

УДК 65.011.56

Кузьмич О.І. к.т.н., Маркіна Л.М. асистент, Якимчук Н.М. асистент.  
Луцький НТУ

## МОДЕЛЮВАННЯ ТА РОЗРОБКА СИСТЕМИ КЕРУВАННЯ ПРОЦЕСОМ ЗМІШУВАННЯ НА БАЗІ ПРОЦЕСУ ВОДНО-ТЕПЛОВОЇ ОБРОБКИ ПРИ ВИРОБНИЦТВІ СПИРТУ

Кузьмич О.І. к.т.н., Маркіна Л.М. асистент, Якимчук Н.М. асистент. **Моделювання та розробка системи керування процесом змішування на базі процесу водно-теплової обробки при виробництві спирту.** У статті проведено моделювання та розроблено систему керування процесом змішування на базі процесу водно-теплової обробки при виробництві спирту.

**Ключові слова:** система керування, математичне моделювання, водно-теплова обробка, ПІД регулятор, лінеаризація, стійкість.

Кузьмич А.И. к.т.н., Маркина Л. ассистент, Якимчук Н.М. ассистент. **Моделирование и разработка системы управления процессом смешивания на базе процесса водно-тепловой обработки при производстве спирта.** В статье проведено моделирование и разработана система управления процессом смешивания на базе процесса водно-тепловой обработки при производстве спирта.

**Ключевые слова:** система управления, математическое моделирование, водно-тепловая обработка, ПИД регулятор, линеаризация, устойчивость.

Kuzmich OI Ph.D., Markina L.M. assistant, Yakymchuk N.M. assistant. **Modeling and development of a mixing process control system based on the process of water and heat treatment in the production of alcohol.** In the article the modeling and the system of control of mixing process on the basis of the process of water-heat treatment at the production of alcohol are developed.

**Key words:** control system, mathematical modeling, water-heat treatment, PID regulator, linearization, stability.

**Постановка проблеми.** Спиртова галузь є однією з найприбутковіших галузей української економіки, вона відіграє важливу роль у ефективному функціонуванні інших галузей: фармацевтичної, харчової, агропромислового та паливно-енергетичного комплексів.

Спиртова промисловість України на даний час являє собою одну із найбільших, науково і технічно розвинутих галузей господарства. Теперішня потужність заводів була досягнута в середині 90-х років і досі поступово зростає за рахунок реконструкцій та введення у дію нових відділень, при цьому систематично замінюється застаріла апаратура.

Незадовільна робота обладнання та несвоєчасний контроль і регулювання основних параметрів технологічного процесу часто призводить до підвищених витрат, зниженню якості кінцевого продукту, зниженню продуктивності установок і значної перевитрати енергії й вторинних ресурсів. Все це істотно впливає на економічні показники виробництва спирту і обумовлює зайву витрату матеріальних цінностей, у першу чергу таких важливих продуктів, як зерно, картопля, м'яса та ін.

Сьогодні вітчизняна спиртова промисловість за рік може випускати більше 60 млн. дал спирту. Ставиться завдання покращити якісні показники спирту та горілки, знизити їх собівартість та підвищити ефективність переробки.

**Аналіз останніх досліджень.** Технологія спирту як наука пройшла довгий шлях розвитку, перш ніж досягла високого сучасного науково-технічного рівня, у створенні і вдосконаленні брали участь видатні вчені, інженери багатьох країн. Значний внесок у розвиток теорії і практики спиртового виробництва внесли такі вчені, як В. О. Маринченко, В.М. Швець, О. М. Плановського, М. М. Ліпатова, О. В. Ликова, А. С. Гінзбурга, С. М. Гребенюка, М. О. Гришина, Г. А. Аксельруда, М. І. Беляєва та ін. Досліджувана нами тематика висвітлюється в роботах багатьох науковців, але з точки зору технології, а саме розробка математичної моделі та системи керування дозволить нам оптимізувати даний технологічний процес.

**Формулювання мети дослідження.** Розробка ефективної системи регулювання процесом водно-теплової обробки.

**Виклад основного матеріалу.** Підготовка крохмалевмісної сировини до зброджування в етиловий спирт складається з таких технологічних стадій: подрібнення сировини, змішування помелу з водою (приготування замісу), попередній підігрів замісу, водно-теплова обробка сировини, оцукрювання розвареної маси.

В якості крохмалевмісної сировини, що переробляється на спирт, використовується зерно або картопля. Цю сировину змішують з водою і подають на розварювання, причому концентрація такого замісу визначається вмістом в ній крохмалю. Для забезпечення гомогеності замісу його перемішують пропелерною мішалкою. Мета розварювання замісів сировини - вивільнити крохмаль з рослинних клітин та перевести крохмаль у розчинний стан. У процесі розварювання проходить також стерилізація замісів, що важливо в подальших технологічних процесах оцукрювання і зброджування, тому ставиться завдання своєчасного контролю та регулювання параметрів даного технологічного процесу. Для досягнення ефективного автоматизованого регулювання спочатку необхідно провести моделювання. Кожний технологічний процес потребує індивідуального підходу, але є загальні, універсальні рішення оптимізації для багатьох процесів, які можуть бути сформульовані.

Моделюванням називається метод дослідження існуючого чи створеного об'єкта, коли замість об'єкта (оригіналу) вивчається модель (другий об'єкт, що замінює оригінал), а результати кількісно переносяться на оригінал.

Метод моделювання дозволяє уникнути великих помилок під час реалізації виробництва і прискорює його освоєння. Багато процесів неможливо вивчати у промислових апаратах унаслідок неможливості довільної зміни режиму їх роботи, труднощів роздільного вивчення спільно діючих чинників, можливого псування великої кількості продуктів. На сьогоднішній день існує багато методів, які дозволяють дослідити та змоделювати процес, який досліджується. Кожен з методів має ряд недоліків та переваг.

Наявність "сильних" і "слабких" сторін аналітичного й експериментального методів складання математичного опису привело до розробки комбінованого експериментально-аналітичного методу. Сутність його полягає в аналітичному складанні рівнянь опису, проведенні експериментальних досліджень і отриманні по їхніх результатах параметрів рівнянь. Для дослідження даного технологічного процесу, а також і для подальшого моделювання найбільш доцільно використати даний метод для моделювання водно-теплової обробки замісу.

Процеси перемішування широко використовуються в харчовій промисловості для утворення однорідних продуктів з визначеними властивостями, а також для інтенсифікації технологічних процесів. Перемішування здійснюють різними способами в різних апаратах з мішалками, а також у газових і рідинних потоках.

Згідно існуючих гіпотез про механізм перемішування математичний опис представляється у вигляді залежностей між параметрами, що характеризують механічний рух часток і факторами, що викликають їхнє переміщення.

Розглянемо декілька способів перемішування, які найчастіше зустрічаються в харчовій промисловості: регулювання рівня шляхом зміни витрати суміші, регулювання за допомогою регулятора співвідношення, регулювання барботажних змішувачів.

Провівши аналіз існуючих систем управління процесом змішування двох складових, було встановлено, що найбільше для дослідження, моделювання даного технологічного процесу підходять наступні математичні залежності, які будуть розглянуті нище.

Розглянемо систему управління процесом змішування рідин. Схема процесу зображена на рис. 1. Ємність наповнюється з допомогою двох потоків, що мають змінні миттєві витрати  $F_1(t)$ ,  $F_2(t)$ . Обидва вхідних потоки містять розчинну рідину з постійними концентраціями  $c_1$ ,  $c_2$ .

Вихідний потік має масову швидкість витікання  $F(t)$ . Передбачається, що вміст бака перемішується так, що концентрація вихідного потоку дорівнює концентрації  $c(t)$  в баку.

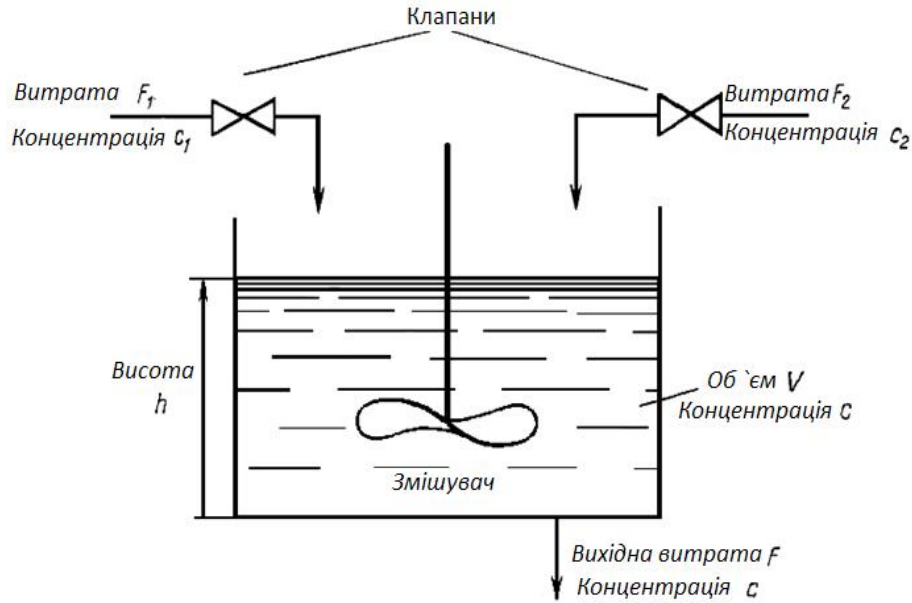


Рис. 1. Змішувальна ємність

Рівняння балансу мас для ємності мають вигляд:

$$\frac{dV(t)}{dt} = F_1(t) + F_2(t) - F(t), \quad (1)$$

$$\frac{d}{dt} [c(t)V(t)] = c_1 F_1(t) + c_2 F_2(t) - c(t)F(t), \quad (2)$$

де  $V(t)$  – об'єм рідини у баку. Миттєва витрата вихідного потоку  $F(t)$  залежить від висоти  $h(t)$  наступним чином :

$$F(t) = k\sqrt{h(t)}, \quad (3)$$

де  $k$  – експериментальна константа. Якщо ємність має постійну площу поперечного перерізу  $S$ , то можна записати:

$$F(t) = k\sqrt{\frac{V(t)}{S}}, \quad (4)$$

тоді рівняння балансу мас приймуть вигляд:

$$\frac{dV(t)}{dt} = F_1(t) + F_2(t) - k\sqrt{\frac{V(t)}{S}}, \quad (5)$$

$$\frac{d}{dt} [c(t)V(t)] = c_1 F_1(t) + c_2 F_2(t) - c(t)k\sqrt{\frac{V(t)}{S}}. \quad (6)$$

Розглянемо спочатку випадок стаціонарного стану, коли всі величини є постійними:  $F_{10}$ ,  $F_{20}$ , та  $F_0$  – витрати,  $V_0$  – об'єм, і  $c_0$  – концентрація в баку. Тоді мають місце такі співвідношення:

$$0 = F_{10} + F_{20} - F_0, \quad (7)$$

$$0 = c_1 F_{10} + c_2 F_{20} - c_0 F_0, \quad (8)$$

$$F_0 = k\sqrt{\frac{V_0}{S}}. \quad (9)$$

При заданих  $F_{10}$  і  $F_{20}$  ці рівняння можуть бути вирішені відносно  $F_0$ ,  $V_0$  та  $c_0$ . Припустимо тепер, що виникли невеликі відхилення від встановленого стану. Запишемо:

$$F_1(t) = F_{10} + \mu_1(t),$$

$$F_2(t) = F_{20} + \mu_2(t), \quad (10)$$

$$V(t) = V_0 + \xi_1(t),$$

$$c(t) = c_0 + \xi_2(t),$$

Де  $\mu_1$  і  $\mu_2$  розглядаються як вхідні змінні, а  $\xi_1$  і  $\xi_2$  – змінні стану. У припущенні, що зазначені чотири параметри є малими, лінеаризація (5) та (6) приводить до рівнянь:

$$\dot{\xi}_1(t) = \mu_1(t) + \mu_2(t) - \frac{k}{2V_0} \sqrt{\frac{V_0}{S}} \xi_1(t), \quad (11)$$

$$\dot{\xi}_2(t)V_0 + c_0 \dot{\xi}_1(t) = c_1 \mu_1(t) + c_2 \mu_2(t) - c_0 \frac{k}{2V_0} \sqrt{\frac{V_0}{S}} \xi_1(t) - k \sqrt{\frac{V_0}{S}} \xi_2(t). \quad (12)$$

Підставляючи (9) в ці рівняння, отримаємо:

$$\dot{\xi}_1(t) = \mu_1(t) + \mu_2(t) - \frac{1F_0}{2V_0} \xi_1(t), \quad (13)$$

$$\dot{\xi}_2(t)V_0 + c_0 \dot{\xi}_1(t) = c_1 \mu_1(t) + c_2 \mu_2(t) - \frac{1}{2} c_0 \frac{F_0}{V_0} \xi_1(t) - F_0 \xi_2(t). \quad (14)$$

Введемо параметр:

$$\frac{V_0}{F_0} = \theta, \quad (15)$$

що називається часом заповнення ємності. Виключення  $\dot{\xi}_1$  із (14) призводить до лінеаризованого диференціального рівняння стану:

$$\dot{x}(t) = \begin{pmatrix} -\frac{1}{2\theta} & 0 \\ 0 & -\frac{1}{\theta} \end{pmatrix} x(t) + \begin{pmatrix} \frac{1}{V_0} & \frac{1}{V_0} \\ \frac{c_1 - c_0}{V_0} & \frac{c_2 - c_0}{V_0} \end{pmatrix} u(t), \quad (16)$$

де  $x(t) = \text{col}[\xi_1(t), \xi_2(t)]$  та  $u(t) = \text{col}[\mu_1(t), \mu_2(t)]$ ;

Якщо визначити вихідні змінні у вигляді:

$$\eta_1(t) = F(t) - F_0 \approx \frac{1F_0}{2V_0} \xi_1(t) = \frac{1}{2\theta} \xi_1(t),$$

$$\eta_2(t) = c(t) - c_0 = \xi_2(t), \quad (17)$$

то можна доповнити рівняння (16) лінеаризованим рівнянням вихідної змінної:

$$y(t) = \begin{pmatrix} \frac{1}{2\theta} & 0 \\ 0 & 1 \end{pmatrix} x(t), \quad (18)$$

де  $y(t) = \text{col}[\eta_1(t), \eta_2(t)]$ . Далі підставляємо дані, які можна отримати експериментальним способом.

В результаті лінеаризована система рівнянь прийме вигляд:

$$\dot{x}(t) = \begin{pmatrix} -0,01 & 0 \\ 0 & -0,02 \end{pmatrix} x(t) + \begin{pmatrix} 1 & 1 \\ -0,25 & 0,75 \end{pmatrix} u(t),$$

$$y(t) = \begin{pmatrix} 0,01 & 0 \\ 0 & 1 \end{pmatrix} x(t). \quad (19)$$

При  $u(t) \equiv 0$  лінеаризована система описується рівнянням

$$\dot{x}(t) = \begin{pmatrix} -\frac{1}{2\theta} & 0 \\ 0 & -\frac{1}{\theta} \end{pmatrix} x(t), \quad (20)$$

яке має рішення

$$\xi_1(t) = e^{-t/2\theta} \xi_1(0), \quad t \geq 0,$$

$$\xi_2(t) = e^{-t/\theta} \xi_2(0), \quad t \geq 0. \quad (21)$$

Очевидно,  $\xi_1(t)$  і  $\xi_2(t)$  завжди наближаються до нульового значення при зростанні  $t$ , так як  $\theta > 0$ . В результаті, лінеаризована система асимптотично стійка. Більш того, оскільки збіжність до положення рівноваги є експоненціальною, система експоненціально стійка.

Із проведених розрахунків видно, що якщо лінеаризована система асимптотично стійка, то положення рівноваги, відносно якого була проведена лінеаризація, є асимптотично стійким, але не обов'язково асимптотично стійким в цілому.

З фізичних розумінь, однак, слід очікувати, що в даному випадку система є асимптотично стійкою в цілому.

Для подальших розрахунків припустимо, що потрібно встановити такий режим роботи системи, при якому підтримуються постійна витрата  $F(t)$  і постійна концентрація  $c(t)$ , які є основними параметрами для ефективного керування технологічним процесом водно-теплової обробки. Один з методів досягнення цієї мети полягає в регулюванні витрати  $F$  шляхом зміни витрати основного потоку  $F_1$  і регулювання концентрації з допомогою зміни витрати іншого потоку  $F_2$ .

Обираємо наступні закони зміни вхідних змінних:

$$\begin{aligned} \mu_1(t) &= -k_1 n_1(t), \\ \mu_2(t) &= -k_2 n_2(t). \end{aligned} \quad (22)$$

Цей вираз показує, що для додатних значень  $k_1$  і  $k_2$  замкнута система є стійкою. Виберемо наступні значення для коефіцієнтів підсилення:  $k_1 = 10$  і  $k_2 = 0,1$ .

Припустимо, що обидва потоки, надходять в змішувальну ємність, мають рівні концентрації  $c_1 = c_2 = \bar{c}$ . Тоді установлена концентрація в баку  $c_0$  також дорівнює  $\bar{c}$ , а лінеаризоване диференціальне рівняння стану має вигляд

$$\dot{x}(t) = \begin{pmatrix} -\frac{1}{20} & 0 \\ 0 & -\frac{1}{0} \end{pmatrix} x(t) + \begin{pmatrix} 1 & 1 \\ 0 & 0 \end{pmatrix} u(t). \quad (23)$$

З цього рівняння видно, що приріст концентрації, яка є другою компонентою стану, не може управлятися за допомогою вектора вхідної змінної, компонентами якого є збільшення вхідних потоків. Фізично це також ясно, так як за припущенням вхідні потоки мають рівні концентрації.

Попередня математична модель є відносно проста, так як об'єкт має скалярні вхідні і керувані змінні. Багатовимірні завдання управління, в яких об'єкт має кілька вхідних і декілька керуваних змінних, набагато складніше, тому наступні дослідження і розрахунки найбільше відтворюватимуть наш технологічний процес та найбільш ефективно проводитимуть регулювання. Далі розглянемо багатовимірну систему на прикладі змішувальної ємності. Ємність має два підведення живлення, а відповідні потоки можуть регулюватися клапанами. Концентрація розчинної речовини в кожному з потоків постійна і не може бути змінена. Ємність має один вихідний отвір і завдання управління полягає в проектуванні установки, яка б автоматично регулювала витрати через клапани живлення з тим, щоб підтримувати витрату і концентрацію вихідного потоку постійними відповідно до заданих еталонних значень.

Це типова задача регулювання. Компонентами вхідної змінної є витрати вхідних потоків. Компонентами керуваної змінної є вихідна витрата і концентрація вихідного потоку. Задана робоча точка також має дві компоненти: бажана вихідна витрата і бажана вихідна концентрація.

Можуть мати місце такі збурення: флуктуації вхідних концентрацій, флуктуації вхідних витрат внаслідок флуктуацій тисків перед клапанами, витрат рідини через витоки.

Для правильного управління системою повинні вимірюватися і вихідна витрата, і концентрація; тоді вони з'являться компонентами спостерегаючої змінної. Замкнутий регулятор використовує як ці зміни, так і значення заданих рівнів витрати і концентрації для формування пневматичного або електричного сигналу, який регулює клапани. Далі досліджуємо процес в динаміці, з використанням ПІД регулятора.

Закон управління протесовано для різних операційних точок функціонування системи. Моделювання динаміки системи виконано в програмному середовищі Matlab / Simulink (рис. 2).

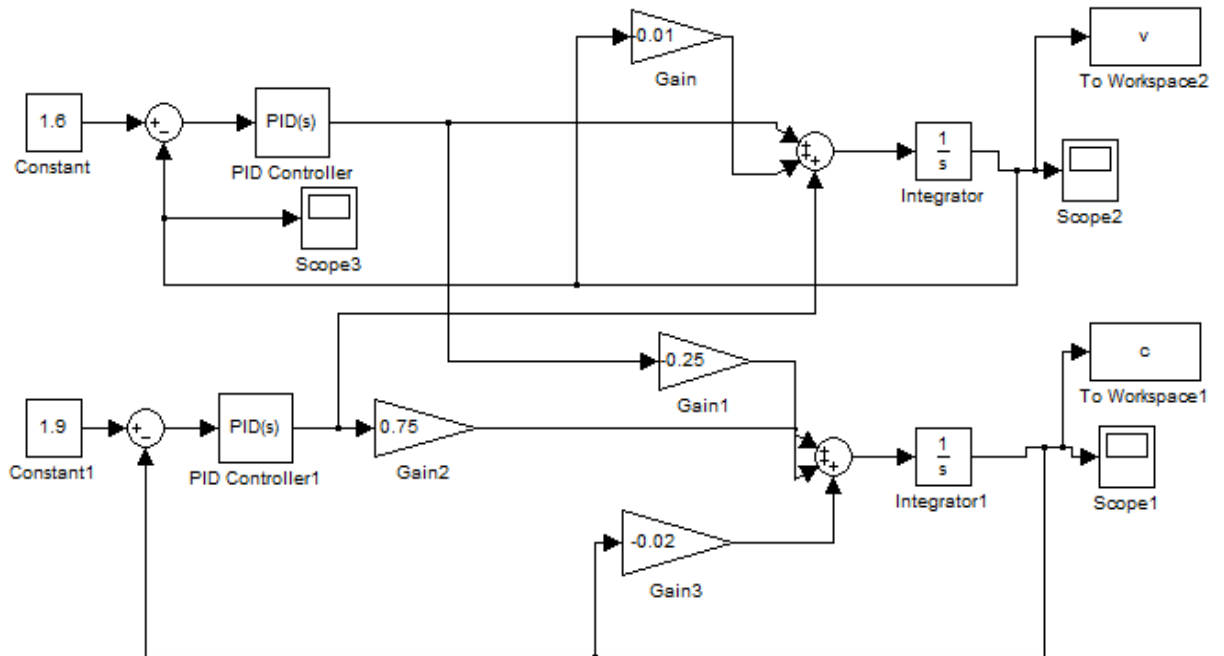


Рис. 2. Моделювання динаміки системи керування процесом водно-теплової обробки.

Після проведеної серії експериментів для кількох операційних точок ми отримали наступні результати (рис.3).

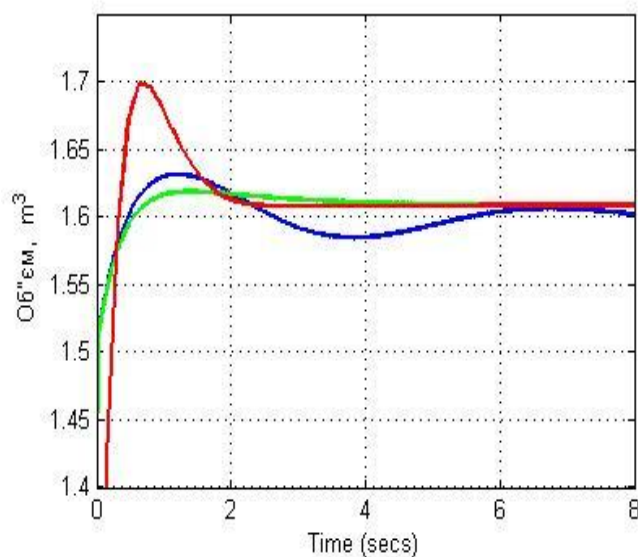


Рис. 3. Реалізація ПІД контролера.

**Висновки.** Проаналізувавши результати відкликів контролера, можна зробити висновок, що наявність усіх трьох компонентів ПІД регулятора дає найкращий відклик системи стосовно швидкодії, стабільності роботи, відсутності значних відхилень і збурень.

**Перспективи подальших досліджень.** Розробка імітаційної моделі для даного технологічного процесу.

1. Голубятников В.А., Шувалов В.В. Автоматизация производственных процессов в химической промышленности: Учебн. Для техникумов. – 2-е изд., перераб. и доп. – М.: Химия, 1985. – 352с., ил.
2. Домарецький В.А., Шиян П.Л., Швець В.М., Циганков П.С., Жолнер І.Д., Маринченко В.А. Технологія спирту. – Вінниця: Поділля-2000, 2003 – 496 с.
3. Квакернаак Х., Сиван Р. Линейные оптимальные системы управления. М.: Мир, 1977. — 656 с.
4. Клавдиев А.А. Теория автоматическогоуправления в примерах и задачах Ч.І.: Учеб. Пособие.- СПб:СЗТУ, 2005. –74с.
5. Лазарева Т. Я., Мартемьянов Ю. Ф. Основы теории автоматического управления: Учебное пособие. 2-е изд., перераб. и доп. Тамбов: Изд-во Тамб. гос. техн. ун-та, 2004. –352 с.
6. Маринченко В.О., Домарецький В.А., Шиян П.Л., Швець В.М., Циганков П.С., Жолнер І.Д. Технологія спирту. /Под ред. проф. Маринченка В.О. - Вінниця: “ Подшля-2000” , 2003. - 496 с.
7. Потапов В.О. Моделювання технологічних процесів харчових виробництв. Навчальний посібник: - Х.: ХДУХТ, 2008 – 148 с. іл. – 23.
8. Черевко О.І., Поперечний А. М. Процеси і апарати харчових виробництв: підручник / Черевко О. І., Поперечний А. М. — 2-е видання, доп. та випр. — Х.: Світ Книг, 2014. - 495 с.
9. Яровенко В.Л., Маринченко В.А., Смирнов В.А. Под ред проф. Яровенко В.Л. – М.: Колос, 2002.
10. Дорош А.К. Производство спиртных напитков. Сырье, аппараты, технологии получения спирта и водки. К.: Либідь, 1995. – 272с.