

**А.О. БАШТА**, кандидат технічних наук

**В.А. ЛАГОДА**, кандидат технічних наук

*Національний університет харчових технологій*

## **ОДЕРЖАННЯ ВИСОКОЦУКРЕНОЇ ПАТОКИ ІЗ ПШЕНИЦІ**

*Запропоновано технологію високоцукреної патоки із нетрадиційної сировини – фуражного зерна пшениці.*

**Ключові слова:** *гідролізат, речовини жиру-білкового комплексу, ферментативне розріджування, флокулянт, високоцукрена патока.*

*Предложена технология высокоосахаренной патоки из нетрадиционного сырья – фуражного зерна пшеницы.*

**Ключевые слова:** *гидролизат, вещества жира-белкового комплекса, ферментативное разжижение, флокулянт, высокоосахаренная патока.*

Високоцукрена патока займає важливе місце в асортименті крохмалепродуктів і знаходить широке застосування в різних галузях харчової промисловості. За традиційною технологією таку патоку виробляють в Україні гідролізом крохмалю, попередньо вилученого із кукурудзи або картоплі, що ускладнює її одержання та підвищує собівартість товарного продукту. Тому є актуальним зниження собівартості цукристих крохмалепродуктів шляхом використання більш дешевої крохмалевмісної сировини, а також удосконалення способів їх одержання з використанням сучасних ферментних препаратів, флокулянтів та сорбентів.

У зв'язку з цим для України важливе розроблення вітчизняних технологій крохмалепродуктів із пшениці шостого класу та іншої крохмалевмісної сировини, яку раніше не використовували у галузі.

В даній роботі запропоновано одержання високоцукреної патоки із

фуражного зерна пшениці шляхом ферментативного гідролізу крохмалю та з використанням високоефективних комбінованих способів очищення гідролізату і сиропу від домішок.

Технологія одержання рідких цукропродуктів із пшениці визначається хімічним складом самої сировини і в значній мірі залежить від таких процесів, як підготовка сировини до ферментативного гідролізу, розріджування крохмалю, а також зцукрювання, фільтрування та очищення гідролізату.

Крохмальні гідролізати одержували ферментативним гідролізом крохмалю зерна пшениці шостого класу без його попереднього видалення. Для приготування суспензії використовували подрібнене зерно пшениці, з якого попередньо видаляли основну частину оболонки та зародка.

Ефективність процесу розріджування пшеничної суспензії залежить в першу чергу від її концентрації, марки та дози ферментного препарату. В роботі показано (рис. 1), що у разі використання термостабільної  $\alpha$ -амілази Distizym VA-T Special для розріджування пшеничної суспензії до досягнення заданої величини глюкозного еквівалента (ГЕ) 19...20 % її оптимальна концентрація складає 25 %. Суспензії вищої концентрації розріджуються значно повільніше, мають більш високу в'язкість, гранули крохмалю в них менш доступні до дії ферменту. Суспензії з низькою концентрацією (15 і 20 %) швидко розріджуються, однак потребують підвищених витрат енергії для їх подальшого згущення до сиропу.

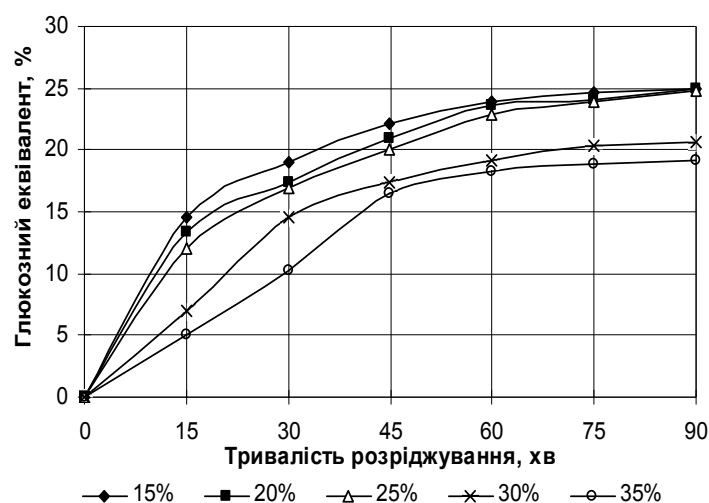


Рис. 1. Кінетика розріджування пшеничної суспензії різних концентрацій

Як видно із рис. 2, за доз ферментного препарату 3 і 4 од. акт./г крохмалю досягається швидке розріджування суспензії (35...40 хв), причому за більш високої дози ферменту скорочення тривалості процесу незначне. За низьких доз ферментного препарату (1 і 2 од. акт./г крохмалю) тривалість процесу розріджування суттєво зростає, підвищуються втрати крохмалю з фільтраційним осадом.

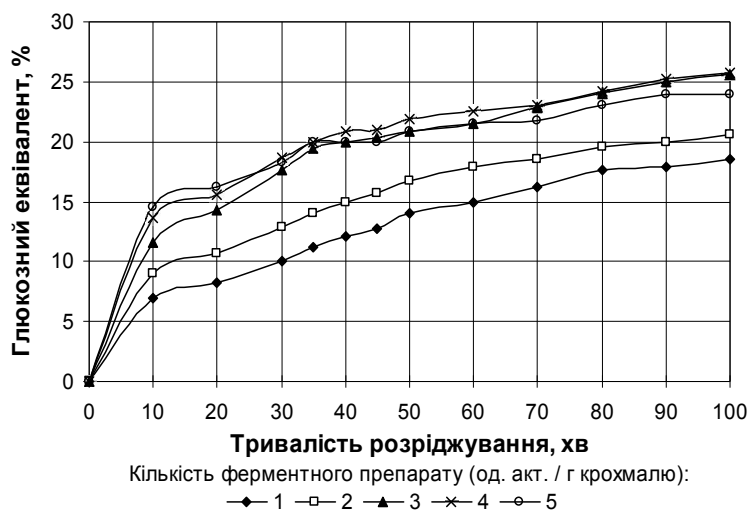


Рис. 2. Залежність глюкозного еквіваленту гідролізату від тривалості розріджування пшеничної суспензії за різної кількості ферментного препарату Distizym BA-T Special

За оптимальної дози ферментного препарату Distizym BA-T Special при значенні ГЕ 19...20 % мінімальний вміст крохмалю в осаді, відділеному при фільтруванні гідролізату, досягається при розріджуванні протягом 40 хв і складає 8...9 % до його вмісту у вихідній пшеничній суспензії. Причиною втрат крохмалю з осадом є неповна клейстеризація частини гранул крохмалю, особливо дрібних за розміром, а також амілозо-ліпідні комплекси, які входять до складу зернових крохмалів і знижують здатність гранул крохмалю до набухання. Це приводить до погіршення фільтрувальної здатності гідролізату, виходу та якості товарного продукту [1–4].

Встановлено, що оброблення гідролізату після розріджування насиченою парою тиском 0,18 МПа з витратами 1,5...2,0 % до маси гідролізату дозволяє додатково клейстеризувати окремі гранули крохмалю та їх залишки, що

підтверджується результатами мікроскопічних досліджень. При цьому втрати крохмалю з фільтраційним осадом знижуються до 5...6 % до його маси у вихідній пшеничній суспензії, процес зцукрювання проходить більш ефективно і досягається вище значення глюкозного еквівалента, ніж у гідролізаті, не обробленому парою. Парове оброблення гідролізату також дозволяє додатково скоагулювати частину білкових речовин і видалити їх при подальшому фільтруванні, підвищити в два рази швидкість фільтрування гідролізату, знизити витрати ферменту на зцукрювання, підвищити якість сиропу.

При одержанні крохмальної патоки безпосередньо із пшениці важливе значення має визначення місця розділення твердої та рідкої фаз гідролізату. Встановлено, що за відділення твердої фази після зцукрювання, порівняно з варіантом відділення твердої фази після розріджування, значно прискорюється швидкість фільтрування (в 2,4 рази) та зменшується вміст крохмалю (в 1,4 і 1,7 рази) у фільтраційному осаді. В той же час в процесі тривалого зцукрювання гідролізату за наявності твердої фази спостерігається перехід частини білків із твердої фази в розчин, утворюється більше пептидів і амінокислот внаслідок розкладання частини білків, що суттєво погіршує якість сиропу.

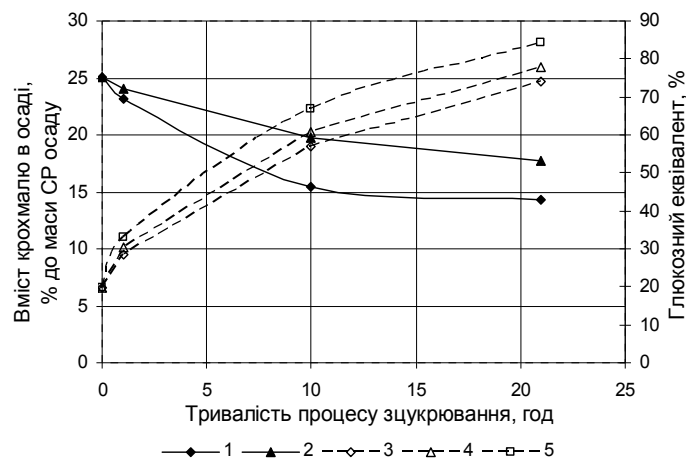


Рис. 3. Графік залежностей вмісту крохмалю в осаді (криві 1, 2) та глюкозного еквіваленту гідролізату (криві 3, 4, 5) від тривалості зцукрювання гідролізатів, фільтрованих після зцукрювання (криві 1, 2, 3, 4) та після розріджування (крива 5) ферментними препаратами: Amilo 300 (криві 2, 4, 5) та Glukamyl (криві 1, 3)

Механічне фільтрування гідролізату після розріджування дозволяє знизити вміст білка в гідролізаті (з 3,32 до 1,58 % до маси СР гідролізату) і забарвленість фільтрату (з 59,18 до 36,17 од. опт. густ.), досягти більш високого значення ГЕ за один і той же час зцукрювання (рис. 3).

У зв'язку з викладеним тверду фазу гідролізату доцільно відділяти після розріджування пшеничної суспензії. Одержаний гідролізат містить значну кількість нерозчинних і розчинних домішок. Нерозчинні домішки – це денатурований білок, клітковина, залишки негідролізованого крохмалю та жирові частки (у зв'язаному та вільному станах). Розчинні домішки представлені барвними та азотистими речовинами, солями заліза тощо. Масова частка жиру гідролізату становила – 0,4...0,7 %, загальний вміст білку – 1,2...1,6 % (до маси СР).

Очищення одержаного гідролізату від нерозчинних домішок проводили фільтруванням під тиском ( $P=0,2$  МПа) при температурі 85...90 °С через поліпропіленову тканину 12В12-КТ з попередньо намитим шаром кізельгуру.

Для покращення процесу очищення гідролізату від завислих домішок вивчалась можливість додавання до нього коагулянта (основного сульфату алюмінію), катіонних та аніонних флокулянтів, природних дисперсних мінералів та їх комбінацій. Слід зазначити, що в літературі практично відсутня інформація щодо використання таких мінералів і флокулянтів для очищення напівпродуктів крохмале-патокового виробництва. Критеріями щодо вибору найбільш оптимального з них були забарвленість та каламутність фільтрату, вміст білка та жиру у фільтраті, середня швидкість фільтрування.

Результати досліджень ефективності дії коагулянта та флокулянтів показали, що найефективнішим з них є аніонний флокулянт Магнофлок ЛТ 27, який підвищує швидкість фільтрування в 2,2 рази, на 29 % знижує каламутність фільтрату, а також додатково на 14 % знебарвлює гідролізат (табл. 1).

Оптимальна доза флокулянта становить 0,002...0,0025 % до маси СР гідролізату. Такі результати пояснюються переважаючою кількістю позитивно заряджених частинок гідролізату ( $\xi$ -потенціал частинок гідролізату відповідно

30...50 мВ для позитивно заряджених частинок і 10...15 мВ для частинок, що мали негативний заряд) [5]. Механізм такої дії флокулянтів зводиться не тільки до нейтралізації заряду, а й до формування містків полімеру між окремими частинками твердої фази внаслідок закріплення молекулярних ланцюгів на поверхні частинок. При додаванні флокулянта відбувається агрегація частинок, питомий опір осадів при цьому зменшується у 2 рази, а швидкість фільтрування відповідно зростає.

*Таблиця 1*

**Результати порівняльних досліджень ефективності дії полімерів за основними технологічними показниками фільтрування гідролізату**

Марка флокулянта (назва коагулянта)	Середня швидкість фільтрування гідролізату · 10 <sup>-5</sup> , м <sup>3</sup> /(м <sup>2</sup> ·с)	Каламутність фільтрованого гідролізату, од. опт. густ. (λ=280 нм)	Забарвленість фільтрованого гідролізату, од. опт. густ. (λ=280 нм)
Контрольний дослід (без додавання полімеру)	2,74	21,45	37,00
Магнофлок LT 27	5,92	15,32	31,75
Праєстол 2540 TR	4,71	16,96	33,56
Праєстол 650 TR	3,51	17,71	33,19
Праєстол 851 TR	3,45	17,78	34,35
Магнофлок AN-934	3,61	17,47	32,96
Основний сульфат алюмінію	3,43	17,62	34,01

Встановлено, що додавання до гідролізату після розріджування ряду дисперсних мінералів (глауконіт, сапоніт, клиноптіоліт, палигорскіт, черкаський та іллінський бентоніти) приводить до покращення технологічних показників отриманих гідролізатів, найбільш ефективними з них є бентоніти. При їх використанні ефект знебарвлення гідролізату складає 25...29 %, а ефект видалення завислих домішок досягає 40 %. При цьому більш мономінеральний іллінський бентоніт (біля 90 % монтморилоніту) є ефективнішим у порівнянні з черкаським (табл. 2).

**Дані порівняльних досліджень ефективності очищення гідролізатів при використанні дисперсних мінералів**

Назва сорбенту, що додавався до гідролізату	Середня швидкість фільтрування гідролізату $\cdot 10^{-5}$ , $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$	Каламутність, фільтрованого гідролізату, од. опт. густ. ( $\lambda=280$ нм)	Забарвленість фільтрованого гідролізату, од. опт. густ. ( $\lambda=280$ нм)
Контроль (без додавання сорбенту)	2,74	21,45	37,00
Глауконіт	2,73	14,40	30,35
Сапоніт	-	16,21	31,58
Кліноптиоліт	-	16,34	32,00
Палигорскіт	3,18	14,46	28,55
Бентоніти: черкаський	2,75	13,71	27,74
іллінський	3,28	12,76	26,32

Запропоновано комбінований спосіб використання флокулянта і природного сорбенту, що додаються до гідролізату послідовно: спочатку іллінський бентоніт в кількості 1,8...2,0 % до маси СР гідролізату і через 20...25 хвилин – флокулянт Магнофлок LT 27 (0,0025 % до маси СР гідролізату). При дотриманні такої послідовності відбувається первинна адсорбція розчинних білків у міжшаровому просторі бентонітів за рахунок іонообмінної адсорбції, тобто обмін гідратованих іонів, що знаходяться у міжшаровому просторі, на позитивно зарядженні частинки білків.

Рідка фаза після очищення гідролізату мала такі технологічні показники: масова частка сухих речовин – 21... 23 %; глюкозний еквівалент – 18 ...22 % (до маси сухих речовин); масова частка жиру – 0,2...0,3 % (до маси сухих речовин); загальний вміст білка – 0,4 – 0,45 % (до маси сухих речовин).

Пшеничний гідролізат після зцукрювання містить ряд розчинних речовин (білок, амінокислоти, забарвлені речовини), частина з яких надає розчину забарвлення. Запропоновано спосіб комбінованого очищення сиропу від

барвних речовин з використанням активного вугілля і палигорскіту, що забезпечує зниження забарвленості сиропу, більш повне видалення білка. Найменшою забарвленістю характеризується густий сироп, для якого використовувався спосіб з очищенням рідкого сиропу всією кількістю активного вугілля та наступним додатковим очищенням густого сиропу палигорскітом (табл. 3).

Таблиця 3

**Дані досліджень забарвленості сиропів за різних способів їх очищення сорбентами, од. опт. густ.**

Варіанти способів адсорбційного очищення	Вихідний гідролізат після зцукрювання (рідкий сироп)	Рідкий сироп після очищення	Густий сироп після очищення і контрольного фільтрування
20 % дози активного вугілля додавали у рідкий сироп і решта 80 % – в густий сироп (традиційна схема очищення)	24,3	16,3	9,8
Всю дозу активного вугілля додавали у рідкий сироп	24,3	6,2	7,8
Всю дозу активного вугілля додавали у густий сироп	24,3	-	15,1
Дози палигорскіту і активного вугілля додавали до рідкого сиропу:			
а) роздільне введення;	24,3	5,4	6,5
б) разом у вигляді суміші палигорскіту та вугілля	24,3	7,9	9,4
Дози палигорскіту і активного вугілля додавали відповідно у рідкий і густий сиропи	24,3	17,2	12,3
Дози активного вугілля і палигорскіту додавали відповідно у рідкий і густий сиропи	24,3	6,2	5,1

Високу ефективність пропонованого комбінованого способу адсорбційного очищення можна пояснити тим, що вуглецевий сорбент (активне вугілля) і природний сорбент (палигорскіт) мають різну селективну дію відносно розчинних нецукрів (барвні речовини, білки, жири). Так, активне вугілля є гідрофобним адсорбентом і адсорбує нецукри як аніонного, так і катіонного походження, а палигорскіт має вибіркову здатність до адсорбції нецукрів катіонного типу та гідрофільних речовин, здатних до утворення водневих зв'язків. При введенні палигорскіту у рідкий сироп після його



очищення активним вугіллям зменшується адсорбційне навантаження на мінерал і його ефективність використання значно зростає. Поєднання цих сорбентів забезпечує отримання густого сиропу найменшою забарвленістю.

Отримання патоки із заданим вмістом цукрів забезпечується відповідним технологічним режимом та використанням різних марок ферментних препаратів на стадії зцукрювання гідролізату.

Встановлено, що за використання сучасних ферментних препаратів Amilo 300 (фірми Novo Nordisk) та Distizym AG (фірми Erbsloeh) для зцукрювання гідролізату їх оптимальна доза становить 2,0...2,5 од. акт./ г крохмалю. Подальше збільшення дози до 3,0 од. акт./ г крохмалю не веде до суттєвого збільшення ГЕ гідролізату, а за дози більше 3,5 од. акт./ г крохмалю зростає швидкість реакції реверсії (ресинтезу) глюкози у ізомальтозу та інші 1,6 – олігосахариди, що погіршує якість сиропу. З досліджуваних ферментних препаратів дещо вище значення ГЕ досягається при застосуванні глюкоамілази Amilo 300, яка має більш низьку трансглюкозидну активність, що забезпечує більш високий вихід глюкози. У зв'язку із значною вартістю глюкоамілази рекомендовано проводити процес зцукрювання за доз ферментного препарату, нижчих від оптимальних величин (1,5...2,0 од. акт. /г крохмалю). При цьому тривалість процесу становить 9...11 год.

На основі виконаних досліджень, розроблених способів проведення окремих процесів одержання гідролізату та його очищення від домішок запропоновано апаратурно-технологічну схему одержання високозцукреної патоки із пшениці (рис. 4). Згідно цієї схеми зерно пшениці, після попереднього очищення від домішок, піддають гідротермічному обробленню за методом холодного кондиціювання. Для цього зерно надходить у зволожуючий апарат (1), де його зволожують до 16 % перемішують за допомогою шнека (2) і потім витримують в бункері (3) протягом 8 годин. Перед подрібненням зерно дозволюють в апараті на 0,3...0,5 % і перемішують за допомогою шнека (5). Після цього зерно зважують на автоматичних вагах (6) і направляють на подрібнення на вальцевий станок (7).

Подрібнене зерно пшениці фракцій менше 1000 мкм подають у збірник-мішалку (9), де при додаванні питної води готується суспензія концентрацією 25 %. Пшеничну суспензію перекачують у збірник-змішувач (12), куди додається розчин HCl для доведення рН до 5,5...6,0 і розчин термостабільної  $\alpha$ -амілази в кількості 3 од. акт./г крохмалю та подають у реактор для розріджування крохмалю (13), де відбувається гідроліз крохмалю до досягнення GE гідролізату 18...20 %. Стала температура суспензії впродовж гідролізу підтримується підводом пари через барботер або підводом пари у сорочку апарату. По закінченню розріджування суспензію подають в пароконденсаційний пристрій (14) для оброблення паром з наступним надходженням у випарник (15). У випарнику внаслідок різкого зменшення тиску суспензія охолоджується до температури 85...90 °С.

Після випарника гідролізат надходить у збірник з перемішувачем (16), куди додається розчин соляної кислоти для доведення його рН до 4,75 та мінеральний сорбент (іллінський бентоніт в кількості 1,6...1,8 % до маси СР гідролізату) і суспензія витримується 20...25 хв за температури 85...90 °С. Суміш гідролізат-бентоніт подається у контактний збірник (17) перед фільтр-пресами (18), куди додається аніонний поліакріламідний флокулянт (Магнофлок LT 27 в кількості 0,002 % до маси СР гідролізату) та витримується при перемішуванні в ламінарному режимі протягом 5 хв за тієї ж температури (85...90 °С). Після фільтрування на автоматизованих фільтр-пресах (18) фільтрат подається на охолодження у теплообмінник (21) та далі у збірник фільтрату після розріджування (22), де його рН доводиться розчином соляної кислоти до оптимальної величини (4,5) для зцукрюючого ферментного препарату та насосом подається у колону реакторів-зцукрювачів (23). Гідролізат після зцукрювання для інактивації зцукрюючого ферментного препарату і подальшого очищення нагрівають в теплообміннику (25) та подають у збірник-мішалку (26). В цей же збірник додають суспензію активованого вугілля із збірника (31) та витримують 25..30 хв.

Отриману сиропно-вугільну суспензію неперервно відкачують із збірника

(26) на патроний фільтр (30) для фільтрування. На патрони з тканиною попередньо наноситься шар кізельгуру, із збірника (19). Сироп проходить через фільтрувальну перегородку, а відпрацьоване вугілля затримується на тканині та шарі кізельгуру. По досягненню товщини шару 20...30 мм подачу сиропу припиняють. Сироп, який знаходиться в апараті разом із відпрацьованим активованим вугіллем направляють у збірник (17) перед механічним фільтруванням на фільтр-пресі (18).

Фільтрат направляють у збірник (32) і далі на випарну установку (34). Після попереднього згущення сироп направляють у збірник (33), куди для додаткового адсорбційного очищення, додається природний сорбент палигорскіт у вигляді суспензії. Суміш витримується 15...20 хв і подається для контрольного фільтрування на фільтр-прес з фільтроперлітом (36). Після фільтр-преса сироп подають на вакуум-апарат (39), де дозгущують до СР 74...78 %.

Готовий продукт (патоку) згущену до СР 74...78% направляють у ваги-холодильник (41) на охолодження, а звідти шестерневим насосом в збірники патоки для зберігання.

**Висновок.** Розроблено технологію високозцукреної патоки із пшениці, яка за рахунок нижчих капітальних витрат (не потребує цеху сирого крохмалю) та цін на сировину (використовується дешеве фуражне зерно) може широко впроваджуватись у промисловість.

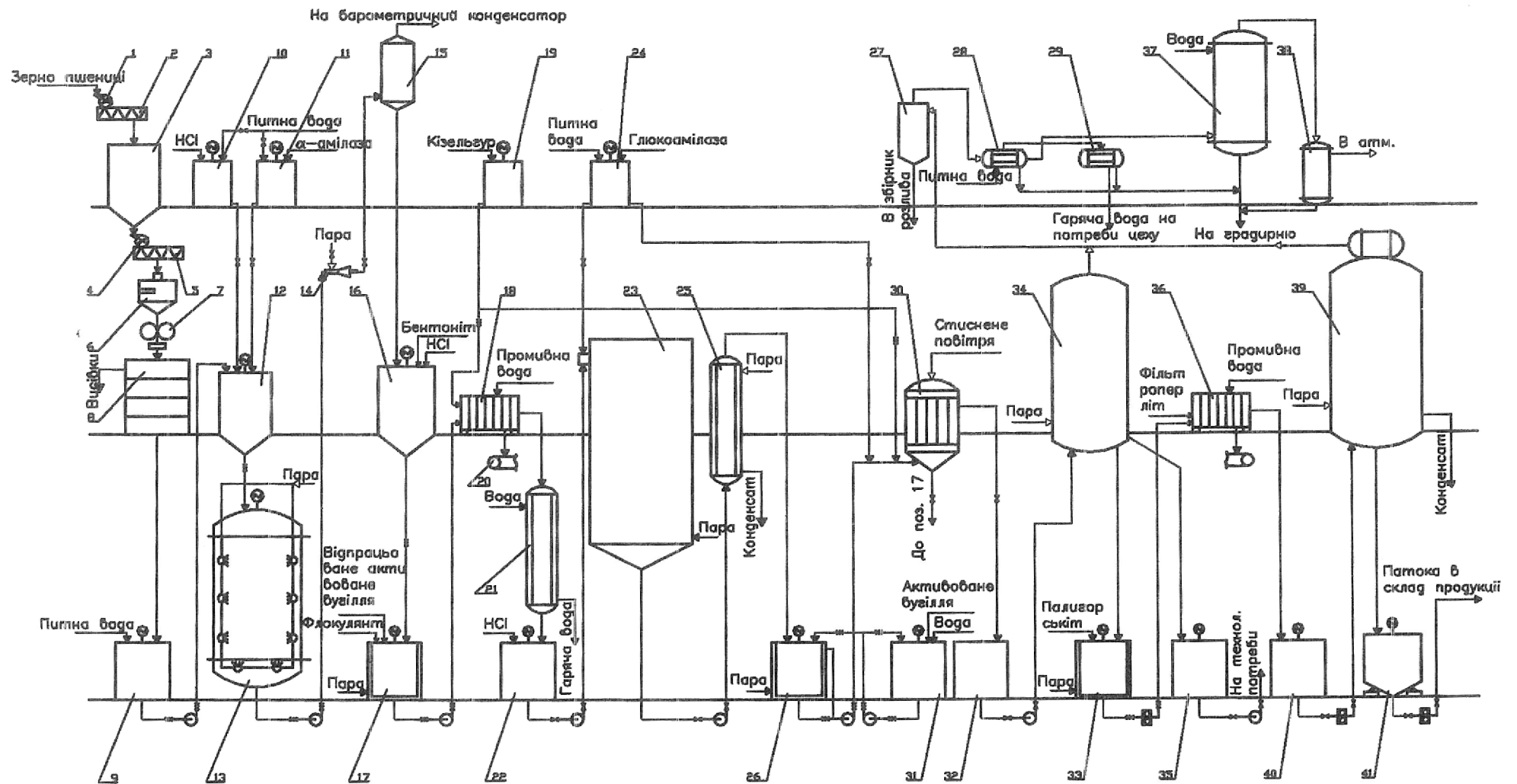


Рис. 6. Апаратурно-технологічна схема одержання високоцукреної патоки із пшениці

- 1, 4 – зволожувач; 2, 5 – змішувач шнек; 3 – бункер; 6 – автоматичні ваги; 7 – вальцевий станок; 8 – сита; 9 – збірник підготовки суспензії подрібненої пшениці; 10 – збірник розчину НСІ; 11 – збірник розчину термостабільної α-амілази; 12, 16 – збірник-змішувач; 13 – реактор для розріджування; 14 – пароконденсаційний пристрій; 15 – випарник; 17 – збірник флокуляційного очищення; 18, 36 – фільтр-прес; 19 – збірник суспензії кізелюва; 20 – стрічковий конвеєр; 21, 25 – теплообмінник; 22 – збірник фільтрату після розріджування; 23 – реактор цукрування; 24 – збірник розчину цукруючого ферменту; 26 – збірник адсорбційного очищення; 27, 38 – ловушка; 28, 29 – конденсатор пари; 30 – патронний фільтр; 31 – збірник суспензії активованого бугілля; 32 – збірник гідролізату перед концентруванням; 33 – контактний збірник сиропу; 34 – випарна установка; 35 – збірник конденсату; 37 – конденсатор барометричний; 39 – вакуум-апарат; 40 – збірник сиропу після контрольового фільтрування; 41 – ваги-холодильник

## **ЛІТЕРАТУРА**

1. *Whister R.L., Be Miller J.N.: and Pashall E.F.* Starch chemistry and technology. – 2 nd Ed. – New York: Academic Press. – 1984. – 718 p.
2. *Scheierbaum F., and Kettlitz B.* Studies on rye starch properties and modification. The viscograph pasting characteristics of Studies on rye starches // *Starch / Stärke.* – 1994. – Vol. 46. – P. 2–8.
3. *Svenson E.* Crystalline properties of starch. – S widen: Lund University, 1996.
4. *Колпакова В.В., Крикунова Л.Н., Дубовицкий Ю.Е.* Дифференцированные фракции переработки зерна пшеницы на спирт – новый источник пищевого белка // *Хранение и переработка сельхозсырья.* – 2001. – №6. – С. 41–45.
5. *Башта А.О., Манк В.В., Лагода В.А.* Изоелектрофоретичне фокусування розділення крохмального гідролізату з пшениці / *Харчова промисловість.* – 2007. № 5. – С. 13 – 15

*Одержана редколегією 17.10.07 р.*