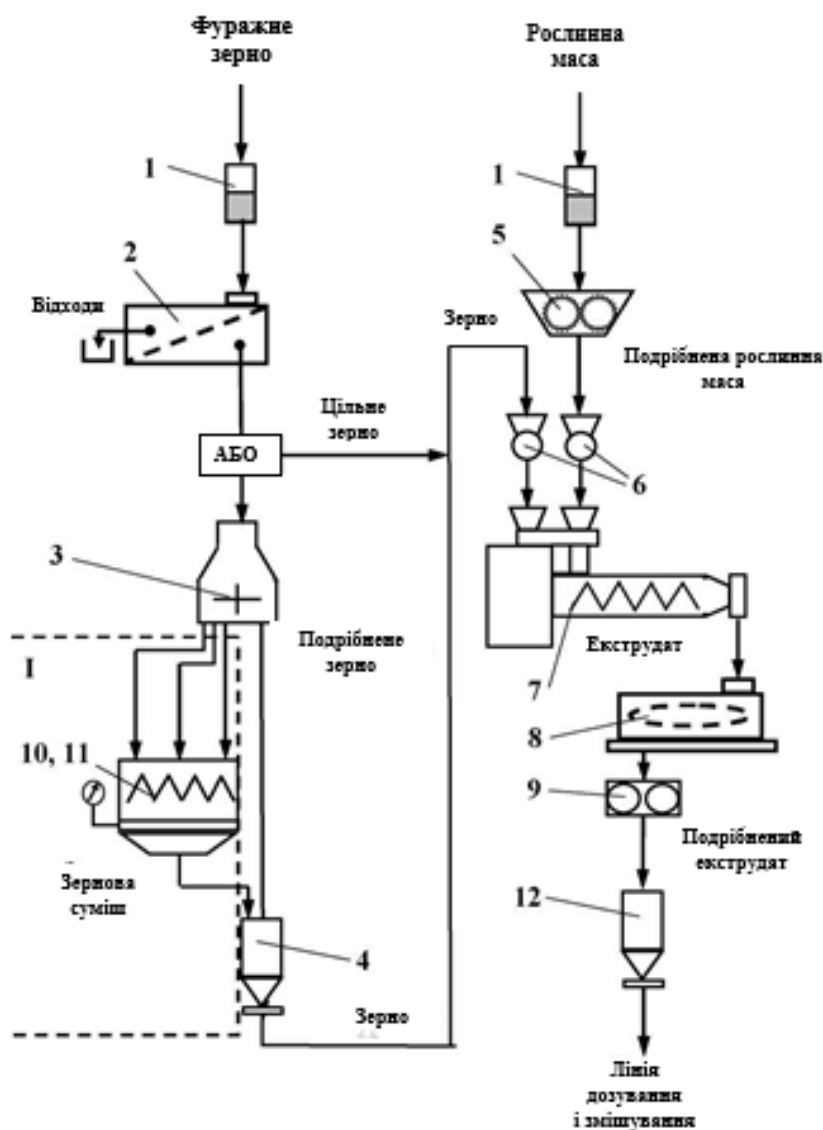


Рис. 1.35. Схема технологічного процесу виробництва зернорослинного екструдату:

- 1 – магнітний захист; 2 – сепаратор зерновий; 3 – молоткова дробарка;
- 4 – оперативна ємність; 5 – дисковий подрібнювач;
- 6 – наддозаторний бункер і об'ємний дозатор; 7 – екструдер; 8 – охолоджувач;
- 9 – подрібнювач-структуратор; 10 – змішувач; 11 – ваговий дозатор;
- I – відгалуження технологічного потоку при використанні декількох видів зерна

Фуражне зерно після очищення направляється пневмотранспортом або шнеком у молоткову дробарку з діаметром отворів сит 3 мм (поз. 3), де піддається одноступінчастому подрібненню, після чого потрапляє в оперативну ємність (поз. 4) для проміжного зберігання.

При використанні в рецепті комбікорму декількох видів фуражного зерна кожен з них після очищення по черзі подрібнюється в молотковій дробарці (поз. 3), після чого пневмотранспортом або шнеком – у змішувач періодичної дії (поз. 10), поєднаний з ваговим дозатором (поз. 11). При цьому подрібнення і завантаження певного виду зерна в змішувач здійснюється до набору необхідної рецептом маси. Подрібнення і завантаження обраного виду зерна припиняється. Потім здійснюється подрібнення і завантаження в змішувач з одночасним ваговим дозуванням нового виду зерна. Після завершення дозування і завантаження зерна в змішувач (поз. 10) здійснюється його змішування протягом 3–5 хв. Отримана зернова суміш шнеком транспортується в оперативну ємність (поз. 4) для проміжного зберігання.

Подрібнене або цільне зерно, або зернова суміш з оперативної ємності (поз. 4) по шнеку подається в розташований над екструдером наддозаторний бункер, поєднаний з об'ємним дозатором (поз. 6), де відбувається його дозування. Дозоване фуражне зерно надходить в екструдер (поз. 7), де здійснюється його спільне екструдування з рослинною масою. Зазначимо, що передчасно змішування зерна з рослинною масою не відбувається.

Одержуваний в екструдері зернорослинний екструдат подається шнеком в охолоджувач (поз. 8), де його температура знижується до температури навколишнього середовища. Охолоджений екструдат по шнеку надходить у вальцювий подрібнювач-структуратор (поз. 9) для подрібнення.

У разі використання подрібнювача, що входить до складу екструдера, одержуваний подрібнений екструдат прямує в охолоджувач (поз. 8).

Подрібнений зернорослинний екструдат шнеком транспортується в оперативну ємність (поз. 12) для проміжного зберігання.

У міру необхідності екструдат прямує в технологічну лінію для змішування з іншими компонентами комбікорму або використовується безпосередньо для годування тварин.

1.7.2. Основні технологічні параметри процесу виробництва екструдатів

Під час виконання технологічного процесу щодо виробництва зернових і зернорослинних екструдатів необхідно дотримуватися рекомендованих значень параметрів, наведених в табл. 1.5.

Таблиця 1.5 Параметри технологічного процесу виробництва зернових та зернорослинних екструдатів

№ п п	Параметр	Одиниця виміру	Значення
1	2	3	4
1.	Розмір частинок подрібненої рослинної маси	мм	6 – 10
2.	Діаметр отворів сит молоткової дробарки при подрібненні зерна	мм	3, 0
3.	Середній розмір частинок подрібненого зерна: пшениця ячмінь кукурудза	мм	1,65 – 1,85 1,6 – 1,61,8 1,5 – 1,8 1,6 – 1,8 1,5 – 1,8
4.	Вологість фуражного зерна для виробництва екструдату	%	16–18
5.	Вихідна вологість рослинної маси	%	не більше 70
6.	Масова частка рослинної маси у вихідній сировині для виробництва зернорослинного екструдату	%	15 – 20 (не більше 30)
7.	Температура екструдату на виході з екструдера: зернового зернорослинного	°С	140–150 120–130

1	2	3	4
8.	Температура екструдату після охолодження	°С	Г° навколишнього середовища (не більше ніж на 10°С вище)
9.	Розмір частинок екструдату після подрібнення	мм	1, - 1,2
10.	Вологість екструдату: зернового зернорослинного	%	10 – 12 14 – 15
11.	Об'ємна маса екструдату: неподрібненого зернового подрібненого зернового неподрібненого зернорослинного подрібненого зернорослинного	кг/м ³	300–320 430–450 290–300 400–430

1.7.3. Контроль якості процесу екструдувannya

Гарантувати якість виконання технологічного процесу, відповідно до розробленої схеми, дозволяє систематичний контроль його параметрів. Контроль якості виконання технологічного процесу спрямований на забезпечення виробництва зернових і зернорослинних екструдатів, що відповідають вимогам нормативних документів і споживачів. Такий контроль здійснюється виробничим персоналом та інженерно-технічними працівниками відповідно до схеми контролю якості сировини і продукції (табл. 1.6).

Виробничий персонал здійснює контроль за надходженням вихідної сировини, контроль перебігу технологічного процесу, в тому числі за очищенням сировини від бур'янів і металомагнітних домішок, за її подрібненням, дозуванням, екструдуванням, санітарним станом виробничих ділянок.

Таблиця 1.6. Види контролю виконання технологічного процесу виробництва екструдатів та їх періодичність

№ п п	Вид контролю	Періодичність	Показник правильності виконання технологічного процесу
1.	Контроль очищення сировини від металомагнітних домішок і очищення сепараторів	два рази на зміну	В очищеній сировині відсутні металомагнітні домішки
2.	Контроль очищення зерна на сепараторі	один раз на зміну	В очищеному зерні відсутні великі домішки
3.	Контроль подрібнення зерна	один раз на зміну	Відсутність неподрібнених зерен у подрібненому продукті
4.	Контроль подрібнення рослинної маси	один раз на зміну	Довжина частинок подрібненої рослинної маси у випадках становить 6–10 мм
5	Контроль змішування зернової суміші	один раз на зміну	Однорідність змішування зерна на основі органолептичної оцінки
6	Контроль зволоження зерна	один раз на дві зміни	Вологість зерна після зволоження становить 16–18 %
7	Контроль точності об'ємного і вагового дозування	один раз на зміну	Відповідність маси (об'єму) відваженої партії сировини маси (об'єму) за показниками контрольних вагів (міри об'єму) з урахуванням класу похибки
8	Контроль охолодження екструдату	один раз на зміну	Відповідність t° охолодженого екструдату t° та температура навколишнього середовища
9	Контроль подрібнення екструдату	один раз на зміну	Розмір частинок екструдата після подрібнення 1,0 – 1,2 мм
10	Контроль рівномірності розподілу зернової і рослинної сировини в зернорослинному екструдаті	один раз на зміну	Рівномірний розподіл в екструдаті зернової та рослинної сировини (на основі візуальної оцінки)

1.7.4. Пропозиції щодо будови технологічних модулів екструдуювання зернових, зернорослинних і соєбобових матеріалів

Впровадження у виробництво технологій промислового отримання біологічно активних добавок та екструдованих зернових сумішей і екструдатів зі зелених рослин люцерни та амаранту, які призначаються для стартерних кормів птахів різних вікових груп та тварин, зможе значно поліпшити якість кормів в Україні. Біологічно активні добавки для птахів не містять клітковини, багаті на вітаміни, протеїн; їх амінокислотна композиція за складом корелює з амінокислотними тваринного походження.

Виробництво розглянутих у роботі технологій можливо розповсюджувати як для великих кормопідприємств, так і для фермерських, межфермерських об'єднань.

Із такою метою пропонується реалізація технологічних модулів, які представлені на рис. 1.36.

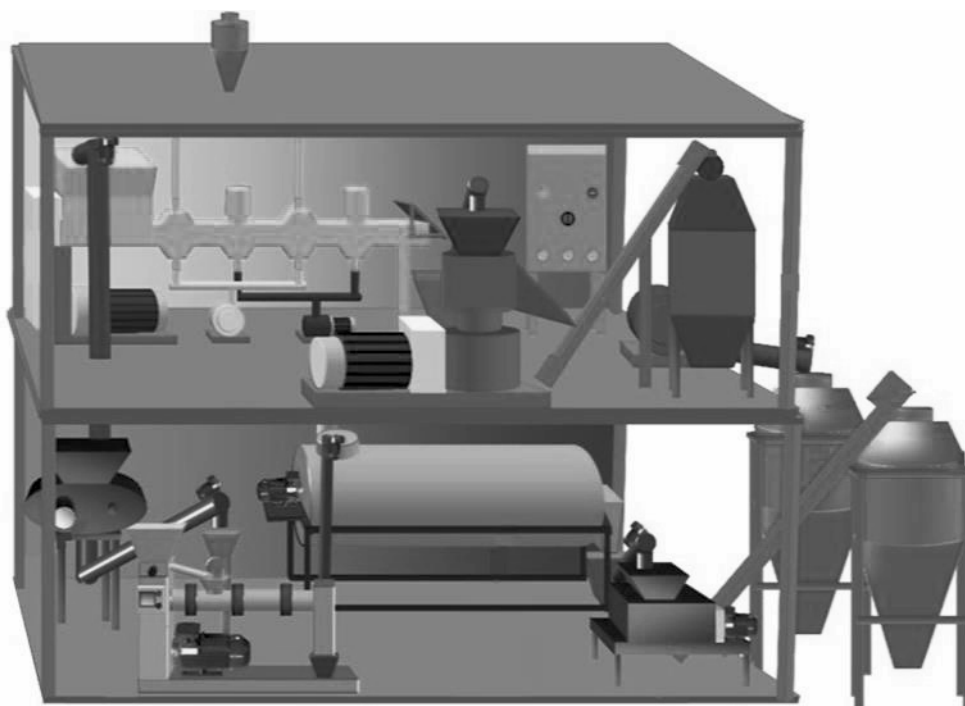


Рис. 1.36. Технологічний модуль для виробництва біологічно активних кормових добавок

Запропонований модуль включає всі необхідні механізми та обладнання (дробарка, екструдер, змішувач, центрифуга, віджимний прес, резервні ємності, транспортуючі механізми, пульт управління) і залежно від схеми виробництва виконує трансформацію технологічних потоків сировини, дотримується послідовності виконання операцій для якісного отримання кінцевої продукції.

1.8. Висновки

Виконання техніко-технологічних робіт, пов'язаних з реалізацією проекту виробництва біологічно активних добавок із зелених рослин люцерни і амаранту виробництву екструдованих кормів із зелених рослин, пов'язане з покроковим виконанням певних позицій:

- 1) розробка техніко-економічного обґрунтування проекту;
- 2) отримання вихідних даних для будівництва виробничої будівлі;
- 3) дотримання схеми технологічних процесів, перелік необхідного обладнання і його технічних характеристик;
- 4) виконання технологічного регламенту виробництва біологічно активних добавок із зелених рослин та екструдатів;
- 5) характеристика якісного складу похідних кормових продуктів для птиці;
- 6) використання рекомендацій щодо застосування кормових добавок у годівлі птахів з нормами введення в раціон годівлі різних порід курей і різного віку;
- 7) впровадження результатів досліджень щодо застосування продуктів у годівлі птиці (приріст маси, якість м'яса, структура м'яса, пігментація, дослідження внутрішніх органів);
- 8) пропозиції зі створення сировинної бази люцерни та амаранту;
- 9) вихідні дані для виготовлення нестандартного обладнання;
- 10) участь в монтажі та наладці обладнання технологічних модулів;
- 11) відпрацювання режимів технологічних процесів поетапно і в комплексі з цехом по технології, що впроваджується;

12) введення технології в режим виробничої роботи з отриманням кормових продуктів згідно з регламентом;

13) навчання персоналу працювати на технологічному обладнанні з потрібними режимами роботи.

14) керування та корегування виробничого циклу отримання біологічно активних добавок і рослинних екструдатів та їх використання.