e-ISSN 2708-9754; ISSN 2307-1699
СІЛЬСЬКОГОСПОДАРСЬКІ МАШИНИ, 2026, Вип. 52
AGRICULTURAL MACHINES, 2026, Vol. 52

THEORETICAL JUSTIFICATION OF HYDRAULIC AND PHYSICOCHEMICAL PROCESSES IN INTEGRATED SCOTS PINE NEEDLE PROCESSING

O. Tkachuk*

Lutsk National Technical University, Lutsk, Ukraine

AGRICULTURAL MACHINES
СІЛЬСЬКОГОСПОДАРСЬКІ МАШИНИ

Key words:
scots pine needle processing,
mass transfer,
phase equilibrium,
liquid retention
energy demand

Article history:
Received 22.09.2026
Reviewed 04.10.2026
Approved 30.10.2026

****Corresponding author:***
alexgop2017@gmail.com

ABSTRACT

This study examines the interrelationship between hydraulic and physicochemical processes in the integrated processing of Scots pine (Pinus sylvestris L.) needles. The research addresses the need to coordinate operating conditions for aqueous extract production and subsequent utilization of the fibrous residue. The aim is to provide a theoretical basis for determining the water volume, extraction time, and material purification conditions. The methodology employs mass and energy balances, phase equilibrium and mass transfer kinetics equations, and differential analysis. Analytical expressions are derived for the extract concentration and the amount of extractives remaining in the material during an isothermal batch process. The effects of liquid retention on the actual product yield and the carryover of soluble substances to the subsequent stage are established. The minimum extraction time and the condition for achieving a specified yield are determined. Under the equilibrium approximation and assuming a linear relationship between specific energy consumption and water volume, an expression for the energy-efficient water volume is obtained. Dimensionless calculations indicate that the yield at maximum energy efficiency is 0.5635, compared with the target value of 0.60. The residue mass balance is coupled with a kinetic model of alkaline treatment. An allowable treatment time interval is established subject to constraints on the proportion and retention of the target fibrous fraction. The allocation of water among successive washing stages under complete mixing is justified. The influence of mechanical dewatering on subsequent drying is determined. The derived relationships are verified through dimensional analysis, limiting-case analysis, and numerical integration. Practical application of the proposed model requires experimental determination of its coefficients for the specific feedstock composition.

DOI: 10.36910/acm.vi52.2344

To cite this article:
Tkachuk, O. (2026). Theoretical justification of hydraulic and physicochemical processes in integrated Scots pine needle processing. *Agricultural Machines*, *52*, 175–188. https://doi.org/10.36910/acm.vi52.2344

e-ISSN 2708-9754; ISSN 2307-1699
СІЛЬСЬКОГОСПОДАРСЬКІ МАШИНИ, 2026, Вип. 52
AGRICULTURAL MACHINES, 2026, Vol. 52

УДК 664.83:633.491

ТЕОРЕТИЧНЕ ОБҐРУНТУВАННЯ ГІДРАВЛІЧНИХ ТА ФІЗИКО-ХІМІЧНИХ ПРОЦЕСІВ КОМПЛЕКСНОЇ ПЕРЕРОБКИ ХВОЇ СОСНИ ЗВИЧАЙНОЇ

О.Л. Ткачук*

Луцький національний технічний університет, Луцьк, Україна

AGRICULTURAL MACHINES
АСМ
СІЛЬСЬКОГОСПОДАРСЬКІ МАШИНИ

Ключові слова:
переробка хвої,
масоперенесення,
фазова рівновага,
утримання рідини,
енерговитрати,

Історія публікації:
Отримано 22.09.2026
Прорецензовано 04.10.2026
Затверджено до друку 30.10.2026

Автор для листування:*
alexgop2017@gmail.com

АНОТАЦІЯ

У статті розглянуто взаємозв'язок гідравлічних та фізико-хімічних процесів комплексної переробки хвої сосни звичайної. Актуальність дослідження зумовлена необхідністю узгодження режимів одержання водного екстракту та подальшого використання волокнистого залишку. Мета роботи полягає в теоретичному обґрунтуванні об'єму води, тривалості екстрагування й умов очищення матеріалу. Для дослідження використано матеріальні та енергетичні баланси, рівняння фазової рівноваги й кінетики масоперенесення, диференціальний аналіз. Отримано аналітичні залежності концентрації екстракту й залишку екстрактивних речовин у матеріалі для періодичного ізотермічного процесу. Установлено вплив утримання рідини на фактичний вихід продукту та перенесення розчинних речовин на наступну стадію. Визначено мінімальну тривалість екстрагування й умову досяжності заданого виходу. Для рівноважного наближення та лінійної залежності питомих енерговитрат від об'єму води отримано вираз енергетично раціонального об'єму. За безрозмірного розрахунку вихід у точці енергетичного максимуму становить 0,5635, тоді як задане значення дорівнює 0,60. Матеріальний баланс залишку пов'язано з кінетичною моделлю лужного оброблення. Установлено допустимий інтервал тривалості оброблення за обмежень на частку та збереження цільової волокнистої фракції. Для послідовних промивань за повного перемішування обґрунтовано розподіл води між стадіями. Визначено вплив механічного зневоднення на настіпні процеси сушіння. Отримані залежності перевірено за розмірностями, граничними випадками чисельним інтегруванням. Практичне застосування розробленої моделі потребує експериментального визначення її коефіцієнтів в залежності від конкретного складу сировини.

DOI: 10.36910/acm.vi52.2344

Цитувати цю статтю:
Ткачук, О. Л. (2026). Теоретичне обґрунтування гідравлічних та фізико-хімічних процесів комплексної переробки хвої сосни звичайної. *Сільськогосподарські машини*, *52*, 175–188. https://doi.org/10.36910/acm.vi52.2344

СТАН ПИТАННЯ ТА ПОСТАНОВКА ПРОБЛЕМИ

Раціональне використання хвої сосни звичайної передбачає поєднання кількох напрямів її переробки. Після відділення хвої від гілок із неї можна вилучати водорозчинні речовини, а твердий залишок використовувати для одержання волокнистого матеріалу. Реалізація такої технології потребує узгодження гідравлічних та фізико-хімічних процесів. Тиск і витрата води визначають енергетичні витрати гідроструминного відділення, тоді як об'єм рідини, тривалість екстрагування й умови очищення впливають на вихід продуктів на наступних стадіях переробки.

У попередніх дослідженнях запропоновано гідроструминний спосіб відділення хвої сосни звичайної та розроблено принципову схему установки для його реалізації (*Герасимчук та ін., 2025*). Для подальшого використання хвої обґрунтовано технологічний режим виділення волокна (*Ткачук та ін., 2024*). Отримані результати дають змогу розглядати ці операції як складові комплексної технології. Водночас вибір їхніх параметрів потребує врахування кількості екстрагованих речовин, що залишаються у хвої після водного оброблення, та об'єму рідини, який переходить разом із матеріалом на наступну стадію.

Перспективність використання соснової хвої як сировини для виготовлення матеріалів також розглянуто в дослідженні композиційних плит з ізоціанатним зв'язувальним (*Gupta et al., 2010*). Для одержання волокнистого продукту важливо встановити вплив попереднього вилучення екстрактивних речовин на подальше очищення сировини. При цьому вихід волокнистої фракції та її механічні властивості є окремими показниками, які потребують відповідних методів оцінювання.

Відомі способи вилучення біологічно активних речовин із рослинної сировини відрізняються за видом розчинника, температурою та характером впливу на матеріал (*Azmir et al., 2013*). Для вибору способу переробки необхідно враховувати як вихід продукту, так і витрати води й енергії, що відповідає принципам екологічно орієнтованої екстракції (*Chemat et al., 2012*). Дослідження рослинних фенольних сполук показують важливість контролю складу одержаного екстракту (*Dai & Mumper, 2010).* Тому розрахунок загальної маси водорозчинних речовин доцільно доповнювати визначенням вмісту цільових компонентів.

Для теоретичного опису екстрагування використовують рівняння матеріального балансу, фазової рівноваги та швидкості масоперенесення. Можливості застосування таких моделей під час проєктування обладнання розглянуто з урахуванням особливостей рослинної сировини (*Both et al., 2014*). Експериментальне дослідження кінетики екстрагування дає змогу встановити параметри, необхідні для розрахунку тривалості процесу (*Simeonov et al., 1999*). Для хвої сосни ці параметри мають визначатися з урахуванням її стану та умов підготовки.

Перенесення речовини всередині рослинного матеріалу може бути описане дифузійними рівняннями. Їхні розв'язки залежать від форми частинки та граничних умов (*Crank, 1975*). Зв'язок дифузійного опису з усередненими кінетичними залежностями розглянуто, зокрема, для сферичних частинок (*Glueckauf, 1955*). Для розрахунку комплексної переробки доцільно використати рівняння з лінійною рушійною силою, в якому вплив перенесення враховується ефективним кінетичним коефіцієнтом. Його значення визначається для досліджуваної сировини й прийнятих умов оброблення.

Зміна концентрації речовини в обмеженому об'ємі розчинника впливає на швидкість екстрагування та його кінцевий результат. Відповідні рівняння масоперенесення досліджено на прикладі вилучення речовин із ванілі (*Castillo-Santos et al., 2017*). Для багатоступеневих процесів запропоновано алгоритм розрахунку й оптимізації протитечійного екстрактора (*Castillo-Santos et al., 2016*), а також модель рівноважного вилучення фенольних сполук із виноградних вичавок (*de Mattos & Zecchi, 2025*). Ці праці показують, що результат залежить від кількості розчинника, рівноважного розподілу речовини та послідовності контактування фаз. У разі періодичного оброблення хвої зазначені чинники можна пов'язати аналітичними залежностями.

Після екстрагування частина розчину залишається у матеріалі. Внаслідок цього кількість відібраного продукту залежить від ефективності розділення твердої та рідкої фаз. Закономірності фільтрування, промивання й механічного зневоднення узагальнено в праці (*Anlauf, 2019*). Зменшення об'єму утриманої рідини дозволяє збільшити відбір екстракту та скоротити перенесення розчинених речовин на наступні операції. Отже, цей об'єм необхідно враховувати в загальному матеріальному балансі переробки хвої.

Гідравлічний розрахунок підготовчих операцій передбачає визначення витрати води та потужності приводу насоса. При цьому необхідно враховувати режим течії й можливість виникнення кавітації. Фізичні основи кавітаційних явищ розглянуто (*Brennen, 1995*). Для подальшого теоретичного обґрунтування прийнято однофазну подачу води без розвиненої кавітації, а витрати енергії визначаються за перепадом тиску, подачею насоса та коефіцієнтом корисної дії приводу.

Одержання волокнистого матеріалу передбачає видалення компонентів, що супроводжують цільову фракцію. Хімічні способи оброблення природних волокон розглянуто в оглядах (*Li et al, 2007*) та (*Kabir et al., 2012*). Результат такої обробки залежить від складу сировини, концентрації реагентів і тривалості процесу. Тому під час вибору режиму лужного очищення хвої необхідно узгоджувати повноту видалення нецільових компонентів зі збереженням волокнистої фракції. Це потребує окремого опису швидкостей зміни обох складових матеріалу.

Подальші промивання й сушіння визначають витрати води та теплової енергії. Для рослинних волокон суттєве значення має взаємодія структури матеріалу з вологою (*Célino et al., 2014*). Вільна рідина видаляється під час механічного зневоднення, а залишкова волога – під час сушіння, розрахунок якого ґрунтується на тепловому балансі (*Mujumdar, 2014*). Таким чином, ефективність попереднього розділення фаз впливає на енергоємність завершальної стадії переробки.

Практичне використання математичної моделі потребує надійного визначення її коефіцієнтів. Підходи до оцінювання ідентифікованості параметрів динамічних моделей наведено (*Raue et al., 2009*). Для екстрагування необхідно окремо встановити початковий запас доступних речовин, коефіцієнт рівноважного розподілу та кінетичну характеристику процесу. Це дає змогу визначити перелік вимірювань, потрібних для подальшої експериментальної перевірки отриманих залежностей.

Виходячи з аналізу розглянутих досліджень, можна визначити потребу в узгодженому розрахунку послідовних операцій переробки хвої. Такий розрахунок має пов’язувати об’єм води й тривалість екстрагування з фактичним відбором екстракту, подальшим очищенням волокнистого залишку та витратами енергії. Це дозволить обґрунтувати допустимі поєднання технологічних параметрів і встановити умови їх раціонального вибору.

Мета дослідження – теоретичне обґрунтування взаємозв’язку гідравлічних та фізико-хімічних процесів комплексної переробки хвої сосни звичайної для визначення об’єму води, тривалості екстрагування й умов подальшого очищення волокнистого матеріалу.

МАТЕРІАЛИ І МЕТОДИ

Дослідження має теоретичний характер і грунтується на законах збереження маси та енергії, рівняннях фазової рівноваги й кінетики масоперенесення. Для встановлення раціональних параметрів використано диференціювання цільових функцій та безрозмірний аналіз. Отримані аналітичні залежності перевірено чисельним інтегруванням методом Рунге-Кутти четвертого порядку та сітковим пошуком екстремуму.

Для розрахунку прийнято послідовність, що включає відділення хвої, водне екстрагування, розділення фаз, лужне очищення, промивання та сушіння. Матеріальний баланс екстрагування складено для вже відокремленої хвої. Витрати енергії на її відділення враховано окремо. Початкову кількість екстрактивних речовин визначають після підготовчої операції, з урахуванням можливого переходу частини цих речовин у технологічну воду.

Під час моделювання водного екстрагування прийнято постійну температуру, сталий об’єм рідини та її повне перемішування. Екстраковані речовини розглянуто як одну умовну фракцію з ефективними коефіцієнтами рівноваги й масоперенесення. Хімічні перетворення цієї фракції та зміни пористої структури матеріалу в межах водної стадії не враховувалися. Лінійну залежність фазової рівноваги застосовано в діапазоні, де вона узгоджується з властивостями системи.

До розрахункового об’єму V включено всю рідину, доступну для масообміну, зокрема рідину в доступних порах матеріалу. Величина q характеризує запас речовини, який залишається в матеріалі поза цією рідкою фазою.

Для лужного очищення та промивання використано окремі розрахункові залежності, наведені нижче. Основні позначення, прийняті під час складання матеріального балансу, подано в **табл. 1**.

Нерозчинна частка S включає волокнисті та інші компоненти, що зберігаються після водного оброблення. Питомий об'єм рідини h віднесено до маси S. Якщо його визначати відносно всієї початкової маси хвої, відповідне відношення становитиме $V/m_0 = h/(1 + q_0)$. В обох випадках об'єм рідини має враховувати початкову вологу сировини, доступну для масообміну.

Таблиця 1 – Основні позначення та одиниці вимірювання

Позначення	Фізичний зміст	Одиниця вимірювання
m_0	Початкова суха маса хвої на вході екстрактора	кг
S	Суха маса нерозчинної у воді частини хвої	кг
X_0	Початковий запас модельованої екстрагованої фракції	кг
q, q_0	Запас екстрагованої фракції в матеріалі на одиницю S	кг/кг
c	Концентрація фракції в контактній рідині	кг/м³
V, L	Об'єм контактної та утриманої після відділення рідини	м³
h = V/S, r = L/S	Об'єм рідини та її утримання на одиницю нерозчинної частини	м³/кг
K	Коефіцієнт лінійної рівноваги $q^* = Kc$	м³/кг
k	Ефективний кінетичний коефіцієнт	$с^{-1}$
t, b	Час та приведена кінетична стала	с; $с^{-1}$
M_e, R	Вилучена та передана на наступну стадію екстрактивна маса	кг
Y	Вилучена частка від початкового запасу X_0	%

РЕЗУЛЬТАТИ ДОСЛІДЖЕННЯ ТА ОБГОВОРЕННЯ

Для встановлення виходу екстракту розглянемо зміну кількості речовини у твердій та рідкій фазах. Початкову суху масу хвої визначимо як суму нерозчинної частини та доступної екстрагованої фракції:

$$m_0 = S + X_0 = S(1 + q_0), \qquad X_0 = Sq_0. \tag{1}$$

Для чистої води початкова концентрація екстрагованих речовин дорівнює нулю, тобто $c(0) = 0$. Матеріальний баланс і лінійну умову фазової рівноваги запишемо у вигляді:

$$Sq(t) + Vc(t) = Sq_0, \qquad q^* = Kc. \tag{2}$$

Швидкість переходу речовини з матеріалу в рідину визначимо за різницею між поточним і рівноважним запасами:

$$\frac{dq}{dt} = -k(q - Kc), \qquad k > 0. \tag{3}$$

де k — ефективний кінетичний коефіцієнт, $с^{-1}$. Рівняння (3) описує наближення системи до рівноваги за прийнятих умов оброблення. Значення k узагальнює вплив масоперенесення; його зв'язок із коефіцієнтом дифузії встановлюється з урахуванням форми та структури частинки (*Crank, 1975; Glueckauf, 1955*).

Із матеріального балансу (2) отримаємо $q = q_0 - h \cdot c$ та $dq/dt = -h\, dc/dt$. Підставивши ці вирази в (3), визначимо:

$$\frac{dc}{dt} + k\left(1 + \frac{K}{h}\right)c = \frac{kq_0}{h}. \tag{4}$$

Для скорочення запису введемо $b = k(1 + K/h)$. Помноживши рівняння (4) на $\exp(bt)$, отримаємо $d[c\exp(bt)]/dt = (kq_0/h)\exp(bt)$. Після інтегрування з урахуванням початкової умови концентрація становитиме:

$$c(t) = \frac{q_0}{h+K}\left(1 - e^{-bt}\right), \qquad b = k\left(1 + \frac{K}{h}\right). \tag{5}$$

Відповідно, запас екстрактивних речовин у матеріалі визначається залежністю:

$$q(t) = q_0 \frac{K + he^{-bt}}{h+K}. \tag{6}$$

Отримані залежності задовольняють початкові умови та матеріальний баланс. Зі збільшенням тривалості процесу концентрація наближається до $c_\infty = q_0/(h + K)$, а запас речовини в матеріалі – до $q_\infty = Kc_\infty$. Таким чином, об'єм води й коефіцієнт рівноважного розподілу визначають граничний результат екстрагування.

У разі повторного використання води її початкову концентрацію позначимо c_i. Тоді розв'язок матиме вигляд:

$$c(t) = c_{eq} + \left(c_i - c_{eq}\right)e^{-bt}, \qquad c_{eq} = \frac{q_0 + hc_i}{h+K}. \tag{7}$$

Початковий перехід речовини з хвої у воду відбувається за умови $q_0 > Kc_i$. Під час визначення виходу поточної партії кількість речовини, внесеної з водою, що повторно використовується, враховують окремо. Подальші залежності наведено для $c_i = 0$.

Після розділення фаз частина рідини об'ємом L залишається у хвої, а об'єм відібраного екстракту становить $V - L$. За $h > r$ масу вилучених речовин і їхню частку від початкового запасу визначимо:

$$M_e = (V - L)c = S(h - r)c, \qquad Y = \frac{M_e}{X_0} = \frac{h-r}{h+K}\left(1 - e^{-bt}\right). \tag{8}$$

Загальна частка речовини, що перейшла в рідку фазу, становить hc/q_0. Частина rc/q_0 залишається разом з утриманою рідиною у матеріалі. Отже, для визначення фактичного виходу потрібно враховувати одночасно концентрацію та об'єм відібраного екстракту.

Кількість екстрагованих речовин, що надходять на подальше очищення, складається із залишку в матеріалі та речовин, що утримуються розчином:

$$R = Sq + Lc = X_0 - M_e = X_0(1 - Y). \tag{9}$$

Загальна суха маса потоку після відділення екстракту становитиме:

$$m =_1 S + R = m_0 - M_e. \tag{10}$$

До величини m_1 входять нерозчинна частина хвої та всі речовини, які залишаться. Рівняння (10) складено за умови збереження твердих частинок. За їх винесення з фільтратом відповідні втрати додатково вводять у баланс.

Щоб оцінити вплив механічного зневоднення, продиференціюємо залежності (8) і (9) за r за незмінних інших параметрів:

$$\frac{\partial Y}{\partial r} = -\frac{1 - e^{-bt}}{h+K} < 0, \qquad \frac{\partial R}{\partial r} = X_0 \frac{1 - e^{-bt}}{h+K} > 0. \tag{11}$$

Із залежностей (11) видно, що зменшення утримання рідини збільшує вихід екстракту та знижує кількість розчинних речовин, які переходять на стадію лужного оброблення. Величина r залежить від способу розділення, перепаду тиску, тривалості операцій (*Anlauf, 2019*). Її визначають для прийнятої операції розділення. Зміна витрати лугу при цьому залежатиме також від реакційної здатності залишкових компонентів.

За наближення процесу до рівноваги фактичний вихід екстрактивних речовин становитиме:

$$Y_\infty = \frac{h-r}{h+K} < 1. \quad (12)$$

Для досягнення заданого виходу Y_t протягом скінченного часу необхідно, щоб $0 < Y_t < Y\infty$. Підставивши (12), отримаємо умову вибору питомого об'єму води:

$$h > \frac{r+Y_tK}{1-Y_t}. \quad (13)$$

Знак строгої нерівності в (13) означає, що об'єм води має перевищувати рівноважне граничне значення. При рівності заданий вихід досягається лише за $t \to \infty$. Тому місткість екстрактора слід визначати з урахуванням прийнятної тривалості процесу.

Розв'язавши рівняння (8) відносно часу, визначимо мінімальну тривалість екстрагування:

$$t_{min} = \frac{-1}{k(1+K/h)} \ln\left[1 - Y_t \frac{h+K}{h-r}\right]. \quad (14)$$

Для існування цього розв'язку аргумент логарифма має належати інтервалу (0; 1). Якщо тривалість процесу задана, із (8) можна визначити допустиме утримання рідини:

$$r \le h - \frac{Y_t(h+K)}{1-e^{-bt}}. \quad (15)$$

Залежність (15) дозволяє встановити вимоги до механічного зневоднення. За від'ємної правої частини заданий вихід не забезпечується навіть при $L = 0$, що потребує зміни об'єму води або тривалості екстрагування.

Додаткове обмеження виникає, якщо концентрація екстракту має бути не нижчою за c_{min}. Необхідна рівноважна умова має вигляд:

$$h \le \frac{q_0}{c_{min}} - K. \quad (16)$$

Для заданого часу концентрацію уточнюють за (5). Таким чином, необхідна повнота вилучення задає нижню межу об'єму води, а концентрація продукту – верхню. За відсутності спільного допустимого діапазону потрібно змінювати схему розділення, застосовувати багатоступеневе екстрагування або додаткове концентрування.

Витрати електроенергії на гідроструминне відділення хвої визначимо за перепадом тиску на насосі Δp_p, подачею Q та загальним коефіцієнтом корисної дії насосного приводу η_p протягом часу t_p:

$$E_p = \int_0^{t_p} \frac{\Delta p_p(\tau) Q(\tau)}{\eta_p(\tau)}\, d\tau. \quad (17)$$

Для N однакових сопел за сталого режиму сумарна витрата води становить $Q = NC_dA\sqrt{2\Delta p_n/\rho}$, де C_d — коефіцієнт витрати; A — площа отвору сопла, м²; Δp_n — перепад тиску на соплі, Па; ρ — густина води, кг/м³. Перепад тиску на насосі додатково враховує втрати в трубопроводах. За незмінної геометрії, постійного ККД та малих втрат у системі підведення енерговитрати пропорційні Δp_n. Отже, підвищення тиску збільшує одночасно витрату води й потребу в енергії. Мінімальний тиск для відділення хвої встановлюють за силовою умовою, розглянутою в попередньому дослідженні (*Герасимчук та ін., 2025*). Гідравлічний розрахунок виконано для однофазної течії без розвиненої кавітації (*Brennen, 1995*).

Енергію, необхідну для нагрівання хвої, води й апарата від температури T_0 до T_e, визначимо за тепловим балансом:

$$E_{heat} = \frac{(Sc_s + X_0c_x + \rho V c_w + C_a)(T_e - T_0) + Q_{loss}}{\eta_h}. \quad (18)$$

де c_s, c_x, c_w – питомі теплоємності нерозчинної частини, екстрактивної фракції та води, Дж/(кг·К); C_a – теплоємність апарата, Дж/К; Q_{loss} – втрати теплоти, Дж; η_h – коефіцієнт ефективності підведення теплоти. За наявності випаровування або теплових ефектів до балансу додають відповідні складові.

Загальні витрати енергії визначають як суму витрат на гідроструминне відділення E_p, нагрівання E_{heat}, підтримання температури E_{hold}, механічне оброблення E_{roll}, лужне оброблення E_{alk}, промивання E_{wash} і сушіння E_{dry} з відніманням фактично використаної рекуперованої енергії E_{rec}: $E_\Sigma = E_p + E_{heat} + E_{hold} + E_{roll} + E_{alk} + E_{wash} + E_{dry} - E_{rec}$. Усі складові відносять до однієї партії сировини.

Для встановлення впливу об'єму води розглянемо процес, близький до рівноваги. Приймемо r і K сталими, а питомі витрати енергії на одиницю S – лінійними: $e(h) = e_0 + ah$, де $e_0 > 0$ – постійна складова, Дж/кг; $a > 0$ —— приріст енерговитрат на одиницю об'єму води, Дж/м³. Відхилення кінетичного множника від одиниці не перевищує 1 % за $b_t \geq 4{,}605$.

Як критерій вибору приймемо масу відібраних екстрактивних речовин на одиницю витраченої енергії:

$$J(h) = \frac{M_e}{E} = \frac{q_0(h-r)}{(h+K)(e_0+ah)}. \tag{19}$$

Для визначення максимуму продиференціюємо (19) за h:

$$J'(h) = q_0 \frac{(K+r)(e_0+ah)-a(h-r)(h+K)}{(h+K)^2(e_0+ah)^2}. \tag{20}$$

Після розкриття дужок чисельник похідної дорівнює $-ah^2 + 2arh + e_0(K + r) + arK$. Його похідна становить $-2a(h - r) < 0$ для $h > r$. Оскільки при $h = r$ чисельник додатний, а при необмеженому збільшенні h стає від'ємним, функція має єдину точку максимуму. Прирівнявши чисельник до нуля, отримаємо:

$$h_* = r + \sqrt{(r + K)\left(r + \frac{e_0}{a}\right)}. \tag{21}$$

Другий корінь рівняння не належить області $h > r$. При $h \to r+$ та $h \to \infty$ значення критерію J наближається до нуля. Отримане h* зіставляють із допустимим діапазоном $[h_l; h_u]$, визначеним місткістю апарата, умовами змочування, необхідним виходом і концентрацією екстракту. Якщо h* виходить за цей діапазон, вибирають найближчу допустиму межу. Для процесу зі скінченною тривалістю повноту вилучення перевіряють за (8).

Якщо вплив кінетики суттєвий, за сталих k і r умова максимуму набуває вигляду:

$$\frac{1}{h-r} - \frac{1}{h+K} - \frac{ktK}{h^2(e^{bt}-1)} - \frac{a}{e_0+ah} = 0. \tag{22}$$

Рівняння (22) розв'язують чисельно. Значення критерію порівнюють у знайдених стаціонарних точках і на допустимих межах. За залежності k, r або енерговитрат наступних операцій від h ці зв'язки додатково враховують під час диференціювання.

Для заданого об'єму води приймемо залежність енерговитрат від часу $E(t) = B + Pt$, де $B > 0$ — енергія підготовки й нагрівання, Дж; $P > 0$ – стала потужність підтримання режиму, Вт. Тоді критерій M_e/E пропорційний $(1- \exp(-bt))/(B + Pt)$. Прирівнявши його похідну до нуля, отримаємо рівняння для визначення часу t*:

$$e^{bt_*} = 1 + bt_* + \frac{bB}{P}. \tag{23}$$

Функція $\exp(z)-1-z$ за $z=bt>0$ монотонно зростає від нуля, тому рівняння (23) має єдиний додатний корінь. Отриманий час зіставляють із t_{min} за (14). Якщо $t^* < t_{min}$, приймають $t = t_{min}$. За $P = 0$ енергетичний

критерій зростає з часом і не має скінченного внутрішнього максимуму. Залежності (21) і (23) визначають окремі задачі визначення об'єму й часу.

Для оцінювання наступного лужного оброблення позначимо F_0 масу цільової волокнистої фракції в нерозчинній частині хвої, а A_0 – масу решти сухих речовин перед цією операцією. За умови збереження F_0 під час водного екстрагування отримаємо:

$$A_0 = S - F_0 + X_0(1 - Y). \tag{24}$$

До F_0 відносять цільовий волокнистий матеріал, тому його маса може відрізнятися від маси хімічно чистої целюлози. Якщо попереднє нагрівання змінює цю фракцію, у розрахунок вводять експериментально визначену залежність F_0 від температури, часу й об'єму води.

Лужне оброблення впливає на склад і поверхню рослинних волокон (*Li et al., 2007; Kabir et al., 2012*). Для встановлення допустимої тривалості очищення потрібно враховувати одночасне видалення нецільових компонентів та можливу втрату цільової фракції.

Розглянемо дві послідовні ванни й приймемо кінетику першого порядку для кожної фракції:

$$\frac{dA}{dt} = -a_j A, \qquad \frac{dF}{dt} = -b_j F, \qquad j = 1,2. \tag{25}$$

де a_j і b_j — ефективні коефіцієнти видалення нецільової та втрати цільової фракцій у j-й ванні, c^{-1}. Їх прийнято сталими в межах кожної операції. Рівняння (25) є феноменологічним наближенням для фракцій вихідної сировини; внесений луг і утворені солі осаду обліковують окремо. За наявності домішок, що не видалилися, до балансу вводять додаткову залишкову складову.

Після інтегрування рівнянь для двох послідовних оброблень тривалістю t_j отримаємо:

$$A_2 = A_0 e^{-\Lambda_A}, \quad F_2 = F_0 e^{-\Lambda_F}, \quad \Lambda_A = \sum_{j=1}^{2} a_j t_j, \quad \Lambda_F = \sum_{j=1}^{2} b_j t_j. \tag{26}$$

Масову частку цільової фракції p та частку її збереження ζ визначимо:

$$p = \frac{F_2}{F_2 + A_2} = \left[1 + \frac{A_0}{F_0} e^{-(\Lambda_A - \Lambda_F)}\right]^{-1}, \qquad \zeta = \frac{F_2}{F_0} = e^{-\Lambda_F}. \tag{27}$$

Для забезпечення заданих p_t і ζ_t необхідно виконати умови:

$$\Lambda_A - \Lambda_F \geq \ln\left(\frac{A_0}{F_0}\frac{p_t}{1-p_t}\right), \qquad \Lambda_F \leq -\ln\zeta_t. \tag{28}$$

Якщо права частина першої нерівності (28) від'ємна, початкова частка цільового компонента вже відповідає вимозі. Для однакових сталих коефіцієнтів $a > b > 0$ та сумарної тривалості τ допустимий інтервал часу становитиме:

$$\max\left\{0, \frac{\ln[(A_0/F_0)p_t/(1-p_t)]}{a-b}\right\} \leq \tau \leq \frac{-\ln\zeta_t}{b}. \tag{29}$$

За відсутності спільного інтервалу в (29) прийнятий режим не забезпечує одночасно необхідного очищення й збереження матеріалу. Якщо $a \leq b$, частка цільової фракції не зростатиме. За $b = 0$ обмеження тривалості за цією фракцією відсутнє.

Щоб встановити вплив водного екстрагування на очищення, підставимо (24) в (28). Необхідна різниця кінетичних експозицій $H = \Lambda_A - \Lambda_F$ визначатиметься залежністю:

$$H_{req} = \ln\left[\frac{S - F_0 + X_0(1-Y)}{F_0}\frac{p_t}{1-p_t}\right], \qquad \frac{dH_{req}}{dY} = -\frac{X_0}{A_0} < 0. \tag{30}$$

Із (30) випливає, що збільшення виходу екстракту зменшує необхідну різницю тривалості процесу за незмінних F_0, a_j та b_j. Таким чином, попереднє вилучення водорозчинних речовин впливає на умови

подальшого очищення. Отримана залежність характеризує масовий склад продукту. Міцність, довжину й придатність волокон до використання визначають окремо.

Для двованного лужного оброблення хвої в попередньому дослідженні наведено концентрацію NaOH 50 г/л, температуру близько 100 °C та тривалість 10 і 30 хв (*Ткачук та ін., 2024*). Ці умови використано як технологічну основу подальшої перевірки моделі. За концентрації C_n = 50 кг/м³ і об'ємів свіжих розчинів V_1 та V_2 маса внесеного NaOH становить $C_n(V_1 + V_2)$. Для визначення питомої витрати її відносять до маси обробленої хвої. За повторного використання розчинів додатково враховують перенесення рідини між ваннами та залишкову концентрацію вільного лугу.

Після лужного оброблення матеріал містить утриманий розчин і вологу, що утримується структурою волокон (*Célino et al., 2014*). Для розрахунку промивання розглянемо видалення розчинної речовини з вільної рідини. Приймемо, що ця речовина не сорбується матеріалом і не бере участі в хімічних реакціях.

Нехай після кожного розділення фаз у матеріалі залишається однаковий об'єм рідини L_w. Під час j-го промивання додають W_j свіжої води та повністю перемішують рідку фазу. Тоді $c_j(L_w + W_j) = c_{j-1}L_w$, де c_{j-1} і c_j — концентрації перед промиванням та після нього. Для n послідовних промивань отримаємо:

$$\frac{c_n}{c_0} = \prod_{j=1}^{n} \frac{L_w}{L_w + W_j}. \tag{31}$$

За заданої загальної витрати $W = \Sigma W_j$ найменша залишкова концентрація відповідає найбільшому добутку (L_w+W_j). З увігнутості функції $\ln(L_w+W_j)$ випливає, що максимум суми логарифмів досягається за $W_j=W/n$. Отже, воду доцільно розподіляти порівну між однаковими стадіями:

$$\frac{c_n}{c_0} = \left(1 + \frac{W}{nL_w}\right)^{-n}, \qquad W_{min} = nL_w\left[\left(\frac{c_0}{c_{lim}}\right)^{1/n} - 1\right]. \tag{32}$$

де c_0 – початкова концентрація розчинної речовини; c_{lim} – її допустима концентрація після промивання; W_{min} – мінімальний сумарний об'єм свіжої води для n стадій. За фіксованого W та $n \to \infty$ відношення c_n/c_0 наближається до $\exp(-W/L_w)$. Тому подальше збільшення кількості промивань має обмежений ефект і потребує додаткового обладнання та часу. Для протитечійної схеми складають окремі міжступеневі баланси (*Castillo-Santos et al., 2016; de Mattos & Zecchi, 2025*). Застосування (32) до залишкових реагентів потребує перевірки прийнятих припущень щодо сорбції та реакцій.

Для розрахунку сушіння позначимо початкову та кінцеву вологість через u_i й u_f, кг води на кг сухого матеріалу, а суху масу продукту – M_f. З урахуванням випаровування води, нагрівання та втрат теплоти потреба в енергії становитиме (*Mujumdar, 2014*):

$$E_{dry} \simeq \frac{M_f(u_i - u_f)L_v + Q_{sensible} + Q_{loss,d}}{\eta_d}. \tag{33}$$

де L_v – питома теплота пароутворення, Дж/кг; $Q_{sensible}$ – теплота нагрівання матеріалу й обладнання, Дж; $Q_{loss,d}$ – втрати теплоти під час сушіння, Дж; η_d – коефіцієнт ефективності підведення теплоти. Зменшення початкової вологості на Δu скорочує складову енергії випаровування на $M_f\Delta uL_v/\eta_d$ за незмінних інших умов.

Для порівняння впливу параметрів перейдемо до безрозмірних величин. За $K > 0$ введемо $x = h/K$, $R_r = r/K$, $\theta = kt$ та $\delta = e_0/(aK)$. Тоді залежності виходу, енергетичного критерію та оптимального об'єму води набудуть вигляду:

$$Y = \frac{x - R_r}{x+1}\left[1 - e^{-\theta(1+1/x)}\right], \qquad j_\infty = \frac{x - R_r}{(x+1)(x+\delta)}, \qquad x_* = R_r + \sqrt{(R_r+1)(R_r+\delta)}. \tag{34}$$

де $j_\infty = JaK/q_0$. Для аналізу прийнято умовні значення параметрів, що дозволяють показати характер зміни розрахункових показників. Залежність виходу від питомого об'єму води й тривалості екстрагування наведено на **рис. 1**, а окремі результати розрахунку – в **табл. 2**.

За $R_r = 0,5$ та $x = 4$ рівноважний вихід становить 0,70. Для одержання $Y_t = 0,60$ необхідний час $\theta_{min} = 1,557$ (у безрозмірній системі). Значення $x = 3,25$ відповідає рівноважній межі для такого виходу. Отже, для його досягнення протягом скінченного часу потрібно приймати $x > 3,25$.

Як видно з **табл. 2**, збільшення об'єму води підвищує вихід і скорочує мінімальний час досягнення $Y_t = 0,60$. За $x = 2$ цей вихід недосяжний, оскільки рівноважне значення дорівнює лише 0,50. Для $x = 8$ необхідний час зменшується до 1,132.

Залежність енергетичного критерію від об'єму води має виражений максимум (**рис. 2**). За $R_r = 0,5$ та $\delta = 2$ отримано $x^* = 2,4365$, якому відповідає рівноважний вихід 0,5635. Для забезпечення $Y_t = 0,60$ цей об'єм є недостатнім. Тому вибір режиму за енергетичним критерієм необхідно узгоджувати з вимогами до повноти вилучення речовин.

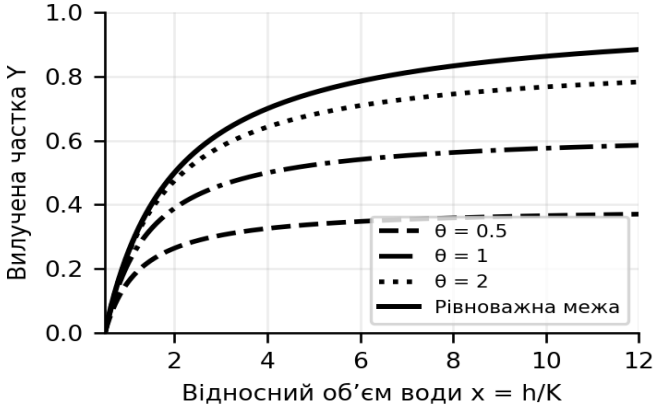


Рис. 1 – Залежність виходу екстрактивних речовин від відносного об'єму води та безрозмірного часу за $R_r = 0,5$

Таблиця 2 – Розрахункові показники екстрагування за $R_r = 0,5$

x	Y за θ = 1	Y∞	Умова для $Y_t = 0,60$
2	0,3884	0,5000	Недосяжно
4	0,4994	0,7000	$\theta \geq 1,557$
8	0,5628	0,8333	$\theta \geq 1,132$

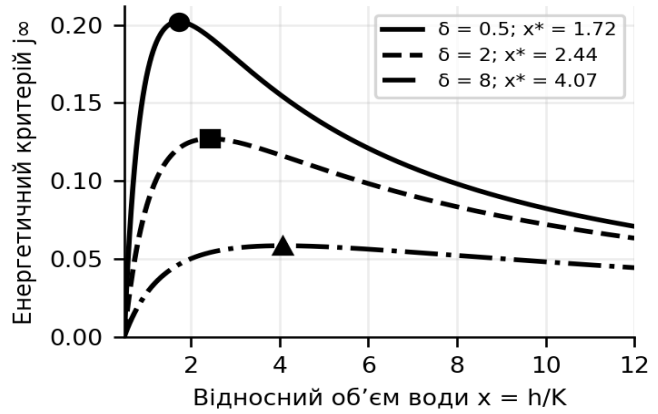


Рис. 2 – Залежність безрозмірного енергетичного критерію від відносного об'єму води за $R_r = 0,5$ та різних δ

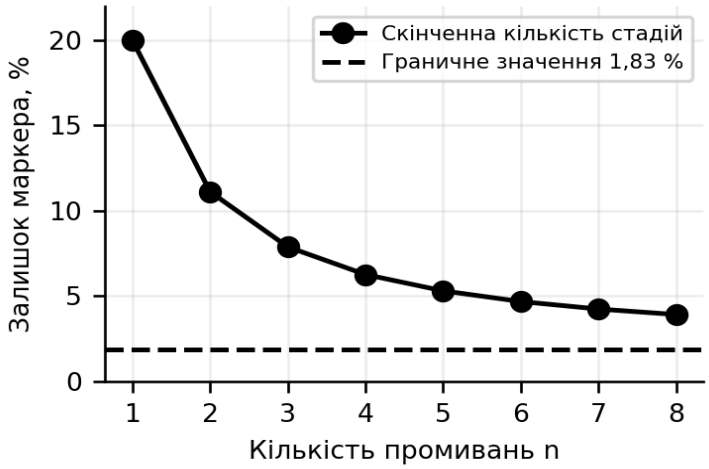


Рис. 3 – Залежність залишкової концентрації речовини від кількості промивань за $W/L_w = 4$

Результати розрахунку промивання за (32) наведено на **рис. 3**. За $W/L_w=4$ одне промивання залишає 20,00 % початкової концентрації розчинної речовини, два – 11,11 %, чотири – 6,25 %. Зі збільшенням кількості стадій відношення концентрацій наближається до 1,83 %. Ці значення отримано для прийнятої моделі повного перемішування та сталого утримання рідини.

Під час перевірки встановлено узгодженість розмірностей отриманих залежностей. Величини q і Kc мають одиниці кг/кг, коефіцієнт b – c^{-1}, а добуток bt є безрозмірним. Відношення e_0/a має одиниці $м^3/кг$, що відповідає розмірності h* у (21). У рівнянні (23) величина bB/P безрозмірна.

Перевірка граничних випадків показала, що за t = 0 вихід дорівнює нулю, при $t\to\infty$ наближається до (12), а при $h \to r$ – зменшується до нуля через відсутність відібраної рідини. За $r \to 0$ мінімізуються втрати речовини з утриманим розчином. При $K \to 0$ розмірна модель дає $Y = (1 - r/h)(1 - \exp(-kt))$; безрозмірні залежності (34) у цьому випадку не застосовуються. За $h\to\infty$ і сталого t вихід наближається до $1 - \exp(-kt)$, що відображає вплив тривалості масоперенесення.

Для встановлення чутливості результату до кінетичного коефіцієнта визначимо нормовану похідну за незмінних інших параметрів:

$$S_k = \frac{k}{Y}\frac{\partial Y}{\partial k} = \frac{bt}{e^{bt}-1}. \qquad (35)$$

За малого bt чутливість наближається до одиниці, а при наближенні до рівноваги зменшується до нуля. Тому для визначення k необхідні вимірювання на ділянці активної зміни концентрації. Коефіцієнт K установлюють за рівноважними даними для кількох об'ємів води та незалежно визначеним q_0. Одна кінетична крива за невідомого q_0 дозволяє визначити лише поєднання $q_0/(h + K)$ і $k(1 + K/h)$. Практичну точність оцінок за експериментальними даними надалі можна перевірити методом профілю правдоподібності (*Raue et al., 2009*).

Для чисельної перевірки прийнято $q_0 = 0{,}3$ кг/кг, $h = 0{,}008$ $м^3/кг$, $K = 0{,}002$ $м^3/кг$, $k = 0{,}001$ $с^{-1}$ та t = 2000 с. Інтегрування рівняння (4) виконано з кроком 0,5 с. Відхилення концентрації від аналітичного розв'язку (5) становило менше 10^{-9} кг/$м^3$, а нормована нев'язка матеріального балансу —– менше 10^{-12}. За $R_r = 0{,}5$ і $\delta = 2$ значення $x^* = 2{,}436492$ відрізнялося від результату сіткового пошуку менш ніж на $5\cdot10^{-5}$. Отримані показники підтверджують обчислювальну узгодженість залежностей для тестових параметрів.

Для переходу від розрахунково-теоретичних прикладів до вибору режимів переробки конкретної сировини необхідно визначити параметри, наведені в **табл. 3**. Результати таких вимірювань становитимуть основу експериментальної перевірки моделі.

Таблиця 3 – Вихідні дані для визначення параметрів моделі

Параметр або зв'язок	Що потрібно для кількісного застосування
q_0, S	Суха маса й незалежно визначений запас доступної водорозчинної фракції
K	Рівноважні концентрації за кількох об'ємів води
k	Концентрації або маси продукту в часі a відомих q_0, K, h
r	Утримана рідина після конкретного способу відділення
e_0, a, B, P	Тепловий розрахунок або вимірювання витрат енергії
F_0, a_j, b_j	Фракційний склад і зміна цільової та нецільової фракцій у ваннах
Lw	Утримання промивної рідини після кожного відділення

Модель застосовується за прийнятих припущень щодо рівноваги, кінетики та збереження фракцій. За суттєвих відмінностей між компонентами екстракту складають окремі матеріальні баланси. Зміну температури враховують через залежності k і K від температури, а необоротні перетворення речовин – додатковими кінетичними членами.

ВИСНОВКИ

У статті теоретично обґрунтовано взаємозв'язок гідравлічних та фізико-хімічних процесів комплексної переробки хвої сосни звичайної. Розроблена модель поєднує водне екстрагування, відділення рідини, очищення волокнистого залишку, промивання та сушіння. Енерговитрати гідроструминного відділення враховано через перепад тиску, подачу насоса й коефіцієнт корисної дії приводу.

Отримано аналітичну залежність фактичного виходу екстрактивних речовин від об'єму води, тривалості процесу, фазової рівноваги та утримання рідини матеріалом. Установлено умову досяжності заданого виходу й мінімальну тривалість екстрагування. Це дозволяє узгоджувати місткість екстрактора з вимогами до розділення фаз.

Для рівноважного наближення та лінійної залежності питомих енерговитрат від об'єму води визначено єдиний максимум маси відібраних речовин на одиницю енергії. Показано, що відповідний об'єм потрібно додатково перевіряти за умовами повноти вилучення й концентрації продукту. В умовному розрахунку за $R_r = 0,5$ і $\delta = 2$ енергетичному максимуму відповідає вихід 0,5635, що є недостатнім для заданого значення 0,60.

Матеріальний баланс залишку дозволив пов'язати вихід екстракту з умовами наступного лужного очищення. Для прийнятої кінетики першого порядку встановлено допустимий інтервал тривалості, який забезпечує задану частку цільової фракції та її збереження. Збільшення попереднього вилучення екстрактивних речовин зменшує необхідну різницю тривалості та інтенсивності впливу за незмінних інших параметрів.

Для послідовних промивань за повного перемішування та сталого утримання рідини встановлено доцільність рівного розподілу загального об'єму свіжої води між стадіями. Визначено граничну залишкову концентрацію та показано вплив попереднього механічного зневоднення на витрати енергії під час сушіння.

Отримані залежності можуть бути використані для розрахункового обґрунтування комплексної технології після визначення коефіцієнтів рівноваги, кінетики, утримання рідини та вибірковості очищення для конкретної сировини. Подальші дослідження доцільно спрямувати на експериментальне визначення цих параметрів.

СПИСОК ПОСИЛАНЬ

Anlauf, H. (2019). *Wet cake filtration: Fundamentals, equipment, and strategies*. Wiley-VCH. https://doi.org/10.1002/9783527820665.

Azmir, J., Zaidul, I. S. M., Rahman, M. M., Sharif, K. M., Mohamed, A., Sahena, F., Jahurul, M. H. A., Ghafoor, K., Norulaini, N. A. N., & Omar, A. K. M. (2013). Techniques for extraction of bioactive compounds from plant materials: A review. *Journal of Food Engineering, 117*(4), 426–436. https://doi.org/10.1016/j.jfoodeng.2013.01.014

Both, S., Koudous, I., Jenelten, U., & Strube, J. (2014). Model-based equipment-design for plant-based extraction processes – considering botanic and thermodynamic aspects. *Comptes Rendus Chimie, 17*(3), 187–196. https://doi.org/10.1016/j.crci.2013.11.004.

Brennen, C. E. (1995). *Cavitation and bubble dynamics*. Oxford University Press. https://doi.org/10.1093/oso/9780195094091.001.0001.

Castillo-Santos, K., Aguirre-Alonso, R. O., Rodríguez-Jimenes, G. C., Robles-Olvera, V. J., Salgado-Cervantes, M. A., & García-Alvarado, M. A. (2016). An optimization based algorithm for solving design problems of counter-current multistage batch solid–liquid extractors for complex systems: Application to vanilla extract. *Computers & Chemical Engineering, 89*, 53–61. https://doi.org/10.1016/j.compchemeng.2016.03.004.

Castillo-Santos, K., Ruiz-López, I. I., Rodríguez-Jimenes, G. C., Carrillo-Ahumada, J., & García-Alvarado, M. A. (2017). Analysis of mass transfer equations during solid-liquid extraction and its application for vanilla extraction kinetics modeling. *Journal of Food Engineering, 192*, 36–44. https://doi.org/10.1016/j.jfoodeng.2016.07.020.

Célino, A., Fréour, S., Jacquemin, F., & Casari, P. (2014). The hygroscopic behavior of plant fibers: A review. *Frontiers in Chemistry, 1*, 43. https://doi.org/10.3389/fchem.2013.00043.

Chemat, F., Vian, M. A., & Cravotto, G. (2012). Green extraction of natural products: Concept and principles. *International Journal of Molecular Sciences, 13*(7), 8615–8627. https://doi.org/10.3390/ijms13078615.

Crank, J. (1975). *The mathematics of diffusion* (2nd ed.). Clarendon Press. https://people.bath.ac.uk/ensdasr/PAPERS/Crank-The-Mathematics-of-Diffusion.pdf.

Dai, J., & Mumper, R. J. (2010). Plant phenolics: Extraction, analysis and their antioxidant and anticancer properties. *Molecules, 15*(10), 7313–7352. https://doi.org/10.3390/molecules15107313.

de Mattos, R., & Zecchi, B. (2025). Modeling, simulation, and optimization of multi-stage equilibrium extraction of phenolic compounds from grape pomace. *Journal of Food Engineering, 389*, 112392. https://doi.org/10.1016/j.jfoodeng.2024.112392.

Glueckauf, E. (1955). Theory of chromatography. Part 10.—Formulæ for diffusion into spheres and their application to chromatography. *Transactions of the Faraday Society, 51*, 1540–1551. https://doi.org/10.1039/TF9555101540.

Gupta, M., Chauhan, M., Khatoon, N., & Singh, B. (2010). Composite boards from isocyanate bonded pine needles. *Journal of Applied Polymer Science, 118*(6), 3477–3489. https://doi.org/10.1002/app.32703.

Kabir, M. M., Wang, H., Lau, K. T., & Cardona, F. (2012). Chemical treatments on plant-based natural fibre reinforced polymer composites: An overview. *Composites Part B: Engineering, 43*(7), 2883–2892. https://doi.org/10.1016/j.compositesb.2012.04.053.

Li, X., Tabil, L. G., & Panigrahi, S. (2007). Chemical treatments of natural fiber for use in natural fiber-reinforced composites: A review. *Journal of Polymers and the Environment, 15*, 25–33. https://doi.org/10.1007/s10924-006-0042-3.

Mujumdar, A. S. (Ed.). (2014). *Handbook of industrial drying* (4th ed.). CRC Press. https://doi.org/10.1201/b17208.

Raue, A., Kreutz, C., Maiwald, T., Bachmann, J., Schilling, M., Klingmüller, U., & Timmer, J. (2009). Structural and practical identifiability analysis of partially observed dynamical models by exploiting the profile likelihood. *Bioinformatics, 25*(15), 1923–1929. https://doi.org/10.1093/bioinformatics/btp358.

Simeonov, E., Tsibranska, I., & Minchev, A. (1999). Solid–liquid extraction from plants – experimental kinetics and modelling. *Chemical Engineering Journal, 73*(3), 255–259. https://doi.org/10.1016/S1385-8947(99)00030-3.

Герасимчук, О. П., Ткачук, О. Л., Волянський, В. О., & Бондар, В. Н. (2025). Гідроструминний спосіб відділення хвої сосни звичайної для комплексної переробки [Hydro-jet method for Scots pine needle separation for integrated processing]. *Сільськогосподарські машини, 51*, 64–72. https://doi.org/10.36910/acm.vi51.1886.

Ткачук, О. Л., Герасимчук, О. П., & Ковальчук, Н. П. (2024). Обґрунтування технологічного режиму виділення волокна з хвої сосни звичайної [Substantiation of the technological regime for fibre extraction from Scots pine needles]. *Сільськогосподарські машини, 50*, 129–135. https://doi.org/10.36910/acm.vi50.1413.

Ткачук, О. Л., Герасимчук, О. П., & Резнікова,В.В. (2022). Пневмотермічний спосіб отримання хвої для виготовлення текстильних волокон (Pneumothermal method of obtaining coniferous needles for production of textile fibers*).Сільськогосподарські машини, 48*, 67-73. https://doi.org/10.36910/acm.vi48.842.