

Ю.І. Сидоров, Т.О. Дрога, Р.Й. Влязло  
Національний університет “Львівська політехніка”,  
кафедра технології біологічно активних сполук, фармації та біотехнології

## РОЗРАХУНКОВІ МОДЕЛІ ВИРОБНИЦТВА ГЕКСОЗ З ДЕРЕВИНИ КИСЛОТНИМ І ЕНЗИМАТИЧНИМ СПОСОБАМИ ТА ЇХ ПОРІВНЯННЯ

© Сидоров Ю.І., Дрога Т.О., Влязло Р.Й., 2005

**З метою порівняння техніко-економічних показників і вибору для подальшої реалізації розроблені дві моделі виробництва 50 %-х концентратів гексоз з соснових ошурків методами кислотного і ензиматичного гідролізу потужністю по 10000 тонн/рік. Показано, що вартість капітальних вкладень за першим способом становить 23000 тис. грн., а за другим – 154000 тис. грн. Для досягнення терміну окупності 5,7 років відпускна ціна концентрату, який виробляється за першим способом, повинна становити 2,59 тис. грн./тонна, а концентрату, одержаного за другим способом, – 10,5 тис. грн.**

**With the purpose of comparison of technical and economic parameters and choice for the further realization two models of manufacture of 50%-s' concentrates hexozes from wood by methods acid and hydrolysis enzymatic by capacity till 10000 tons / years are developed. It is shown, that cost of a capital investment on the first way makes 23000 th. grn, and to second – 154000 th. grn. For achievement of term the refund 5,7 years the transfer price of a concentrate made by the first way, should make 2,59 th. grn/ton, and concentrate received by the second way, – 10,5 th. grn.**

**Постановка проблеми.** На початку 90-х років ХХ ст. у Сполучених Штатах Америки несподівано почався бум виробництва молочної кислоти мікробіологічним способом, і за 10 років виробництво цієї кислоти досягло рівня 60 тис. тонн/рік, що до інтенсифікації дорівнювало світовому виробництву цього продукту.

Молочну кислоту обмежено використовують у харчовій, фармацевтичній і легкій промисловості, але зараз у США її почали використовувати для виробництва акрилової кислоти та її естерів для подальшого виробництва реакційних полімерів, тобто пластичних мас. Звичайно акрилову кислоту одержують різноманітними хімічними способами, але найпростішим є спосіб одержання кислоти дегідратацією молочної кислоти [1]. Цей спосіб є більш рентабельним порівняно з іншими, але за умови наявності дешевої молочної кислоти. Цю кислоту можна одержувати у будь-якій кількості мікробіологічним способом з гексоз, які, в свою чергу, можна одержувати з відходів деревини.

Така схема виробництва пластичних мас може бути привабливою і для України, в якій накопичується до мільйона тонн різноманітних целюлозовмісних відходів рослинного походження (обрізки фруктових дерев, стебла хмелю, буяковий жом, відходи деревообробної промисловості тощо).

Але виникає проблема, яка досі не має чіткого вирішення в аспекті економічної доцільності: яким чином здійснювати гідроліз деревини, оскільки цей процес можна проводити традиційним кислотним способом і більш сучасним ензиматичним. Світова практика показує, що в США ензиматичний гідроліз, попри всіх переваг, не набув широкого розповсюдження. У той самий час у Росії цей спосіб гідролізу (завдяки практичним роботам Інституту біології Комі наукового центру Уральського відділення Академії наук Росії), активно впроваджується, розроблена і пропонується для реалізації спеціальна апаратура для проведення ферментативного гідролізу.

**Мета досліджень.** Розробка двох моделей виробництв 50 %-х концентратів гексоз за кислотним і ензиматичним безперервними способами гідролізу деревини потужністю 10000 тонн на

рік при ресурсі робочого часу 330 діб/рік. Ми вважаємо, що результати проектних досліджень будуть цікавими як для подальших розрахунків одержання молочної кислоти, так і для виробників кормових дріжджів і етанолу, технології виробництва яких ґрунтуються на використанні гідролізаців рослинної сировини.

**Аналіз досліджень і публікацій.** Методи кислотного гідролізу розроблені і реалізовані понад 100 років тому. Вони достатньо вивчені, існує світова глибока наукова база для оптимального проведення промислових процесів, є також бази для виготовлення гідроліз-апаратів та іншого супутнього обладнання. Процеси гідролізу відбуваються досить швидко (5–6 год). До недоліків кислотних процесів треба віднести, перш за все, високі температури (до 200 °С), що вимагає великих енергетичних витрат. За високих температур спостерігається глибоке руйнування полісахаридів, що приводить до появи в товарних гексозах або пентозах метанолу, фурфуролу, оцтової кислоти та інших компонентів, небажаних з погляду подальшої переробки цукрових концентратів, отже, потрібне глибоке очищення гідролізаців від вказаних домішок (обробка гідролізаців вапном, видалення летких речовин з парою, аерування тощо). Для створення моделі кислотного гідролізу використані відомості, опубліковані у [2, 3].

З появою спочатку лабораторних, а потім напівпромислових і промислових процесів гідролізу за участю чистих ферментів або їх концентратів, які гідролізують целюлозу за температури всього лише 40...60 °С, суттєво вирішуються проблеми енергозбереження. Оскільки селективність ферментативних процесів наближається до 100 %, вирішується проблема уникнення появи у ферментолізатах небажаних і шкідливих домішок. У той самий час процеси ферментативного гідролізу є досить повільні і залежать від активності застосованих ферментів й фізичного стану деревинної сировини, перш за все від ступеня подрібнення. Якщо не застосовувати чисті ферменти, а нативні розчини, що містять ці ферменти, то ферментолізати містять речовини, які надходять разом з нативним розчином, наприклад, різноманітні інгібітори. Остання проблема не є вирішальною, оскільки з літературних джерел відомо, що для подальшого бродіння цукрових розчинів вказані компоненти не відіграють суттєвої ролі. Основи ферментативного гідролізу описані в монографіях [4, 5].

Для конкретного створення моделі ферментативного гідролізу використані патенти [6–8]. Суть технології полягає у синтезі целюлітичного фермента з подальшою обробкою уволожнених соснових ошурків одержаним нативним розчином, що містить фермент, за температури 50 °С, фільтруванням суспензії і упарюванням гексозовмісного розчину. Для розрахунків використовували відомості по динаміці процесу, викладені в [9]. Для розрахунків матеріальних балансів вважали, що вміст целюлоз і геміцелюлоз, які підлягають конвертуванню в гексози, в абсолютно сухій сосновій деревині дорівнює 59,3 мас. %, а ступінь конверсії – 80 %.

**Короткий опис розрахункових моделей і порівняння їх техніко-економічних показників.** На рис. 1 зображено блок-схему виробництва концентрату гексоз методом кислотного гідролізу.

Соснові ошурки почергово транспортером подають у два гідроліз-апарати (блок 2). Одночасно з сировиною в гідроліз-апарат подають розведену сульфатну кислоту, яку готують у блоці 1. Після завантаження сировини герметично закривають верхню кришку гідроліз-апарата. У реактор подають насичену водяну пару під тиском 1,5 МПа. Вміст апарата прогрівається до 160 °С.

Для проведення процесу перколяції у блоці 3 готують варильну кислоту. Кислоту попередньо нагрівають у системі теплообмінників-рекуператорів до 123 °С, а потім у спеціальній трубчастій пічці до 190 °С і безперервним потоком протягом 2,4 год подають на перколяцію. Одночасно з подачею варочної кислоти з гідроліз-апарата виводять перегрітий гідролізат. Потім в апарат подають промивну воду, після чого лігніновмісний залишок вивантажують.

Гідролізат спрямовують для охолодження і упарювання в систему трьох послідовно з'єднаних трубчастих випарних апаратів (блок 4). Кінцева температура охолодженого гідролізату 105 °С, який надходить у буферну ємність (5). Екстра-пара, утворену в процесі охолодження гідролізату, спрямовують у систему рекуператорів, а потім конденсат дренують у каналізацію.

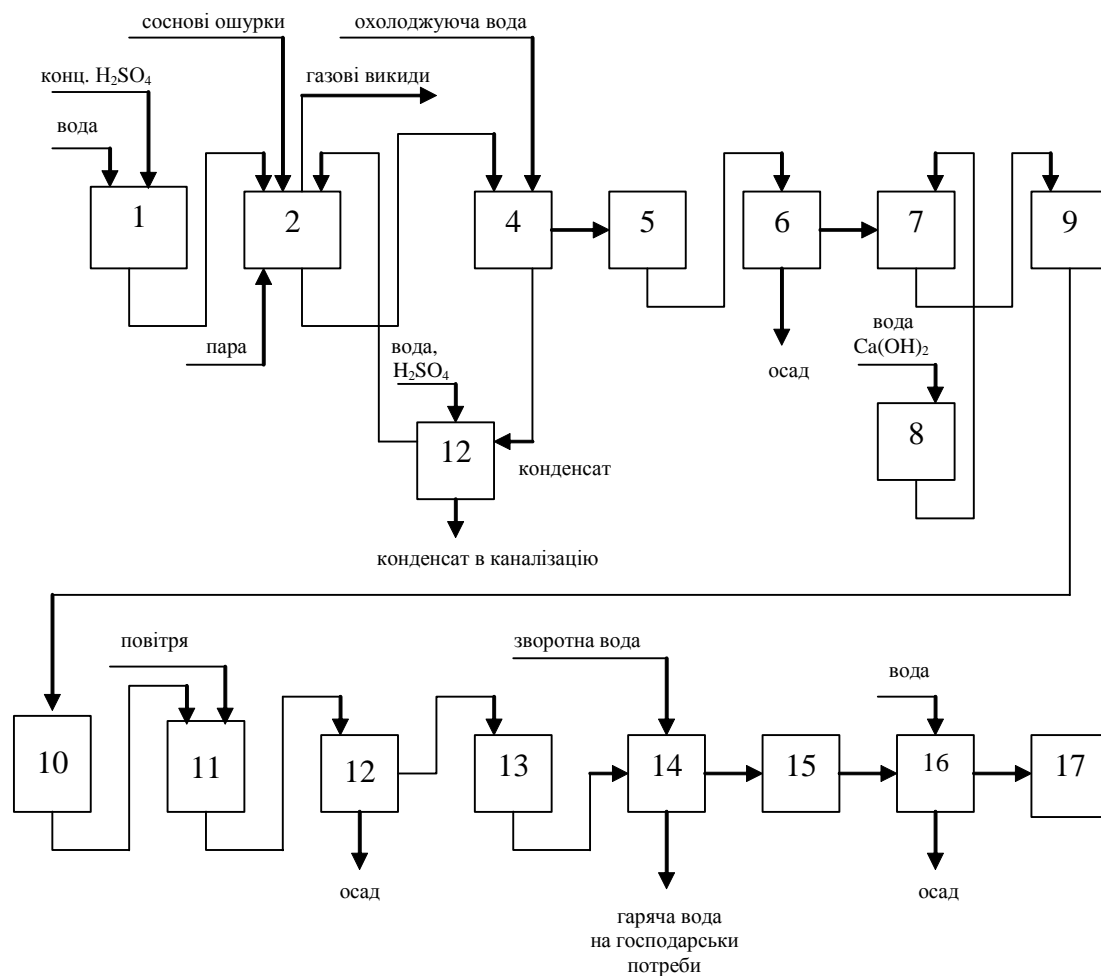


Рис. 1. Блок-схема виробництва гексоз методом кислотного гідролізу

Процес гідролізу протягом 8 год продовжується в інверторах (блок 6). У нейтралізаторі 7 кислий інвертований гідролізат обробляють вапняним молочком, яке готують на блоці 8, відстоюють у відстійнику 9, збирають у буфер 10, з якого освітлений нейтральний гідролізат надходить на блок аерування 11, потім на друге відстоювання у відстійнику 12. Аерований очищений гідролізат надходить на упарювання (блок 14), концентрат – на безперервне фільтрування (блок 16), і, нарешті, у приймальний резервуар 17.

На основі проведених технологічних розрахунків була обрана апаратура і розроблена повна технологічна схема процесу. Всього в процесі задіяно 52 одиниці обладнання, в тому числі 2 гідролізатора, 12 хімічних реакторів-змішувачів, одна газова піч-трубчатка для одержання пари під високим тиском, 4 трубчастих випарних апарата, 7 одиниць теплообмінної апаратури, 10 насосів тощо.

Вказане обладнання скомпоноване у комплексі виробничих будівель, спряжених впритул (рис. 2). Блок-схему виробництва концентрату гексоз ензиматичним методом подано на рис. 3. На лабораторній стадії вирощування посівного матеріалу і стадії інокуляції технологія передбачає такі етапи (блок 1):

- вирощування культури продуцентів (штами *Trichoderma viride* Б7 та Р3/10) на скошеному агаризованому середовищі Роулена–Тома протягом 5–6 діб;
- культивування в колбах Ерленмеєра в умовах аерації на кругових качалках, що обертаються зі швидкістю 200–220 об/с протягом 144–192 год при 28–30 °С;
- активація на качалках;
- вирощування посівного матеріалу в інокуляторах першого, другого і третього ступенях інокуляції;

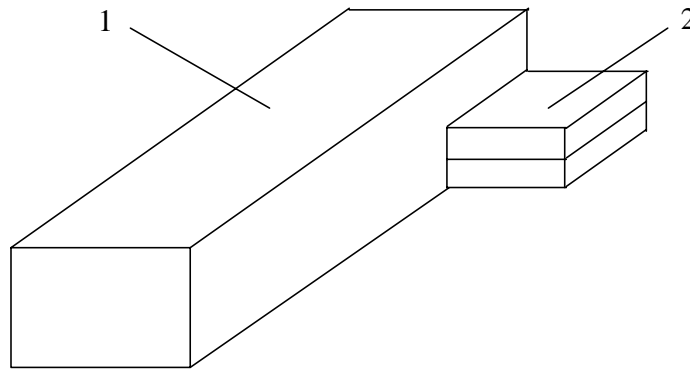


Рис. 2. Схема виробничих будівель для виробництва концентрату гексоз кислотним способом:  
 1 – однопрогінна одноповерхова будівля, в якій відбувається процес гідролізу та обробка гідролізату, в ній розташовані венткамера, склад сухої сировини (висота колон 16,2 м, прогін 24 м, довжина будівлі 48 м, крок колон 6 м); 2 – двоповерхова будівля, в якій розташовані адміністративні та побутові приміщення (висота поверху 3 м, сітка колон 6×9, прогін 18 м, довжина будівлі 18 м)

У реакторі-змішувачі (поз. 2) за 40 °С готують поживне середовище, яке містить пшеничні висівки, паперовий порошок, солодові паростки, фосфат калію, сульфат магнію, амоній хлористий і воду [10]. Стерилізацію проводять, використовуючи лінію безперервної стерилізації УНС-20 (поз. 3). Культивування продуценту за температури 27...29 °С проводять в блоці ферментерів (поз. 4) протягом 9 діб, при цьому повний цикл ферментації разом з додатковим часом триває 230 годин. Для регулювання рН передбачається сателіт 5 з розчином їдкого натрію. Блок ферментації складається з 20 апаратів аерліфтного типу об'ємом по 100 м<sup>3</sup> кожний. Організація роботи блока – з почерговим завантаженням; отже, кожен 11,5 годин одержують партію культуральної рідини, що містить целюлолітичний фермент, об'ємом 76,3 м<sup>3</sup>, яку спрямовують у буферну ємність (поз. 6).

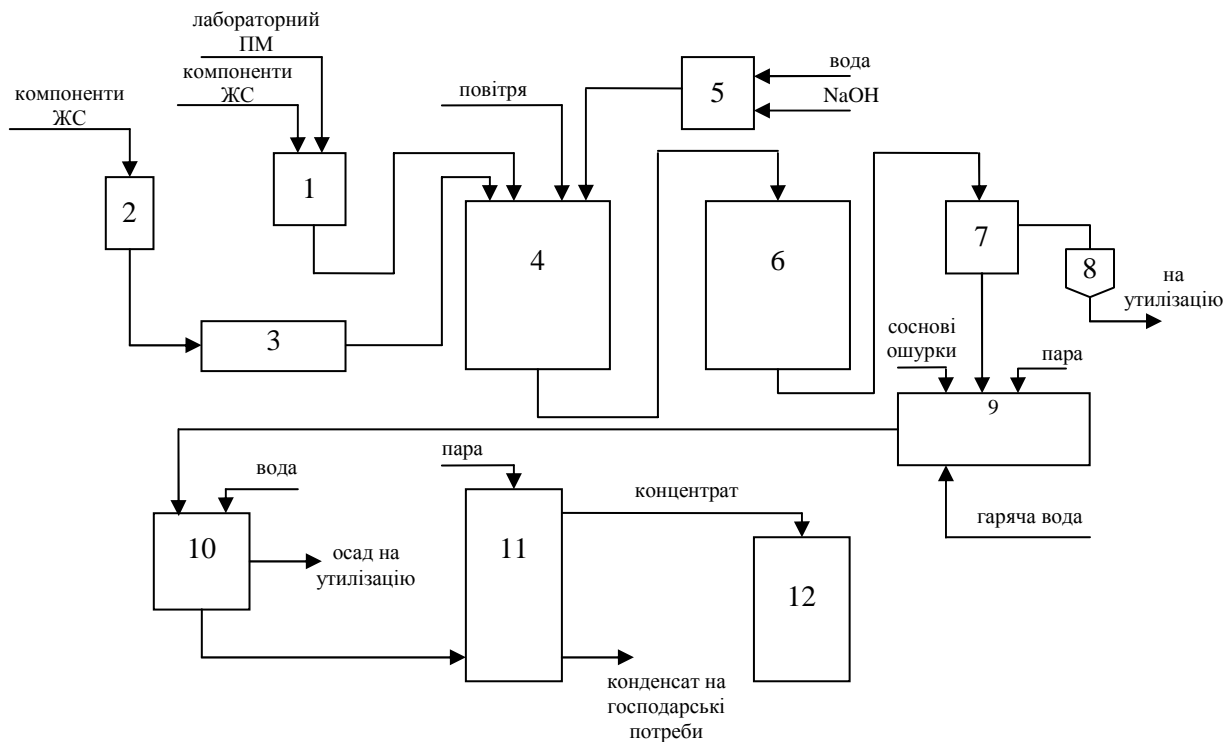


Рис. 3. Блок-схема виробництва концентрату гексозензиматичним способом

Культуральну рідину фільтрують, використовуючи барабанний вакуум-фільтр (поз. 7). Осад безперервно вивантажують у бункер 8, звідки його спрямовують у відділення утилізації. Одержаний нативний розчин, що містить целюлазу, спрямовують у гідроліз-апарат (поз. 9). Апарат є масштабованою копією апарата за патентом [8], при цьому внутрішній діаметр робочої зони апарата становить 3 м, зовнішній діаметр – 5 м, довжина – 21 м. За суттю він являє собою подвійний коаксіальний циліндр, при цьому у зовнішній камері ошурки стерилізуються гострою парою і зволожуються, змішуються з нативним розчином. Пастоподібна маса, яка має температуру 60 °С, протягом доби за допомогою шнека просувається у протилежному напрямі через простір нижнього циліндра. За цей час, який обраний після аналізу динаміки процесу, описаної в [9], під дією фермента целюлоза деревини гідролізується з утворенням гексоз. Для забезпечення необхідної продуктивності установки встановлено 20 паралельно діючих ферментолізаторів.

Прогідролізовану суміш фільтрують на барабанному вакуум-фільтрі (поз. 10), фільтрат концентрують у вакуум-випарному трубчастому випарнику (поз. 11) за температури 70 °С, концентрат надходить у приймальну ємність (поз. 12).

Установка споряджена необхідною апаратурою для утилізації тепла гарячих потоків.

Всього в схемі задіяно 88 одиниць основного обладнання 32 найменувань, в тому числі 6 інокуляторів, 20 аерліфтних ферментерів, 4 барабанні вакуум-фільтри, 20 ферментолізаторів, 7 найменувань насосів тощо. Це обладнання скомпоноване у відділенні ферментації продукенту і у відділенні гідролізу.

На рис. 4 і 5 зображено будівельні схеми відділень.

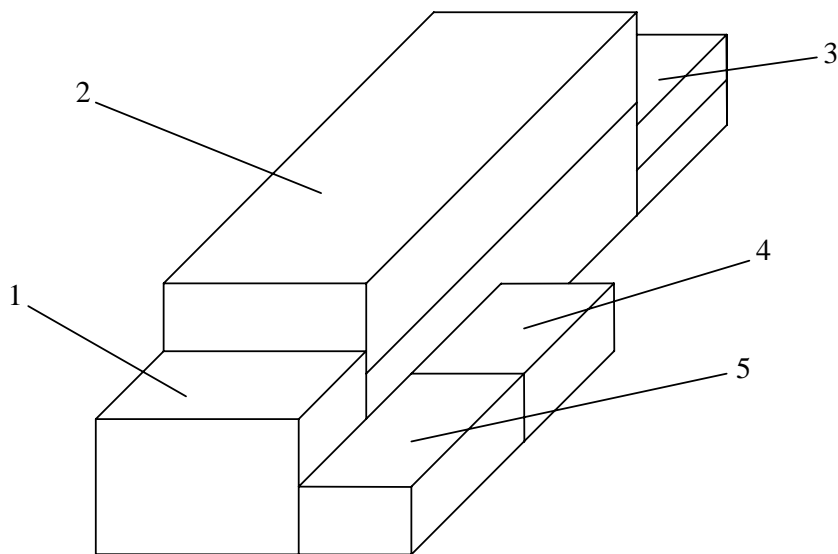


Рис. 4. Будівельна схема відділення ферментації продукенту:

- 1 – однопрогінна одноповерхова будівля, в якій готують поживне середовище для робочої ферментації та проводять його стерилізацію і в якій розташовані венткамера, компресорна і склад сировини (висота – 9 м, прогін – 18 м, довжина будівлі – 18 м); 2 – двоповерхова будівля, в якій розташовані мікробіологічна лабораторія, інокулятори, ферментери, апаратура для стерилізації повітря (висота першого поверху – 8,4 м, другого – 4,8 м, сітка колон бхб м, ширина будівлі 18 м, довжина будівлі 78 м); 3 – однопрогінна двоповерхова будівля, в якій розташовані барабанні вакуум-фільтри, і супутнє обладнання (висота поверху – 3,3 м, сітка колон бхб, ширина будівлі – 18 м, довжина будівлі – 12 м); 4 – однопрогінна одноповерхова будівля, в якій розташовані адміністративні приміщення (висота колон – 3,6 м, прогін – 9 м, довжина будівлі – 30 м); 5 – однопрогінна одноповерхова будівля, в якій розташовані побутові приміщення (висота колон – 3,6 м, прогін – 9 м, довжина будівлі – 30 м)

Розрахунок техніко-економічних показників проводили за умови, що індекс прибутковості при ставці дисконту 10 % для обох моделей буде, приблизно, однаковим (1,2 і 1,21). Внаслідок цього мінімальні рівні рентабельності були різними. Ціни на сировину і обладнання відповідали ринковим за даними Internet за станом на червень-вересень 2004 року.

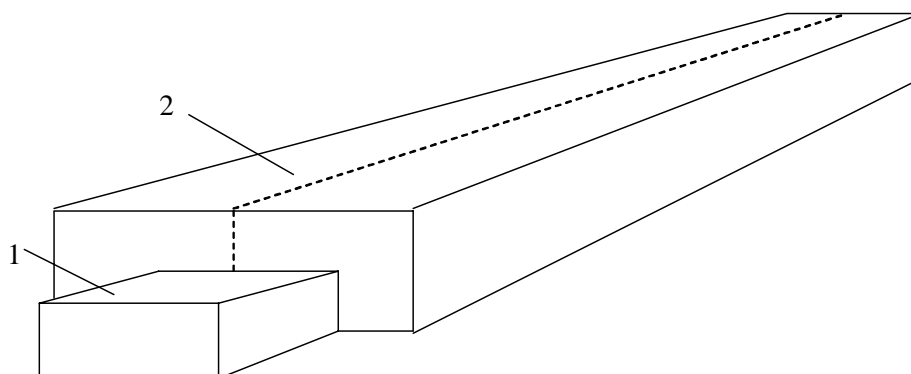


Рис. 5. Будівельна схема гідролізного відділення:

- 1 – однопрогінна двоповерхова будівля, в якій розташовані барабанні вакуум-фільтри і супутнє обладнання (висота поверху – 3,3 м, прогін – 18 м, довжина будівлі – 12 м);  
2 – двопрогінна одноповерхова будівля, в якій розташовані ферментолізатори (висота колон – 10,2 м, прогін – 18 м, довжина будівлі – 120 м)

Як бачимо з таблиці, для досягнення однієї і тієї самої продуктивності капітальні вкладення для другого варіанта в 6,7 разів, а енергетичні витрати – в 3,7 разів більше. Для компенсації цих витрат рівень рентабельності виробництва концентрату гексоз за ензиматичним методом потрібно було збільшити в 2,2 раза, а це привело до збільшення ціни концентрату в 4,05 разів. Великі капітальні витрати для другого варіанта пояснюються, перш за все, великими витратами на обладнання для культивування продуценту і довготривалістю процесу ферментолізу деревини, а отже, високими витратами на придбання і монтаж ферментолізаторів.

#### Техніко-економічні показники розрахункових моделей виробництва концентратів гексоз з соснових ошурків

| № з/п | Показник   | Одиниці вимірювання | Виробництво гексоз за кислотним способом | Виробництво гексоз за ензиматичним способом |
|-------|--|---------------------|--|---|
| 1     | 2  | 3                   | 4  | 5   |
| 1     | Вартість основного обладнання  | тис. грн.           | 9638,33                                  | 66470,38                                    |
| 2     | Вартість обладнання з урахуванням додаткової апаратури, транспортних витрат, монтажних робіт, комунікацій, контрольно-вимірювальної апаратури тощо | тис. грн.           | 21831,96                                 | 150563,4                                    |
| 3     | Вартість будівель  | тис. грн.           | 952,06                                   | 3073,3                                      |
| 4     | Капітальні вкладення   | тис. грн.           | 22784,02                                 | 153636,7                                    |
| 5     | Річна вартість сировини  | тис. грн.           | 774,13                                   | 522,84                                      |
| 6     | Річна вартість енергетичних витрат, в тому числі:  | тис. грн.           | 2438,23                                  | 8944,2                                      |
|       | – електроенергія,  | тис. грн.           | 159,6                                    | 492,2                                       |
|       | – насичена пара,   | тис. грн.           | 374,0                                    | 5610,0                                      |
|       | – зворотна вода,   | тис. грн.           | 1050,0                                   | 2842,0                                      |
|       | – природний газ  | тис. грн.           | 854,63                                   | –   |

| 1  | 2  | 3                      | 4                   | 5                  |
|----|--|------------------------|---------------------|--------------------|
| 7  | Потужність виробництва<br>– у натуральному вираженні<br>– у вартісному вираженні | т<br>тис. грн.         | 10000<br>25900      | 10000<br>75000     |
| 8  | Чисельність працюючих,<br>в тому числі основних робітників                       | осіб<br>осіб           | 49<br>23            | 77<br>63           |
| 9  | Продуктивність праці<br>– на одного робітника<br>– на одного працюючого          | тис. грн.<br>тис. грн. | 1126,09<br>528,57   | 1666,67<br>1363,64 |
| 10 | Середньорічна зарплата<br>– на одного робітника<br>– на одного працюючого        | тис. грн.<br>тис. грн. | 5,64<br>10,17       | 8,09<br>8,95       |
| 11 | Повна собівартість<br>– одиниці продукції<br>– річного випуску продукції         | грн./т<br>тис. грн.    | 1438,31<br>14383,06 | 4165,7<br>41657,04 |
| 12 | Рентабельність   | %                      | 50                  | 110                |
| 13 | Гуртова ціна   | тис. грн./т            | 2,16                | 8,75               |
| 14 | Відпускна ціна з ПДВ   | тис. грн./т            | 2,59                | 10,5               |
| 15 | Валовий прибуток   | тис. грн.              | 6336,94             | 42342,96           |
| 16 | Питомі капітальні вкладення  | тис. грн./т            | 2,28                | 15,36              |
| 17 | Фондовіддача   | грн./грн.              | 1,05                | 0,68               |
| 18 | Термін окупності капітальних вкладень  | роки                   | 5,65                | 5,7                |
| 19 | Точка нульового доходу   | т                      | 4128                | 3710               |
| 20 | Індекс прибутковості   |                        | 1,21                | 1,20               |

Повні відомості про розробку моделей і техніко-економічний аналіз опубліковані в [11].

На наш погляд, знизити витрати на виробництво концентрату гексозензиматичним способом можна такими заходами:

- вилученням з відпрацьованого фільтрату хоча би частки целюлази методом ультрафільтрування і повернення ферментовмісного концентрату в процес гідролізу, що приведе до зменшення масштабу ферментаційного відділення;
- використанням під час ферментолізу дешевших апаратів перколяційного типу, виведення ферментолізату з яких легко суміщається з фільтруванням;
- використанням нових продуцентів більш термостабільних целюлаз.

Вказані заходи, безумовно, потребують нових досліджень і технологічних розробок.

**Висновок.** Порівняння розрахункових моделей виробництва концентрату гексоз з соснової деревини методами кислотного і ензиматичного гідролізу безперечно вказує на користь кислотного. Реалізація ензиматичного способу на практиці можлива за умови проведення нових наукових і технологічних досліджень з метою пошуку менш капіталовмісної технології.

1. Holten C.H. *Lactic acid. Properties and chemistry. Lactic acid and derivatives.* – Weisheim, 1971.
2. Корольков И.И. *Перколяционный гидролиз растительного сырья.* – 2 изд. – М., 1978.
3. Яковлев В.И. *Технология микробиологического синтеза.* – Л.: Химия, 1987. – 272 с.
4. Рабинович М.Л., Болотова А.В., Кондращенко В.И. *Древесина и разрушающие ее грибы.* Кн. I. – М.: Наука, 2002. – 242 с.
5. Болотова А.В., Аскадский А.А., Кондращенко В.И., Рабинович М.Л. *Ферменты, модели, процессы.* Кн. II. – М.: Наука, 2002. – 343 с.
6. А. с. 1491886 СССР. *Способ получения целлюлаз* / Е.С. Морозова, М.Л. Рабинович, А.С. Селиванов и др. // *Открытия. Изобрет.* – 1987. 7. А. с. 1609146 СССР. *Способ получения препаратов целлюлаз* / А.С. Селиванов, А.М. Морозов, М.Л. Рабинович, А.А. Клесов // *Открытия. Изобрет.* – 1989. – 8. А. с. 1620487 СССР. *Аппарат для гидролиза растительного сырья* / А.С. Селиванов, А.М. Морозов, М.Л. Рабинович, А.А. Клесов // *Открытия. Изобрет.* – 1989.
9. Килименчук О.А. *Розробка біотехнології одержання кормового білка на основі нетрадиційної*

рослинної сировини: Автореф. дис. ...канд. хім. наук. – Одеса: Одеська нац. акад. харчових технологій, 2004. – 19 с. 10. Zeliwanov A.C. Apparatus for fermented hydrolysis, fermentation and extraction // *BioTechnica* 2003, 13th International trade fair for biotechnology. – Hannover, Germany, 7–9 october, 2003. – P. 70–73. 11. Дрога Т.О. Магістерська кваліфікаційна робота: Розрахункові моделі виробництва гексоз з деревини кислотним та ензиматичним способами та їх порівняння (на правах рукопису). – Львів, 2004. – 165 с.

УДК 547.655.6

Л.Я. Паляниця, І.М. Куса, Н.І. Березовська, Р.Б. Косів, О.С. Ворожбит  
Національний університет “Львівська політехніка”,  
кафедра технології органічних продуктів

## ДРІЖДЖОГЕНЕРУВАННЯ ЗА УЧАСТЮ ЛІЗАТІВ

© Паляниця Л.Я., Куса І.М., Березовська Н.І., Косів Р.Б., Ворожбит О.С., 2005

**Досліджено процес нагромадження пивних дріжджів у присутності дріжджових лізатів. Вивчено вплив тривалості УЗ-коливань під час одержання лізатів на стимулюючу активність останніх у процесах дріжджогенерування.**

**Process of beer yeast's growth in the presence of yeast lysate is investigated. The influence of duration of ultrasound waves during the lysates preparation on it's activity in a process of yeast's growth is studied.**

**Постановка проблеми та її зв'язок з важливими науковими завданнями.** Дріжджові автолізати є джерелом цілого ряду біологічно активних речовин, а саме – протеїнів, амінокислот, вітамінів, ферментів, які відіграють важливу роль у життєдіяльності мікроорганізмів. Їх одержують в основному з хлібопекарських та кормових дріжджів. Можливість отримання лізатів з пивних дріжджів дозволяє раціонально використовувати їх багатий комплекс азотовмісних сполук і вітамінів. Внесення в культуральне середовище таких лізатів є недорогим і екологічно чистим способом підвищення активності дріжджів. У пивоварінні використання лізатів як азотного живлення є значимим на стадії дріжджогенерування, коли кількість амінокислот та мінеральних речовин, що знаходяться у суслі, є недостатньою для нагромадження необхідної кількості дріжджових клітин. Крім цього, недостатня кількість амінного азоту призводить до зменшення як біосинтетичної, так і бродильної активності дріжджів, а відтак і зниження їх флокуляційної здатності, в результаті чого знижується швидкість бродіння та погіршується освітлення пива. Оскільки надлишкові пивні дріжджі є відходом пивоварного виробництва, то використання лізатів, одержаних з таких дріжджів, є актуальним і має практичне значення.

**Аналіз останніх досліджень і публікацій.** Про одержання автолізатів та їх подальше використання йдеться в багатьох роботах, авторами яких є А.С. Мелетьєв, В.А. Домарецький, Л.В. Маринченко та ін. Попередні роботи, які проводились на кафедрі ТОП, базувались на використанні хлібопекарських дріжджів для одержання лізатів [1–3]. Надлишкові пивні дріжджі містять 65 % азотовмісних речовин від загальної маси сухих речовин і є багатшими щодо ростових речовин, особливо вітамінів групи В, тому лізати, одержані на їх основі, мають більшу поживну цінність для живих організмів.

**Постановка задачі.** Робота продовжує цикл досліджень, які вивчали дріжджові лізати та їх стимулюючий вплив на біосинтетичні процеси. Встановлено, що додавання лізату до пивного сусла інтенсифікує його зброджування.