МАТЕРІАЛИ

XV МІЖНАРОДНОЇ НАУКОВОЇ КОНФЕРЕНЦІЇ

«Удосконалення процесів та обладнання харчових та хімічних виробництв»

(8 – 12 вересня)

ОДЕСА 2014

НТБ ОНАХТ

Організатори конференції

Міністерство освіти і науки, молоді та спорту

Одеська державна обласна адміністрація

Одеська національна академія харчових технологій

Інститут післядипломної освіти ОНАХТ

Консалтингова лабораторія ТЕРМА

ЗАСТОСУВАННЯ ТЕПЛОВИХ НАСОСІВ, ТЕПЛОВИХ ТРУБ, ХОЛОДИЛЬНИХ МАШИН. АЛЬТЕРНАТИВНІ ДЖЕРЕЛА ЕНЕРГІЇ

НТБ ОНАХТ

ЗМІСТ

ЗАСТОСУВАННЯ ТЕПЛОВИХ НАСОСІВ, ТЕПЛОВИХ ТРУБ, ХОЛОДИЛЬНИХ МАШИН. АЛЬТЕРНАТИВНІ ДЖЕРЕЛА ЕНЕРГІЇ

ЕНЕРГЕТИЧНИЙ АНАЛІЗ ТЕХНОЛОГІЙ ВИРОБНИЦТВА ТВЕРДОГО БІОПАЛИВА
Снєжкін Ю.Ф., Корінчук Д.М., Безгін М.М., Степчук І.В……4
ТЕХНІКО-ЕКОНОМІЧНІ ПОКАЗНИКИ ЕЛЕКТРОНАГРІВАЛЬНИХ ТЕПЛОВИХ АКУМУЛЯТОРІВ
Корінчевська Т.В., Снєжкін Ю.Ф., Михайлик В.А……8
ТЕПЛОТЕХНИЧЕСКАЯ ЭФФЕКТИВНОСТЬ ПРИМЕНЕНИЯ СВЕТОПРОЗРАЧНЫХ ПОКРЫТИЙ В СОЛНЕЧНОЙ ЭНЕРГЕТИКЕ
Селихов Ю.А., Коцаренко В.А., Музыка А.С……..11
ИССЛЕДОВАНИЕ ВЛИЯНИЯ КАВИТАЦИИ НА КАЧЕСТВО ЭМУЛЬСИИ ПРИ ПОЛУЧЕНИИ ТОПЛИВНЫХ КОМПОЗИЦИЙ
Щепкин В.И., Целень Б.Я., Радченко Н.Л……...13
РОЗРОБКА СУМІЩЕНОГО ПРОЦЕСУ ОДЕРЖАННЯ ТЕПЛОВОЇ ЕНЕРГІЇ І СИЛІЦІЙ(IV) ОКСИДУ ІЗ ВІДХОДІВ РИСОВОГО ВИРОБНИЦТВА
Гура Д.В., Сорока П.Г., Черемисінова А.О……..…17
ПАЛИВНІ БРИКЕТИ, ЯК АЛЬТЕРНАТИВНЕ ПАЛИВО. ПРОЦЕС ВИГОТОВЛЕННЯ ПАЛИВ-НИХ БРИКЕТІВ
Степанюк А.Р., Степчук І.В……....23
АДСОРБЦІЙНИЙ ПЕРЕТВОРЮВАЧ ТЕПЛОТИ ПЕРІОДИЧНОЇ ДІЇ
Чалаєв Д.М., Грабов Л.Н., Данько І.О……..…26
ИЗУЧЕНИЕ ПРОЦЕССА СУШКИ КОФЕЙНОГО ШЛАМА ДЛЯ ПРОИЗВОДСТВА ПЕЛЛЕТ
Перетяка С.Н…….....29
АНАЛИЗ СУДОВОЙ ГИБРИДНОЙ ТРИГЕНЕРАЦИОННОЙ СИСТЕМЫ, РАБОТАЮЩЕЙ ПО ЭЖЕКТОРНОМУ ХОЛОДИЛЬНОМУ ЦИКЛУ И ОРГАНИЧЕСКОМУ ЦИКЛУ РЕНКИНА
Димитров А. А., Яковлева О. Ю., Хмельнюк М. Г……...32
ПЕРСПЕКТИВЫ РАЗВИТИЯ ЭНЕРГОТЕХНОЛОГИЙ АПК С ПРИМЕНЕНИЕМ ЭФФЕКТИВНЫХ СИСТЕМ ТЕРМОТРАНСФОРМАЦИИ
Зыков А.В……...38

НТБ ОНАХТ

УДК 662.62;662.71/.74

ЕНЕРГЕТИЧНИЙ АНАЛІЗ ТЕХНОЛОГІЙ ВИРОБНИЦТВА ТВЕРДОГО БІОПАЛИВА

Снєжкін Ю.Ф., д-р техн. наук, чл.-кор. НАНУ, Корінчук Д.М., канд. техн. наук,
Безгін М.М., аспірант, Степчук І.В., магістрант
Національна академія наук України «Інститут технічної теплофізики», м. Київ

Один із шляхів ефективного використання твердих рослинних, деревинних відходів, торфу випуск паливних гранул та брикетів. Енергетичний аналіз головних стадій виробництва біопалива дозволяє виділити основні ділянки, що впливають на енергоефективність виробництва та собівартість продукції. При виробництві біопалива найбільш енергоємним є процес теплового сушіння. В процесі подрібнення біомаси в дробарках видаляється до 10 % вільної вологи. На підприємствах, де встановлено декілька стадій подрібнення, зафіксовано підвищення на 2-3% електричних енерговитрат, в той же час спостерігалося зниження теплових витрат на сушіння до 10 %.

One of the ways to use effectively solid herb , wood waste, peat is issue fuel pellets and briquettes. Energy analysis of the main stages of the biofuels production allows identify key areas that affect the profitability and cost of production. In the production of biofuels the most energy intensive is thermal drying process. 10% of free moisture is removed during the grinding process of biomass in the crushers. The enterprises which use multiple stages of crushing, recorded an increase electrical energy consumption at 2.3 % , while heat loss decrease observed to 10 % on drying.

Ключові слова: енергоефективність, біопаливо, технологічні лінії, брикетування, гранулювання, сушіння, подрібнення, відновлювані джерела енергії

Використання торфу, деревних і сільськогосподарських відходів різних виробництв є одним із способів вирішення світової енергетичної проблеми. Це спричинило активний розвиток технологій з переробки біомаси в паливо. Частка біомаси з усіх ВДЕ, для виробництва теплоти, в Європі складає 93%.

В Україні за останні роки вироблено біопалива еквівалентом 38 млн т у.п./на рік. Значною частиною сировини для біопалива стали відходи деревообробки, сілького господарства (соняхів, кукурудзи), енергетичні культури (тополя, міскантус, акація, верба) та солома злакових. Лушпиння соняшнику, гречки та інших зернових культур, а також солома та інші відходи переробки продукції рослинництва утворюють, без перебільшення, величезний ресурс біомаси, що є придатною для подальшого використання, в тому числі і для енергетичних цілей. В Україні цей ресурс досі використовується вкрай неефективно. Сьогодні українські аграрії спалюють мільйони тон подібних відходів, завдаючи при цьому колосальний збиток навколишньому середовищу і упускаючи значні обсяги потенційного біопалива, яке можливо використовувати в якості економії витрат на опалення та енергопостачання місцевих споживачів. Це, в першу чергу, пов'язано з відсутністю можливостей ефективного збирання та зберігання сировини.

Основною метою статті є аналіз енергоефективності існуючих в Україні технологій виробництва твердого біопалива, виявлення шляхів та способів зменшення енерговитрат при виробництві твердого біопалива та забезпечення стабільної роботи підприємств.

Для досягнення поставленої мети необхідно вирішити наступні задачі:

-виділити основні ділянки енергоспоживання та визначити співвідношення теплових і електричних витрат ліній різної продуктивності за стадіями виробництва;

-дослідити фактори впливу на продуктивність та працездатність ліній виробництва твердого біопалива;

-визначити граничні умови ефективного виробництва біопалива.

Один із шляхів ефективного використання твердих рослинних, деревинних відходів, торфу випуск паливних гранул та брикетів. Гранули представляють собою облагороджене паливо, отримуване в результаті переробки сировини рослинного та деревинного походження (тирси, шліфувального пилу, стружок, кори, струганої тріски, торфу, відходів переробки дерев у пиломатеріали, соломи, відходів сільського господарства, харчової промисловості, торфу). Основна маса біопалива постачається за кордон. Це пов'язано з тим, що піки виробництва біопалива на українських підприємствах і споживання гранул на внутрішньому ринку України не співпадають в межах річного циклу за часом. Виробництво біопалива під час опалювального сезону має найменшу рентабельність в зв'язку з додатковими тепловими витратами на прогрівання замерзлої біомаси та устаткування, підтримки необхідного режиму виробництва і устаткування.

Виробники сезонно виробляють біопаливо та якщо є можливість, складують його і потім розпродають впродовж року. В іншому випадку продають за кордон, де є постійний попит на цей продукт. Без сезонних простоїв можуть працювати лише великі підприємства і заводи масового виробництва продуктивністю від 3 т/год (рис.1.1).

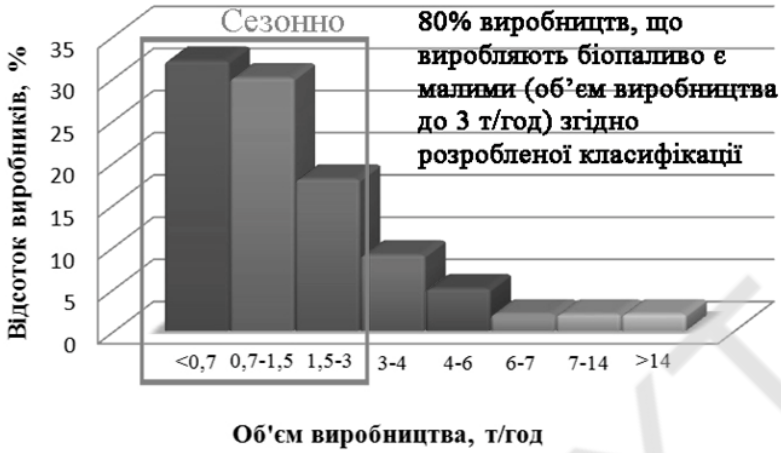


Рис. 1.1 – Характеристика середньорічної продуктивності ліній виготовлення твердого біопалива в Україні

Енергетичний аналіз головних стадій виробництва біопалива дозволяє виділити основні ділянки, що впливають на рентабельність виробництва та собівартість продукції. Технічний огляд трьох десятків підприємств України дозволив побудувати узагальнюючу характеристику залежностей питомих енерговитрат від продуктивності виробництва (рис. 1.2). З рисунку видно, що суттєве зростання питомих енергетичних витрат спостерігається при зменшенні обсягів виробництва від 3 т/год і нижче.

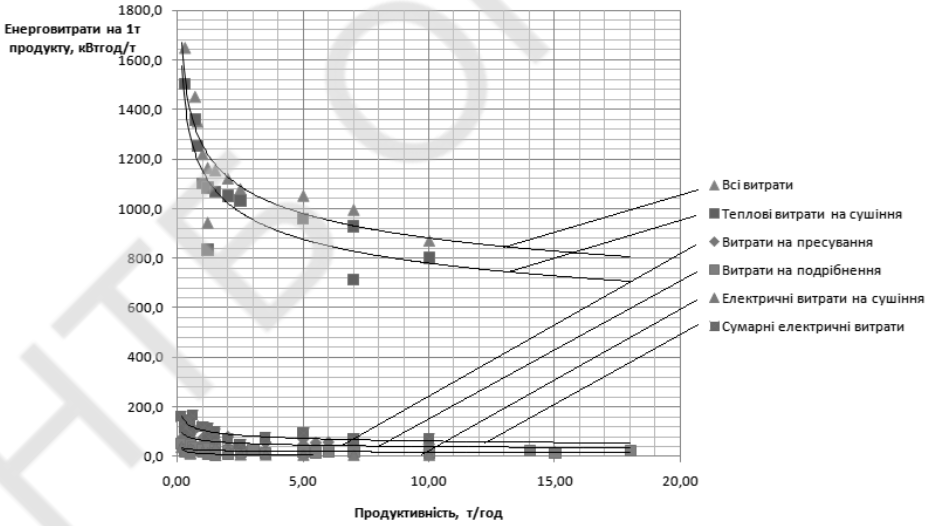


Рис. 1.2 – Залежність питомих енерговитрат від продуктивності виробництва

При виробництві біопалива найбільш енергоємним є процес сушіння. Близько 90 % теплової енергії витрачається на випаровування вологи. В середньому на цей процес витрачається 12-20 % цільового продукту біопалива, що виробляється на підприємстві. Частка електричних витрат на потреби виробництва, в загальному енергетичному балансі змінюється не суттєво.

Для більш коректного порівняння витрат теплової та електричної енергії на різних стадіях виробництва палива всі енерговитрати переведено в тепловий еквівалент. Коефіцієнт перетворення теплової енергії в електричну складає близько 30 %. При перетворенні всіх енерговитрат на виробництво палива в тепловий еквівалент матимемо інші співвідношення. Частка загальних конвертованих електричних витрат становить 27 % при продуктивності виробництва 1т/год і становить 23 % при продуктивності 5 т/год (рис. 1.3). Відповідно, питома вага енергетичних витрат на подрібнення та пресування також є значною,

що робить обґрунтованим вдосконалення цих стадій та залучення системи когенерації на виробництві біопалива.

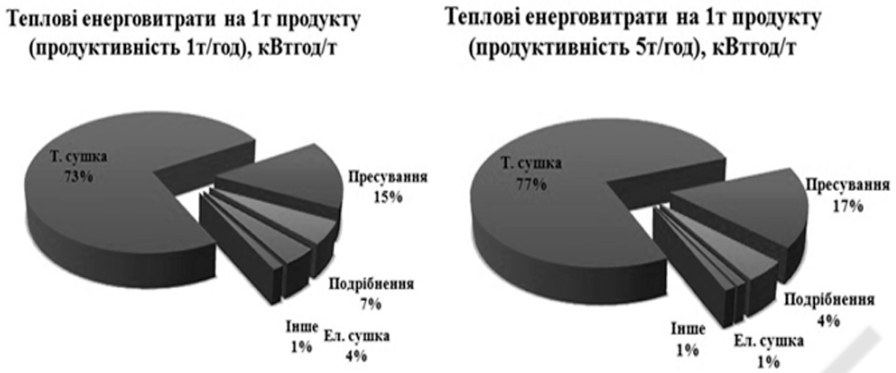


Рис. 1.3 – Загальні енерговитрати лінії в тепловому еквіваленті

В більшості технології, тепловий агент генерується на підприємстві з сировини, що переробляється, або з виготовленої продукції (пелети, брикети). На рисунку 1.4 криві показують відношення кількості отриманого палива в енергетичному еквіваленті до енергії, яка витрачається на виробництво цього палива (отриманої теплової енергії до затраченої теплової енергії), в залежності від початкової вологості вихідної сировини.

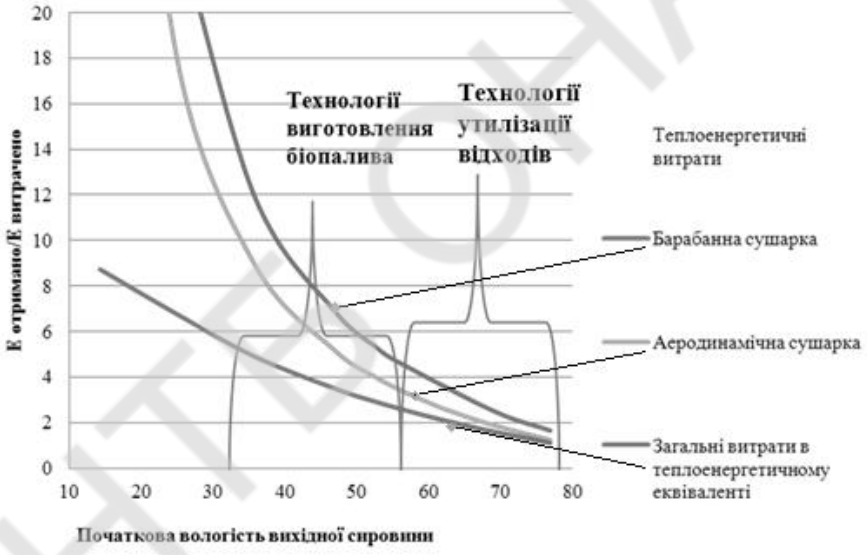


Рис. 1.4 – Теоретичний розрахунок кількості палива в енергетичному еквіваленті, що приходиться на одиницю витраченої енергії

Аналіз виробництв твердого біопалива показує, що мінімальний рівень рентабельності виробництва має лежати в діапазоні від 3 до 6, що відповідає вологості вихідної сировини та в середньому не нижче 55%. Питомі витрати енергії на сушку сировини на тону кінцевого продукту зменшуються при зменшенні початкової вологості сировини та змінюються в межах 10% в залежності від вибору сушильного обладнання. При вихідній вологості біомаси вище 55% технологія її переробки переходить до категорії утилізації відходів.

Проаналізувавши існуючі технологічні лінії, встановлено, що потужність теплогенератора установки теплового сушіння, який підігріває теплоагент сушарки, пропорційна потужності лінії з розрахунку 1МВт на 1 т/год продуктивності. З рисунку 1.5 видно, що такі лінії можуть досить ефективно працювати при вологості вихідної сировини 50-55%.

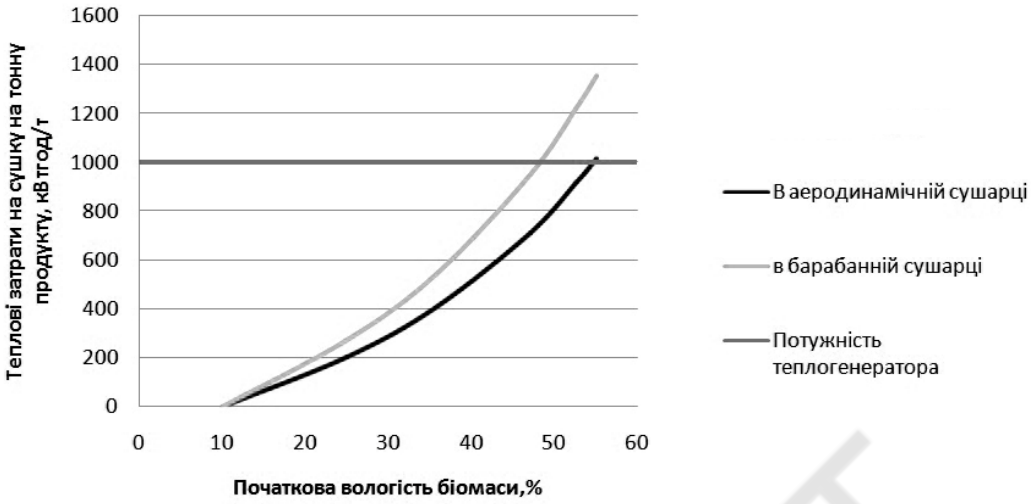


Рис. 1.5 – Теоретичний розрахунок теплових витрат на сушку в залежності від початкової вологості біомаси

Відповідно початкова сировина не повинна мати відносну вологість вище 55%, оскільки потужності теплогенератора буде недостатньо для забезпечення технологічного режиму, а продуктивність лінії буде падати чи лінія перестане бути працездатною. Вибір більших потужностей теплогенератора призводить до зменшення рентабельності виробництва.

Цікавий ефект спостерігається при 2-ох стадійному подрібненні сировини (додаткова стадія подрібнення до або під час стадії сушіння), коли на першій стадії подрібнення біомаси в такий спосіб видаляється до 10% вільної вологи. На підприємствах, де встановлено декілька стадій подрібнення, зафіксовано підвищення на 2-3% електричних енерговитрат, в той же час спостерігалося зниження теплових витрат на сушіння до 10%.

Вказане технічне рішення можливо застосовувати за умови переробки сировини вологістю вище 55%. В той же час поєднання стадій сушіння та подрібнення в одному апараті, або чергування (за принципом: подрібнення-підсушування сировини; остаточне здрібнення-досушування) дозволить, як інтенсифікувати процес зневоднення так і вирішити проблеми подрібнення надто вологої сировини, які існують на більшості виробництв.

Висновки

При аналізі питомих енерговитрат 30 різних підприємств була виявлена тенденція до зменшення енергетичних витрат для ліній з високими обсягами виробництва.

При виробництві брикетованого та гранульованого біопалива біля 90% енергетичних витрат припадають на стадію сушіння. Частка електричних витрат на потреби виробництва, в загальному енергетичному балансі змінюється не суттєво.

Встановлено, що при початковій вологості сировини вище 55% більшість технологічних ліній виробництва твердого біопалива непрацездатні, а технологія переробки біомаси переходить до категорії утилізації відходів.

Застосування багатостадійного подрібнення дозволяє видалити до 10% вологи з сировини механічними методами, вирішити проблему працездатності лінії при граничних коливаннях вологості сировини біля 55%.

Література

1. Гомонай М. В. «Производство топливных брикетов. Древесное сырье, оборудование, технологии, режимы работы»: Монография. - М.: МГУЛ (Московский государственный университет леса), 2006.
2. Теория сжигания древесины. "Лес и бизнес", №6 (16) август 2005 г., с.9.
3. Рекламные материалы ОАО "БЕЛКОТЛОМАШ", 2006 г., с.32.
4. Тиайненен В.С., "Преимушества прессованного биотоплива: топливные гранулы и брикеты":- Леспроминформ, №11, 2003 г., с. 42-45.
5. Бородуля В.А., Пальчёнок Г.И., "Денсифицированное биотопливо-энергетическая альтернатива для Беларуси: потенциал, проблемы и перспективы.-Энергоэффективность. Мн., №11, №12, 2002 г.
6. Гелетуха Г.Г., Железная Т.А. Олейник Е.Н. «Перспективы производства тепловой энергии из биомассы в Украине» ":- Альтернативная энергетика, №5, 2003 г., с. 48-53

УДК 620.93:547.21/.91

ТЕХНІКО-ЕКОНОМІЧНІ ПОКАЗНИКИ ЕЛЕКТРОНАГРІВАЛЬНИХ ТЕПЛОВИХ АКУМУЛЯТОРІВ

Корінчевська Т.В., Снєжкін Ю.Ф., д-р техн. наук, професор,
Михайлик В.А., канд. техн. наук, ст. наук. співробітник,
Інститут технічної теплофізики Національної академії наук України, м. Київ

В статті приведена оцінка перспективності використання теплоакумулюючих електронагрівальних приладів, що працюють з використанням теплоти фазового переходу. Розраховано термін окупності таких систем.

The paper shows the evaluation of perspective of using of electric heat storage systems. They are operating by using the heat of phase change. The payback period of such systems is calculated.

Ключові слова: теплота, акумулювання, фазовий перехід, нічна пільгова електроенергія

Одним з ефективних шляхів енергозбереження є забезпечення раціонального графіка навантаження на електричні мережі, оскільки це сприяє підвищенню економічності та надійності роботи енергосистеми. Вирішенню цієї задачі сприяє існуюче положення про тарифне регулювання, яке передбачає значно нижчий тариф на електроенергію, споживану в нічний період, в порівнянні з денним. Введені відповідні тарифні коефіцієнти для двозонних та тризонних тарифів, диференційованих за періодами часу (постанова НКРЕ № 1262 від 04.11.2009).

Перспективним в цьому плані є застосування автономних теплоакумулюючих електронагрівальних приладів, які акумулюють енергію вночі по пільговим тарифам та віддають її протягом дня. Це пов'язано з тим, що постійне збільшення ціни за теплопостачання залежить від ціни на природній газ. В таких умовах електроопалення з використанням низьких нічних тарифів з неефективного стає економічно вигідним і конкурентоспроможним порівняно з іншими видами індивідуального опалення. А оскільки приблизно половина електроенергії, що виробляється в Україні, постачається від неманеврених атомних станцій, то це ще багато років буде утримувати нічні тарифи на електроенергію від зростання, заохочуючи до споживання електроенергії в нічні години.

Для підтвердження ефективності використання електронагрівальних теплових акумуляторів (ТА) згідно з тарифами на травень 2014 р [1] була розрахована вартість 1 Гкал теплової енергії, отриманої за рахунок використання пільгової електроенергії в нічний період для різних категорій споживачів (табл. 1).

Таблиця 1 – Вартість 1 Гкал теплової енергії, отриманої за рахунок пільгової електроенергії

Тарифний план	Тривалість періоду, години	Тариф, грн/(кВт·год)	Вартість 1 Гкал, грн
Для юридичних осіб			
Двозонні тарифи, диференційовані за періодами часу	8 (з 23.00 до 7.00)	0,5194	604,09
Тризонні тарифи, диференційовані за періодами часу	7 (з 24.00 до 7.00)	0,4544	528,49
Для населення			
Двозонні тарифи, диференційовані за періодами часу	8 з 23.00 до 7.00	0,2554	297,05
Тризонні тарифи, диференційовані за періодами часу	8 з 23.00 до 7.00	0,1459	169,69

Порівняння результатів розрахунку (табл. 1) з вартістю теплової енергії, отриманої за рахунок централізованого теплопостачання, за встановленими тарифами ПАТ «Київенерго» наведено в табл. 2. Видно, що при розрахунку за двозонними тарифами електричні системи акумулювання теплоти вигідні тільки для бюджетних установ та інших споживачів. Економія вартості теплової енергії за рахунок використання пільгової енергії для них становить 37 %.

При розрахунку за тризонними тарифами економія вартості 1 Гкал теплоти має позитивний ефект для всіх споживачів і відповідно становить 29 % для населення та 45% для бюджетних організацій і інших споживачів.

Таблиця 2 – Вартість 1 Гкал теплової енергії

Споживачі	Вартість 1 Гкал ТЕ за тарифами Київенерго, грн/Гкал	Вартість1 Гкал ТЕ, отриманої за рахунок використання електричної системи опалення, грн/Гкал	
		Двозонні тарифи	Тризонні тарифи
Населення	237,70	297,05	169,69
Бюджетні установи та інші споживачі	959,96	604,09	528,49

Це підтверджує ефективність використання систем електроопалення за допомогою теплових акумуляторів. Такі системи опалення можуть застосовуватися як на промислових підприємствах, так і в житлових приміщеннях, забезпечуючи споживачів якісним і безпечним теплом.

Серед різних систем акумулювання теплоти можна виділити системи з використанням теплоти фазового переходу. В цьому випадку акумулювання відбувається за рахунок поглинання теплоти, що витрачається на процес плавлення. Виділення теплоти в акумуляторі здійснюється в результаті кристалізації розплавленої речовини при охолодженні нижче температури фазового переходу. Такий спосіб акумулювання забезпечує високу густину акумульованої енергії при невеликих перепадах температур і достатньо стабільній температурі на виході з ТА.

Щоб забезпечити максимальну ефективність роботи акумулятора, теплоакумулюючий матеріал (ТАМ) з фазовим переходом повинен мати достатньо високу ентальпію фазового переходу, температуру плавлення, що задовольняє експлуатаційним умовам, термостійкість, високу теплопровідність і теплоємність в твердій та рідкій фазах, незначну зміну об’єму при нагріванні та охолодженні, слабку хімічну активність і безпечність для навколишнього середовища [2].

За основу нових ТАМ були взяті суміші виробництва ТОВ «Хімвоскпром» (м. Олександрія), що промислово випускаються у великих обсягах і відносно недорогі. Вони являють собою однорідний сплав різних восків та воскоподібних компонентів і використовуються для масового та індивідуального виготовлення моделей в ливарному виробництві. Нами розглянуті суміші, що містять парафін, буровугільний та поліетиленовий воски в різних співвідношеннях.

Експериментальні дослідження цих матеріалів [3] дозволили перевірити можливість їх використання в якості ТАМ. Було встановлено, що суміші, які містять 90…85 % парафіну та 10…15 % буровугільного воску, мають питому теплоту плавлення — 174,1…170,3 Дж/кг та кристалізації — 164,4…152,1 Дж/кг і є придатними для акумулювання теплової енергії. Виявлено, що багаторазове циклічне їх нагрівання і охолодження не призводить до погіршення теплофізичних властивостей і не викликає розшарування. Також було визначено термічну стійкість ТАМ [4]. Дослідження показали що дані суміші мають термічну стійкість, що задовольняє умовам використання їх в якості робочих тіл теплових акумуляторів до 150 ºС.

Конструктивні рішення ТА повинні бути спрямовані на максимальне використання теплоти фазових переходів і мінімізацію впливу негативних факторів, таких як коливання об’єму при фазовому переході та низька теплопровідність в твердому стані. Найбільш поширеними конструкціями є теплові акумулятори з розміщенням ТАМ в капсулах або в міжтрубному просторі акумулятора типу кожухотрубного теплообмінника [5].

Капсульні теплові акумулятори забезпечують високу надійність конструкції, дозволяють створити розвинену поверхню теплообміну, компенсувати (при використанні гнучких капсул) зміни об’єму в процесі фазових переходів. Однак, якщо ТАМ має низьку теплопровідність, виникає необхідність в зменшенні розмірів капсул та в збільшенні їх кількості, що призводить до зростання трудомісткості в виготовленні теплового акумулятора. Особливо доцільно застосування капсульних ТА в випадках малих теплових потоків з теплообмінної поверхні.

Розташування ТАМ в міжтрубному просторі кожухотрубного теплообмінника забезпечує раціональне використання внутрішнього об’єму теплового акумулятора і використання традиційної технології виготовлення теплообмінних апаратів. Однак при такій конструкції ускладнено забезпечення вільного розширення ТАМ, внаслідок чого знижується надійність акумулятора в цілому.

Тому при розробці конкретного конструктивного рішення теплового акумулятора потрібно враховувати насамперед властивості ТАМ.

Для оцінки перспективності використання електричних теплових акумуляторів на основі теплоти фазового переходу був розрахований термін їх окупності. При цьому враховувалось, що дані системи аку-

мулювання теплоти працюють з використанням нічної пільгової електроенергії за дво- або тризонними тарифами (рис. 1).

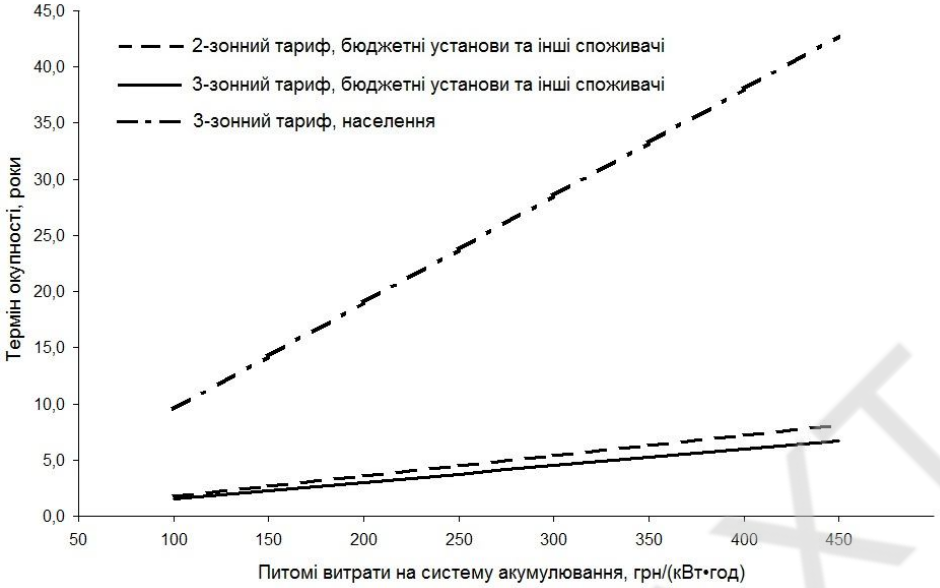


Рис. 1 – Термін окупності електричних систем акумулювання теплової енергії

Термін окупності розраховано для питомих витрат в діапазоні 100...450 грн/(кВт·год). Досліджені матеріали потрапляють в інтервал 150…200 грн/(кВт·год), що відповідає терміну окупності для населення 14,3…19 років, а для бюджетних організацій та інших споживачів 2,2…3,6 роки. З рис. 1 видно, що найбільша ефективність автономних теплоакумулюючих систем досягається в приміщеннях, обладнаних тритарифним лічильником. Особливо вигідно ці системи встановлювати в бюджетних установах, підприємствах та ін. Такі теплоакумулюючі системи мають невелике енергоспоживання (10…12 кВт) і не вимагають модернізації наявних систем підведення і розподілу електричної енергії.

З вищенаведеного випливає, що практичне впровадження електричних систем акумулювання теплової енергії за рахунок використання теплоти фазового переходу матеріалу є перспективним та дозволить частково вирішити питання раціонального використання паливно-енергетичних ресурсів і стабілізувати режим роботи теплових та електричних мереж. В Україні широко поширюється будівництво індивідуальних житлових будинків в приміських зонах, де відсутнє централізоване тепло- та газопостачання. В цих умовах перспективним є використання систем опалення на основі електричного теплоакумулювання, які працюють з використанням пільгового нічного тарифу на електричну енергію. Використання таких систем опалення забезпечить значну економію природного газу.

Литература

1. Тарифи на електроенергію та теплоенергію для дому та компаній [Електронний ресурс] // Київенерго [сайт] – Режим доступу: http://kyivenergo.ua/
2. Бекман Г. Тепловое аккумулирование энергии / Г. Бекман, П. Гилли ; пер. с англ. В.Я.Сидоров, Е.В.Сидоров ; под ред. В.М. Бродянского. – М. : Мир, 1987. – 272 с.
3. Михайлик В.А. Теплофизические свойства теплоаккумулирующих материалов на основе органических соединений / В.А. Михайлик, Ю.Ф. Снежкин, Т.В. Коринчевская, А.С. Парняков, В.А.Постников // Промышленная теплотехника – 2011. – Т. 33, №5. – С. 96–103.
4. Снєжкін Ю.Ф. Термічна стійкість композиційних теплоакумулюючих матеріалів на основі органічних сполук/ Ю.Ф.Снєжкін, В.А. Михайлик, Т.В. Корінчевська // Вісник Національного університету «Львівська політехніка» «Хімія, технологія речовин та їх застосування».– 2013. – №761. – С.270–273.
5. Левенберг В.Д. Аккумулирование тепла / В.Д. Левенберг, М.Р. Ткач, В.А. Гольстрем. – Киев : Техника, 1991. – 112 с.

УДК 662.997

ТЕПЛОТЕХНИЧЕСКАЯ ЭФФЕКТИВНОСТЬ ПРИМЕНЕНИЯ СВЕТОПРОЗРАЧНЫХ ПОКРЫТИЙ В СОЛНЕЧНОЙ ЭНЕРГЕТИКЕ

Селихов Ю.А., канд. техн. наук, доцент, Коцаренко В.А., канд. техн. наук, доцент,
Музыка А.С., аспирант
Национальный технический университет «Харьковский политехнический институт»,
г. Харьков

Получены обобщенные зависимости: коэффициента полезного действия, удельной плотности теплового потока от времени суток в солнечном коллекторе при изменении расхода теплоносителя от 0,5 до 3,0 м^3/ч в зависимости от пропускательной способности различных вариантов светопрозрачного покрытия.

The generalized dependences are got: output-input ratio, to the specific closeness of thermal stream from time of days in a sun collector at the change of expense of thermal transmitter from 0,5 to 3,0 m^3/ h depending on the carrying capacity of different variants of light of transparent coverage.

Ключевые слова: коэффициент полезного действия, удельная плотность теплового потока, солнечный коллектор.

η - коэффициент полезного действия;

q – удельная плотность теплового потока, кВт/м^2;

t – время суток, час;

V – объемный расход теплоносителя, м^3/ч.

В настоящее время накоплен достаточный опыт по разработке и эксплуатации систем горячего водо- и теплоснабжения, в которых солнечная энергия эффективно используется круглогодично. Применение нетрадиционных и возобновляемых источников энергии для выработки тепловой энергии может внести существенную помощь при решении энергетических, экономических, социальных и экологических проблем Украины. Кроме того, ввод в эксплуатацию солнечных установок улучшает экологическую ситуацию района потребления тепловой энергии за счет снижения объемов выбросов загрязняющих веществ, к которым относятся продукты сгорания органического топлива, используемого для производства тепловой энергии. Приход солнечной энергии на территорию Украины для разных сезонов года и регионов составляет примерно от 290 до 1200 кВт·ч/м^2. При этом максимальное солнечное излучение наблюдается на побережье Черного и Азовского морей. Кроме того, для прибрежных районов по данным метеорологических наблюдений среднегодовое количество солнечных дней составляет порядка 250. Приведенные данные подтверждают правильность концепции внедрения солнечных установок для получения тепловой низкопотенциальной энергии, которая используется для горячего водоснабжения и теплоснабжения объектов различного назначения. Реализация данной концепции возможна при таком варианте исполнения солнечных установок, когда затраты на выработку тепловой энергии с помощью этих установок будут ниже уровня суммарных затрат на получение тепловой энергии традиционными способами (в котельных установках). Одновременно с этим, срок окупаемости солнечных установок должен быть соизмерим с гарантийным сроком их эксплуатации. Для выполнения поставленных условий представляется целесообразным разработка таких конструкций солнечных коллекторов, которые позволяли бы минимизировать затраты на их изготовление, монтаж, обслуживание, а также обладали бы способностью поглощать как можно больше солнечной энергии и превращать ее в тепловую. Это может достигаться за счет использования дешёвых отечественных материалов, выпуск которых гарантирован в достаточных объемах на протяжении длительного срока. Наиболее широкое применение получили солнечные водонагревательные установки для сезонного и круглогодичного горячего водо- и теплоснабжения индивидуальных, коллективных и промышленных потребителей в сочетании с параллельно действующими тепловыми дублерами. Основными элементами солнечной водонагревательной установки являются: солнечный коллектор - устройство, где происходит преобразование лучистой энергии в тепловую; одно- или многослойное светопрозрачное покрытие из стекла или синтетической пленки; каркас – из металла, пластмассы, дерева, бетона и других материалов, в котором размещается солнечный коллектор, тщательно изолируемый от боковых стенок и дна каркаса. Энергия, поглощаемая солнечным коллектором, зависит от угла падения радиации на солнечный коллектор, соотношения между прямой и рассеянной радиацией, оптических свойств светопрозрачного покрытия, его запыления, отражательной способности солнечного коллектора и т. д. Для бытового горячего водоснабжения рекомендуется использовать одностекольную защиту, для

отопления помещений обычно оправдано применение двух слоев стекла, в системах абсорбционного охлаждения из-за более высокого температурного уровня в генераторе требуется три слоя или применение селективного черного покрытия. Солнечная энергия, проникающая через светопрозрачное покрытие в солнечный коллектор, поглощается его поверхностью, в результате чего температура его повышается. По мере повышения температуры внутри коллектора вследствие теплообмена с окружающей средой путем конвекции, теплопроводности, излучения начинают расти тепловые потери до предельного уровня, определяемого конструктивными особенностями солнечной водонагревательной установки. Количество солнечной радиации, поступающей в коллектор, превышает тепловые потери, поэтому температура поверхности гелиоколлектора растет до наступления термодинамического равновесия. В плоских солнечных коллекторах поверхность, воспринимающая солнечное излучение, является одновременно поверхностью, поглощающей солнечное излучение. Плоские коллекторы применяются для нагрева теплоносителя до температур, не превышающих температуру окружающей среды более чем на 100 градусов Цельсия. Солнечные лучи, проходя сквозь светопрозрачное покрытие и попадая на зачерненную поверхность гелиоколлектора, нагревают последнюю, тепло от которой передается теплоносителю, протекающему в полости солнечного коллектора. Не говоря о геометрических формах и размерах солнечные водонагреватели различаются по количеству светопрозрачных покрытий и материалов, из которых эти покрытия выполнены, по типу солнечных коллекторов и характеру организованного в них движения теплоносителя, по типу используемых в качестве изоляции материалов. Об энергетической эффективности применения вышеуказанных вариантов светопрозрачного покрытия в технической литературе существуют разрозненные сведения. Применение различных материалов и получение обобщенных зависимостей: коэффициента полезного действия, удельного теплового потока от времени суток при изменении расхода теплоносителя в солнечном коллекторе в зависимости от пропускательной способности одно- или многослойного светопрозрачного покрытия из стекла или синтетической пленки является целью работы.

Результаты. На солнечной установке, смонтированной в одном из пансионатов АР Крым [1,2] на нескольких теплоизолированных корпусах, в которых были расположены солнечные коллектора, были установлены следующие варианты светопрозрачных покрытий: 1 – один слой стекла; 2 – два слоя стекла; 3 – прозрачная поливинилхлоридная пленка; 4 – полупрозрачная поливинилхлоридная пленка; 5 – один слой полиэтиленовой пленки [3]; 6 – два слоя полиэтиленовой пленки; 6 – один слой стекла + один слой полиэтиленовой пленки; 7 - один слой стекла + один слой прозрачной поливинилхлоридной пленки; 8 - один слой стекла + один слой полурозрачной поливинилхлоридной пленки. При работе установки измерялись температуры: теплоносителя на входе в солнечный коллектор и на выходе из него, воздуха между солнечным коллектором и светопрозрачным покрытием, стенок и днища корпуса. Эксперименты проводились при изменении расхода теплоносителя от 0,5 до 3,0 м^3/ч. По экспериментальным данным были выполнены расчеты: коэффициента полезного действия, удельных плотностей тепловых потоков [4] всех выше перечисленных вариантов светопрозрачного покрытия; построены зависимости: коэффициента полезного действия, удельных плотностей тепловых потоков от времени суток.

При анализе экспериментальных данных с целью представления в аналитическом виде функциональной зависимости, т. е. в подборе формулы, описывающей результаты эксперимента, были использованы возможности надстройки среды Excel (пакет анализа), а именно регрессионный анализ [5]. Все зависимости апроксимированы обобщенными уравнениями и определены коэффициенты корреляции [6].

Ниже приведены обобщенные уравнения, описывающие $q = f(t)$. Номера в скобках – это обобщенные уравнения для всех восьми вариантов светопрозрачных покрытий при $V=const$:

V= 0,5 м^3/ч $q = -0,0035 \cdot t^2 + 0,0946 \cdot t - 0,4442$ (1)

V=1,0 м^3/ч $q = -0,0074 \cdot t^2 + 0,1976 \cdot t - 0,9282$ (2)

V=1,5 м^3/ч $q = -0,0106 \cdot t^2 + 0,2838 \cdot t - 1,3334$ (3)

V=2,0 м^3/ч $q = -0,0141 \cdot t^2 + 0,3781 \cdot t - 1,7776$ (4)

V=2,5 м^3/ч $q = -0,0176 \cdot t^2 + 0,4729 \cdot t - 2,2219$ (5)

V=3,0 м^3/ч $q = -0,0211 \cdot t^2 + 0,5675 \cdot t - 2,6661$ (6)

Обобщенное уравнение для всех восьми вариантов светопрозрачных покрытий от V= 0,5 м^3/ч до V=3,0 м^3/ч, описывающее $\eta = f(t)$:

$$\eta = -0,0081 \cdot t^2 + 0,2086 \cdot t - 0,9801 \quad (7)$$

где $R^2 = 0,94$ – коэффициент корреляции для всех семи уравнений. Как видно при анализе коэффициентов корреляции погрешность расчетов не превышает 6 %.

Выводы. Получены обобщенные зависимости: коэффициента полезного действия, удельной плотности теплового потока от времени суток при изменении расхода теплоносителя в солнечном коллекторе от 0,5 до 3,0 $м^3$/ч в зависимости от пропускательной способности различных вариантов светопрозрачного покрытия. Погрешность расчетов не превышает 6 %.

Литература

1. Селихов Ю.А., Ведь В.Е., Бухкало С.И., Костин В.М. Конструкционные особенности увеличения эффективности работы гелиоустановок. Экотехнологии и ресурсосбережение.– Киев: Типография НАН Украины, № 3, 2004.– С. 70–75.
2. Геліоводонагрівник. Патент України № 75178, Бюл.№ 3, 2006
3. Полімерна композиція. Патент України № 72078 А, Бюл.№ 1, 2005
4. Даффи Дж., Бекман У.А. Тепловые процессы с использованием солнечной энергии. – М: Мир,– 1977.– 420 с.
5. Додж М., Стинсон К. Эффективная работа с Microsoft Excel 2000. – СПб.: Питер, 2001. – 1056 с.
6. Коцаренко В.О., Селіхов Ю.А., Горбунов К.О. Розрахунки в середовищі Excel: навч. посіб. – Харків: Вид-во «Підручник НТУ «ХПІ», 2011. – 272 с.

УДК 75.080

ИССЛЕДОВАНИЕ ВЛИЯНИЯ КАВИТАЦИИ НА КАЧЕСТВО ЭМУЛЬСИИ ПРИ ПОЛУЧЕНИИ ТОПЛИВНЫХ КОМПОЗИЦИЙ

Щепкин В.И., Целень Б.Я., канд. техн. наук, Радченко Н.Л., канд. техн. наук,
Институт технической теплофизики НАН Украины, г. Киев

Приведен обзор существующих способов приготовления топливных композиций, а также их состава. Предложен способ кавитационного воздействия с целью получения эмульсий необходимой дисперсности и стабильности при низком энергопотреблении.

A review of the existing methods of cooking fuel compositions, as well as their composition is considered. Provides a method of cavitation for the production of emulsions and dispersions needed stability with low power consumption.

Ключевые слова: топливные композиции, кавитационное воздействие, качество эмульсии, снижение энергозатрат.

Известно, что мировая энергетика и транспорт являются основными потребителями топлива. Существующий в мире дефицит данного ресурса вынуждает к более эффективному его использованию, а также созданию новых видов топлива как на основе нетрадиционных источников сырья, так и создании топливных композиций.

Анализ существующих патентов в этом направлении за период с 1995 по 2013 годы показал, чтоосновная масса запатентованных разработок приходится на создание новых топливных композиций путем введения в традиционное топливо присадок (до 0,5%) и добавок (до 2%), что улучшает сгорание топлива, уменьшает выделение вредных веществ и повышают срок эксплуатации двигателей.

В ряде патентов топливные композиции получают путем смешивания нескольких компонентов, содержание которых в составе топлива превышает 2%. Среди них по составу можно выделитьследующие группы:

- композиции на основе традиционного топливас добавлением в качестве антидетонатора до 10% метилтретбутилового эфира;
- композициина основенефтяного топлива(40-85%) с добавлением воды (до 40%) и различных стабилизирующих добавок;
- композиции, в которых предлагается смешивать нефтяное или газообразное топливо со спиртами (до 20%), а также смешивать отходы гидролизного производства этилового спирта (2-20%) с бензином;
- композиции, в которых предлагается смешивать в разнообразных пропорциях высшие и низшие углеводороды (фракции с различными температурами кипения с преобладанием легких и средних фракций), прямогонный бензин с бензином крекинга и риформинга;

- композиции на основе дизельного топлива с добавлением до 50% эфиров (полученных переэтерификацией растительных и животных жиров), до 60% эмульгированного растительного масла, а также до 20% сивушных масел;
- композициина основесмешивания 5-25% скипидара со спиртом C_{1-6}, нефтяного топлива со сжиженными газами, а также исключительно спиртового топлива.
- По способу приготовления топливных композиций необходимо выделить:
- компаундирование разнообразных видов бензинов и дизельных топлив с использованием смесителей различных конструкций либо смешивания непосредственно в автомобильной цистерне;
- эмульгирование с предварительным гидроокислением компонентов;
- введение в топливо кислорода или озоновоздушной смеси с обработкой композиции электромагнитным полем (излучением);
- использование различных присадок.

В настоящее время для приготовления топливных композиций используются гомогенизаторы, роторные, вибрационные и ультразвуковые аппараты, которые просты в конструкции, имеют высокую производительность и позволяют получать эмульсию с дисперсностью 10-25 мкм. Принцип их работы основан на использовании физических эффектов и явлений, относящихся к области механохимии (ультразвука, ультрафиолетового облучения, ионизации, гидродинамической кавитации).

Теоретические и практические вопросы кавитации, а также ее связи с процессом получения эмульсий наиболее широко рассмотрены в трудах А.Н.Колмогорова, Р.И.Нигматулина, М.В.Келдыша, Б.В.Роушенбаха, Н.Е.Жуковского, М. Билле, В.М.Ивченко, А.Ф.Немчина и других исследователей как в Украине, так и за рубежом [1–5].

Промышленный опыт ЦНИИТЭНЕФТЕХИМ показал, что использование кавитационных смесителей обеспечивает повышение интенсивности смешивания в 2-3 раза, улучшение качества и выхода полученных продуктов с увеличениемКПДболее чем в 2 раза в сравнении с ультразвуковыми аппаратами аналогичного назначения.Кроме этого, они просты в работе, удобны в обслуживании, легко внедряемы в существующие технологические линии [6]. При сопоставлении дисперсности эмульсий и акустических спектров различных устройств, таких как пропеллерная мешалка, струйный смеситель и ультразвуковой излучатель наблюдается четкая зависимость между относительной дисперсностью эмульсий $\frac{d_{max}-d_{min}}{d_{min}}$ и относительной шириной спектра акустического излучения $\frac{f_{max}-f_{min}}{f_{min}}$ выделяемого этими устройствами.

В таблице 1 приведены соответствующие данные для трех различных типов эмульгирующих устройств при эмульгировании трансформаторного масла в воде (при 20 °С без применения эмульгаторов).

Таблица 1 – Взаимосвязь спектров излучения при кавитации с кривыми распределения капель по размерам в эмульсиях

Устройство	Технические характеристики	Диаметр капель, мкм		Границы спектра, Гц		Степень соответствия	
		d_{max}	d_{min}	d_{max}	d_{min}	$\frac{d_{max}-d_{min}}{d_{min}}$	$\frac{f_{max}-f_{min}}{f_{min}}$
Лопастная мешалка	Скорость вращения 385 об/с	0,96	9,5	640	6450	8,9	9,2
Струйный смеситель	Скорость потока 24 м/с	1,3	8,0	1015	6450	5,15	5,35
Ультразвуковой аппарат	Частота 16 кГц; интенсивность 2,5 Вт/см^2	0,25	1,25	10240	51600	4,0	4,2

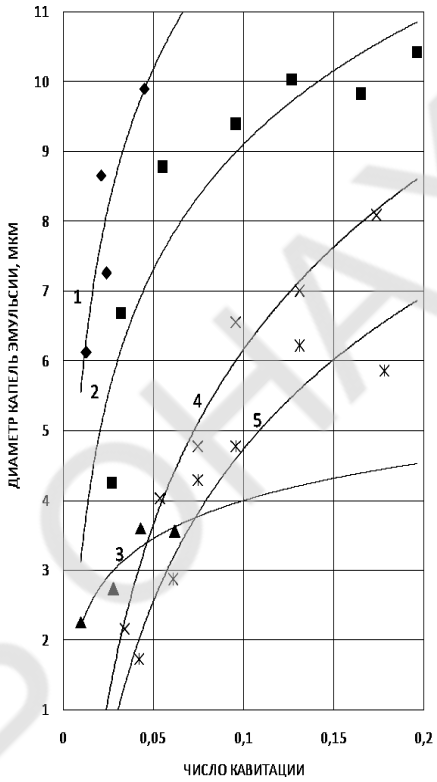
В области создания эмульсий особое значение имеет выбор моделей, приемлемых для описания и расчета турбулентного переноса в системе жидкость-жидкость и гидродинамической обстановки в реакторе.

При получении топливных композиций одним из основных качественных показателей наряду со стабильностью эмульсии является ее дисперсность. Поэтому при разработке опытной экспериментальной установки данный показатель будет основным объектом исследования.

Изготовленная экспериментальная установка предназначена для изучения процессов турбулентного переноса в аппаратах с крыльчаткой, конструктивных и гидродинамических характеристик профилей крыльчаток и физико-химических свойств топливных композиций. Установка состоитиз рабочей камеры, насоса вакуумного, электропривода, трехлопастной крыльчатки, закрепленной на валу, который крепится через муфту к выходному валу электропривода и подъемного механизма.

Объектом исследования являлсяпрямогонный бензин с добавлением от 1,25 до 7,5% смеси метанола с ПАВ в качестве дисперсной фазы. Содержание ПАВ (спиртов алканового ряда) в дисперсной фазе составляло от 0,2 до 1,2% в зависимости от поставленных условий эксперимента.В эксперименте варьировали количество компонентов, давление, время обработки смеси и число оборотов крыльчатки в зависимости от поставленной задачи. Рабочую камеру объемом 6 л заполняли исходными компонентами в соответствии с дозировкой, после чего герметизировали с последующим вакуумированием. В ходе эксперимента измерялась температура, потребляемая мощность, кавитационный шум, поля скоростей в рабочей камере и качество эмульсии. Для ускорения исследований образцов эмульсии на стабильность, образцы обрабатывали на лабораторной центрифуге. Отношение разделения жидких систем в поле центробежных сил и разделение жидких систем методом отстаивания в поле ускорения свободного падения определяли общепринятыми методиками [7]. Также исследовали влияние количественного состава компонентов и гидродинамической кавитации на дисперсность и стабильность эмульсии.

На рис. 1 показаны результаты зависимости диаметра капель эмульсии от концентрации дисперсной фазы и числа кавитации.



1, 2 – концентрация дисперсной фазы (метанола с ПАВ) 7,5%, время обработки 10 и 30 с соответственно; 3 – концентрация дисперсной фазы 2,5%, время обработки 10 с; 4, 5 – концентрация дисперсной фазы 1,25%, время обработки 10 и 30 с соответственно.

Рис. 1 – Зависимости диаметра капель эмульсии прямогонного бензина с метанолом от концентрации дисперсной фазы и числа кавитации

Исследование зависимости продолжительности кавитационного воздействия от концентрации дисперсной фазы показали, что увеличение концентрации дисперсной фазы в 2 раза (с 1,25 до 2,5%) при значениях числа кавитации в интервале 0,033…0,046 с целью получения капель размером 2 мкм приводит к увеличению продолжительности обработки в 6 раз, а затрат энергии– в 4 раза. Увеличение концентрации дисперсной фазы в 6 раз (с 1,25 до 7,5 %) приводит к увеличению продолжительности обработки и затрат энергиив 8 и 6 раз соответственно. При этом, увеличение числа кавитации до 0,15 … 0,2 также приводит к увеличению продолжительности обработки почти на порядок.

Уменьшение числа кавитации в пределах 0,018…0,04 при концентрации дисперсной фазы 7,5%, а также в пределах 0,013…0,06 при концентрации дисперсной фазы 1,25% приводит к резкому уменьшению размеров капель емульсии.

НТБ ОНАХТ

Результаты исследований показали, что турбулизирующие элементы (крыльчатки) с определенными гидродинамическими характеристиками обеспечивают необходимую дисперсность эмульсии (табл. 2), что, в свою очередь,способствует возрастанию ее кинетической стабильности. Увеличение стабильности эмульсии также можно объяснить образованием на внешней поверхности капель дисперсной фазы абсорбционно-сольватированного слоя.

Таблица 2 – Характеристики бензино-метанольной смеси, обработанной в режиме кавитации

Затраты смеси, л/мин	Давление на входе в рабочий участок, кПа	Давление на выходе из рабочего участка, кПа	Число кавитации	Дисперсность капель, мм	Концентрация метанола, %
0,21	600	500	4,12	0,150…0,200	2
0,22	500	430	4,20	0,150…0,250	2
0,23	480	320	3,16	0,050…0,020	2
0,24	300	230	2,80	0,050…0,015	2
0,25	580	480	3,96	0,002…0,007	2
0,25	500	420	4,15	0,003…0,009	2
0,25	400	320	3,50	0,004…0,010	2
0,25	300	220	2,17	0,003…0,009	2
0,25	200	120	1,48	0,002…0,005	2

Выводы. Результаты исследования показали, что параметры происходящих гидродинамическихпроцессовв аппаратах с крыльчаткой зависят от их конструктивных и гидродинамических характеристик, которые способствуют образованию пелены кавитационных пузырьков, мелкомасштабных пульсаций, созданию эмульсий нужной дисперсности и стабильности.

В результате проведенных исследований получены математические зависимости для расчета крыльчатки, гидродинамического сопротивления аппарата и скорости кавитационногодвижения потока, необходимого для достижения заданногоразмера капель.

Литература

1. Промтов М.А. Перспективы применения кавитационных технологий для интенсификации химико-технологических процессов // Вестник ТГТУ. – 2008. – Т.19, №4. – С. 861–868.
2. Влияние кавитационного воздействия на углеводородное топливо / А.Ф. Немчин [и др.] // Промышленная теплотехника – 2002. – Т.24,№6. – С. 60-63.
3. Билле М., Холл Дж. Масштабные эффекты при различных типах органической кавитации // Труды ASME, ТОИР. – 1981. – Т.103, №3 – С.96–107.
4. Пат. 2069688 Россия, МКИ С10 L1/32. Топливо для двигателейвнутреннегосгорания / Асланов А.А. (RU), Ортман В.Й. (DE), Сургат В.Е. (UA), Шварцман Л.М. (UA) – №9300364/04; Заяв. 22.01.93; Опубл. 27.11.96; бюл. №33.
5. Ивандаев А.А., Кутушев А.Г., Нигматулин Р.Н. Газовая динамика многофазных сред. – Ударные и детонационные волны в газовзвесях. – В кн. Итоги науки. Механика жидкости и газа. – М.: ВИНИТИ. – 1981. – 10. – С. 209–287.
6. Ивченко В.М., Немчин А.Ф. Метод эквивалентной СК-решетки. – СБ.:Тезисы докладов на XXII Всесоюзной конференции по теории кораблестроения. – Л.: Судостоение. – 1973. – Вып.3, С.64–66.
7. Ивченко В.М., КулакА.П. О размерах каверны в трубах со сплошными и перфорированными стенками // Изв. АН СССР, МЖГ. – 1979. – №2 –С.163–167.

РЕПОЗИТОРИЙ

УДК: 621.78.012 + 549.514.5 + 66.04

РОЗРОБКА СУМІЩЕНОГО ПРОЦЕСУ ОДЕРЖАННЯ ТЕПЛОВОЇ ЕНЕРГІЇ І СИЛІЦІЙ(IV) ОКСИДУ ІЗ ВІДХОДІВ РИСОВОГО ВИРОБНИЦТВА

Гура Д.В., аспірант, Сорока П.Г., д-р техн. наук, професор,
Черемисінова А.О., канд. техн. наук, асистент
ДВНЗ «Український державний хіміко-технологічний університет»,
м. Дніпропетровськ

Досліджено суміщений процес одержання теплової енергії та силіцій(IV) оксиду із рисового лушпиння (РЛ) за допомогою термодинамічних та кінетичних досліджень. Запропоновано механізм переребігу та встановлені кінетичні константи реакцій термічного перетворення РЛ в силіцій(IV) оксид. Процес досліджено на математичній моделі. Запропоновано технологічну схему суміщеного процесу одержання теплової енергії та силіцій(IV) оксиду із РЛ. The process of co-obtaining thermal energy and silicon(IV) oxide from rice husk (RH) using thermodynamic and kinetic studies was investigated. The mechanism behavior of reactions has been proposed and reaction's kinetic constants of thermal conversion RH in silicon (IV) oxide has been established. The process was studied on a mathematical model. A technological scheme of the process of co-obtaining thermal energy and silicon(IV) oxide from rice husk (RH) was proposed

Ключові слова: рисове лушпиння, теплова енергія, силіцій(IV) оксид, процес, математична модель, технологічна схема.

Однією з важливих та актуальних проблем України є проблема охорони навколишнього середовища від забруднення твердими відходами, яка висуває необхідність створення екологічно чистих та маловідхідних технологій, які дозволять більш повно використовувати вторинні джерела сировини.

В останні роки різко зріс інтерес до багатотонажних постійно поновлювальних відходів сільського господарства, як до альтернативного джерела палива та перспективної сировини для одержання корисних матеріалів. У більшості випадків, процес вилучення корисних речовин з вторинної сировини є більш вигідним ніж хімічний синтез [1].

Одним з таких, глобальних за масштабами виробництва, відходів сільськогосподарського виробництва є рисове лушпиння (РЛ). РЛ складається, здебільшого, із целюлози, лігніну та сполук кремнію, і являє собою досить незручний, з точки зору утилізації, побічний продукт переробки рису[2].

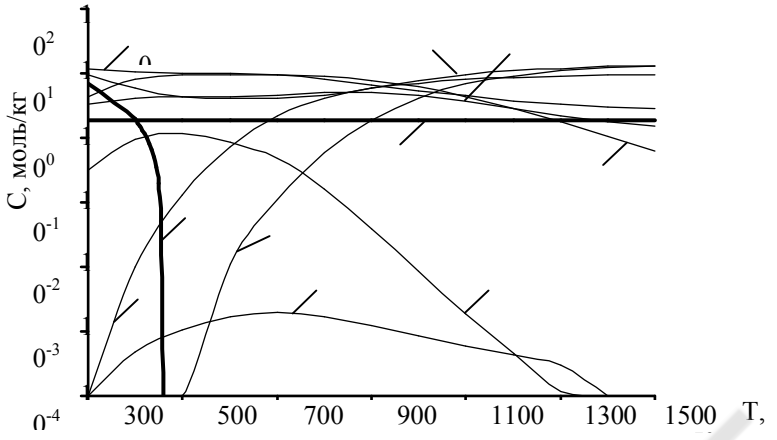
Існуючі способи утилізації РЛ [3−5] в основному спрямовані на одержання або силіцій(IV) оксиду, або теплової енергії. В літературних даних є дуже мало способів суміщеного одержання теплової енергії та силіцій(IV) оксиду із РЛ, а ті що представлені мають багато недоліків.

Розробці схем переробки РЛ з метою вилучення теплової енергії, кремнійвмісних матеріалів та екологічної утилізації багато в чому заважає недостатність даних про термодинамічні та кінетичні закономірності процесу термічної обробки РЛ та відсутність обладнання за допомогою якого можлива ефективна переробка РЛ з урахуванням його як енергетичного так і хімічного потенціалу.

У зв'язку з цим було проведено комплекс досліджень по розрахунку рівноважних складів систем, утворених в процесі одержання силіцій(IV) оксиду з використанням РЛ як вихідної сировини. Визначено вплив масового співвідношення РЛ на рівноважні склади досліджуваних систем. Розрахунки виконували на ЕОМ із застосуванням програмного комплексу АСТРА 4.0

На рис. 1 наведено залежність рівноважного складу системи Si-C-O-H-N від температури при P = 0,1 МПа та співвідношенні масових витрат РЛ до повітря W = 1/1.

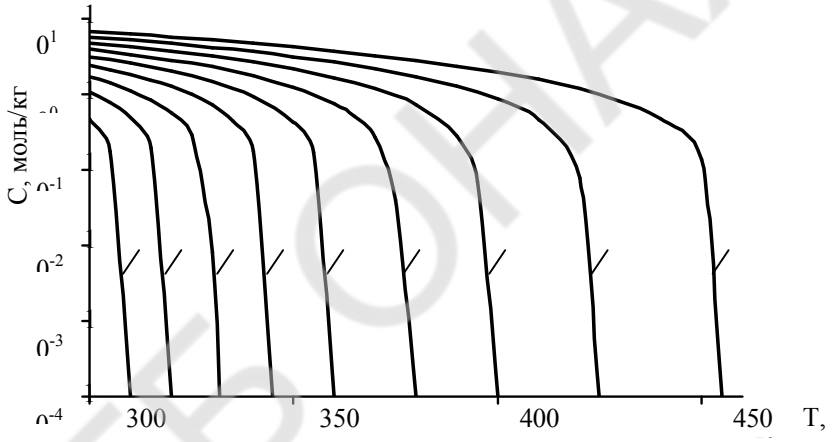
На рис. 1 показано, що в температурному інтервалі 300 – 460 К конденсована фаза представлена у вигляді SiO_2 і С, а при температурах вищих за 460 К в конденсованій фазі знаходиться виключно SiO_2. У газовій фазі, в діапазоні температур 300 – 1500 К, зафіксовано зростання концентрації H_2, а також спостерігається збільшення концентрації СО за рахунок окиснення k*C та розкладання CH_4 і CO_2. Рівноважна концентрація N_2, в температурному інтервалі 300 – 900 К зменшується за рахунок утворення N_2C та NH_3, концентрації яких зростають у вказаному інтервалі температур, а в температурному діапазоні 900 – 1500 К відбувається розкладання N_2C та NH_3 внаслідок чого спостерігається зростання концентрації N_2.



1 – kSiO_2; 2 – k*C; 3 – NH_3; 4 – N_2; 5 – N_2C; 6 – CO; 7 –H_2; 8 – CO_2.; 9 – CH_4; 10 – H_2O*

Рис. 1 − Залежність рівноважного складу системи Si-C-O-H-N від температури в середовищі повітря при P = 0,1 МПа, W = 1/1

На рис. 2 представлена залежність рівноважної концентрації вуглецю від температури при зміні співвідношень масових витрат РЛ до повітря від 1/1 до 1/1,8 та тиску в системі 0,1 МПа [6, 7].



1 –1/1; 2 – 1/1,1; 3 – 1/1,2; 4 – 1/1,3; 5 – 1/1,4; 6 – 1/1,5; 7 – 1/1,6; 8 – 1/1,7; 9 – 1/1,8

Рис. 2 − Залежність рівноважної концентрації вуглецю в системі Si-C-O-H-N від температури при різних значеннях співвідношень масових витрат рисового лушпиння до повітря

Як видно з рис. 2, зміна співвідношень масових витрат РЛ до повітря від 1/1 до 1/1,8, при інших рівних умовах, сприяє зміщенню температурних інтервалів існування вуглецю в конденсованому стані в бік більш низьких температур. Це явище пояснюється тим, що при збільшенні масової частки повітря, що подається в систему, концентрація кисню біля поверхні частинки РЛ збільшується, за рахунок чого процес окиснення k*C протікає швидше та за менших температур. Так при зміні W від 1/1 до 1/1,8 верхня межа температурного інтервалу існування k*C зменшується від 460 до 310 К і при W менше ніж 1/1,8 в досліджуваній системі, вже при 300 К відсутній вуглець в конденсованому стані.

Таким чином, за допомогою зміни співвідношення масових витрат РЛ до повітря та температури проведення процесу термообробки РЛ можна регулювати співвідношення SiO_2/C у кінцевому продукті.

На підставі проведених термодинамічних, термогравіметричних, хімічних та рентгенофазових досліджень, запропоновано три хімічні реакції, які з певним ступенем точності можуть описати процес термохімічного перетворення РЛ в SiO_2, в середовищі повітря [8, 9]. Реакції, що входять до запропонованого механізму термічного перетворення РЛ в SiO_2, наведені нижче:

$$C_{3,08}H_{5,2}O_{2,36}N_{0,02} \cdot 0{,}38\ SiO_2 \cdot 0{,}42\ H_2O \xrightarrow{\text{Повіт}} C_{3,08}H_{5,2}O_{2,36} \cdot 0{,}38\ SiO_2 + + 0{,}42\ H_2O + 0{,}01\ N_2; \quad (1)$$

$$C_{3,08}H_{5,2}O_{2,36} \cdot 0{,}38\ SiO_2 \xrightarrow[\text{на}]{\text{Повіт}} C_{1,84}H_{3,12}O_{1,34} \cdot 0{,}38\ SiO_2 + 1{,}04\ H_2O + 1{,}24CO_2; \quad (2)$$

$$C_{1,84}H_{3,12}O_{1,34} \cdot 0{,}38\ SiO_2 \xrightarrow[\text{на}]{\text{Повіт}} 0{,}38\ SiO_2 + 1{,}56\ H_2O + 0{,}8CO_2 + 1{,}04\ CO. \quad (3)$$

В результаті обробки даних, отриманих при проведенні термогравіметричного аналізу зразка РЛ, розраховані передекспоненційні множники (k_0) та енергії активації (Е) реакцій термічного перетворення РЛ в SiO2, що наведені в табл. 1 [10].

Таблиця 1 − Значення енергій активації та передекспоненційних множників реакцій термічної обробки РЛ

Хімічна реакція	Передекспоненційний множник, k_0, c^{-1}	Енергія активації, Е, Дж/моль
1	$30 \cdot 10^3$	$50 \cdot 10^3$
2	$23.5 \cdot 10^6$	$105 \cdot 10^3$
3	$13.8 \cdot 10^5$	$117 \cdot 10^3$

В хімічних перетвореннях, відповідно до запропонованого механізму термічної обробки РЛ з одержанням SiO_2, беруть участь вісім компонентів. Відповідно, для встановлення часових характеристик процесу необхідно розв'язати систему, що складається з восьми рівнянь, три з яких диференційні, складені на основі хімічних рівнянь і п'ять алгебраїчних, які складено на основі рівнянь матеріального балансу [9].

Різноманітність факторів, які впливають на процес взаємодії теплоносія та дисперсних часток, ускладнює розробку точної математичної моделі суміщеного процесу одержання теплової енергії та силіцій(IV) оксиду із РЛ. Однак при певній ідеалізації процесів, які протікають в реакторі, можна розробити математичну модель процесу, та дослідивши її на ЕОМ, виявити вплив окремих технологічних та конструктивних параметрів на процес.

В ході розробки математичної моделі суміщеного процесу одержання теплової енергії та силіцій(IV) оксиду із РЛ запропоновано фізичну модель процесу, яку зображено на рис. 3.

Фізична модель представляє собою реактор циліндричної форми, що працює за принципом ідеального витіснення, в якому процес термообробки РЛ здійснюється в потоці пило–газової суміші. Згідно з прийнятою фізичною моделлю, в початковий переріз реактора подається теплоносій з початковими температурою T_{r0}, швидкістю ω_{r0} і масовою витратою m_{r0}. Перпендикулярно потоку теплоносія подаються частинки РЛ з початковими температурою T_{s0}, швидкістю ω_{s0} і масовою витратою m_{s0}. Утворена пилогазова суміш рухається вздовж реактора, в якому проходять процеси тепломасообміну та хімічного перетворення. У кінці зони термічної обробки, за допомогою теплообмінника, здійснюється утилізація теплоти пило-газової суміші. Потім охолоджену пило–газову суміш розділяють на твердий цільовий продукт SiO_2 та газоподібні продукти термообробки РЛ.

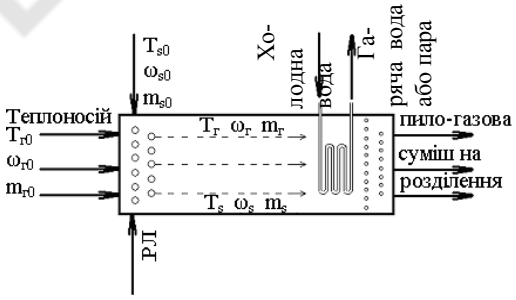
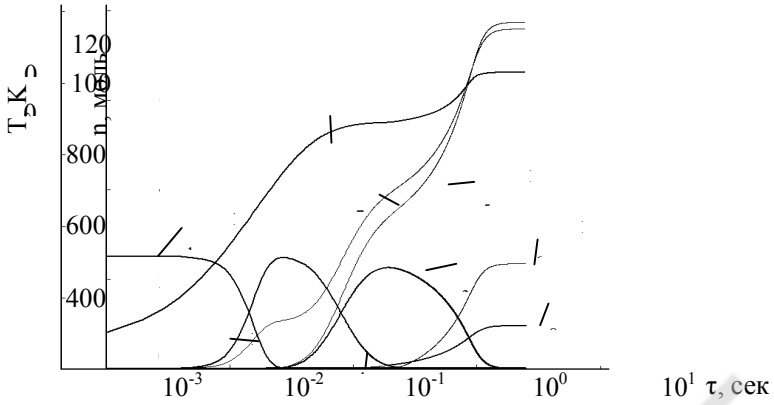


Рис. 3 – Фізична модель процесу одержання теплової енергії та силіцій(IV) оксиду із рисового лушпиння

При розробці математичної моделі суміщеного процесу одержання теплової енергії та силіцій(IV) оксиду із РЛ були прийняті наступні припущення: частинки кулеподібні, обєм їх нехтовно малий у порівнянні з обємом газової фази, газ підкорюється законам ідеального газу, теплообмін між дисперсними частинками та теплоносієм проходить в адіабатичних умовах [9].

Розроблена математична модель суміщеного процесу одержання теплової енергії та силіцій(IV) оксиду дозволяє провести теоретичний аналіз впливу технологічних параметрів на кінетику термохімічних перетворень часток РЛ в потоці теплоносія.

На рис. 4 представлено картину розподілу концентрацій компонентів реакційної системи РЛ – теплоносій в часі.

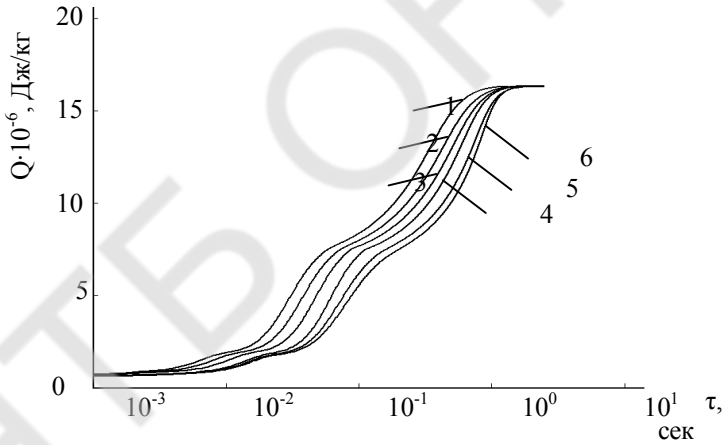


δ_{s0} = 100 мкм, W = 1/5, T_{s0} = 300 К, ω_{s0} = 0 м/с, $T_{г0}$ = 1073 К, D_p= 1,5 м

Рис. 4 − Залежність розподілу концентрацій компонентів системи РЛ – теплоносій в часі

З рис. 4 видно, що процес перетворення РЛ в силіцій(IV) оксид проходить в 3 стадії. На першій стадії відбувається розкладання n_1 з утворенням n_2, n_4 і n_5. На другій стадії проходить розкладання n_2 з утворенням газоподібних n_5, n_7 та твердого n_3. На третій стадії відбувається розкладання n_3 з утворенням твердого цільового продукту n_8 та газоподібних n_5, n_6 і n_7. Час повного перетворення РЛ в SiO_2 складає 2 с, а температура частинки при цьому досягає свого максимального значення 1050 К.

На рис. 5 зображено залежність кількості теплової енергії, яка виділяється в процесі термохімічних перетворень часток РЛ з утворенням H_2O, CO_2, CO і SiO_2 у часі при зміні співвідношень масових витрат РЛ до теплоносія від 1/5 до 1/10 при інших рівних умовах.



W = 1/5 (1), 1/6 (2), 1/7 (3), 1/8 (4), 1/9 (5), 1/10 (6); δ_{s0} = 100 мкм; T_{s0} = 300 К; w_{s0} = 0 м/с; $T_{г0}$ = 1073 К, D_p = 1,5 м.

Рис. 5 – Вихід теплової енергії в процесі термохімічної обробки рисового лушпиння

При розрахунках також враховували теплоту, яку вносили в систему в початковий період потоком теплоносія. Розрахунки показали, що при зміні W від 1/5 до 1/10 кількість теплової енергії системи залишається постійною і досягає свого максимального значення, яке дорівнює 16 МДж/кг РЛ.

На підставі проведеного комплексу досліджень запропоновано технологію суміщеного процесу одержання теплової енергії та силіцій(IV) оксиду із РЛ, що включає наступні основні стадії [11]:

- промивання вихідного РЛ дистильованою водою та його сушіння;
- подрібнення промитого та висушеного РЛ;
- термічна обробка РЛ з одержанням теплової енергії та силіцій(IV) оксиду;
- утилізація теплової енергії, що виділилась в процесі термообробки РЛ.

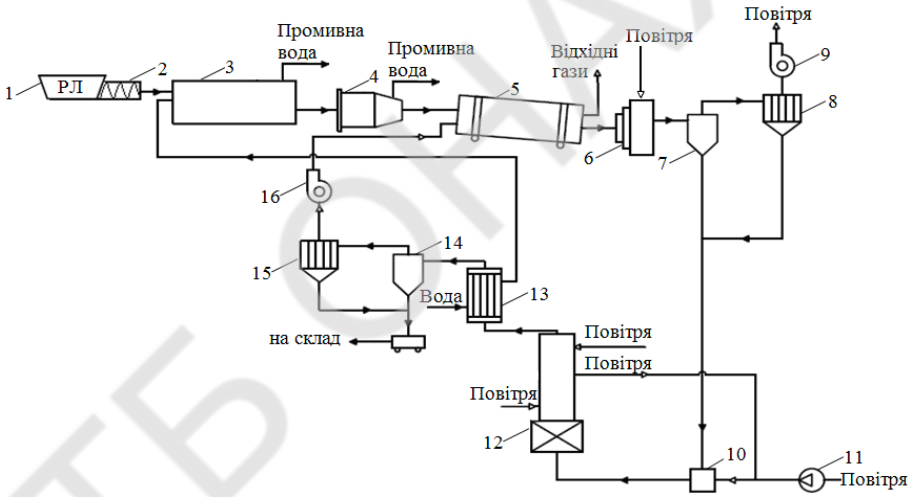
Принципова технологічна схема дослідно-промислової установки для здійснення суміщеного процесу одержання теплової енергії та силіцій(IV) оксиду представлена на рис. 6.

НТБОНАХТ

Відповідно до наведеної схеми, РЛ із загрузочного бункера (1) за допомогою шнекового живильника (2) подається в промивну ємність (3), в яку також подається вода з температурою 323 − 353 К та масовим співвідношенням РЛ/вода = 1/5. Промивна ємність (3) представляє собою барабан, що обертається, по осі якого проходить трубопровід на якому розташовані форсунки для розпилювання промивної води. Також ємність (3) оснащена лопастями за допомогою яких відбувається перемішування пульпи утвореної промивною водою та РЛ.

Процес промивання закінчується на вихідному ситі де РЛ відділяється від рідини і промивається чистою водою. Потім РЛ подається в центрифугу (4) де відділяється від води і далі потрапляє на стадію сушіння до обертової печі (5). В якості сушильного агента в печі (5) використовують топочні гази із рукавного фільтру (15) з температурою 413 − 433 К. Із обертової печі (5) висушене РЛ надходить до центробіжного млина ударно-відбиваючої дії (6), в якому воно подрібнюється до часток розміром 40 − 200 мкм. На виході з млина (6) частинки РЛ уловлюються циклоном (7) та рукавними фільтрами (8) із яких РЛ поступає до змішувача (10). До змішувача, за допомогою компресора (11), подається повітря у співвідношенні РЛ/повітря від 1/5 до 1/10 і утворена пило-газова суміш поступає в нижню частину реактора (12), яка представляє собою розтопочний пристрій, в якому відбувається прогрів та спалахування частинок РЛ. Із розтопочного пристрою пило-газова суміш проходить до зони горіння в нижню частину якої подається свіже повітря для регулювання температури процесу, а у верхній частині якої розташований теплообмінник для рекуперації теплової енергії, утвореної в процесі термообробки РЛ.

Після реактора (12), тепло від суміші продуктів горіння та силіцій(IV) оксиду остаточно утилізується у теплообміннику-рекуператорі (13), із якого частина нагрітої води подається на стадію промивання РЛ до промивної ємності (3). Із теплообмінника-рекуператора (13) охолоджена пило-газова суміш поступає на розділення до циклону (14) та рукавних фільтрів (15) із яких одержаний силіцій(IV) оксид поступає на склад.



1 − загрузочний бункер, 2 − шнековий живильник, 3 − промивна ємність, 4 − центрифуга, 5 − обертова піч, 6 − млин, 7, 14 − циклон, 8, 15 − рукавний фільтр, 9, 16 − ексгаустер, 10 − змішувач, 11 − компресор, 12 − реактор, 13 − теплообмінник-рекуператор

Рис. 6 − Принципова технологічна схема процесу одержання теплової енергії та силіцій(IV) оксиду із рисового лушпиння

Відповідно до запропонованої технології, при термообробці РЛ з масовою витратою 1000 кг/год можна одержати 21400 кг/год води з температурою 80^0С та 206,22 кг/год порошку силіцій(IV) оксиду.

Висновки

1. В результаті проведення термодинамічних досліджень процесу термообробки РЛ в середовищі повітря встановлено, що при зміні масового співвідношення РЛ/повітря (W) від 1/1 до 1/1,8 верхня межа температурного інтервалу існування k*C зменшується від 460 до 310 К і при W менше ніж 1/1,8 в досліджуваній системі, вже при 300 К відсутній вуглець в конденсованому стані.

2. Встановлено, що за допомогою зміни співвідношення масових витрат РЛ до повітря та температури проведення процесу термообробки РЛ можна регулювати співвідношення SiO_2/C у кінцевому продукті.

3. На основі аналізу даних, отриманих при проведенні диференційно-термічного аналізу процесу термообробки РЛ, розраховані передекспоненційні множники та енергії активації реакцій термічного перетворення РЛ в силіцій(IV) оксид.

4. Запропоновано механізм перебігу реакцій термічного перетворення РЛ в силіцій(IV) оксид на підставі якого складені рівняння хімічної кінетики процесу, що досліджується.

5. Досліджено, що процес перетворення РЛ в силіцій(IV) оксид при початкових умовах: δ_{s0} = 100 мкм, W = 1/5, T_{s0} = 300 К, ω_{s0} = 0 м/с, T_{r0} = 1073 К, D_p= 1,5 м відбувається за 2 с.

6. Встановлено, що при зміні W від 1/5 до 1/10 кількість теплової енергії системи залишається постійною і досягає свого максимального значення 16 МДж/кг РЛ.

7. На підставі проведених досліджень розроблено технологічну схему суміщеного процесу одержання теплової енергії та силіцій(IV) оксиду із РЛ, відповідно до якої при термообробці РЛ з масовою витратою 1000 кг/год можна рекуперувати 21400 кг/год води з температурою 80^0С та одержати 206,22 кг/год порошку силіцій(IV) оксиду.

Література

1. Курило В. Л. Використання побічної продукції рисівництва як біоенергетичного ресурсу / В. Л. Курило, І. В. Гордієнко // Цукрові буряки.− 2011.− №5.− С. 8 − 9.
2. Сорока П. И. Определение технологических параметров процесса получения карбида кремния из рисовой шелухи на основании термодинамических расчетов / П. И. Сорока, А. В. Попов // Вопр. химии и хим. техн.− 2003. − №2.− С.149−152.
3. Пат. 2436730 Российская федерация, МПК[7] C 01 B 33/12. Способ переработки рисовой шелухи / Виноградов В. В., Виноградова Е. П.; заявитель и патентообладатель Виноградов В. В. − № 2010122078/05; заявл. 31.05.10; опубл. 20.12.11; Бюл. № 35.
4. Пат. 2061656 Российская федерация, МПК[6] C 01 B 33/12. Способ получения аморфного диоксида кремния из рисовой шелухи / Земнухова Л. А., Сергиенко В. И., Каган В. С., Федорищева Г. А.; заявитель и патентообладатель Институт химии Дальневосточного отделения РАН. − № 94031518/26; заявл. 29.08.94; опубл. 10.06.96; Бюл. № 12
5. Патент 2291105 России, МПК C 01 B 33/12, F 23 C 9/00. Способ получения диоксида кремния и тепловой энергии из кремнийсодержащих растительных отходов и установка для сжигания мелкодисперсных материалов/ Скрябин А.А., Сидоров А.М., Пузырев Е.М., Щуренко В.П. - №2005127829/15; заявл. 06.09.05., опубл. 10.01.07. Бюл.№1
6. Гура Д. В. Определение технологических параметров процесса получения кремний-углеродных композиций из отходов рисового производства методами термодинамических и кинетических исследований // Д. В. Гура, П. И. Сорока // Праці Одеського політехнічного університету.− 2013. − Вип. 3(42).− С. 310 − 314.
7. Гура Д. В. Совместное получение диоксида кремния и тепловой энергии из отходов рисового производства // Д. В. Гура, П. И. Сорока // Матеріали міжнародної науково-технічної конференції "Технологія 2012". − 6 - 7 квітня − Ч.1. − м. Сєвєродонецьк.− 2012 р.
8. Попов А. В. Дослідження процесу обробки рисової лузги в середовищі повітря / А. В. Попов, П. И. Сорока // Вопросы химии и химической технологии.−2005.− № 4.− С. 152−154
9. Hura D. Integrated process of obtaining heat and silicon (IV) oxide from siliceous plant materials // D. V. Hura, P. I. Soroka, A. A. Cheremysinova // Chemical and Materials Engineering.− 2014.− V. 2, № 3.− P. 72−78.
10. Horwitz N.N. A new analysis of the thermogravimetric tracis / N.N. Horwitz, G. Metger // Ibid. – 1943. – 35, N10. – P. 1465 – 1468.
11. Пат. 103804 UA, МПК (2013.01) C01B 33/12 F23C 9/00. Спосіб одержання діоксиду кремнію та теплової енергії із кремнійвмісної сировини / Сорока П.Г., Гура Д.В., Тертишний О.О. – № a201115084, Заявл. 19.12.2011, Опубл. 25.11.2013, Бюл. № 22

УДК 662.81

ПАЛИВНІ БРИКЕТИ, ЯК АЛЬТЕРНАТИВНЕ ПАЛИВО. ПРОЦЕС ВИГОТОВЛЕННЯ ПАЛИВНИХ БРИКЕТІВ

Степанюк А.Р., канд. техн. наук, доц., Степчук І.В., магістрант
Національний технічний університет України "Київський політехнічний інститут", м. Київ

Паливні брикети – це екологічно чистий вид палива глибокої переробки. Деревинна тріска, що входить до складу паливних брикетів, в необробленому вигляді має в своєму складі лігнін. Лігнін має хороші зв'язуючі властивості, що доцільно використати у виробництві паливних брикетів.

Fuel briquettes is an ecologically clean type of deep converted fuel. It contains wooden slivers that have lignin in the prime untilled form. Lignin has a good relating characteristics that are very useful in the production of fuel briquettes.

Ключові слова: паливні брикети, паливо, лігнін, пропарювання, брикетування.

Вступ. Сьогодні приблизно 95% всієї світової енергії виробляється з непоновлюваних джерел, таких, як природний газ, нафта і вугілля. З кінця минулого століття в світі почали застосовуватися технології по видобуванню енергії з відходів деревопереробки, господарської продукції, хімічних виробництв і харчової промисловості. До них входять і паливні брикети.

Постановка задачі. Доцільність та методи виготовлення паливних брикетів.

Матеріали та методи. Паливні брикети – це екологічно чистий вид палива глибокої переробки [1]. На рисунках 1 та 2 представлено питому теплоту згоряння різних речовин одиницях виміру кДж/кг та ккал/кг відповідно[2].

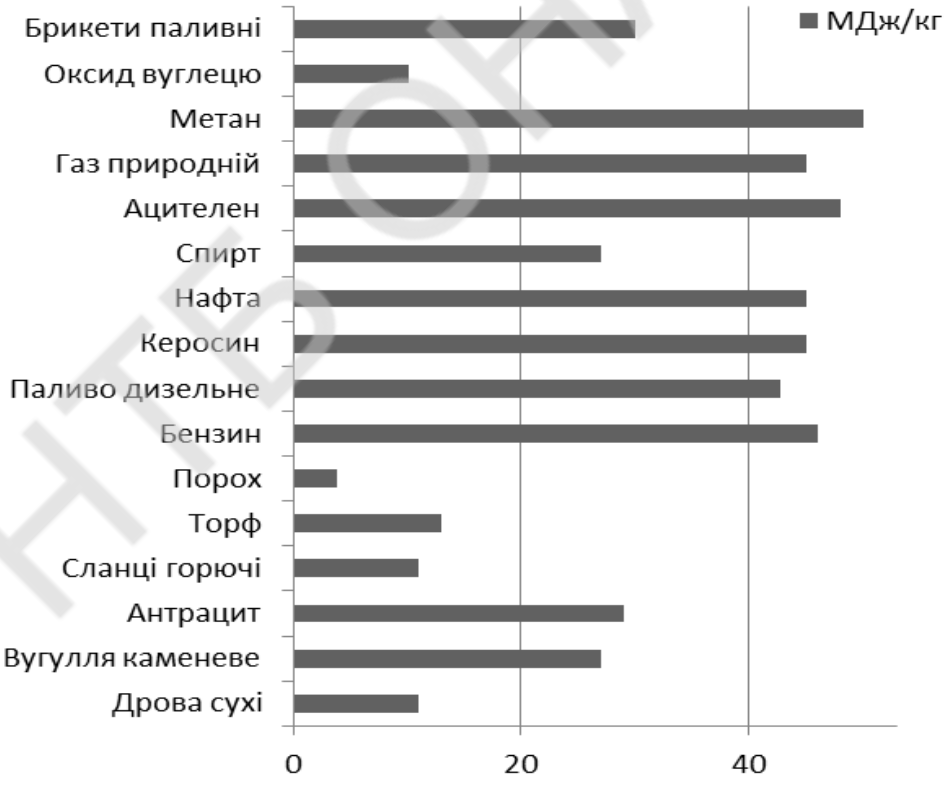


Рис. 1 – Питома теплота згоряння різних речовин одиницях виміру кДж/кг

НТБОНАХТ

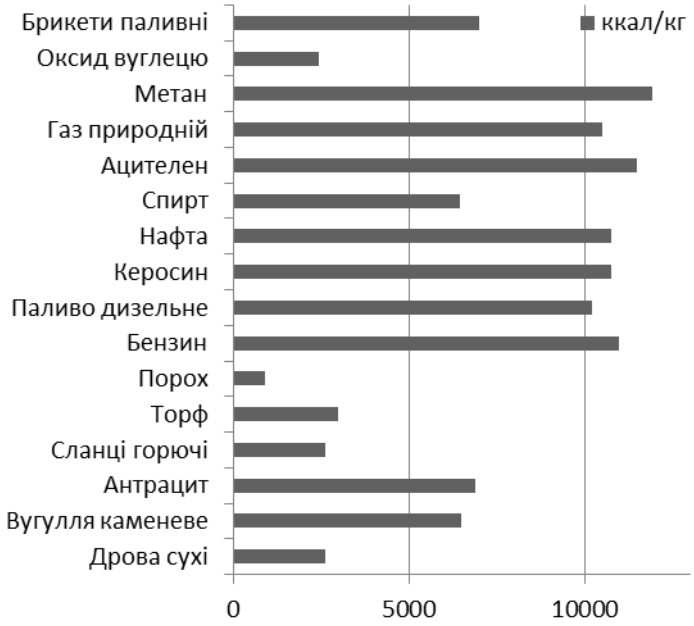


Рис. 2 – Питома теплота згоряння різних речовин одиницях виміру ккал/кг

Як видно з рисунку 1 та 2 паливні брикети мають доволі високу питому теплоту згоряння серед інших речовин, а це означає, що вони є ефективні для застосування в якості палива. Це дає велику перевагу перед іншими непоновлювальними джерелами енергії.

На сьогоднішній день українських стандартів на брикети немає. Виробники орієнтуються як на західні стандарти так і на устаткування європейських виробників .

В Європі також не існує єдиного європейського стандарта в різних країнах вони значно відрізняються один від одного. В таблиці 1 приведені дані по стандартах до брикетів, що використовуються в країнах Європи[2].

Таблиця 1 – Стандарти до брикетів, що використовуються в країнах Європи

Параметр брикету	Німеччина DIN 51 731	Німеччина DIN plus	Австрія OENORM 7135	Швеція SS 18 71 20
Діаметр, мм	<10		<10	<25
Довжина,мм	<50	<50	<50	<50
Густина,кг/дм^3	>1,4	>1,12	>1,12	
Степінь стійкості до руйнування, %		<2,3	<2,3	<3,8
Вологість, %	<12	<10	<10	<10
Насипна маса, кг/м^3	650	650	650	>500
Брикетний пил, %		<2,3	<2,3	
Зольність, %	<1,5	<0,5	<0,5	<1,5
Теплота згоряння, МДж/кг	>17,5	>18	>18	>16,9
Вміст сірки, %	<0,08	<0,04	<0,04	<0,08
Вміст азоту, %	<0,3	<0,3	<0,3	
Вміст хлору, %	<0,03	<0,02	<0,02	<0,03

Виробництво паливних брикетів в більшості випадків налаштовано на відходи деревооброблюваної промисловості, а саме, відходи у вигляді тріски. Деревинна тріска, що входить до складу паливних брикетів, в необробленому вигляді має в своєму складі лігнін, що зв'язаний з геміцелюлозою та целюлозою .

Лігнін складний(сітчатий) ароматичний полімер, що входить до складу наземних рослин, є продуктом біосинтезу. На рисунку 3 показано кількість лігніну, що присутня в різних породах деревини.

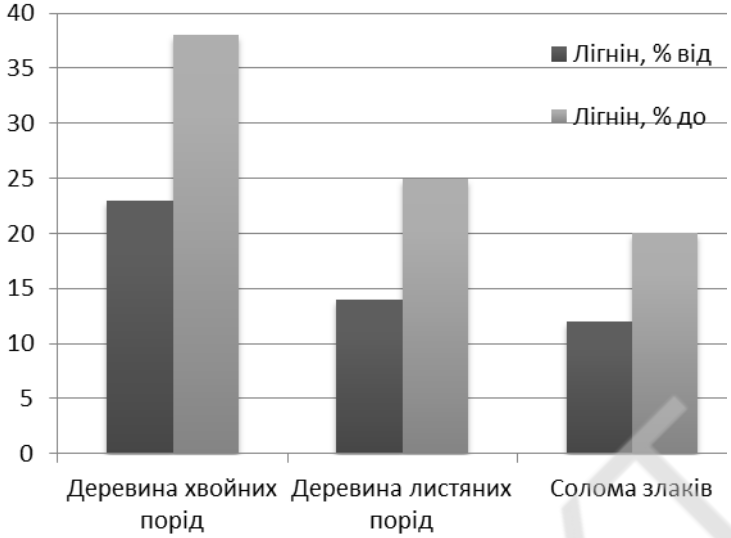


Рис. 3 – Кількість лігніну, що присутня в різних породах деревини

Лігнін має хороші зв'язуючі властивості, що доцільно використати у виробництві паливних брикетів, а саме у способі їх брикетування. Існують багато способів виділення лігніну, найбільш прийнятним є спосіб обробки парою (пропарювання) деревної тріски. Спосіб обробки парою (пропарювання) деревної тріски проводиться перед процесом брикетування, для того аби паливні брикети на виході з процесу брикетування більш міцними, та продовжить термін їх зберігання [3].

Висновки

Літературне дослідження процесів виготовлення паливних брикетів показало, що паливні брикети в наш час є дуже актуальними. Їх виробництво на теренах України дасть змогу забезпечити країну альтернативними джерелами енергії. В складі деревної тріски, що входить до паливних брикетів є лігнін, що дає змогу при певній термічній обробці використовувати його, як зв'язуючий матеріал при виробництві паливних брикетів. На основі літературного дослідження було визначено задачі на подальше дослідження виробництва паливних брикетів.

Література

1. http://www.blogbusiness.com.ua/?p=1028
2. http://www.goldentrade.com.ua/articles/id15
3. http://c-a-m.narod.ru/material/lignin_definition.html

НТБОНАХТ

УДК 621.57

АДСОРБЦІЙНИЙ ПЕРЕТВОРЮВАЧ ТЕПЛОТИ ПЕРІОДИЧНОЇ ДІЇ

Чалаєв Д.М., канд. техн. наук, пров. наук. співр.,
Грабов Л.Н., канд. техн. наук, пров. наук. співр., Данько І.О., аспірант
Інститут технічної теплофізики НАН України, м. Київ

Представлено конструкцію та принцип роботи розробленого в ІТТФ НАН України адсорбційного перетворювача теплоти (АдПТ) періодичної дії. Визначені енергетичні показники апарату при використанні різних робочих тіл.

Presented design and working principle of periodic action adsorption heat transformer, developed in the Institute of Engineering Thermophysics, NAS of Ukraine. Defined energy performance of machine using different working fluids.

Ключові слова: адсорбція, десорбція, адсорбент, холодоагент, адсорбційний перетворювач теплоти

В усьому світі швидко зростає споживання енергії необхідної для охолодження і кондиціонування повітря. Зростання споживання електроенергії на кондиціонування повітря в літній час приводить до великих перенавантажень електричних мереж. У зв'язку з цим питання переходу в літній час на тепловикористовуючі холодильні системи гостро стоїть в Європі [1]. Останнім часом виріс інтерес до адсорбційних систем охолодження завдяки їх здатності використовувати низькотемпературне тепло та екологічно чисті холодоагенти. Вони не створюють загрози навколишньому середовищу та не сприяють глобальному потеплінню на відміну від традиційних теплових насосів з електричним приводом компресора. Також до переваг можна віднести відсутність рухомих частин і, як наслідок, простоту в експлуатації та технічному обслуговуванні, малошумність та відсутність вібрацій. А ті, що в якості джерела енергії використовують сонячне випромінювання, зручні ще й тим, що потреба в охолодженні та кондиціонуванні значним чином збігається з сонячною активністю.

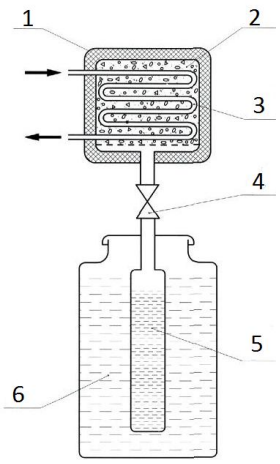
Нині більшість АдПТ використовують адсорбери з гранульованими сорбентами, такими як цеоліт, силікагель, NaX, солі лужних металів, тощо. Одним з напрямів роботи Інституту технічної теплофізики НАН України є пошук та дослідження природних цеолітів таких як клиноптилоліт, морденіт, та ін., які в значній кількості залягають в родовищах Закарпаття [2]. Також велика увага дослідників зосереджена на розробці композитних сорбентів типу сіль в пористій матриці [3]. Результати досліджень показали, що сорбенти такого типу мають значно вищу поглинаючу здатність, що є однією з визначальних характеристик загальної енергетичної ефективності агрегату. Не менш важливим фактором є оптимізація конструкції апаратів АдПТ. Для інтенсифікації процесів тепломасообміну в шарі адсорбенту та більш інтенсивного підводу/відводу тепла до нього необхідна розробка розвинених теплообмінних поверхонь, які ефективно передають тепло і забезпечують рівномірну подачу пару до адсорбенту.

В ІТТФ НАН України розроблено АдПТ періодичної дії, який може бути застосований для виробництва холоду в польових умовах та у місцях, віддалених від джерел централізованого енергопостачання [4].

Апарат (рис. 1) складається з послідовно з'єднаних паропроводом адсорбційно-десорбційного реактора з адсорбентом, який насичений холодоагентом, конденсатора і випарника, зануреного в ємність з рідиною. Адсорбційно-десорбційний реактор виконаний у вигляді теплоізольованого контейнера з адсорбентом і має теплообмінну поверхню з гідравлічним контуром для циркуляції гріючого теплоносія і рідини, що нагрівається. Теплообмінна поверхня розташована в шарі адсорбенту в тепловому контакті з ним, а конденсатор і випарник об'єднані в єдиний об'ємний апарат, занурений в ємність з рідиною і з'єднаний з адсорбційно-десорбційним реактором через запірний вентиль.

В традиційній схемі АдПТ, де конденсатор і випарник становлять два різні апарати, кожен з них працює лише половину циклу – конденсатор під час десорбції і накопичення холодоагенту, а випарник під час сорбції і отримання холоду. Запропонована нами конструкція конденсатора-випарника у вигляді єдиного апарату дозволяє зменшити його металоємність та габарити. Також забезпечується підвищення енергетичної ефективності агрегату за рахунок корисного використання теплоти конденсації, яка при традиційній схемі роботи АдПТ розсіюється в навколишнє середовище.

Робота АдПТ періодичної дії здійснюється у дві стадії – регенерація адсорбенту і виробництво холоду, які полягають у наступному.



1 – адсорбер/десорбер, 2 – адсорбент, 3 – гідравлічний контур, 4 – запірний вентиль, 5 – конденсатор-випарник, 6 – ємність з рідиною

Рис. 1 – Схема адсорбційного перетворювача теплоти

На стадії регенерації адсорбенту ємність 6 заповнюють водою, яку необхідно нагріти, встановлюють у ємність випарник 5 і відкривають запірний вентиль 4. Після цього в гідравлічний контур 3 подають гріючий теплоносій. При цьому адсорбент 2, що знаходиться в адсорбційно- десорбційному реакторі 1, нагрівається за рахунок теплообміну з гріючим теплоносієм і з нього виділяються пари холодоагенту, які через запірний вентиль 4 надходять у випарник 5 і конденсуються в ньому, а теплота конденсації холодоагенту йде на нагрівання води в ємності 6. Нагріта вода може використовуватись для побутових потреб. Після завершення регенерації адсорбенту припиняють подачу гріючого теплоносія в гідравлічний контур 3 і закривають запірний вентиль 4. Стадія регенерації закінчується висушенням адсорбенту та накопиченням холодоагенту в конденсаторі-випарнику в рідкому стані. Таким чином «заряджений» агрегат може тривалий час знаходитись в стані готовності до виробництва холоду.

При переході до стадії вироблення холоду ємність 6 заповнюють рідиною, яку необхідно охолодити, і встановлюють у неї випарник 5. Після чого в гідравлічний контур 3 подають воду, яку необхідно нагріти, і відкривають запірний вентиль 4. При цьому регенерований адсорбент 2 починає інтенсивно поглинати пари холодоагенту з випарника 5, а теплота сорбції, яка виділяється при поглинанні адсорбентом парів холодоагенту, відводиться водою, що циркулює в гідравлічному контурі. Нагріту воду, так само як і в попередньому циклі, можна використовувати для побутових потреб. Одночасно сконденсований холодоагент кипить у випарнику, відбираючи теплоту від охолоджуваної рідини в ємності 6.

Таким чином даний адсорбційний агрегат дозволяє отримувати холод без вживання електричної енергії і може працювати в польових умовах за рахунок використання теплоти сонячного випромінювання, або органічного палива. Періодичний характер роботи агрегату дозволяє рознести в часі процеси регенерації сорбенту і вироблення холоду. Після «зарядки» агрегат може транспортуватися на великі відстані і включатись на вироблення холоду в потрібному нам місці. За допомогою запірного вентиля процес охолодження може бути призупинений та поновлений в будь-який час. Це забезпечує ефективне використання корисної холодопродуктивності.

Термодинамічний цикл АдПТ в координатах діаграми Клапейрона lnP – 1/T показано на рис. 2.

Ця діаграма зручна для представлення і розрахунку енергетичних показників теоретичного адсорбційного циклу. Робочі процеси характеризуються відрізками:

1-2 – нагрівання насиченого адсорбенту від температури сорбції до температури початку регенерації,

2-3 – регенерація (осушення) адсорбенту і конденсація десорбуємої пари холодоагенту при температурі $T_{конд}$,

3-4 – охолоджування регенерованого адсорбенту до температури початку сорбції,

4-1 – адсорбція пари холодоагенту, що утворюється при його кипінні в випарнику при температурі $T_{вип}$.

Кількість холодоагенту, що бере участь в холодильному циклі, визначається за різницею вологовмісту насиченого і осушеного адсорбенту.

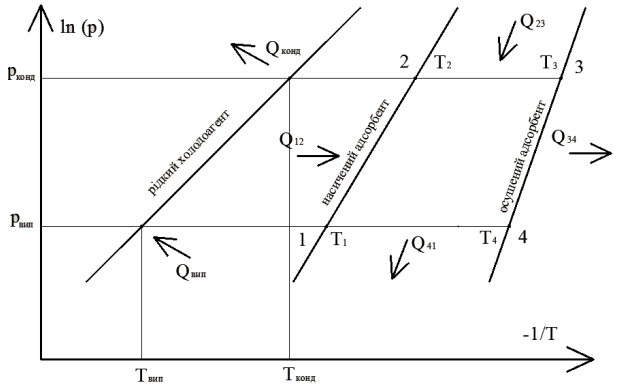


Рис. 2 – Термодинамічний цикл адсорбційного перетворювача теплоти

Теплота конденсації і холодопродуктивності:

$$Q_{конд} = Q_{вип} = r \cdot (a_2 - a_3),$$

де r – теплота паротворення холодоагенту при температурі випаровування;
a_2 і a_3 – вологовміст адсорбенту на початку і в кінці процесу сорбції.
Теплота сорбції і десорбції:

$$Q_{23} = Q_{41} = \Delta H \cdot (a_2 - a_3),$$

де ΔH – теплота десорбції.

Відповідно до наведених залежностей було визначено кількість холоду і тепла, яке може бути отримано в адсорбційному перетворювачі теплоти при використанні різних адсорбентів (табл. 1). При розрахунку термодинамічного адсорбційного циклу прийнято: температура десорбції 90°С, температура конденсації 30°С, температура сорбції 40°С, температура випаровування 5°С.

Таблиця 1 – Енергетичні показники робочих пар адсорбційного перетворювача теплоти

Робоча пара	$Q_{сор/дес.}$ кДж/кг	$Q_{конд/вип.}$ кДж/кг
Синтетичний цеоліт NaX - вода	113,9	75,6
Природний цеоліт клиноптилоліт – вода (родовище Сокирниця, Закарпаття)	67,3	41,8
Природний цеоліт морденіт – вода (родовище Липча, Закарпаття)	46,7	29.1

Робота виконується за підтримки програми спільних наукових проектів НАНУ - СО РАН (проект 04-08-12 НАНУ).

Висновки

АдПТ є ефективним засобом отримання холоду за допомогою низькопотенційної теплової енергії і може працювати в польових умовах за рахунок використання теплоти сонячного випромінювання, або органічного палива. Ефективними робочими тілами АдПТ, що по своїм характеристикам практично не поступаються синтетичним цеолітам, є природні цеоліти клиноптилоліт і морденіт, родовища яких наявні в Україні (селища Сокирниця, Ліпча в Закарпатті).

Література

1. Jakob U, P. Kohlenbach. Recent Developments of Sorption Chillers in Europe. 9th IIR-Gustav Lorentzen Conference on Natural Refrigerants held in Sydney, Australia, on April 12-14, 2010.
2. Чалаев Д.М., Шаврин В.С., Дабижа Н.А., Трощенков Ю.Н. Сорбционные термотрансформаторы на базе природных цеолитов. Тезисы V Международной конференции «Проблемы промышленной теплотехники», 22-25 мая 2007г., Киев, С. 261-262
3. Ю.И. Аристов, Л.Г. Гордеева, М.М. Токарев. Композитные сорбенты «соль в порах матрицы»: синтез свойства применение. Изд. СО РАН, Новосибирск 2008. 362 стр.
4. Пат. 105155 UA, F25B 17/00. АДСОРБЦІЙНИЙ ПЕРЕТВОРЮВАЧ ТЕПЛОТИ ПЕРІОДИЧНОЇ ДІЇ/Долінський А.А., Чалаєв Д.М., Грабов Л.М., Данько І. О.– № а 2013 13204; заяв. 13.11.2013; опубл. 10.04.2014, Бюл. № 7.

УДК 664.723.047

ИЗУЧЕНИЕ ПРОЦЕССА СУШКИ КОФЕЙНОГО ШЛАМА ДЛЯ ПРОИЗВОДСТВА ПЕЛЛЕТ

Перетяка С.Н., канд. техн. наук, доцент
Одесская национальная академия пищевых технологий

В статье рассмотрен процесс сушки кофейного шлама для производства пеллет. Представлены результаты исследований по сушке шлама в кипящем слое. Изучена кинетика сушки кофейного шлама.

In the article the process of drying of coffee shlama is considered for the production of pellet. Presented rezul'taty researches on drying of shlama in a boiling layer. Kinetics of drying of coffee shlama is studied.

Ключевые слова: биотопливо, кофейный шлам, сушка.

Доля природного газа в структуре потребления первичных энергоресурсов в Украине неоправданно высока – около 43 %, что практически вдвое больше, чем в Европейском Союзе. При этом вклад возобновляемых источников энергии в Украине незначителен – 1,6 %, что в 6 раз меньше по сравнению с ЕС. Более того, направления развития разных секторов энергетики Украины, предложенные в проекте обновленной Энергетической стратегии до 2030 года, также не совпадают с тенденциями в энергетике Евросоюза. Так, в Европе планируют уменьшать потребления угля с 15,9 до 7 % и сокращать использование атомной энергии с 13,5 до 11 %, а в Украине ситуация противоположная. Новым вариантом стратегии запланирован рост использования угля с 27,9 до 30 %, атомной энергии – с 17,9 до 22,5%. Кроме того, ЕС собирается в 2,5 раза увеличить долю возобновляемых источников энергии до 2030 года с 9,8 до 25 %, а в Украине запланировано неспешное развитие этого сектора – с 1,6 до 5,7 %.

В предыдущих исследованиях было обосновано, что для условий Украины наиболее перспективным направлением производства биотоплива являются древесные пеллеты. А также агропеллеты, изготовленные из лузги риса, стеблей кукурузы, соломы пшеницы, биомассы подсолнечника, бытовых отходов, торфа, лузги гречки, лузги подсолнечника, лигнина гидролизного. Помимо перечисленного, можно добавить отходы пищевых производств, в частности кофейный шлам. Пеллеты и агропеллеты обладают следующими неоспоримыми достоинствами [1-3]:

- технические параметры конкурируют с традиционными энергоносителями:
  - процесс подачи, горения топлива и отпуск тепла можно полностью автоматизировать и контролировать;
  - обслуживание котлов схоже;
  - высокая плотность и значительная прочность;
- энергетические характеристики успешно соперничают с ископаемым углем и природным газом (табл.1):

Таблица 1 – Сравнительные характеристики видов топлива с пеллетами

Вид топлива	Теплота сгорания, МДж/кг	%, серы	%, золы	Углекислый газ, кг/ГДж
Каменный уголь	15 – 25	1 – 3	10 – 35	60
Дизельное топливо	42,5	0,2	1	78
Мазут	42	1,2	1,5	78
Торф	10	0	20	70
Природный газ	35 – 38	0	0	57
Пеллеты древесные	14 – 17	0,1	0,5 – 1,5	0

- экологические показатели пеллеты опережают другие виды топлива:
  - возможность использования пепла в виде удобрений;
  - утилизация отходов;
  - не оказывается вредное воздействие на окружающую среду;
- экономические преимущества неоспоримы:
  - незначительные капитальные затраты;
  - быстрая прибыль за счет сбережения традиционных энергоносителей;
  - экономически оправдано перемещать на значительные расстояния;

- стабильная цена, не зависящая от скачков цен на ископаемые виды топлива и от роста экологических налогов;
- низкие эксплуатационные расходы;
- экономия на складских расходах.

Технология изготовления пеллет из кофейного шлама, основана на его предварительной сушке и последующем гранулировании. При этом именно затраты энергии на процесс сушки будут определять себестоимость пеллет. Сырой шлам, обычно, обладает влажностью 80 – 82 %. Легко рассчитать количество влаги, которое необходимо испарить, чтобы получить 1 тонну сухого (12%) шлама при различной начальной влажности (табл. 2).

Таблица 2 – Количество испаряемой влаги в зависимости от влажности шлама

Влажность шлама, %	12	30	50	70	80
Количество влажного шлама, кг	1000	1257	1760	2933	4400
Количество испаренной влаги, кг	0	257	760	1933	3400

Из таблицы видно, что в первом случае, когда влажность материала 80 %, при сушке необходимо будет испарить 3400 кг воды, а при влажности 70% - уже 1933 кг. Приведенный пример показывает, что начальная влажность сырья очень сильно будет влиять на энергоемкость процесса [4].

Исходим из опыта развитых стран [5] и предполагаем, что изготовление пеллет из кофейного шлама, будет осуществляться на отечественных комбинатах по производству растворимого кофе, поэтому сырье будет бесплатным. Тогда доля сушки в структуре себестоимости пеллет будет выглядеть еще более вызывающе (рис. 1) [4].

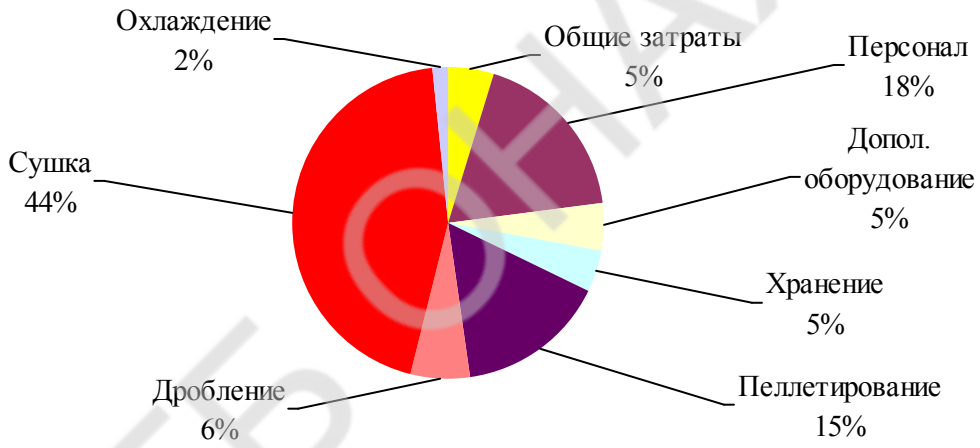


Рис. 1 – Предполагаемая структура себестоимости производства пеллет из шлама

Таким образом, практически половина затрат связано с процессом сушки, что и определило цель исследований.

В результате предыдущих исследований установлено, что предварительное обезвоживание шлама результативно за счет центрифугирования. Влажность снижалась на 11 %, при удельных энергетических затратах 466 кДж/кг. Конвективная сушка шлама в неподвижном слое выявилась неэффективной: удельный расход энергии 20 МДж/кг, снижение влажности всего на 26,7 %, средняя скорость сушки 0,178 %/мин, время сушки 150 минут. Это можно объяснить тем, что в процессе сушки на поверхности слоя образуется корка сухого шлама и это резко усложняет выход влаги на поверхность материала [4].

Известны исследования сушки шлама инфракрасным излучением. Скорость сушки в зависимости от подводимой энергии колеблется в пределах 1,3 – 1,7 %/мин. Энергозатраты – 3,2 МДж/кг, что действительно впечатляет. Однако, этими же исследованиями установлено, что при увеличении подводимой ИК – энергии в 2 и 3 раза скорость сушки увеличивается только на 0,2 %/мин, удельный расход энергии резко возрастал до 5,2 и 7,1 МДж/кг, соответственно [6, 7]. При этом для работы инфракрасных излучателей необходима электрическая энергия, которая по-прежнему дороже тепловой. Производительность радиа-

ционной сушилки будет невысокой, так как с увеличением скорости транспортера и толщины слоя продукта на лентах скорость сушки круто падает.

Целью данных исследований является поиск эффективного режима конвективной сушки кофейного шлама, как сырья для изготовления пеллет.

Для решения проблемы связанной с интенсификацией процесса сушки, были проведены опыты сушки шлама в кипящем слое. Достоинства псевдоожижения известны:

- высокая скорость сушки, обусловленная резким увеличением площади поверхности тепло- и массопередачи;
- выравнивание температур и концентраций в объеме сушильной камеры;
- возможность создавать аппараты непрерывного действия;
- в аппаратах с псевдоожиженном слоем гидравлическое сопротивление невелико, поэтому расход энергии на работу вентилятора незначителен;
- сушилки с кипящим слоем просты и легко автоматизируются.

Опыты проводились на экспериментальном стенде, который состоял из вентилятора, калорифера, и стеклянной сушильной камеры, для визуализации опытов. Инструментальная база стенда: система измерения температуры воздуха в окружающей среде (t_0), после калорифера (t_1) и сушильной камере (t_2), чашечный анемометр для замера скорости воздуха (w), психрометр для измерения влажности свежего воздуха φ_0 и электронные весы. По диаграмме влажного воздуха определяли энтальпию свежего воздуха I_0 и после калорифера I_1. Плотность воздуха в сушильной камере найдена по таблице свойств воздуха. Параметры сушильного агента представлены в таблице 3.

Таблица 3 – Параметры сушильного агента

t_0, °С	t_1, °С	t_2, °С	φ_0, %	I_0, кДж/кг	I_1, кДж/кг	w, м/с	ρ, кг/м^3
13,4	81	62	90	36	105	3,5	1,03

На электронных весах определялась масса шлама до ($G_н$) и после сушки ($G_к$), влажность шлама до ($\omega_н$) и после сушки ($\omega_к$) находилась по стандартной методике. Время сушки (τ) фиксировалось по секундомеру (табл.4).

Таблица 4 – Параметры шлама

$G_н$, кг	$\omega_н$, %	$G_к$, кг	$\omega_к$, %	τ, мин
0,27	80	0,059	10	12

В начале процесса сушки наблюдалось фильтрование агента сушки через слой материала. При снижении влажности шлама силы когезии уменьшались, что приводило к переходу материала в псевдоожиженное состояние. В кипящем слое отмечалось интенсивное перемещение частиц материала и их частичное разрушение, поэтому в конце процесса сушки наблюдался унос частиц. Таким образом, при одной скорости сушки прослеживалось 3 стадии псевдоожижения.

В результате расчетов установлено:

- расход воздуха на сушку – 0,023 кг/с;
- количество тепла на сушку – 1138 кДж;
- скорость сушки – 5,67 %/мин;
- удельный расход энергии на сушку – 5,4 МДж/кг.

По завершении исследований можно сделать следующие выводы:

1. Сушка в кипящем слое пока не может конкурировать с радиационной сушкой по энергетическим затратам (расход энергии на 60 % больше).
2. Утилизация тепла отработанного агента сушки и выбор его оптимальной скорости позволит существенно снизить энергозатраты.
3. В качестве агента сушки, возможно, использовать дымовые газы, которые образуются в результате сгорания пеллет, что резко удешевит процесс сушки, по сравнению ИК – сушкой.
4. Скорость сушки в кипящем слое выше радиационной более чем в 3 раза.
5. Производительность сушилок в кипящем слое значимо больше и они производятся серийно.

Литература

5. Маляренко В.А., Яковлев А.И. Возобновляемые энергоресурсы – основа альтернативной энергетики // Ежеквартальный научно-технический журнал «Интегрированные технологии и энергосбережение» №2. – 2008. – С.29-32.
1. Перетяка С.Н. Перспективы биотоплива в Украине // Наукові праці ОНАХТ – Одеса. 2010. – Вип. 37, С.203 – 206.
2. Перетяка С.Н. Исследование энергетических характеристик кофейного шлама // Наукові праці ОНАХТ – Одеса. 2011. – Вип. 39, Т. 2, С. 345 – 347.
3. Перетяка С.Н. Исследование процессов обезвоживания кофейного шлама для производства пеллет // Наукові праці ОНАХТ – Одеса. 2013. – Вип. 43, Т. 1, С. 165 – 167.
4. Практическое руководство по созданию пеллетного производства // ALLIGNO Maschine nexport GmbH / www. Alligno. ru
5. Терзієв С.Г. Дослідження процесу сушіння шламу кави під дією інфрачервоного випромінювання / Терзієв С.Г., Ружицька Н.В., Саламаха В.І., Малашевич С.А. // Праці Таврійського державного агротехнологічного університету – Мелітополь: ТДАТУ. – 2011. – Вип. 11, С. 153 – 158.
6. Бурдо О.Г. Кінетика ІЧ – сушіння шламу кави / Бурдо О.Г., Терзієв С.Г., Ружицька Н.В., Борщ А.А. // Харчова наука і технологія. – 2011. - № 4 (17). – С. 96 – 99.

УДК 621.757:697.7:662.987.697.7

АНАЛИЗ СУДОВОЙ ГИБРИДНОЙ ТРИГЕНЕРАЦИОННОЙ СИСТЕМЫ, РАБОТАЮЩЕЙ ПО ЭЖЕКТОРНОМУ ХОЛОДИЛЬНОМУ ЦИКЛУ И ОРГАНИЧЕСКОМУ ЦИКЛУ РЕНКИНА

Димитров А. А., аспирант, Яковлева О. Ю., канд. техн. наук, ст. преп.,
Хмельнюк М. Г., д-р техн. наук, профессор
Учебно-научный институт холода криотехнологий и экоэнергетики им. В. С. Мартыновского
Одесская национальная академия пищевых технологий, г. Одесса,

Целью статьи является расчетно-теоретическое исследование гибридной тригенерационной системы для применения на судах. Известно, что утилизация теплоты в системах тригенерации является на 20-40% эффективнее когенерационных систем. Основная проблема судовых тригенерационных установок – это их высокие массогабаритные характеристики. Этот фактор является существенным в условиях малых размеров судовых трюмов или твиндеков. Решением данной проблемы может стать применение на судах гибридных систем на основе эжекторного холодильного цикла и органического цикла Ренкина.

The aim of this paper is design and theoretical study of the hybrid trigeneration system for using on vessels. It is known that the trigeneration heat recovery systems have for 20 - 40 percent more efficiency than the cogeneration ones. The main problem of ship trigeneration units is their high overall dimensions. This factor is significant in the small ship holds or twin decks conditions. The solution of this problem with the help of using the hybrid trigeneration systems incorporated with ejector refrigerating cycle and organic Rankine cycle is presented in this paper.

Ключевые слова: Тригенерация, отбросная теплота, вторичные энергоресурсы, судовая энергетическая установка, когенерация, органический цикл Ренкина, эжекторная холодильная машина.

В настоящее время судовой транспорт не остается без внимания Международной программы энергосбережения. Разрабатываются все новые решения для увеличения эффективности судовых энергетических установок путем использования технологии тригенерации, позволяющей наиболее глубоко утилизировать вторичные энергоресурсы судовых энергокомплексов.

Тригенерация представляет собой технологию одновременного получения электроэнергии, теплоты, а также холода, используя только один источних первичной энергии, такой, как природный газ или топливо. Другими словами, тригенерация представляет собой комбинацию когенерационной системы, сос-

тоящей из первичного двигателя (дизельный или газотрубинный двигатель), производящего электроэнергию и теплоту, и теплоиспользующей холодильной машины для производства холода[1].

В тригенерационных системах может быть использованы два вида судовых энергоустановок: поршневые дизельные двигатели и газотурбинные установки.

Судовые энергетические установки на базе поршневых дизельных двигателей являются наиболее общими и распространенными силовыми установками. Они выпускаются в широком диапазоне мощностей вплоть до 8-9 МВт и более, и работают на доступном дизельном топливе.

Более того, судовые тригенерационные системы могут использовать газотурбинные установки в качестве первичных двигателей, которые, в основном, выпускаются в диапазоне мощностей от 8 МВт до 14 МВт. Такие силовые установки могут использовать в качестве топлива природный газ, пропан, дизельное топливо, и могут быть разделены на два основных класса:

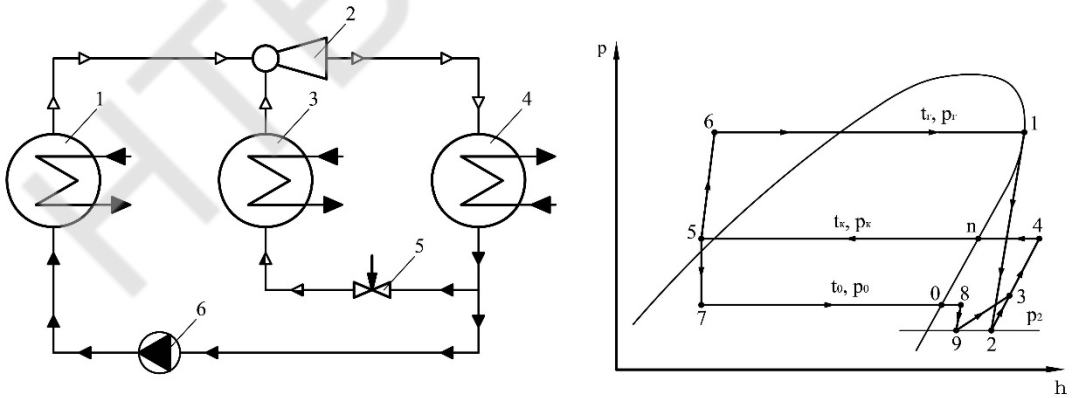
- с рекуперацией, которые утилизируют теплоту выхлопных газов для того, чтобы повысить температуру сгорания и увеличить эффективность двигателя;
- без рекуперации (или простого цикла), которые обладают меньшими показателями эффективности, но при этом и меньшими капитальными затратами.

В применяемых на сегодняшний день судовых тригенерационных системах электроэнергию получают в электрогенераторах, соединенных на одном валу с судовыми двигателями. Низкопотенциальная теплота отходящих газов двигателей используется для приведения в действие абсорбционной холодильной бромистолитиевой машины. Такие системы позволяют достичь практически 60% эффективности судовых силовых двигателей. К примеру, судовая система такого типа была применена компанией “Wärtsilä”. Однако, основным недостатком таких систем является то, что они требуют большого количества свободного пространства для установки из-за своих значительно больших размеров.

Так как трюмы (твиндеки) судна являются относительно малыми, максимальная площадь установки утилизационной системы строго ограничена. Поэтому, требование к массогабаритным характеристикам судовых тригенерационных установок занимает приоритетное место.

Данное требование, в первую очередь, относится к той части утилизационной системы, которая производит холод, то есть к теплоиспользующей холодильной машине (ТИХМ). На сегодняшний день наибольшей эффективностью обладают абсорбционные холодильные машины (их коэффициент преобразования энергии составляет приблизительно 0,7 – 0,75), однако, из-за своих больших размеров, она требует немалую площадь установки. Более того, сложность конструкции и цена абсорбционных машин (АХМ) очень велики.

Данные проблемы могут быть решены заменой АХМ на более простые и надежные эжекторные холодильные машины (ЭХМ), работающие на легкокипящих рабочих веществах, в судовых тригенерационных системах. Главными достоинствами ЭХМ перед АХМ являются простота конструкции, высокая надежность и доступность, низкие капитальные и эксплуатационные затраты. Принципиальная схема и термодинамический цикл ЭХМ представлен на рис. 1.



1 – генератор; 2 – эжектор; 3 – испаритель; 4 – конденсатор; 5 – регулирующий вентиль; 6 – питательный насос

Рис. 1 – Принципиальная схема и цикл ЭХМ

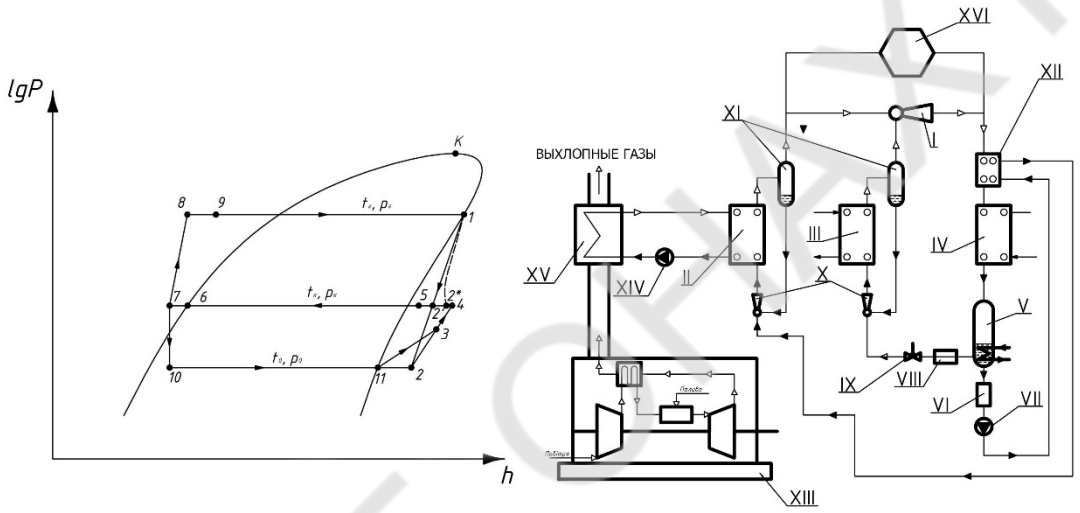
Единственным недостатком ЭХМ является их относительно низкий COP, который обычно не превышает 0,4. Однако, недавние экспериментальные исследования ЭХМ на холодильных агентах R141bи R245fa показали, что COP системы может быть повышен до 0,65 с применением ряда методов повыше-

ний эффективности работы ЭХМ. Эти результаты делают ЭХМ энергетически конкурентоспособными, ставя их в один ряд с АХМ по коэффициенту преобразования энергии[2,3,4].

В УНИХКЭ ОНАПТ разработан новый способ дальнейшего уменьшения массогабаритных характеристик судовых тригенерационных систем. Он представляет собой систему, работающую по совмещенному (гибридному) эжекторному холодильному циклу и органическому циклу Ренкина(ORC). Реализовать такой гибридный цикл стало возможным благодаря тому, что ЭХМ, как и ORC-машина включает в себя паросиловой цикл. Отличие лишь в том, что в ORC-машине на месте эжектора установлена паровая турбина [6].

Целью данной работы было расчетно-теоретическое исследование судовой гибридной тригенерационной системы (СГТС), работающей на легкокипящем озонобезопасном рабочем веществеR245fa, а также прогнозирование возможных методов повышения ее энергетической эффективности.Было проведено также термодинамическое моделирование СГТС для заданного режима работы, результаты приведены в конце статьи.

Принципиальная диаграмма и термодинамический цикл СГТС показаны на Рисунке 2. Принцип действия СГТС следующий. Рабочий поток G_p, полученный в генераторе IIв результате подвода теплоты от греющего источника, при давлении и температуре генерации подается в отделитель жидкости XI, где невыкипевшая в генераторе жидкость отделяется от пара и с помощью инжектора Хвозвращается



I – эжектор; II – генератор; III – испаритель; IV – конденсатор; V – ресивер-переохладитель; VI – фильтр механической очистки; VII – питательный насос; VIII – фильтр – осушитель; IX – терморегулирующий вентиль; X – инжекторы; XI – отделители жидкости; XII – регенеративный теплообменник; XIII – судовая энергетическая установка; XIV – циркуляционный насос теплоносителя; XV – котел-утилизатор; XVI – паровой турбогенератор

Рис. 2 – Термодинамический цикл и схема СГТС

обратно в генератор. Пар из отделителя жидкости разделяется на два потока. Первый поток $G_т$расширяется в паровом турбогенератореXVI, производя электроэнергию. Второй поток $G_э$направляется в сопло эжектора I, где его давление снижается немногим меньше давления в испарителеIII. В результате этого из испарителя III подсасывается эжектируемый потокG_0. В камере смешения эжектора Iпроисходит смешение потоков $G_э$ и G_0, суммарный поток далее направляется в диффузор эжектора I, где сжимается до давления конденсации. На выходе из диффузора этот поток смешивается с потоком из турбины при давлении конденсации. Полученный поток с массовым расходом $G_т+G_э+G_0$ проходит регенеративный теплообменникXII, где подохлаждается, и попадает в конденсатор IV. Жидкость, образованная в конденсаторе IVсобирается в ресивере-переохладителе V, где происходит ее переохлаждение, а также разделение на рабочий и эжектируемый поток. Эжектируемый поток G_0 проходит фильтр-осушитель VIII, дросселируется в регулирующем вентиле IX, а затем осуществляет кипение в испарителе III, производя холод. Рабочий поток проходит через фильтр механической очистки VI, а затем питательным насосом VII перекачивается в генератор II, где образуется сухой насыщенный пар. После этого цикл повторяется.

В ходе определения показателей эффективности СГТС оказалось невозможным установить унифицированные показатели работы системы, которые бы характеризовали как работу ЭХМ, так и ORC-контур. Причиной этого стало отсутствие пересечений между двумя целевыми функциями, характеризующими ЭХМ и ORC контуры. Поэтому, на начальном этапе исследования СГТС нами было принято решение разбить все возможные показатели эффективности на две отдельных части.

Первая часть учитывает только характеристики работы ЭХМ. Главным показателем эффективности ЭХМ является коэффициент эжекции U, который определяется по уравнению (1):

$$U = \frac{G_0}{G_Э} \tag{1}$$

Энергетическая эффективность ЭХМ характеризуется тепловым коэффициентом ζ, который обычно рассчитывается без учета работы питательного насоса:

$$\zeta = \frac{Q_0}{Q_Г} = U \cdot \frac{q_0}{q_Г} \tag{2}$$

Энергетические и эксплуатационные показатели также зависят от эффективности работы питательного насоса. Удельные затраты электроэнергии на привод насоса, отнесенные к 1 кВт холодопроизводительности, могут быть определены с помощью уравнения:

$$N_{уд.н.} = \frac{(p_г - p_к) \cdot \nu_7}{U \cdot q_0} \tag{3}$$

Анализ уравнения (3) показал, что на $N_{уд.н.}$ наибольшим образом влияют $(p_г - p_к)$, U, q_0. Удельная мощность насоса уменьшается при увеличении U, q_0 и уменьшении $(p_г - p_к)$.

Для увеличения коэффициента эжекции на 20÷25% рекомендуется также использовать коническо-цилиндрическую камеру смешения вместо цилиндрической.

Показатели эффективности ORC-контура представлены абсолютным и относительным внутренним КПД (η_i, η_{oi}), абсолютным эффективным КПД (η_e), абсолютным электрическим КПД (η_{el}) и мощностью электрогенератора ($N_{el.g}$), где:

$$\eta_i = \eta_{oi} \cdot \eta_t \tag{4}$$

$$\eta_e = \eta_{mech} \cdot \eta_i \tag{5}$$

$$\eta_{el} = \eta_{el.g} \cdot \eta_e \tag{6}$$

$$N_{el.g} = (h_1 - h_9) \cdot \eta_{el} \cdot D \tag{7}$$

Необходимым будет установить зависимость термического КПД ORC-контура от параметров пара.

При постоянных параметрах пара ($p_г$ и $T_г$) уменьшение давления конденсации $p_к$ приведет к увеличению термического КПД η_t. Так как давление совпадает с температурой в двухфазной области, уменьшение давления конденсации будет означать уменьшение температуры отвода теплоты от рабочего тела $T_к$, а следовательно, разность температур станет больше и термический КПД увеличится.

Однако термический КПД может быть увеличен путем повышения температуры и давления генерации $p_г$ и $T_г$. Но температура генерации в ORC-контуре имеет строгое ограничение, которое не должно превышать критическую температуру рабочего вещества. Нарушение этого ограничения приведет к химическому разрушению рабочего вещества[5].

В работе также было проведено теоретическое исследование СГТС с помощью моделирования при таких входных данных: температура генерации составила 120 °С, температура конденсации 30°С, а температура кипения 8 °С, холодопроизводительность системы 20 кВт. В качестве рабочего вещества было принято использовать R245fa. В ходе исследования были получены действительных показатели эффективности работы СГТС при данном режиме. Результаты расчетов представлены в табл. 1.

Таблица 1 – Результаты теоретического исследования СГТС при заданном режиме работы

Параметр	Значение	Параметр	Значение
$P_г$, бар	19,275	η_e	0,182
$P_к$, бар	1,778	η_{el}	0,178
P_0, бар	0,735	$N_{el.g}$, кВт	9,17
$L_т$, кДж/кг	39,39	U	0,457

$L_{нас}$, кДж/кг	1,84	ζ	0,393
η_t	0,207	Q_0, кВт	20
η_i	0,185	Q_g, кВт	51

Дальнейшая работа направлена на поиск новых методов повышения эффективности гибридных тригенерационных систем.

В настоящее время мы продолжаем дальнейшие изучения СГТС с целью определения наиболее эффективных рабочих веществ с точки зрения энергоэффективности, экономической целесообразности и экологической безопасности, для использования их в СГТС при сравнительно низких температурах кипения (до -5°С). Среди большой группы природных озонобезопасных рабочих веществ только некоторые могут стать альтернативой HCFCагентам. Среди этих веществ следующие: пропан (R290), пентафторпропан (R245fa), бутан (R600) и изобутан (R600a). Однако, R290 является малоэффективным для применений в СГТС из-за низкой критической температуры. Согласно решению Международного института холода, взрывоопасность веществ R600 и R600a не исключает возможность их использования в СГТС при условии обеспечения всех необходимых мер безопасности. Необходимая степень безопасности СГТС, работающей на приведенных углеводородах, может быть полностью достигнута из-за высокой надежности и простоты конструкции СГТС, а также возможность установки системы не только в судовых трюмах или твиндеках непосредственно возле потребителя холода, но и на верхней палубе. Наши расчеты показали, что R245fa является наиболее эффективным рабочим телом для СГТС. Однако, для того, чтобы достичь высокой энергетической эффективности, необходимы дальнейшие экспериментальные исследования.

Выводы. Рассмотренная в работе судовая гибридная тригенерационная система, работающая независимо от судовой электросети, может обеспечивать надежное производство электроэнергии, холода и теплоты при продолжительной работе в условиях постоянно меняющихся режимов работы. Она может быть подобрана и настроена согласно различным потребительским нуждам и позволят существенно уменьшить капитальные и эксплуатационные затраты на работу судовой энергетической установки. Замена больших бромистолитиевых АХМ намного более дешевыми ЭХМ, способствует создать дешевые и компактные тригенерационные системы, которые будут готовы к установке на различные суда в моноблочной конфигурации. Недавние экспериментальные исследования в области ЭХМ и ORC показали, что изменение режимов работы не влечет за собой потерю работоспособности системы. Проведение сравнительного анализа рабочих параметров для различных хладагентов, а также определение влияния режимов работы на показатели эффективности СГТС являются безусловно актуальными задачами дальнейших исследований.

Литература

1. Chicco G., Mancarella P.: Trigeneration primary energy saving evaluation for energy planning and policy development, Energy Policy (2007), No. 35, 6132-6144;
2. Huang B.J., Chang J.M., Petrenko V.O., Samofatov I.Ya.: A joint research on ejector cooling technology, Proceedings of the 2nd International Workshop "Non-Compression Refrigeration & Cooling" (2001), Odessa, Ukraine, 32-41;
3. Ian W. Eames, Ali.E. Ablwaifa, Petrenko V.O.: Results of an experimental study of an advanced jet-pump refrigerator operating with R245fa, Applied Thermal Engineering (2007), No. 27, 2833-2840;
4. Petrenko V.O., Volovyk O.S., Ierin V.O.: Areas of effective application of ejector refrigeration machines using low-boiling refrigerants, J. Refrigeration Engineering and Technology (2005), No. 1(93), 17-30;
5. Oleksandr Dimitrov. Design-theoretical study of the marine hybrid trigeneration machine based on organic Rankine cycle and ejector refrigeration cycle, Збірник тез доповідей наукової студентської конференции «Стан, досягнення і перспективи холодильної техніки і технології», Одеса, 2014.
6. A. Dimitrov., O. Yakovleva, M. Khmelniuk. Trigeneration as a method of high efficient utilization of secondary energy resources of the ship power plant, Казахстан-Холод 2014: Сборникдокладовмеждународнойнаучно-техническойконференции (27 февраля 2014 г.) –Алматы: АТУ, 2014.– с. 40-43.
7. Wen-Kuo Tien, Rong-Hua Yeh, Jen-Ming Hong. Theoretical analysis of cogeneration system for ships.//Energy Conversion and Management 48 (2007) 1965-1974.
8. PetrenkoV.O., Zhuk K.B., Volovyk O.S.: Development and investigation of a pre-production model of ejector refrigeration machine designed for general-duty, J. Refrigeration Engineering and Technology (2005), No. 2(94), 5-16.
9. Mohanty B, Paloso Jr G. Economic power generation from low-temperature geothermal resources using organic Rankine cycle combined with vapor absorption chiller. Heat Recov Syst CHP 1992;12:143–58.

10. Marek Dzida. Possible Efficiency Increasing of Ship Propulsion and Marine Power Plant with the System Combined of Marine Diesel Engine, Gas Turbine and Steam Turbine.// Advances in Gas Turbine Technology, Dr. Ernesto Benini (Ed.), ISBN: 978-953-307-611-9, InTech, 20

НТБ ОНАХТ

УДК 66.021.4

ПЕРСПЕКТИВЫ РАЗВИТИЯ ЭНЕРГОТЕХНОЛОГИЙ АПК С ПРИМЕНЕНИЕМ ЭФФЕКТИВНЫХ СИСТЕМ ТЕРМОТРАНСФОРМАЦИИ

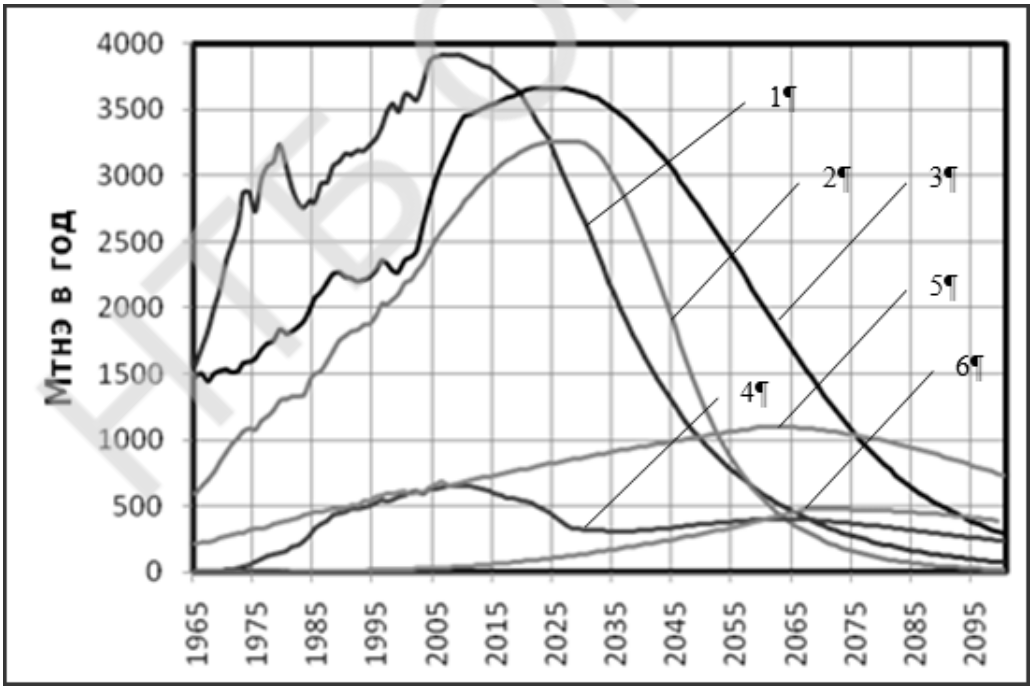
Зыков А.В. канд. техн. наук, доцент
Одесская национальная академия пищевых технологий, г. Одесса

Рассматривается анализ тенденций мирового энергопотребления и предлагаются принципы повышения эффективности энерготехнологий АПК при помощи испарительно-конденсационных систем термотрансформации и адресной доставки энергии.

The analysis of the global tendencies of energy consumption is scanned, and the principles of improving of efficiency of energy technologies on the base of evaporating-condensing systems of thermal transformation and address delivery of energy are proposed.

Ключевые слова: энергоэффективность, термотрансформация, теплоутилизация.

Структура мирового потребления первичных топливно-энергетических ресурсов такова, что основными энергоносителями являются нефть, уголь и газ. Также существенно потребление гидравлической и атомной энергии. Традиционными источниками получения электрической энергии являются гидроэнергетика, атомная энергетика и уголь. Около 14% мировой электроэнергии получают сжигая газ и нефть. Неуклонный рост промышленного производства влечет соответствующий рост потребления энергоресурсов и повышение нагрузки на экологию. Также последнее время наблюдается неуклонный рост цен на энергоносители. Совокупность таких факторов как высокая цена энергоносителей и необходимость снижения нагрузки на окружающую среду приводит к выводу о необходимости снижения потребления первичных энергоресурсов, что и прогнозируется в исследованиях [1]. Такое снижение возможно вследствие частичного замещения традиционных энергоресурсов альтернативными и повышения эффективности производства и использования энергии (рис. 1).



1- нефть, 2- газ, 3- уголь, 4- ядерная энергия, 5- гидроэнергия, 6- возобновляемые источники энергии.

Рис. 1 – Прогноз потребления энергии по источникам

Аналогичная ситуация наблюдается и в Украине. Несмотря на снижение энергоемкости ВВП [2] она остается в 2-5 раз превышающей энергоемкость развитых стран мира. Даже после в случае предусмот-

ренного программой повышения энергоэффективности [3] снижения энергоемкости ВВП на 20% она останется выше среднемирового уровня (рис. 2). Следовательно в существуют значительные резервы повышения энергоэффективности.

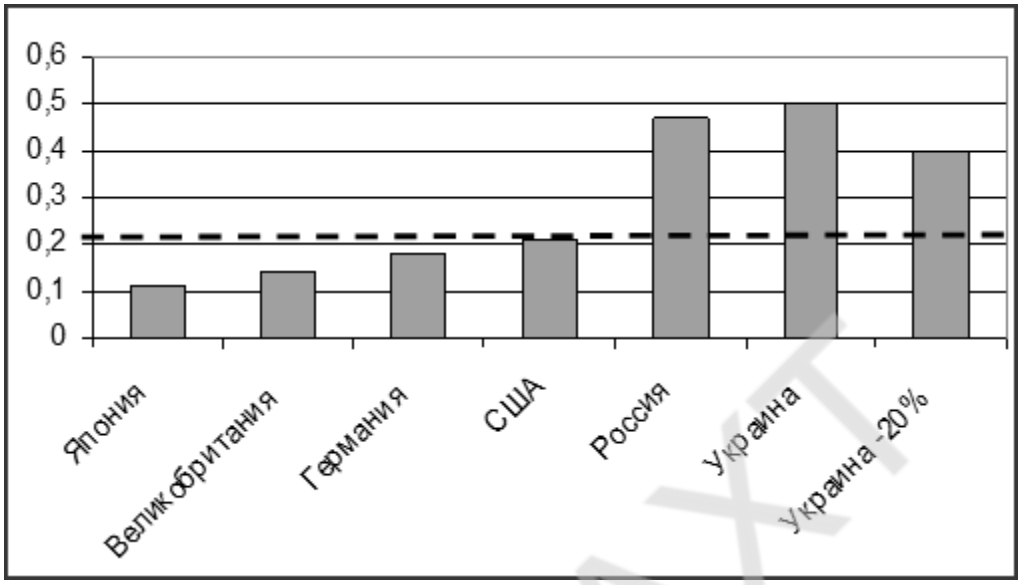


Рис. 2 – Энергоемкость ВВП Украины в сравнении с среднемировым уровнем

В агропромышленном комплексе Украины также имеются возможности для снижения удельных энергозатрат. В первую очередь следует обратить внимание на такие энергозатратные процессы как сушка, ректификация, выпаривание, пастеризация и стерилизация. Так, например, анализ энерготехнологий процессов традиционной конвективной сушки показывает, что только около 40% подводимой энергии расходуется на испарение влаги из продукта. При этом около 70% потерь энергии при конвективной сушке происходит с уходящим сушильным агентом. Даже в процессе пастеризации, проводимом в пастеризационно-охладительной установке, при наличии секции регенерации имеют место потери тепла на доохлаждение продукта (рис. 3).

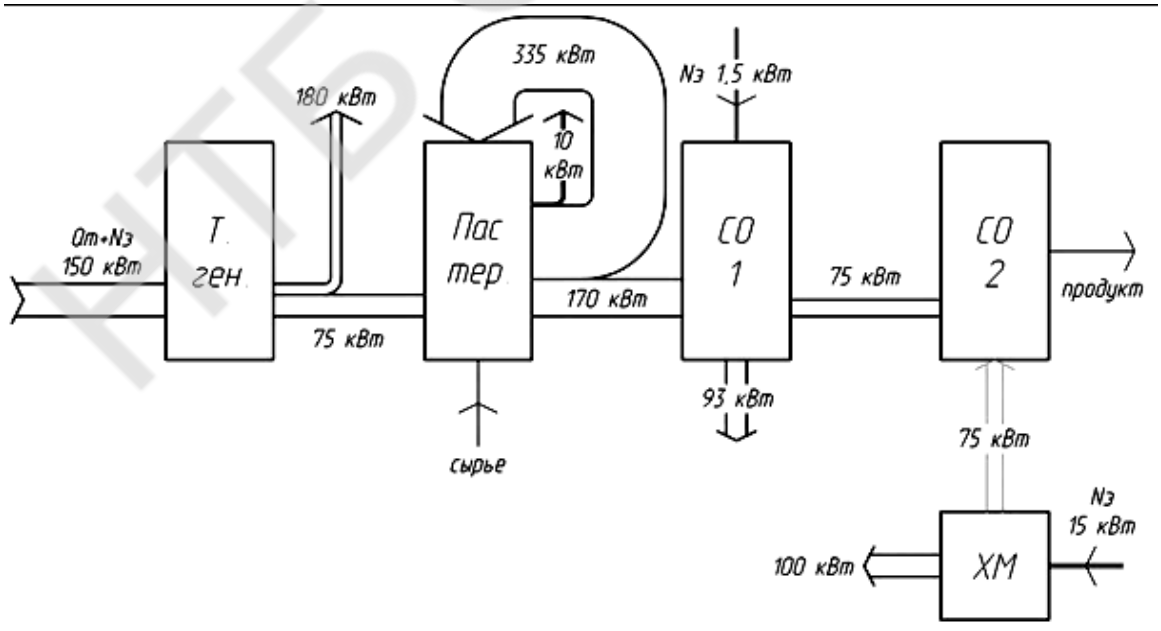


Рис. 3 – Энерготехнологическая модель пастеризатора

Похожая ситуация наблюдается и в процессе ректификации, где имеют место стоки теплоты в дефлегматоре и конденсаторе. Таким образом во многих технологических процессах пищевой и зерноперерабатывающей отрасли существуют стоки теплоты, которые желательно было бы вернуть в технологический процесс. Однако зачастую низкий потенциал этих стоков требует дополнительных вложений материалов либо высокопотенциальной энергии (рис. 4). В рассматриваемой схеме использование теплового насоса позволяет вернуть часть энергии в технологический процесс, но ценой использования элекроэнергии. Поэтому возникает задача структурной и параметрической оптимизации технологических систем для наиболее эффективного использования энергии и ресурсов. Часто в технологических процессах энергия рассеивается в большом количестве низкопотенциального теплоносителя. В этом случае адресная доставка энергии к продукту может быть предпочтительней чем использование традиционных схем с последующей утилизацией. Примеры возможностей использования адресного энергоподвода в зерносушении представлен в [4, 5]. Для решения задач оптимизации предложенных систем требуется определить комплексные показатели качества и разработать соответствующие математические модели трансформации энергии.

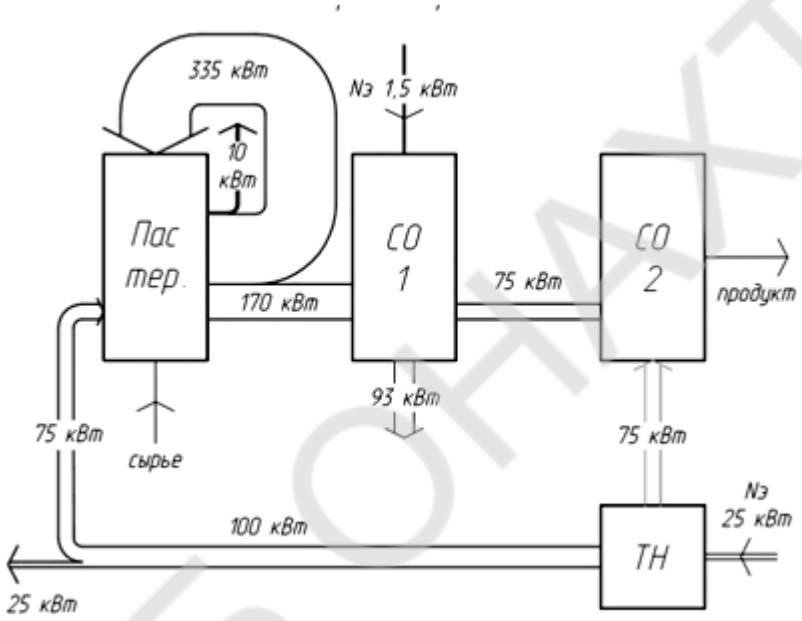


Рис. 4 – Энерготехнологическая модель пастеризатора с тепловым насосом (ТН)

В общем случае путь потока энергии в технологической системе может быть представлен следующим образом: «генератор энергии – система транспортировки и распределения энергии – конечные потребители энергии». Для анализа возможностей оптимизации такой системы в целом следует проанализировать эффективность каждого элемента системы. В интересующих нас технологических процессах осуществляется трансформация утилизация и транспортировка стоковой энергии при помощи испарительно-конденсационных систем. Также испарительно-конденсационные системы являются составной частью теплогенерирующего оборудования. Таким образом методы оптимизации испарителей и конденсаторов а также комплексные критерии оценки их эффективности являются ключевыми для большинства технологических систем.

Выводы

Анализ мировых проблем энергетики и экологии указывает на необходимость повышения уровня эффективности энерготехнологий АПК. Одними из методов повышения энергоэффективности являются использование тепловых выбросов и адресная доставка энергии при помощи испарительно-конденсационных систем. Однако для эффективного использования предложенных методов необходимо провести структурную и параметрическую оптимизацию рассмотренных энерготехнологий.

НТБОНАХТ

Литература

1. Paul Chefurka, World Energy and Population: [Електронний ресурс]. – Режим доступу : http://www.courtfool.info/nl_Wereldbevolking_en_energie.htm
2. Офіційний сайт Міжнародної енергетичної агенції. [Електронний ресурс]. – Режим доступу: http://www.iea.org
3. Державна цільова економічна програма енергоефективності і розвитку сфери виробництва енергоносіїв з відновлюваних джерел енергії та альтернативних видів палива на 2010-2015 роки: [Електронний ресурс]. – Режим доступу :http://zakon2.rada.gov.ua/laws/show/243-2010-%D0%BF#n13
4. Бурдо О.Г., Зиков О.В., Гайда С. Нові принципи термообробки зерна. // Наукові праці Одеської державної академії харчових технологій / Міністерство освіти і науки України. – Одеса: 1999. Вип.. 20. С. 223-229
5. Пути совершенствования теплотехнологий сушки в АПК. Будро О.Г., Терзиев С.Г., Зыков А.В., Безбах И.В//Труды Международной научно-практической конференции «Современные энергосберегающие тепловые технологии (сушка и термовлажностная обработка материалов)» .М.:МГАУ 2002.

НТБ ОНАХТ

ТЕОРЕТИЧНІ І ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ГІДРОДИНАМІЧНИХ, ТЕПЛОВИХ І МАСООБМІННИХ ПРОЦЕСІВ

НТБ ОНАХТ

ЗМІСТ

ТЕОРЕТИЧНІ І ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ГІДРОДИНАМІЧНИХ, ТЕПЛОВИХ І МАСООБМІННИХ ПРОЦЕСІВ

ИНИЦИИРОВАНИЕ МЕХАНОДИФФУЗИОННОГО ЭФФЕКТА ПРИ ЭКСТРАГИРОВАНИИ В ЭЛЕКТРОМАГНИТНОМ ПОЛЕ
Бурдо О.Г…… 45
ИССЛЕДОВАНИЕ КИНЕТИЧЕСКИХ ЗАКОНОМЕРНОСТЕЙ ПРОЦЕССА СУШКИ ПРОМЕЖУТОЧНОГО ПРОДУКТА ПОЛУЧЕНИЯ КАТАЛИЗАТОРА ГИАП
Рудобашта С.П., Кошелева М.К…… 51
ОЦІНОЧНИЙ МЕТОД ВИЗНАЧЕННЯ КОЕФФІЦІЄНТІВ ТЕПЛОВІДДАЧІ В ОБЛАДНАННІ ТЕХНОЛОГІЧНИХ СИСТЕМ
Ткаченко С.Й., Румянцева Т. Ю., Пішеніна Н.В…… 57
ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ АДСОРБЦІЇ АНТИОКСИДАНТНИХ ФУНКЦІОНАЛЬНИХ РОСЛИННИХ ПОРОШКІВ
Петрова Ж.О., Снєжкін Ю.Ф., Гетманюк К.М…… 62
СТАТИКА І КІНЕТИКА АДСОРБЦІЇ ОКСІПРОПІОНОВОЇ КИСЛОТИ ПРИРОДНИМ ЦЕОЛІТОМ
Гивлюд А.М., Сабадаш В.В., Гумницький Я.М…… 66
ИССЛЕДОВАНИЕ ФИЗИКО-ХИМИЧЕСКИХ СВОЙСТВ ДИОКСИДА КРЕМНИЯ, ПОЛУЧЕННОГО ИЗ ОТХОДОВ РИСОВОГО ПРОИЗВОДСТВА
Гриднева Т.В., Ляшенко А.А., Сорока П.И., Рябик П.В…… 72
ВИЗНАЧЕННЯ СТІЙКОСТІ НАФТОВИХ ДИСПЕРСНИХ СИСТЕМ
Тертишна О.В…… 76
ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНЕ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСУ ПОДРІБНЕННЯ ПЛОДОВИХ КІСТОЧОК
Поперечний А.М., Корнійчук В.Г., Жданов І.В., Миронова Н.О…… 79
ГИДРОДИНАМИКА ПСЕВДООЖИЖЕНОГО СЛОЯ РАСТИТЕЛЬНОГО СЫРЬЯ
Поперечный А.Н., Корнейчук В.Г., Курьянов К.В…… 82
ДОСЛІДЖЕННЯ КІНЕТИКИ КОМБІНОВАНОГО МЕТОДУ СУШІННЯ ГРИБІВ ГЛИВИ
Малежик І.Ф., Дубковецький І.В., Бурлака Т.В., Стрельченко Л.В…… 87
ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСУ НВЧ-СУШІННЯ МОРКВЯНИХ ВИЧАВОК ПРИ ОДЕРЖАННІ КАРОТИНОВМІСНОГО ЗБАГАЧУВАЧА
Малежик І. Ф., Бессараб О. С., Бандуренко Г. М., Левківська Т. М…… 92
ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСУ СУШІННЯ СУМІШІ З БУРЯКОВИМ БАРВНИКОМ ЯК НАПОВНЮВАЧА ДЛЯ М'ЯСОМІСТКИХ ВИРОБІВ
Дубковецький І.В., Малежик І.Ф., Пасічний В.М., Тимошенко І.В…… 97
ДОСЛІДЖЕННЯ КІНЕТИКИ ПРОЦЕСУ СУШІННЯ ГРУШ КОМБІНОВАНИМ ЕНЕРГОПІДВЕДЕННЯМ
Дубковецький І.В., Малежик І.Ф., Шевчук О.О…… 101
ВИЗНАЧЕННЯ КОЕФІЦІЄНТУ МАСОПЕРЕНОСУ ТА ТРАНСПОРТНИХ ПАРАМЕТРІВ МЕМБРАН
Киричук І.І., Мирончук В.Г., Змієвський Ю.Г…… 106
КІНЕТИКА БІОГАЗОВОГО ПРОЦЕСУ УТИЛІЗАЦІЇ ПАПЕРОВОЇ УПАКОВКИ
Марчевський В.М., Воронін Л.Г., Смірнова В.А…… 112
ИССЛЕДОВАНИЕ ВЛИЯНИЯ МЕХАНИЗМОВ ДИСКРЕТНО-ИМПУЛЬСНОГО ВВОДО ЭНЕРГИИ (ДИВЭ) НА ДИСПЕРГИРОВАНИЕ КРАХМАЛСОДЕРЖАЩИХ СРЕД В РОТОРНО-ПУЛЬСАЦИОННОМ АППАРАТЕ
Ободович А.Н., Лымарь А.Ю…… 117
ПРОЦЕССЫ КРИСТАЛЛИЗАЦИИ ВОДЫ В УЛЬТРАЗВУКОВОМ ПОЛЕ
Бурдо О.Г., Тришин Ф.А., Трач А.Р…… 121
ВИЗНАЧЕННЯ ЗМІН ТЕМПЕРАТУР В КОМІРКАХ РОЗЧИНУ САХАРОЗИ ПРИ ЇХ ОДНОЧАСНОМУ КОНТАКТУ З ПАРОВОЮ БУЛЬБАШКОЮ ЗІ ЗМІННИМИ КОЄФІЦІЄНТАМИ ТЕПЛОФІЗИЧНИХ ХАРАКТЕРИСТИК ПРИ МАССОВІЙ КРИСТАЛІЗАЦІЇ ЦУКРУ
Погорілий Т. М…… 128

ДОСЛІДЖЕННЯ РОБОТИ ЕЛЕКТРИЧНОГО ІНФРАЧЕРВОНОГО ВИПРОМІНЮВАЧА ДЛЯ СУШІННЯ САНІТАРНО-ГІГІЄНІЧНОГО ПАПЕРУ 131
Новохат О.А., Татарчук О.О……..…
РАЗРАБОТКА КОНКУРЕНТНОСПОСОБНЫХ ТРУБЧАТЫХ ТЕПЛООБМЕННЫХ АППАРАТОВ
Грабов Л.Н., Чалаев Д.М., Переяславцева Е.А., Сильнягина Н.Б……..... 134
ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОСТОРОВО-ЧАСОВИХ ХАРАКТЕРИСТИК ВІБРОЕКСТРАГУВАННЯ З МЕТОЮ МАСШТАБУВАННЯ ВІБРОЕКСТРАКЦІЙНОЇ АПАРАТУРИ
Зав'ялов В. Л., Мисюра Т. Г., Бодров В. С., Запорожець Ю. В., Попова Н. В.,
Лобок О. П., Костюк В. С……..... 139
ИССЛЕДОВАНИЕ ПРОЦЕССА СУШКИ ПШЕНИЦЫ В АППАРАТЕ С ВРАЩАЮЩИМСЯ ТЕРМОСИФОНОМ
Безбах И.В., Воскресенская Е.В…….....…… 145
ГІДРОДИНАМІКА І КІНЕТИКА КОНВЕКТИВНОГО СУШІННЯ БАРБАРИСУ
Поперечний А.М., Корнійчук В.Г., Кур янов К.В., Гордійчук Д.А……..... 150
ДОСЛІДЖЕННЯ ВПЛИВУ КАВІТАЦІЙНОГО МЕХАНІЗМУ ПРИ ПУЛЬСАЦІЙНОМУ ЕКСТРАГУВАННІ РОСЛИННОЇ СИРОВИНИ
Іваницький Г.К., Шурчкова Ю.О., Ганзенко В.В., Гоженко Л.П., Янюк Т.І.,
Янюк Т.О., Бондар О.Ю……..…….. 153

НТБ ОНАХТ

УДК 663.243

ИНИЦИИРОВАНИЕ МЕХАНОДИФФУЗИОННОГО ЭФФЕКТА ПРИ ЭКСТРАГИРОВАНИИ В ЭЛЕКТРОМАГНИТНОМ ПОЛЕ

Бурдо О.Г., д-р техн. наук, профессор
Одесская национальная академия пищевых технологий

Представлены результаты экспериментальных исследований процессов экстрагирования из растительного сырья в условиях микроволнового поля. Показано, что уникальные результаты, специфика полученного продукта никак не объясняются с позиций классической теории массопереноса при экстрагировании. Обнаруженное явление названо «механодиффузионный эффект при безградиентном волновом подводе энергии к полярным молекулам электромагнитным полем». С позиций нанотехнологий дано объяснение полученных результатов. Приведены примеры использования рассмотренного эффекта в пищевых технологиях.

The results of experimental researches of the vegetable raw material extraction processes in microwave field conditions are presented. It is shown that unique results and the obtained product specificity can not be explained by the classical extraction mass carry theory positions. Discovered phenomenon is called "mechanodiffusion effect of gradientless wave energy supply to polar molecules by electromagnetic field". The explanation of obtained results are given from nanotechnologies positions. The examples of using the considered effect in food technologies are presented.

Ключевые слова: пищевые нанотехнологии, массоперенос, механодиффузионный эффект, электромагнитное поле.

Введение. Процессы экстрагирования в современных пищевых технологиях производства сахара, масел, растворимого кофе, коньячных спиртов являются ключевыми, определяющими как качество, так и экономические показатели предприятия. Однако, как правило, это достаточно трудоемкие и низкоэффективные процессы. Проведенные в ОНАПТ исследования [1…5] показали, что использование принципов нанотехнологий (НТ) позволит существенно интенсифицировать процесс экстрагирования за счет эффекта комбинированного электрофизического воздействия импульсным электромагнитным полем (ИЭМП). При этом классические представления процессов экстрагирования [6…9] не объясняют результаты, полученные при экспериментальном моделировании.

Проблема. Процессы экстрагирования в пищевых технологиях продолжительны, энергоемки. Технологии производства коньячных спиртов требуют многолетней выдержки [1, 2], при экстрагировании из зерен кофе используются высокие давления в аппарате [1, 3, 4]. Технологии извлечения масла из растительного сырья, в частности из зерен амаранта, не отвечают современным требованиям по безопасности продуктов [5]. При экстрагировании хладонами при сверхкритических давлениях требуется громоздкое оборудование, гексановые технологии взрывоопасны и не обеспечивают растущих требований экологической безопасности масла.

Цель. Разработать методы получения экологически безопасных экстрактов с высоким содержанием ценных компонентов (сквалена, токоферолов, вкусовых и ароматических комплексов и пр.) при снижении уровня энергетического воздействия, энергоемкости, упрощении конструкции аппаратов и уменьшении продолжительности процесса экстрагирования.

Анализ. Очевидны научно технические противоречия между растущими требованиями к качеству продукта, энергоемкости его производства и техникой экстрагирования. Выдвигается гипотеза, что решение этих противоречий лежит в плоскости поиска новых принципов организации массообменных процессов, использовании уникальных возможностей комбинированных влияний на процессы переноса, формировании сложных комбинаций движущих сил направленных на эффективное извлечение целевых компонентов из сырья. Представляется, что целесообразно искать возможности управления процессами переноса на уровне наномасштабных элементов пищевого сырья с помощью полного использования поверхностных явлений. Такие задачи отвечает определению нанотехнологий (НТ) [10, 11].

Парадигма и научные основы разрабатываемых в ОНАПТ пищевых НТ включают: гипотезу бародиффузионного переноса из наномасштабных элементов сырья [2], термодинамическую схему нанопроцесса и тепломеханическую модель растительной клетки [2, 3], кинетическую модель массопереноса [3, 4]. Проведена классификация процессов пищевых НТ [5], обоснованы перспективные пути развития пищевых нанотехнологий [12].

В разработках ОНАПТ эффективно используются возможности и преимущества электромагнитного подвода энергии [3, 4]. Для количественной оценке эффективности таких процессов автором предложено [2] число энергетического воздействия: Bu = N (r w d2 ρ)-1. С помощью этого числа проводится учет влияния действия ИЭМП. Физический смысл числа Bu заключается в том, что устанавливается соотношение между энергией излучения и той энергией, которая необходима для преобразования в пар всей воды, которая находится в продукте. В соотношении (r – теплота фазового перехода, а ρ – плотность воды). Число Bu характеризует микро- и нанокинетику массопереноса бародиффузией [2, 3].

На сегодняшнее время имеются факты, объяснять которые можно только с позиций нанонаук (изменения и трансформации структуры вкусовых и ароматических комплексов продукта, стерилизация микроорганизмов при пониженных температурах и т.п.). Причина этих фактов общая – действие электромагнитного поля [2-5, 12-15]. Ряд выявленных несоответствий с принятыми положениями приведен в табл.1. Вывод из табл.1 можно сделать о том, что в раствор переходит большее количество компонентов, чем может быть растворено экстрагентом.

Представляется, что объясняются эти факты тем, что в условиях электромагнитного поля можно организовать специфичный поток, который содержит хорошо растворимые компоненты твердой фазы (диффузионный поток), и практически не растворимые компоненты твердой фазы, связи которой с ней слабые. Это могут быть силы ван-дер-ваальсовы, слабые химические, механические и пр.

Таблица 1 – Сопоставление экспериментальных фактов при экстрагировании с литературными данными

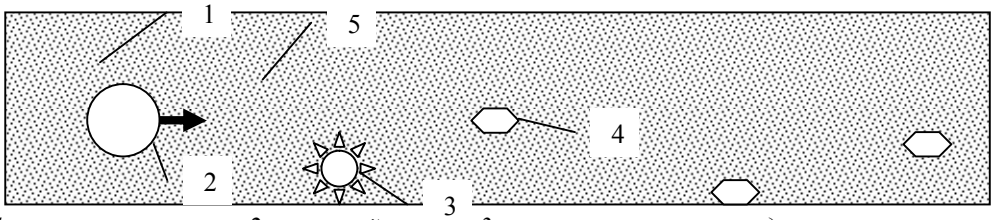
№	Система	Сведения о параметрах процесса	Факты в условиях электромагнитного поля.
1	«Древесина – водно - спиртовые растворы»	В раствор переходит до 46% древесины	В раствор перешло более 80% древесины
2	«Древесина – водно - спиртовые растворы»		Повышенное содержание ароматических компонентов
4	«зерна кофе – вода»	В раствор переходит до 30% содержимого зерен	В раствор перешло более 40% содержимого зерен
5	«зерна кофе – вода»		Повышенное содержание ароматических компонентов
6	«зерна амаранта - спирт»	Спирт практически не растворяет сквален	В полученном масле амаранта до 4% сквалена

Этот поток характеризуется механическими параметрами движущей силы, разностью давлений в капилляре и среды. Последняя может возникать в результате избирательного поглощения энергии электромагнитного источника полярными молекулами, перехода в паровую фазу наиболее летучего компонента, повышения давления в глубине капилляра. В результате появляется мощная движущаяся сила, гидравлический потенциал для потока из капилляра. Это сугубо механический поток, мощность которого определяется как самой разностью давлений, так и динамикой изменения давлений. Такой поток можно инициировать, им можно управлять параметрами электромагнитного поля.

Механизм процесса переноса из межклеточной структуры. Представляется, что в общем, мы имеет дело с новым явлением, новым эффектом, название которому можно дать «механодиффузионный эффект при безградиентном волновом подводе энергии к полярным молекулам электромагнитным полем». В результате генерации паровых пузырьков (2) в глубине микрокапилляра (1) повышается давление, возникает гидравлический поток, который увлекает с собой экстракт из пограничного слоя (5), нерастворимые (3) и слаборастворимые (4) компоненты (рис.1).

Таким образом, из капилляра (1) выходит диффузионный поток экстракта, который дополняется потоком целого комплекса компонентов не характерных вообще для диффузионных процессов, либо для экстрагирования конкретным экстрагентом.

Структура потока из капилляра (1) поясняется эквивалентной электрической схемой (рис.2), где $Y(\tau)$ и $Y_Г$ – соответственно, текущее в твердой фазе и граничное значения концентрации растворимых компонентов; X_Σ – суммарное значение всех перенесенных в экстракт компонентов; $C_С$ и $C_Н$ – соответственно, концентрации в твердой фазе слаборастворимых и нерастворимых в экстрагенте компонентов; $X_С$ и $X_Н$ – то же, но в экстракте.



1 – стенка капилляра, 2 – паровой пузырь, 3 – нерастворимые в жидкости компоненты, 4 – слаборастворимые компоненты, 5 – диффузионный пограничный слой

Рис. 1 – Физическая схема взаимодействия компонентов и потока

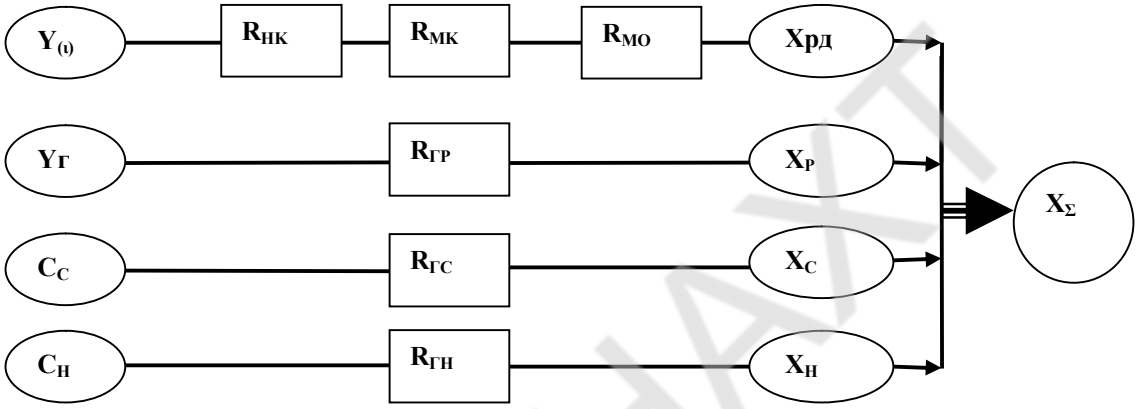


Рис. 2 – Эквивалентная электродиффузионная схема сопряженных процессов переноса гидродиффузионными потоками в системе «твердая фаза – жидкость – электромагнитное поле»

Исходя из классической теплофизической схемы массопереноса [2, 3, 4] и структуры межклеточной структуры механизм диффузионного переноса из волокнистой структуры в поток соответствует только части схемы (рис.1, 2). Последовательная цепочка диффузионных сопротивлений состоит из суммы: ΣR = RНК+RМК+RМО.

Процесс конвективной массоотдачи от поверхности продукта в поток имеет наименьшее диффузионное сопротивление (RМО). Жидкость перемещается в микрокапиллярах к поверхности продукта, преодолевая диффузионное сопротивление (RМК). Это конвективная диффузия в стесненных условиях (поток j1). Диффузионное сопротивление нанокапилляров обозначено (RНК). Это наибольшее диффузионное сопротивление, поскольку, стесненность диффузионных процессов в нанокапиллярах максимальна.

При воздействии импульсного элктромагнитного поля инициируется поток жидкости из капилляров (j2). Ранее [3, 4] этот процесс представлялся как бародиффузия. Однако это не классическая бародиффузия определенная А.В. Лыковым [6, 7]. Процесс возникает из-за растущего в капиллярах давления Рк (рис.1). Отдельные капилляры, где достигнуты условия для генерации паровой фазы, начинают периодически выбрасывать в поток жидкость из капилляров. Жидкость из нанокапилляров выбрасывается в микрокапилляры и далее в среду преодолевая сопротивление (RГР). По сути, это гидравлическое сопротивление. Частота таких выбросов и число функционирующих капилляров растет с ростом N - мощности излучения.

Параллельно с потоками (j1) и (j2) происходит перемещение слаборастворимых (поток j3) и нерастворимых (поток j4) компонентов.

Механизмы процессов переноса и соответствующие модели сведены в табл.2.

Суммарный поток всех компонентов в интегральной форме определится:

$$\Sigma M_I = (M_{P1} + M_{P2} + M_C + M_H)F^{-1} = \frac{Y - X_{РД}}{R_Д} + \rho\left[\frac{P_K - P_0}{R_{ГР}} + \frac{P_K - P_0}{R_{ГС}} + \frac{P_K - P_0}{R_{ГН}}\right] \quad (1)$$

Согласование текущей концентрации растворимых веществ в твердой фазе (У) и в экстракте (ХРД) проводится по углу наклона рабочей линии процесса (в технологии связан с гидромодулем).

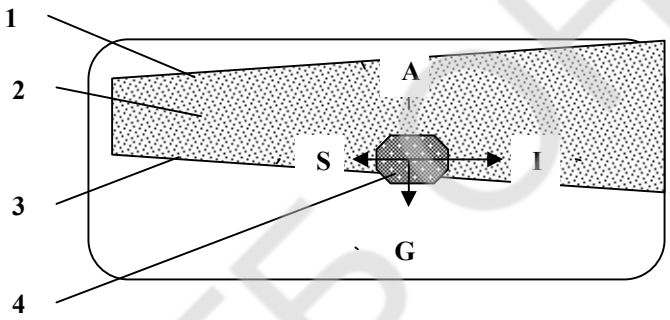
Таблица 2 – Механизмы переноса компонентов из капиллярной межклеточной структуры

Характеристика потока	Движущая сила	Сопротивление потоку	Масса перемещенного компонента	Модель процесса
Конвективный диффузионный массоперенос	Разность концентраций $У - X_{РД}$	Диффузионное сопротивление, $R_Д$	M_{P1} (поток j1)	$\frac{dM_{P1}}{Fd\tau} = \frac{У - X_{РД}}{R_Д}$
Механический перенос растворимых веществ из пограничного слоя	Разность давлений $P_К - P_0$	Гидравлическое сопротивление, $R_{ГР}$	M_{P2} (поток j1)	$\frac{dM_{P2}}{\rho Sd\tau} = \frac{P_К - P_0}{R_{ГР}}$
Механический перенос слаборастворимых веществ из капилляров	Разность давлений $P_К - P_0$	Сопротивление, $R_{ГС}$	$M_С$ (поток j3)	$\frac{dM_С}{\rho Sd\tau} = \frac{P_К - P_0}{R_{ГС}}$
Механический перенос нерастворимых веществ из капилляров	Разность давлений $P_К - P_0$	Сопротивление, $R_{ГН}$	$M_Н$ (поток j4)	$\frac{dM_Н}{\rho Sd\tau} = \frac{P_К - P_0}{R_{ГН}}$

Соответствующие сопротивления процессам переноса определяются в зависимости от характера движущих сил. Так, для диффузионных процессов следует учитывать интенсивность массопереноса в условиях стесненной конвективной диффузии внутри капилляра (коэффициент массоотдачи β1) и коэффициент внешней конвективной диффузии (β2):

$$R_Д = \frac{1}{\beta_1} + \frac{A}{\beta_2} \qquad (2)$$

Интенсивность переноса остальных компонентов определяется балансом соответствующих сил, которые формируются в капилляре межклеточного пространства (рис.3).



A – силы взаимодействия с поверхностью 2

I – силы инерции потока

G – силы гравитации

S – силы вязкости

Рис. 3 - Баланс сил, действующих на компонент (4) в межклеточном пространстве (3) продукта (1).

Результирующая этих сил определит скорость потока конкретного компонента. При действии сил поверхностного натяжения, что характерно для микрокапилляров, связь разности давлений в капилляре (ΔР) и скорости потока (w) имеет вид:

$$\Delta P = \frac{\rho w^2}{2}\left[\frac{\lambda l}{d} + \sum \xi\right] + \rho g l + \frac{\sigma}{d} \qquad (3)$$

В соотношении (3)

l - длина капилляра; d – диаметр; σ – коэффициент поверхностного натяжения;

λ – коэффициент трения; ξ – коэффициент местного сопротивления; ρ – плотность потока.

Нестационарное одномерное поле концентраций растворимых веществ определяется уравнением конвективной диффузии Фика:

$$\frac{dX}{d\tau} = D\frac{\partial^2 X}{\partial x^2} + \frac{\partial X}{\partial x} w \qquad (4)$$

Координата x совпадает с осью капилляра. При определенных условиях второе слагаемое в соотношении (4) может практически определять интенсивность переноса растворимого компонента.

Для нерастворимых компонентов чисто диффузионный поток отсутствует:

$$\frac{dC}{d\ \tau} = \frac{\partial\ C}{\partial\ x} w \tag{5}$$

Для расчета значения скорости потока в уравнениях (3 - 5) необходимо учесть конкретные силы, действующие на компонент в капилляре.

Механизм процесса переноса из клетки. Пищевое сырье растительного происхождения и отходы многих пищевых производств являются структурированными и их необходимо активировать - разрушить структуру клеток с целью извлечения и дальнейшей переработки ценных компонентов. Основными процессами в пищевых технологиях являются: деструкция, экстракция и сушка. Рассмотрим реакцию оболочки клетки при последовательном энергетическом и механическом воздействии. В основе анализа непрерывно – гетерогенная модель системы [2].

На первом этапе изменение объема клетки Vк, температуры Тк, давления Рк и концентрации в ней растворимых компонентов Ск, представляются следующим образом.

$\tau 0<\tau<\tau п$; $P0 <Pa \le Pп$; $T0 <Ta \le Tп$

$$\frac{dV_к}{d\tau} = K \cdot \varepsilon \cdot F_K \frac{\rho_э}{\rho_к}\left[C_э(\tau) - C_к(\tau)\right] + F_к \cdot \varepsilon w + \frac{1-\varepsilon}{r \cdot \rho_{\ n}} \cdot \int q_u \cdot dF \tag{6}$$

В соотношении (6) первое слагаемое учитывает эффект массопереноса, второе – изменение объема за счет инфильтрации, а третье – изменение объема за счет теплопередачи при частичном парообразовании. В (6) приняты обозначения: К – коэффициент массопереноса; FK – площадь поверхности оболочки клетки; ε – доля каналов в оболочке; ρэ, ρк, ρп – плотность, соответственно, жидкости в межклеточном объеме, в клетке и пара, образовавшегося в клетке; q – плотность теплового потока; w – скорость истечения; С – доля сухих веществ.

Тепловой поток, передаваемый клетке, расходуется на нагрев "сухой" части, нагрев и частичное испарение жидкости:

$$Q_к = \int_V \int_0^\tau c_{Pc} \left\{\left[1 - C_K(\tau)\right] V_K(\tau)\right\} \rho_c dVd\ \tau. + \int_V \int_0^\tau c_{PB} \cdot C_к(\tau) \cdot V_к(\tau) dVd\ \tau. + \int_V \int_0^\tau q_V dVd\ \tau \tag{7}$$

На втором этапа выдержка необходима для осуществления массопереносных процессов. На третьем этапе происходит резкий сброс давления, что приводит к интенсивному выходу содержимого через поры клеточной оболочки, следствием чего является интенсификация процесса последующего экстрагирования. Степень разрыва клеточных оболочек во всей реакционной массе определяет степень активации. При определенных условиях возможно увеличение диаметра пор в клеточных стенках, а также частичный либо полный разрыв оболочки. В этом случае задачу можно представить в виде известной модели напряженного состояния сферической оболочки со сквозными отверстиями [3].

Комбинированные процессы переноса из растительного сырья при экстрагировании. Выполненный выше анализ позволяет поставить задачу исследования комбинированных процессов переноса компонентов из всех элементов растительного сырья. Выделены возможные механизмы процессов переноса, рассмотрены режимы и стадии процессов в системе «объем клетки – оболочка – межклеточное пространство - среда». Результаты анализа сведены в табл.3.

Научные гипотезы подтверждены на практике. В условиях коньячного производства прошли испытания экстрактора с электромагнитным интенсификатором. В различных режимах эксплуатации интенсивность массопереноса возрастала в десятки и тысячи раз. Дегустаторы отметили положительные структурные изменения в продукте, в первую очередь ароматических компонентов. Появляется возможность на наномасштабном уровне строить букет коньячного спирта. В технологии кофе степень извлечения компонентов из зерен повышается на 15%. Обеспечивается атмосферное давление в аппарате, температура процесса не выше 1000С. Энергетические затраты снижаются на 50%. Опытные образцы растворимого жидкого 60% концентрата кофе «ЖИКО» имеют высокие вкусовые характеристики [1].

Использование нанотехнологических подходов позволило получить чистую воду с содержанием солей менее 4мг/кг [16, 17], экологически чистый концентрат жидкого дыма и масла [13]. Рассмотренные механизмы способны существенно интенсифицировать процессы активации сырья, активации и инактивации микроорганизмов [13, 14].

Таблица 3 - Механизмы и стадии процессов переноса компонентов из растительного сырья при безградиентном подводе электромагнитной энергии

Элементы сырья	Режим и механизм процесса	Стадии процессов
Межклеточное пространство	Массоперенос при экстрагировании за счет диффузионных механизмов	1)Поступление экстрагента в каналы; 2)Диффузия растворимых веществ в стесненных условиях капилляра; 3)Конвективная диффузия от границы раздела в среду
Межклеточное пространство	Массоперенос растворимых и нерастворимых компонентов из каналов в среду за счет инерционных сил	1)Формирование центра парообразования; 2)Рост давления в канале; 3)Выброс компонентов из каналов в среду
Объем клетки	Комбинированное энергетическое, фильтрационное и диффузионное воздействие на содержимое клетки, механическое воздействие на мембрану клетки	1)Формирование центра парообразования; 2)Рост давления в клетке, увеличение ее объема; 3)Переход компонентов из объема клетки в межклеточное пространство
Оболочка клетки	Деформация оболочки клетки за счет сил внутреннего давления	1)Повышение степени напряженного состояния мембраны клетки; 2)Увеличение диаметров проницаемых каналов мембраны; 3)Разрыв мембраны

Выводы. При экстрагировании в условиях электромагнитного поля возможно возникновение специфичного потока из межклеточного пространства нерастворимых экстрагентом компонентов. Такой эффект обнаружен впервые и ему дано название «механодиффузионный эффект при безградиентном волновом подводе энергии к полярным молекулам электромагнитным полем». Для инициирования механодиффузионного эффекта при экстрагировании требуется четкое согласовании структурных характеристик сырья, особенностей экстрагента и параметров электромагнитного поля. Результатом организации таких процессов может быть: повышение выхода целевых компонентов, переход в раствор ценных компонентов, которые не извлекались традиционными методами (ароматических комплексов, компонентов вкуса и пр.). Открываются новые возможности для создания технологий кофе, коньяков, растительных масел, экстрактов с повышенным содержанием целевых компонентов и при ощутимом снижении энергетических затрат.

Литература

1. Бурдо О.Г. Пищевые наноэнерготехнологии – Херсон, 2013 – 294с.
2. Бурдо О.Г. Наномасштабные эффекты в пищевых технологиях // Инженерно-физический журнал. Минск, т.78, № 1.-2005. - С.88-93.
3. Бурдо О.Г. Эволюция сушильных установок – Одесса: Полиграф, 2010 – 368с.
4. Бурдо О.Г., Ряшко Г.М. Экстрагирование в системе «кофе- вода».- Одесса, 2007.- 176с.
5. Бурдо О. Г. Мікро – і нанотехнології – новий напрямок в АПК. Наукові праці. – Випуск 29. - Одеса: Одеська національна академія харчових технологій -2006.-С.3-9.
6. Лыков А.В. Теория сушки. М.: Энергия, 1968. 472 с.
7. Рудобашта С.П. Массоперенос в системах с твердой фазой. М.: Химия, 1980. 248 с.
8. Акулич П.В.Термогидродинамические процессы в технике сушки /Минск: Институт тепло- и массообмена им. А.В.Лыкова НАНБ, 2002.-268с.
9. Ефремов Г.И. Макрокинетика процессов переноса.М.:2001.-289 с.
10. Рынок нано: от нанотехнологий к нанопродуктам /Г.Л.Азоев [и др.]; под.ред. Г.Л.Азоева.- М.: БИНОМ, 2011. - 319с.
11. Головин Ю.И. Наномир без формул – М.: БИНОМ. Лаборатория знаний, 2012.- 543с.
12. Бурдо О.Г. Нанотехнологии. Флагманские, перспективные и фундаментальне проекты в АПК //Наук. праці Од. націон. акад. харчових технологій. – Одеса: 2006. – Вип.28, Т2. – с.242-251.
13. Бурдо О. Г., Рибіна О.Б., Сталимбовская А.С. Энергетическая эффективность пищевых нанотехнологий. /Інтегріровані технології та енергозбереження – Харьков: НТУ „ХПІ” 2006.–№2.

14. Бурдо О.Г., Рыбина О.Б. Процессы инактивации микроорганизмов в микроволновом поле – Одесса: Полиграф, 2010 – 200с.
15. Бурдо О.Г.,Терзиев С.Г.,Яровой И.И.,Борщ А.А. Электромагнитные технологии обезвоживания сырья /Problemele energeticii regionale, Chisinau, №1 (18), 2012.- pp.69- 79.
16. Burdo O.G., Kovalenko E.A., Kharenko D.A. Intensificachion of processes of low-temperature separation of food solutions /Applaid Thermal Engineering, № 28 2008. - pp. 311- 316.
17. Бурдо О.Г., Милинчук С.И., Мордынский В.П., Харенко Д.А. Техника блочного вымораживания – Одесса: Полиграф, 2011 – 294с.

УДК 536.755:021.1.016

ИССЛЕДОВАНИЕ КИНЕТИЧЕСКИХ ЗАКОНОМЕРНОСТЕЙ ПРОЦЕССА СУШКИ ПРОМЕЖУТОЧНОГО ПРОДУКТА ПОЛУЧЕНИЯ КАТАЛИЗАТОРА ГИАП

Рудобашта С.П., д-р техн. наук, профессор, *Кошелева М.К., канд. техн. наук, профессор
Московский государственный агроинженерный университет имени В.П. Горячкина, г. Москва
***Московский государственный университет дизайна и технологии, г. Москва**

Исследованы кинетические закономерности процесса сушки типичного капиллярно-пористого материала: промежуточного продукта получения катализатора ГИАП. Получено аналитическое решение для оценки продолжительности стадии прогрева при исследовании массопроводности при сушке. Проведены экспериментальные исследования динамики процесса сушки, на основе которых показано единство механизма массопереноса в данном материале при температуре сушки как ниже, так и выше 100 °С. Разработаны рекомендации по выбору и кинетическому расчету промышленного аппарата.

Kinetic regularities of the drying process of a typical capillary-porous material: the intermediate product for producing a catalyst GIAP. An analytical solution for estimating the duration of the heating step in the study of mass conductivity at drying. Experimental studies of the dynamics of the drying process on the basis of which shows the unity of the mechanism of mass transfer in this material at a drying temperature both below and above 100 ° C. The recommendations for the selection and kinetic calculation of industrial apparatus.

Досліджено кінетичні закономірності процесу сушіння типового капілярно-пористого матеріалу: проміжного продукту отримання каталізатора ГИАП. Отримано аналітичне рішення для оцінки тривалості стадії прогріву при дослідженні массопроводності при сушінні. Проведено експериментальні дослідження динаміки процесу сушіння, на основі яких показано єдність механізму масопереносу в даному матеріалі при температурі сушіння як нижче, так і вище 100 °С. Розроблено рекомендації щодо вибору та кінетичного розрахунком промислового апарату.

Ключевые слова: капиллярно-пористый материал, кинетика и динамика сушки, массопроводность, интенсификация.

Целью работы является исследование кинетических закономерностей процесса сушки типичного капиллярно-пористого материала: промежуточного продукта получения никелевого катализатора ГИАП, (ППК ГИАП), разработка рекомендаций по организации промышленного процесса сушки.

Для практического применения зонального метода расчета кинетики процесса сушки [1,3,7] необходимо знание функции взаимосвязи между среднеобъемными температурой и влагосодержанием материала, а также данные по массопроводности, массоотдаче и динамическому равновесию в системе, анализ свойств материала как объекта сушки.

При экспериментальном исследовании массопроводных свойств высушиваемых материалов использовались образцы в форме стержней с влагоизолированной боковой поверхностью, с торцов которых происходит испарение влаги [1, 2, 6]. Образцы предварительно термостатировались при температуре опыта, но в момент перемещения их из термостата в сушильную камеру и при последующем испарении влаги с торцевых поверхностей, происходило некоторое понижение температуры. Однако, благодаря интенсивному термопритоку через влагоизолированную поверхность, образец довольно быстро прогревался и, начиная с некоторого момента времени, его среднеобъемная температура становилась близкой к температуре среды.

Для выделения на кривой сушки изотермического (с заданной погрешностью) участка необходима расчетная зависимость, по которой можно оценивать время наступления изотермической стадии. Анали-

тическая проверка условий прогрева стержней с влагоизолированной боковой поверхностью показала практическую применимость зонального метода исследования массопроводных свойств на определяющем по длительности интервале процесса сушки исследуемого материала. Для этого была рассмотрена краевая задача, описывающая процесс нагревания при конвективном теплообмене стержня, который имеет размеры:

$$-R \le x \le R; -R \le y \le R; -l \le z \le l;$$

Плотность теплового потока равна $q = \alpha \cdot (t_c - t_n)$, с торцов стержня происходит испарение влаги с интенсивностью $i = i_н \cdot l^{-K\tau}$, где i_n и $K = const$.

Трехмерное дифференциальное уравнение параболического типа, описывающее этот процесс, имеет вид:

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} = \alpha \cdot \left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right) \tag{1}$$

Начальные условия:

$$t(x, y, z, \tau)\big|_{\tau=0} = t_н = const \tag{2}$$

Граничные условия:

$$\left.\begin{aligned} \pm \frac{\partial t(x,y,z,\tau)}{\partial x}\Big|_{x=\pm R} &= \frac{\alpha}{\lambda} \cdot \left[t_c - t(x,y,z,\tau)\big|_{x=\pm R} \right] \\ \pm \frac{\partial t(x,y,z,\tau)}{\partial y}\Big|_{y=\pm R} &= \frac{\alpha}{\lambda} \cdot \left[t_c - t(x,y,z,\tau)\big|_{y=\pm R} \right] \\ \pm \frac{\partial t(x,y,z,\tau)}{\partial z}\Big|_{z=\pm l} &= \frac{\alpha}{\lambda} \cdot \left[t_c - t(x,y,z,\tau)\big|_{z=\pm l} \right] - \frac{r \cdot i_н}{\lambda} \cdot l^{-K\tau} \end{aligned}\right\} \tag{3}$$

Все теплофизические характеристики:α, λ, l, r принимались постоянными.

Для решения задачи использовался метод конечных интегральных преобразований Фурье по пространственным переменным [3-5]. Полученные решения приводятся ниже:

$$\begin{aligned} &\frac{t_c - t(x,y,z,\tau)}{t_c - t_н} = \\ &= \sum_{k=1}^{\infty} A_k \cdot cos\left(\mu_k \cdot \frac{x}{R} \right) \cdot e^{-\mu_k^2 \cdot F_o} \cdot \sum_{n=1}^{\infty} A_n cos\left(\gamma_n \frac{y}{R} \right) \cdot e^{-\gamma_n^2 \cdot F_o} \sum_{m=1}^{\infty} A_m cos\left(\eta_m \frac{z}{l} \right) \cdot e^{-\eta_m^2 \cdot \frac{R^2}{l^2} \cdot F_o} + \\ &+ \frac{r_н}{l_o} \cdot \sum_{k=1}^{\infty} \sum_{n=1}^{\infty} \sum_{m=1}^{\infty} \frac{\eta_m \cdot A_k \cdot A_n \cdot A_m \cdot \left[e^{-K_o \cdot F_o} - e^{-\left(\mu_k^2 + \gamma_n^2 + \eta_m^2 \cdot \frac{R^2}{l^2} \right) \cdot F_o} \right]}{\mu_k^2 + \gamma_n^2 + \eta_m^2 \frac{R^2}{l^2} - K_o} \end{aligned} \tag{4}$$

$$A_k = \frac{2 \cdot \left(\mu_k^2 + B_i^2 \right) \cdot sin\mu_k}{\mu_k \cdot \left(B_i^2 + B_i + \mu_k^2 \right)}; \quad A_n = \frac{2 \cdot \left(\gamma_n^2 + B_i^2 \right) \cdot sin\gamma_n}{\gamma_n \cdot \left(B_i^2 + B_i + \gamma_n^2 \right)}; \quad A_m = \frac{2 \cdot \left(\eta_m^2 + B_i^2 \cdot \frac{l^2}{R^2} \right) \cdot sin\eta_m}{\eta_m \cdot \left(B_i^2 \cdot \frac{l^2}{R^2} + B_i \cdot \frac{l}{R} + \eta_m^2 \right)};$$

где

Применительно к среднеобъемной температуре:

$$\frac{t_c-\overline{t}(\tau)}{t_c-t_н}=\sum_{k=1}^{\infty}B_k\cdot e^{-\mu_k^2\cdot F_o}\cdot\sum_{n=1}^{\infty}B_n e^{-\gamma_n^2\cdot F_o}\sum_{m=1}^{\infty}B_m e^{-\eta_m^2\cdot\frac{R^2}{l^2}\cdot F_o}+$$

$$+\frac{r_н}{l_o}\cdot\sum_{k=1}^{\infty}\sum_{n=1}^{\infty}\sum_{m=1}^{\infty}\frac{\eta_m\cdot B_k\cdot B_n\cdot B_m\cdot\left[e^{-K_o\cdot F_o}-e^{-\left(\mu_k^2+\gamma_n^2+\eta_m^2\cdot\frac{R^2}{l^2}\right)\cdot F_o}\right]}{\mu_k^2+\gamma_n^2+\eta_m^2\frac{R^2}{l^2}-K_o} \qquad (5)$$

$$B_k=\frac{2\cdot B_i^2}{\mu_k^2\cdot\left(B_i^2+B_i+\mu_k^2\right)};\quad B_n=\frac{2\cdot B_i^2}{\gamma_n^2\cdot\left(B_i^2+B_i+\gamma_n^2\right)};\quad B_m=\frac{2\cdot B_i^2\cdot\frac{l^2}{R^2}}{\eta_m^2\cdot\left(B_i^2\cdot\frac{l^2}{R^2}+B_i\cdot\frac{l}{R}+\eta_m^2\right)};$$

где:

Таким образом, получено аналитическое решение краевой задачи, описывающей процесс нагревания стержня с влагоизолированной боковой поверхностью, с торцов которого происходит испарение влаги, применительно к локальным и среднеобъемной температурам.

Применимость полученных формул (4) и (5) проверена путем сравнения расчетных и экспериментальных полей температур. Результаты расчета удовлетворительно согласуются с данными эксперимента, что показывает применимость полученных решений для оценки продолжительности стадии прогрева образца при заданной степени приближения его температуры к температуре среды.

Опытное исследование динамики сушки представляет значительный интерес для теоретических и технологических исследований [1,4,7]. Известно, что процесс сушки влажных изделий начинается при равномерном распределении влагосодержания в них, а затем происходит перераспределение влаги, вследствие испарения ее с поверхности объекта сушки.

Теоретически нахождение нестационарных полей влагосодержаний связано с рассмотрением системы дифференциальных уравнений влаго- и теплопереноса [4], аналитическое решение которой, однако, затруднено. Опытное исследование зависимости $C=f(x,y,x,\tau)$ дает возможность получить информацию о некоторых закономерностях внутреннего влаго-теплопереноса [1,4].

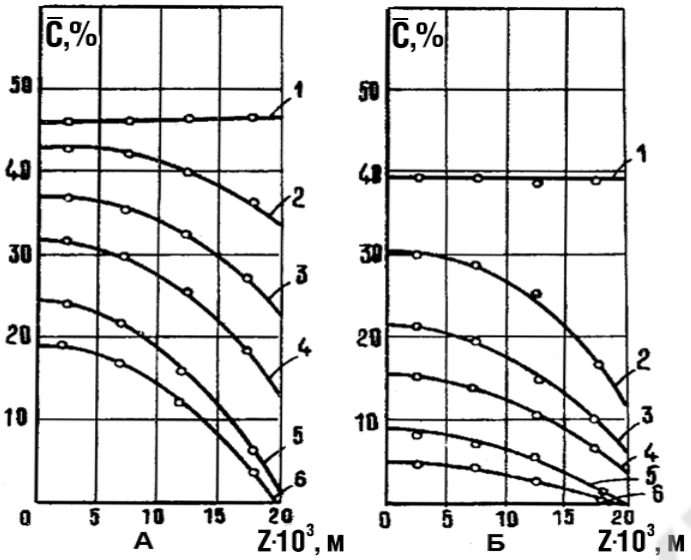
Поля влагосодержаний исследовались весовым методом при сушке модельных образцов, изготовленных из тонкодисперсного порошка ПППК ГИАП, т.к. эти образцы отвечают ряду требований, предъявляемых к объекту исследования полей влагосодержаний выбранным методом [1,3]. Исследования проводились при температурах 80, 100, 120 и 150 °С.

На рис. 1 представлены экспериментальные поля влагосодержаний образцов ПППК ГИАП, полученные при температурах 80 и 150 °С. Каждая кривая является результатом осреднения 6 опытов.

Установлено, что в диапазоне влажности (45% ± 1%) кривые $C=f(z,\tau)$ для исследуемого материала не содержат точек перегиба, влажность на поверхности понижается постепенно, достигая равновесного значения за различные промежутки времени, в зависимости от температуры. Характер распределения влагосодержаний вдоль определяющего размера образца сохраняется неизменным - как при температуре материала ниже 100°С, так и при его температуре выше 100°С, что указывает на единый для данного материала механизм массопереноса во всем диапазоне исследованных температур.

Для многих капиллярно-пористых и коллоидных материалов важное значение для технологии сушки (обеспечение качества изделий) имеет значение перепадов влагосодержаний внутри материала. Наличие чрезмерно высоких перепадов влажности приводит к нарушению структуры материала (растрескивание, коробление) [4]. Изучено изменение влажности в центре и на поверхности высушиваемых образцов катализатора, перепады влагосодержаний между центральным и поверхностным сечениями исследуемых образцов в процессе сушки при различных температурах.

Установлено, что влияние температуры на перепады влагосодержания в исследуемом материале не однозначно: при t меньше 100°С увеличение температуры приводит к возрастанию градиента влажности на начальной стадии сушки, однако, после достижения максимума, спад градиента влажности при более высокотемпературной сушке происходит быстрее и поэтому на заключительном этапе сушки режим, соответствующий более высокой температуре характеризуется меньшими значениями градиентов влагосодержания в материале.

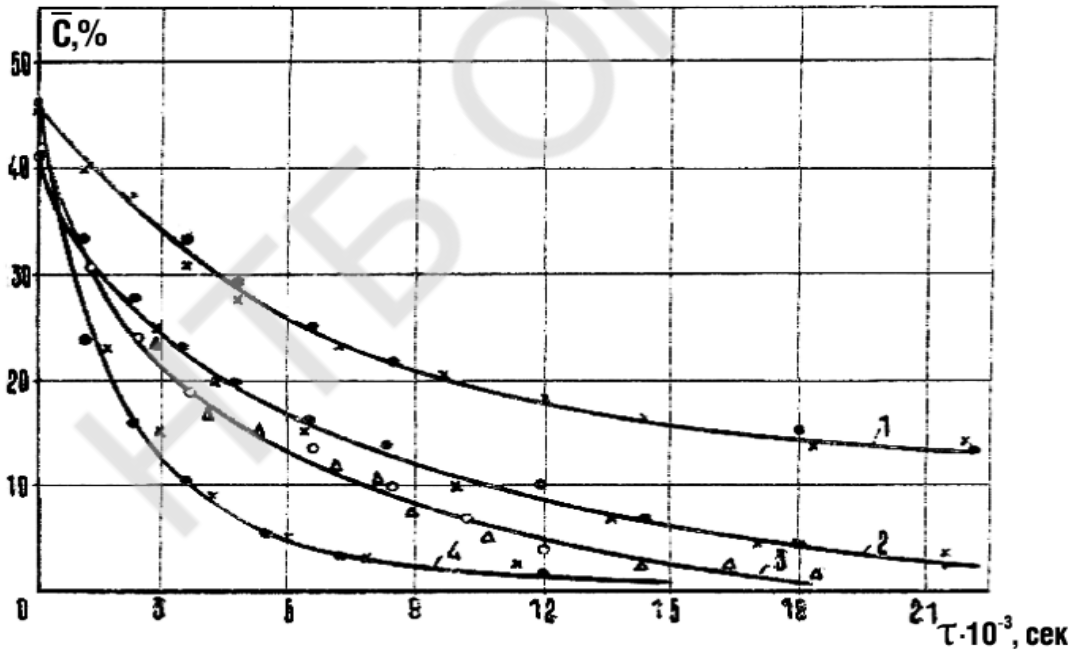


А) tc = 80°С; 1-τ = 00 сек.; 2-τ =1,2·103 сек.; 3-τ = 3,6·103 сек.; 4-τ = 6,6·103 сек.; 5-τ = 1,8·103 сек.; 6 -τ = 25,2·103 сек.;

Б) tc = 150°С; 1-τ = 00 сек.; 2-τ =1,2·103 сек.; 3-τ = 2,4·103 сек.; 4-τ = 3,6·103сек.; 5-τ = 5,4·103 сек.; 6 -τ = 7,2·103 сек;

Рис. 1 – Поля влагосодержания при сушке образцов катализатора типа ГИАП

Среднеинтегральные влагосодержания, полученные из кривых распределения, достаточно точно совпадают с их соответствующими значениями на кривых сушки (рис.2), полученных в аналогичных условиях.



1 – t = 80°С; 2 – t = 100°С; 3 – t = 120°С; 4 – t = 150°С;
●, ○ - из полей влагосодержаний.

Рис. 2 – Зависимость $\bar{C} = f(\tau)$ при сушке образцов катализатора типа ГИАП

При температуре выше 100°С на начальной стадии сушки увеличение ее не приводит к существенному возрастанию градиентов, тогда как на заключительной стадии наблюдается картина, аналогичная

той, которая имела место при развитии полей при температуре меньше 100°С; чем выше t, тем меньше перепад влажности в теле.

Рассмотренная динамика развития поля влагосодержания в ППП К ГИАП объясняется в первую очередь температурной и концентрационной зависимостью коэффициентов массопроводности и массоотдачи. Как установлено, для исследуемого материала характерно значительное уменьшение коэффициента массопроводности с уменьшением влажности материала. Это обстоятельство при сушке приводит к тому, что с уменьшением влажности задача массопереноса планомерно сдвигается в область внутренней диффузии.

В связи с этим, на первом этапе сушки на кинетику процесса оказывает влияние как внешняя, так и внутренняя диффузия, поэтому увеличение t сушки оказывает воздействие на перепады влажности в материале как через коэффициент массопроводности, так и через коэффициент массоотдачи. На заключительных этапах сушки роль внешнедиффузионного сопротивления мала, и в теле формируются градиенты, величина которых определяется, при прочих равных условиях только коэффициентом массопроводности.

В этих условиях увеличение температуры, вызывая значительный прирост коэффициента массопроводности, приводит к закономерному уменьшению градиентов влагосодержания в материале.

На основании проведенного анализа перепадов влажности в материале можно сделать вывод, что проведение процесса сушки ППП К ГИАП при t =120 ÷ 150 °С характеризуется меньшими значениями перепадов влагосодержаний, чем при t ~ 100 °С. Это должно вызывать меньшие механические напряжения в материале, а, значит, меньшую растрескиваемость и пыление материала.

Таким образам, проведенные исследования позволяют рекомендовать технологический режим сушки в температурном интервале 120 ÷ 150 °С, как более целесообразный с точки зрения сохранения технологических свойств продукта и техники безопасности (вследствие вредности катализаторной пыли).

Зависимость $K = f(c,t)$ при сушке ППП К ГИАП определяли зональным методом из кривых кинетики сушки, которые снимали в конвективной циркуляционной сушилке в условиях, полностью определяемых внутридиффузионным сопротивлением. Расчет коэффициента массопроводности К для каждой из выбранных зон проводили по уравнению для неограниченной пластины [1,3]. Получены зависимости $K = f(c)$ для температур 60, 80, 100 и 120 °С, его значения составляют $(3{,}15\text{-}0{,}28)10^{-10}$ м^2/с при 60 °С и $(11{,}68\text{-}4{,}03)10^{-10}$ м^2/с.

Перенос влаги в исследуемом материале осуществляется совокупностью различных механизмов массопереноса, характерных для капиллярно-пористых тел, таких как капиллярный перенос, пленочное течение, существование которого в капиллярно-пористых телах, стесненная диффузия пара и др.[1,2,8].

Характер зависимости $K = f(c)$ обусловлен особенностями структуры материала, в частности функцией распределения пор по размерам. При сушке катализатора вначале, очевидно, будет удаляться влага капилляров, а затем более прочно связанная адсорбционная влага [1,2,6].

Функция $K = f(c,t)$ для ППП К ГИАП аппроксимирована неполным квадратичным полиномом. Показано, что для начального периода сушки катализатора влагосодержание и температура материала примерно равнозначно определяют величину К, при дальнейшем уменьшении $\overline{c}$ влияние температуры становится более значимым [1].

Показано, что сушка ППП К ГИАП протекает в условиях, когда на кинетику процесса существенное влияние оказывает гидродинамическая обстановка в аппарате. С увеличением скорости V от ~ 5 до ~ 11 м/сек, время сушки материала от $\overline{c}_н = 45\%$ до $\overline{c}_к = 4\%$ при 120оС сокращается ~ на 40%, дальнейшее повышение скорости не оказывает заметного воздействия на длительность процесса. Это объясняется тем, что при скорости больше 10 м/сек внешнедиффузионное сопротивление практически снимается и задача переходит в область внутренней кинетики. Следовательно, сокращение времени сушки катализатора за счет увеличения скорости теплоносителя возможно только в интервале V < 10 м/сек.

Проведено также исследование влияния размеров высушиваемых гранул на кинетику процесса. При сушке от $\overline{c}_н = 45\%$ до $\overline{c}_к = 4\%$ изменение определяющего размера от 0,02 м до 0,01 м сокращает время сушки ~ на 25%, а от 0,01 м до 0,005 м на 12 %. Приведенные данные, позволяют оценить эффект интенсификации процесса за счет уменьшения размера гранул.

Гранулы ППП К ГИАП являются в известной мере легко истираемыми (пылящий материал). Вследствие вредности его пыли и условий дальнейшей переработки процесс сушки стремятся проводить при режимах, исключающих повышенную истираемость гранул. Внутренние напряжения в материале, приводящие к развитию микротрещин способствуют увеличению его истираемости. Указанные напряжения

возникают в материале из-за больших перепадов влагосодержания и температуры по толщине материала [4].

Как показало проведенное исследование полей влагосодержаний, повышение температуры сушки катализатора до 100 °С сопровождается увеличением градиентов влагосодержаний. Дальнейший рост t (до 150°С) приводит к некоторому снижению этих перепадов, но более быстрому развитию их во времени.

В целом результирующий эффект развития напряжений в материале при повышении температуры от 100оС до 150оС, вследствие наличия противоположно действующих факторов (уменьшение градиентов влагосодержаний и увеличение скорости их образования в материале) может быть таковым, что условия сушки при 120-150 °С в отношении истираемости будут не хуже, чем при 100 °С.

Таким образом, следует считать перспективным изучение возможности интенсификации процесса сушки данного материала путём повышения температуры сушильного агента со 100÷120 °С до 120÷140 °С с учетом допустимой истираемости продукта и требований к его качеству.

Учет изменения всех параметров процесса сушки материала (в частности, в плотном продуваемом слое, высушиваемом периодически или на ленточной сушилке) осуществить при расчете еще более сложно, чем при сушке одиночных изделий; это требует разработки специальных методик. Предложен экспресс-метод приближенного расчета кинетики процесса сушки влажных материалов, учитывающий их массопроводные свойства при усредненных значениях кинетических коэффициентов (1,2,6).

Обозначения:

C, $\overline{C}$ – локальное и среднее по объему влагосодержание материала, кг, влаги/кг сух. мат. 100% ; τ – время, сек., (час); x,y,z – пространственные координаты; v – скорость, м/сек.; К – коэффициент массопроводности, $м^2$/сек; R – определяющий размер тела, м; t, (Т) – температура, °С, (°К); α – коэффициент температуропроводности, $м^2$/сек.; λ – коэффициент теплопроводности, Вт/град·м; r – скрытая теплота испарения, Дж/кг ; i – плотность потока влаги, кг/$м^2$·сек; q – плотность потока тепла, Дж/$м^2$·сек ; ε – критерий фазового превращения; С* - удельная теплоемкость, Дж/кг·град.; δ – относительный коэффициент термодиффузии, 1/град; α – коэффициент теплоотдачи, Вт/$м^2$·град.;

Индексы: н – начальное значение; к – конечное значение, р – равновесное значение, с – среды, кр – критическое значение, п – у поверхности тела, ц – в центре тела, оп – опытное значение, і – в і-той зоне.

Выводы

1. Получено аналитическое решение краевой задачи, описывающей процесс нагревания стержня с влагоизолированной боковой поверхностью, с торцов которого происходит испарение влаги - применительно к локальным и среднеобъемной температурам, рекомендуемое для оценки продолжительности стадии прогрева образца в опытах по исследованию массопроводности.

2. Исследована динамика процесса сушки промежуточного продукта получения катализатора ГИАП. Показано единство механизма массопереноса в данном материале при различных температурах сушки.

3. Проведена количественная оценка возможной интенсификации процесса сушки исследуемого материала за счёт активизации гидродинамической обстановки, изменения размера высушиваемых образцов и повышения температуры.

Литература

1. Рудобашта С.П. Массоперенос в системах с твёрдой фазой. — М.: Химия, 1980 — 248 с.
2. Сажин Б.С., Кошелева М.К. Процессы сушки и промывки текстильных материалов.– М.: ФГБОУ ВПО. «МГУДТ», 2013. – 301 с.
3. Рудобашта С.П., Карташов Э.М. Диффузия в химико-технологических процессах. -2-е изд., перераб. и доп.-ил. — М.: КолосС, 2010 — 478 с.
4. Лыков А.В. Теория сушки. — М.: Изд. «Энергия», 1968 — 472 с.
5. Кришер О. Научные основы техники сушки. — М.: И.Л., 1961 — 540 с.
6. Kosheleva M.K. and others. Kinetics calculation for temperature driving of polymer materials and multisectional driving of textile materials. 2-end European Congress off Chemical Engineering, Le Comm. Motpellier. France. 1999.
7. Рудобашта С.П., Кошелева М.К., Разумеев К.Э. Расчёт процесса сушки гранул поликапроамида. Изв. вузов. Химия и хим. технология, – 2013. Т. 56. Вып. 12. с. 110
8. Кошелева М.К., Шацких С.Н. Resource-saving technology for Saxony fabric. Вестник ТГТУ. 2013. Том 19. № 3, С.584-592.

УДК 536.24:620.92

ОЦІНОЧНИЙ МЕТОД ВИЗНАЧЕННЯ КОЕФФІЦІЄНТІВ ТЕПЛОВІДДАЧІ В ОБЛАДНАННІ ТЕХНОЛОГІЧНИХ СИСТЕМ

Ткаченко С.Й., д-р техн. наук, професор, Румянцева Т. Ю., аспірант,
Пішеніна Н.В., канд. техн. наук
Вінницький національний технічний університет, м. Вінниця

Запропоновано експрес-метод прогнозування інтенсивності теплообміну в рідинах і сумішах, інформація про теплофізичні властивості яких обмежена. Подано результати числового і фізичного експерименту дослідження рівня інтенсивності конвективного теплообміну в рідинах теплотехнологічних процесів. Наведені оцінки достовірності розробленого методу.

A rapid method has been proposed for the prediction of the intensity of heat transfer in liquids and mixtures, the information on thermal properties is limited. The results of numerical and experimental studies the ratio of the intensity of convective heat transfer in thermal processes has been presented. The estimation of the reliability of the developed method has been presented.

Ключові слова: інтенсивність теплообміну, коефіцієнт тепловіддачі, експериментально-розрахунковий метод, рідина, суміш з невизначеними теплофізичними властивостями.

Вступ. Постановка задачі. Кількісні дослідження не завжди призводять до точного рішення. В багатьох випадках достатньо наближеної оцінки значень величин, суттєвих для поставленого завдання або які характеризують певний процес, і не потрібно шукати способів їх точного визначення. Наприклад, зіставлення оціночних значень коефіцієнтів тепловіддачі утворює підґрунтя для побудови вірної картини розвитку процесу теплообміну в сумішах, рідинах. Такий порівняльний аналіз можна застосувати як метод визначення відносного ступеня впливу різних фізичних ефектів, суттєвих для процесу теплообміну в сумішах. А також, це дозволяє виключити фактори, вплив яких на процес незначний, щоб спростити поставлену задачу [1, 2]

У технологічних процесах різних галузей промисловості (табл.) середовищами, що нагріваються і охолоджуються, є суміші і рідини, в яких закономірності теплообміну достатньо не вивчені, а інформація про їх теплофізичні властивості (ТФВ) обмежена. Для контролю технологічного процесу, покращення показників роботи натурного теплотехнологічного обладнання (НТО) необхідно мати уявлення про інтенсивність процесів теплообміну в конкретних умовах. Велика кількість таких сумішей і рідин ускладнює детальне вивчення процесу на спеціалізованих експериментальних стендах.

Таблиця 1 – Деякі області застосування оціночного методу визначення коефіцієнтів тепловіддачі [3, 4]

Область застосування (промисловість)	Технологічний процес	Робочі речовини
Аграрна (утилізація)	нагрів, охолодження	відходи виробництва сільськогосподарської продукції; гній та стоки тваринницьких ферм.
Алкогольна	пастеризація, нагрів, охолодження	вино, пиво, виноматеріал, мезга, барда, бражка, сусло, вода, спирт, горілка.
Безалкогольна	пастеризація, нагрів, охолодження	мінеральна вода, сік, квас, холодний чай; миючі розчини.
Кондитерська	нагрів та охолодження	шоколад; какао; сироп.
Молочна	пастеризація, нагрів, охолодження	молоко; молочні продукти: вершки, сироватка, йогурт, десерти, суміші для морозива, згущене молоко, кефір, вершкові масла, молочні концентрати, дитяче харчування та ін.
Олійно-жирова	нагрів та охолодження	харчові олії; жирні кислоти.
Цукрова	нагрів	сік: густий, сирий, газований, концентрований; сироп; патока.

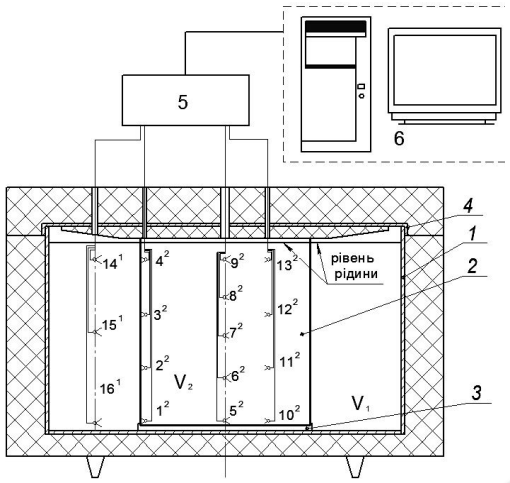
Для забезпечення надійності роботи НТО, діагностики його ефективності у разі переходу на інший вид сировини, рекомендується в процесі проектування застосувати новий розроблений експеримента-

но-розрахунковий метод (ЕРМ) визначення коефіцієнтів тепловіддачі в складних сумішах [5–7]. ЕРМ включає експериментальні й аналітичні дослідження властивостей натурних рідин процесу теплообміну в них та відповідальних за нього параметрів. У рамках ЕРМ проводиться фізичний базовий експеримент, який дає уявлення про закономірності теплообміну в рідині, суміші.

Оскільки коефіцієнт тепловіддачі в деякій мірі «договірна» величина [2], то важливим для наукових досліджень є визначення границь його значень для встановлених умов теплообміну і режимів руху натурного середовища. Тобто, особливості застосування ЕРМ для різних типів натурних рідин, а також контролювання результатів подальших детальних розрахунків за ЕРМ, потребує попереднього формування уявлень про рівень теплообміну в натурній рідині за допомогою оціночних методів.

Тому метою роботи є розробка експрес-методу прогнозування інтенсивності теплообміну в рідинах і сумішах, інформація про теплофізичні властивості яких обмежена.

Основні дослідження. Спосіб вирішення поставленої мети ґрунтується на гіпотезі, що співвідношення рівнів інтенсивності конвективного теплообміну в рідкому середовищі і в воді залишається приблизно однакового порядку у різних системах, незалежно від їх геометричних параметрів. Але при цьому вид конвекції, температурні напори і температурні режими, тобто умови теплообміну, повинні бути однакові.



1 – зовнішня посудина, грійний теплоносій вода; 2 – внутрішня посудина, досліджувана натурна суміш; 3 – теплоізоляційна підставка; 4 – кришка; 5 – система «МІРАТ–Т»; 6 – персональний комп'ютер

Рис. 1 – Експериментальна установка для дослідження теплообміну за умов природної конвекції – базовий експериментальний стенд ЕРМ

Оціночний метод визначення коефіцієнтів тепловіддачі розробляється в рамках ЕРМ. Відповідно до цього зі зразком натурної рідини проводиться фізичний експеримент на базовому експериментальному стенді. Його опис, методика проведення експерименту й обробки результатів наведено у [5, 6]. Висота теплообмінної стінки в експериментальній установці дорівнює 0,108 м. Порівняно з [5, 6] в установці базового стенду ЕРМ для дослідження вільної конвекції модернізовано спосіб вимірювання розподілу температур в робочих об'ємах (рис. 1) шляхом застосування шістнадцяти мідь-константанових термопар і встановлення автоматичної системи «мірат – т» збору й обробки даних, автоматичного запису в пам'ять персонального комп'ютера. Тарувальні дослідження показали, що в базовому стенді ЕРМ реалізується теплообмінний процес за умов вільної конвекції, ламінарний рух рідини біля вертикальної стінки [6].

Згідно з нашою гіпотезою, повинна виконуватись умова наближеної рівності співвідношень коефіцієнтів тепловіддачі

$$\frac{\alpha_{розр}^{води}}{\alpha_{розр}^{р}} \approx \frac{\alpha_{експ}^{води}}{\alpha_{експ}^{р}}; \quad k = \frac{\alpha_{розр.}^{води}}{\alpha_{розр}^{р}}; \quad n = \frac{\alpha_{експ}^{води}}{\alpha_{експ}^{р}}, \qquad (1)$$

де $\alpha_{розр}^{води}$, $\alpha_{розр}^{р}$ – коефіцієнти тепловіддачі до води і досліджуваної натурної рідини, відповідно, розраховані за критеріальними рівняннями з використанням довідникових теплофізичних властивостей;

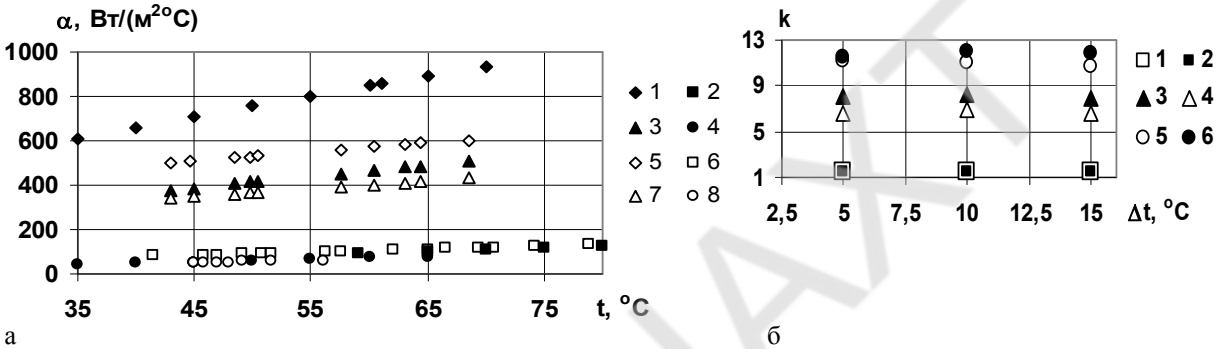
$\alpha_{експ}^{води}$, $\alpha_{експ}^{р}$ – експериментальні коефіцієнти тепловіддачі до води і натурної рідини, отримані на експериментальній установці (рис. 1).

Порівнюючи k і n, які характеризують рівень інтенсивності теплообміну в натурних і базових умовах, відповідно, можна оцінити коефіцієнти тепловіддачі в натурних теплообмінних установках $\alpha_{НТО}^{р}$, знаючи коефіцієнти тепловіддачі для умов у базовій експериментальній установці (у подальшому – базові коефіцієнти тепловіддачі) і розрахункові до води $\alpha_{розр.НТО}^{води}$ за умов теплообміну в НТО, визначені за критеріальними рівняннями,

$$\alpha^{p}_{НТО} = \frac{\alpha^{води}_{розр.НТО}}{m}, \quad \text{за умов } n \approx k \text{ приймаємо } m = n. \qquad (2)$$

Розглянемо інтенсивність теплообміну за умов вільної конвекції. Для числового і базового експериментів вибрано рідини: вода, гліцерин безводний, соняшникова олія рафінована, цукровий розчин концентрацією 40, 60, 70%, для яких ТФВ досліджені. В прикладі оцінки коефіцієнтів тепловіддачі вони фігурують як натурні рідини з невизначеними теплофізичними властивостями. А їх довідникові теплофізичні параметри [8–9] використовуються для перевірки надійності запропонованого нами методу.

Розрахункові $\alpha^{p}_{розр}$ і коефіцієнти k визначались для наступних натурних умов теплообміну (рис. 2): вільна конвекція у великому об'ємі, ламінарний рух біля вертикальної стінки, турбулентний рух біля вертикальної стінки, вільна конвекція біля горизонтальної труби, при цьому $\overline{\Delta t}$ прийнято 5, 10, 15°С. Визначальні температури змінювалися в межах $\bar{t}_p$ =35…80°С. Визначальні геометричні параметри: висота вертикальної стінки – H = 0,1…2,5 м, зовнішній діаметр горизонтальної труби dз = 0,05…0,1 м.



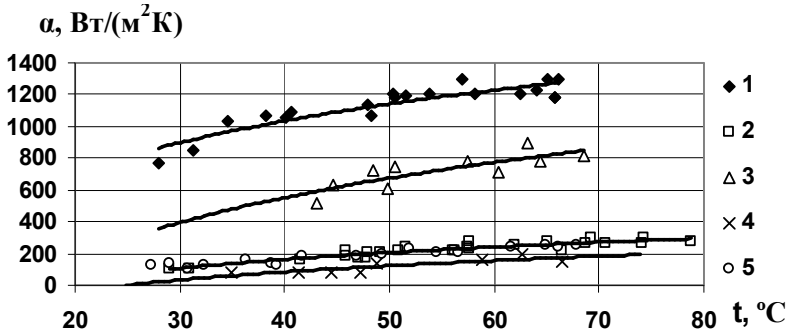
а б

а) коефіцієнти тепловіддачі для натурних умов теплообміну, розраховані за критеріальними рівняннями із застосування довідникових ТФВ; $\overline{\Delta t}$ *=10 °С;*
умови теплообміну: 1–4 вільна конвекція біля вертикальної стінки, турбулентний рух, H=0,5…2,5 м;
5–8 вільна конвекція біля горизонтальної труби, dз = 0,05; 1, 5 – вода; 2, 6 – гліцерин;
3, 7 – цукровий розчин, масова концентрація 40%; 4, 8 – соняшникова олія; б) співвідношення розрахункових коефіцієнтів тепловіддачі, $\overline{\Delta t}$ *=5, 10, 15 °С;*
1, 3, 5 – вільна конвекція біля вертикальної стінки, турбулентний рух;
2, 6 – вільна конвекція біля горизонтальної труби;
4 – вільна конвекція біля вертикальної стінки, ламінарний рух;
1, 2 – цукровий розчин, масова концентрація 40%;
3, 4 – гліцерин; 5, 6 – соняшникова олія

Рис. 2 – Результати числового експерименту

Базовий експеримент проводився на установці рис. 1 із вибраними натурними рідинами і гліцерином-сирцем. Гліцерин-сирець це складна гетерогенна система, до складу якої входять домішки різного походження, які знаходяться в розчинному та колоїдно-розчинному стані, а також у вигляді емульсій [8–10]. ТФВ гліцерина-сирця в такому складі не досліджені. Умови теплообміну: діапазон зміни температурних напорів між стінкою і натурною рідиною $\overline{\Delta t}$ = 8…20 °С; визначальні осереднені температури натурних рідин змінювались в межах $\bar{t}_p$ =30…65 °С (рис. 3). Коефіцієнти переходу k і n (рис. 4) порівнювались за сталих умов – характерні температури і температурні напори однакові, геометричні параметри теплообмінної поверхні однакові.

Результати числового експерименту показали, що зі зміною геометричних параметрів системи для прийнятих натурних умов теплообміну $\alpha^{p}_{розр}$ змінюється від 7…28,5%, вплив $\overline{\Delta t}$ на величину k незначний – 4…7% (рис. 2). Також визначено вплив зміни геометричних параметрів на співвідношення рівнів інтенсивності теплообміну, k змінюється в межах 5%…15% (рис. 2). Із числових досліджень (рис. 2) можна зробити висновок, що при різних геометричних факторах і величинах температурного напору співвідношення між рівнем інтенсивності теплообміну у воді і досліджуваних рідинах залишається приблизно однаковим. Отже, оціночний спосіб визначення $\alpha^{p}_{НТО}$ (2) підтверджується.

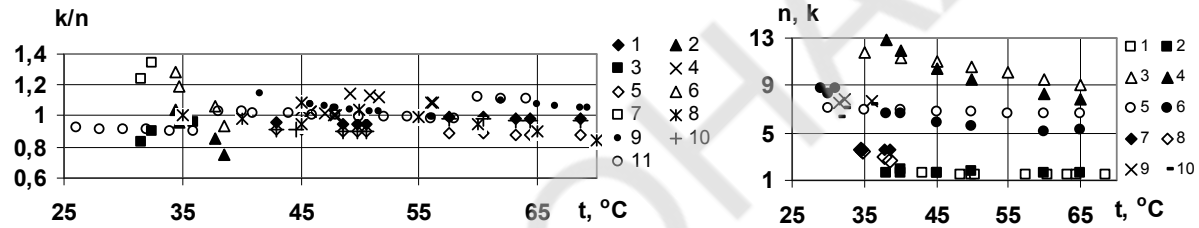


1 – вода, 2 – гліцерин, 3 – цукровий розчин, масова концентрація 40%, 4 – олія соняшникова, 5 – гліцерин-сирець

Рис. 3 – Експериментальні коефіцієнти тепловіддачі (приведені до $\overline{\Delta t}$=10°C):

Застосування запропонованого методу покажемо на прикладі для $\overline{\Delta t}$=10°C. За результатами базового експерименту визначено діапазон зміни n для $\bar{t}_p$=30…65 °C (рис. 3): гліцерин n=7,8…5,9; соняшникова олія n=11,6…10,1; цукровий розчин концентрація 40% n=1,6…1,45; концентрація 60% n=3,2…3,0; концентрація 70% n=6,9…6,7.

Виконано порівняння отриманих експериментально коефіцієнтів n з розрахунковими k (рис. 4, а), яке показало, що розбіжність між ними до ±15%. Встановлено залежність зміни n і k від температури (рис. 4, б).

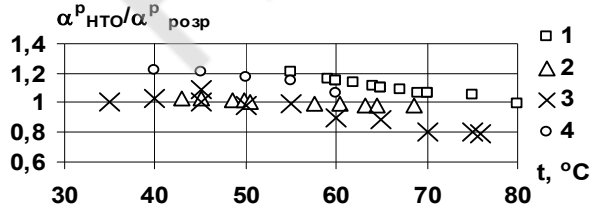


а б

а) 1–4 – k розраховано за умов вільної конвекції біля вертикальної стінки H=0,5…2,5 м, турбулентний рух; 5–9 – k розраховано за умов вільної конвекції біля горизонтальної труби dз = 0,05…0,1 м; 10, 11 – k розраховано за умов вільної конвекції біля вертикальної стінки H=0,1…0,5 м, ламінарний рух; для цукрового розчину з масовою концентрацією 1, 5, 10 – 40%, 2, 6 – 60%, 3, 7 – 70%, 4, 8 – олії соняшникової, 9, 11 – гліцерин;

б) закономірність зміни n і k зі зміною температури: 1, 3, 5, 7, 9 – розрахункові k; 2, 4, 6, 8, 10 – експериментальні n; 1, 2 – цукровий розчин концентрація 40%; 3, 4 – олія соняшникова; 5, 6 – гліцерин; 7, 8 і 9, 10 – цукровий розчин, концентрація 60% і 70%, відповідно.

Рис. 4 – Зіставлення експериментальних n і розрахункових k співвідношень (1)



1 – гліцерин H=0,5м; 2,5 м,
2 – цукровий розчин, концентрація 40%, H=0,5 м,
3 – олія соняшникова, H=0,5 м,
4 – гліцерин-сирець, H=7,4 м.

Рис. 5 – Перевірка запропонованого методу, вільна конвекція біля вертикальної стінки, $\overline{\Delta t}$=10°C

Коефіцієнти тепловіддачі в НТО $\alpha^p_{НТО}$ оцінюємо за (2), знаючи розрахункові значення коефіцієнтів тепловіддачі для води за натурних умов теплообміну $\alpha^{води}_{розр.НТО}$. Дослідження (рис. 2 – 4) показали, що експериментальні і розрахункові співвідношення n ≈ k, а отже, для оцінки $\alpha^p_{НТО}$ приймаємо в (2), що m = k. Зіставлення коефіцієнтів тепловіддачі, оцінених за запропонованим методом (рис. 5) із розрахунковими показало, що очікуваний діапазон коливання оцінених $\alpha^p_{НТО}$ не перевищує ±10…15%. За-

пропонований метод використано для оцінок можливих коефіцієнтів тепловіддачі для гліцерину-сирця, натурні умови теплообміну – вільна конвекція біля вертикальної стінки висотою H=7,4 м, турбулентний рух. Теплофізичні властивості гліцерину-сирця не досліджені, порівняння оцінених $\alpha^{p}_{НТО}$ (рис. 5) проводилось із коефіцієнтами тепловіддачі, визначеними за ЕРМ [6], розбіжність не перевищує 20%.

Натурні умови теплообміну були вибрані згідно реального обладнання, що використовується у технологічному процесі виробництва гліцерину-дистиляту: резервуарів для нагріву, термостабілізації і зберігання гліцерину-сирця і гліцерину-дистиляту.

Незважаючи на те, що в базовій експериментальній установці реалізується теплообмін за умов ламінарного руху вздовж вертикальної стінки граничного шару, а у НТО – вільна конвекція, турбулентний рух вздовж вертикальної стінки та біля горизонтальної труби, виявилося можливим оцінити коефіцієнти тепловіддачі $\alpha^{p}_{НТО}$ використовуючи запропонований спосіб.

Висновки

Дослідження теплообміну в рідинах, теплофізичні властивості яких прийнято умовно невідомими для демонстрації оціночного метода і відомими на етапі підтвердження достовірності метода, показали, що розбіжність результатів по коефіцієнтах тепловіддачі, одержаних запропонованим методом і традиційним, не перевищує 10 – 15%.

Розбіжність значень коефіцієнтів тепловіддачі, визначених експрес-аналізом і експериментально-розрахунковим методом для гліцерину-сирця (теплофізичні властивості невідомі) знаходяться в межах 20%.

Отже, запропонований оціночний метод дозволить виконувати експрес-аналіз рівня інтенсивності теплообміну в рідких середовищах теплотехнологічної системи, визначати рівень тепловіддачі в обладнанні під час технологічного процесу, а також підсилити контроль достовірності розрахунків із застосуванням експериментально-розрахункового метода.

Література

1. Гухман А. А. Применение теории подобия к исследованию процессов тепло- и масообмена / А. А. Гухман Изд. 2-е переработ. и дополн. – М.: «Высшая школа», 1974. – 128 с.
2. Исаченко В. П. Теплопередача : учебн. для вузов / В. П. Исаченко [и др.]. – [3-е изд. доп.]. – М.: Энергия, 1975. – 488 с.
3. Плаксин Ю. М. Процессы и аппараты пищевых производств / Ю. М. Плаксин, Н. М. Малахов, В. А. Ларин. – 2-е изд. перераб. и доп. – М.: КолосС, 2007. – 760 с.
4. Чубик И. А. Справочник по теплофизическим характеристикам пищевых продуктов и полуфабрикатов / И. А. Чубик, А. М. Маслов. – М.: Пищевая помышленность, 1970. –184 с.
5. Пішеніна Н. В. Теплообмін в складних сумішах в умовах природної конвекції / Н. В. Пішеніна // Сучасні технології, матеріали і конструкції в будівництві. Науково-технічний збірник. — Вінниця : Універсум–Вінниця, 2011. — № 2. — С. 124—131.
6. Ткаченко С. Й. Застосування поняття «модельна рідина» в експериментально-розрахунковому методі // С. Й. Ткаченко, Н. В. Пішеніна // Вісник Вінницького політехнічного інституту. — 2012. — № 3. — С. 103—110. — ISSN 1997-9266.
7. Патент України на винахід № 97021, (51) МПК (2006.01) G01N 25/18. Спосіб визначення коефіцієнта тепловіддачі за умов конвективного теплообміну органічної суміші / Ткаченко С. Й., Пішеніна Н. В., Резидент Н. В; заявник і власник патенту Вінницький національний технічний університет. — № a201005661; заявл. 11.05.2010; опубл. 26.05.2011, Бюл. № 2.
8. Товбин И. М. Технологическое проектирование жироперерабатывающих предприятий / И. М. Товбин, Е.Е. Файенберг – М.:Пищевая промышленность, 1965 г. – 515 с.
9. Арутюнан Н.С. Технология переработки жиров / Н.С. Арутюнан, Е. А. Аришева и др. – М.: Агропромиздат, 1985 г. – 367 с.
10. Рахманкулов Д. Л. Физические и химические свойства глицерина / Д. Л. Рахманкулов, Б. Х. Кисманов, Р. Р. Чанышев. – М.: Химия, 2003 – 199 с.

УДК 664.8.047.014

ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ АДСОРБЦІЇ АНТИОКСИДАНТНИХ ФУНКЦІОНАЛЬНИХ РОСЛИННИХ ПОРОШКІВ

Петрова Ж.О. д.т.н., пров. наук. співр., Снєжкін Ю.Ф. чл.-кор. НАН України, д.т.н., професор, Гетманюк К.М. аспірант
Інститут технічної теплофізики НАН України, м. Київ

Проведені дослідження ізотерм адсорбції монопорошків та комбінованих функціональних порошків на основі моркви показали, що вони мають однаковий характер та представляють собою капілярно-пористі колоїдні тіла і маючи однакові форми зв'язування вологи (адсорбційну, капілярну та осмотичну) в той же час суттєво відрізняються один від одного рівноважною вологістю. Визначення рівноважної вологості функціональних рослинних порошків має дуже важливе значення, оскільки саме ці дослідження визначають умови їх зберігання, кінцевий вологовміст та енергетичну складову процесу сушіння.

There are research of isoterms adsorption of mono powders and combined functional powders based on carrot showed that they have the same character and represent by itself capillary-porous colloidal body and having the same form binding humidity (adsorption, capillary, osmotic) at the same time significantly different from one another by equilibrium humidity. Determination of the equilibrium humidity of functional vegetable powders has a very important meaning, as these research define the conditions of their storage, final moisture content and energy component of the drying process.

Ключові слова: адсорбція, рівноважна вологість, антиоксидантні рослинні порошки.

Основна ідея функціональних харчових продуктів в зміні цих продуктів таким чином, що вони отримують специфічну фізіологічну функцію, яка веде до запобігання різноманітних захворювань. На основі комплексного дослідження тепломасообмінних процесів переробки функціональної рослинної сировини розроблено інноваційну енергоресурсозберігаючу теплотехнологію виробництва антиоксидантних порошків. Моркву разом з вівсом обробляли гострим паром для запобігання ферментативного Браунінгу. У випадку поєднання моркви з бобами проводили термічну обробку бобів, а потім боби при оптимальній температурі поєднували з подрібненою морквою і необхідний час витримували, що дозволяє зберегти каротиноїди до 93 %. Сушіння підготовленої сировини відбувається за розробленими енергоефективними ступеневими режимами. Початкова температура теплоносія при високому вологовмісті становить 100-120 ºС. На другому етапі сушіння антиоксидантної сировини на основі каротиноїдів, як показали експериментальні дослідження, температуру зменшуємо до 70 - 75 ºС. Сушіння відбувається до кінцевого вологовмісту W = 6 – 8 %, що дає змогу отримати порошкоподібні матеріали. Після подрібнення та сепарування отримуємо харчову фракцію дисперсністю <0,5 мм. [1,2].

При розгляді технологічних властивостей зразків функціональних порошків, одержаних з овочів та фруктів важливе значення має рівноважна вологість, яка визначає не тільки умови їх зберігання, а і кінцевий вологовміст при сушінні. Це важливо перш за все з точки зору економних витрат енергетичних ресурсів при сушінні та використання виробничих потужностей.

Зразки порошків адсорбують з навколишнього повітря воду на зовнішній і внутрішній сильно розвиненій поверхні, оскільки їх поверхня має вільну енергію. Адсорбція на поверхні твердого дисперсного тіла йде мимовільно і до тих пір, поки не встановиться динамічний рівноважний стан цієї термодинамічної системи.

Через різноманітність форм зв'язку вологи з дисперсними матеріалами, аналітична будова ізотерм сорбції дисперсних матеріалів ускладнена. Поки рівняння ізотерми сорбції виведено аналітично, тільки для ізотерм Ленгмюра капілярно-пористих тіл. Тому ми, як і більшість дослідників, вибрали емпіричний шлях визначення рівноважної вологості.

Вміст водяної пари в повітрі прийнято визначати відносною вологістю повітря φ, рівною відношенню парціального тиску пари повітря р п пов до тиску насичення рнас при тій же температурі над водою.

Оскільки в довідковій літературі наведена залежність тиску водяної пари над розчинами сірчаної кислоти в мм рт. ст. від концентрації H^2SO^4 у вагових %, проведений перерахунок даного тиску на відносну вологість φ за формулою 1:

$$\varphi = \frac{p}{p_S} \qquad (1)$$

де p та ps – парціальний тиск та тиск насичення водяної пари при тиску 760 мм рт.ст. і температурах, що охоплюють можливий діапазон їх зміни в експерименті.

У довідниках в табличній формі наведена залежність тиску водяної пари над розчинами від вагових % H2SO4 в розчині (тобто від її концентрації), а також залежність вмісту H2SO4 в грамах на 100 г розчину і на 1 літр розчину від густини розчину в г/см3 при 20 ˚С для кислоти густиною 1,8305.

Оскільки визначення рівноважної вологості комбінованих порошків треба було проводити в діапазоні відносної вологості повітря φ від 0,4 до 0,9, яка характерна для виробничих умов, були визначені необхідні характеристики сірчаної кислоти та підготовлено розчини відповідно до таблиці перерахунку [3].

Слідуючи техніці приготування розчинів було підготовлено 6 розчинів для 6 різних φ в діапазоні від 0,4 до 0,9. Експерименти проводились при температурі навколишнього повітря, яка коливалась в межах 20 ˚С.

Оскільки рівноважну вологість доцільно розраховувати по відношенню до абсолютно сухої маси матеріалу, тому що ця величина, в процесах сорбції-десорбції і сушки-зволоження, залишається незмінною, то при обробці всіх експериментальних даних поглинена матеріалом волога була віднесена до маси абсолютно сухого матеріалу. Таким чином, були одержані ізотерми сорбції Wcp = f(φ) у дослідженому інтервалі відносної вологості повітря та криві кінетики сорбції Wc = f (τ), оскільки у схемі експерименту передбачена також можливість фіксування зміни вологості зразків у часі.

Отримані в результаті дослідів кінетичні криві адсорбції водяної пари зразками комбінованих порошків дисперсність яких d<0,5 мм при співвідношенні компонентів зазначених для кожного порошку зображені на рис. 1 - 4.

Аналіз експериментальних даних показує, що всі криві мають однаковий характер. В межах досліджуваної вологи повітря, вони повернені до випуклості W, що свідчить про полімолекулярність адсорбції.

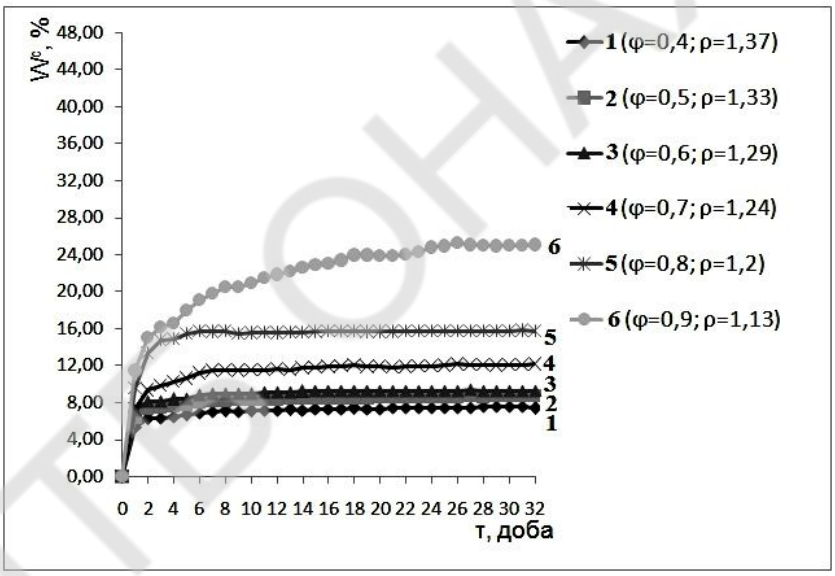


Рис. 1 – Кінетичні криві адсорбції водяної пари антиоксидантного горохово-морквяного порошку

Рівноважний стан для горохово-морквяного порошку при φ = 0,4 – 0,6 встановлюється на 7 – 8 добу, відповідно при φ = 0,7 – 0,8 на 9 – 10 добу, при φ = 0,9 на 25 добу.

Рівноважна вологість горохово-морквяного порошку змінюється в широкому діапазоні вологості матеріалу від Wcp = 8 % при φ = 0,4 до Wcp = 24 % при φ = 0,9 (рис. 1).

Для квасолево-морквяного порошку при φ = 0,4 – 0,6 рівноважний стан встановлюється на 7 – 8 добу. При φ = 0,7 на 8 добу, при φ = 0,8 на 14 добу, при φ = 0,9 на 24 добу (рис. 2).

Для вівсяно-морквяного порошку при φ = 0,4 – 0,6 рівноважний стан встановлюється на 6 – 7 добу. При φ = 0,7 на 9 добу, а при φ = 0,8 на 22 добу, а при φ = 0,9 на 25 добу (рис. 3).

НТБОНАХТ

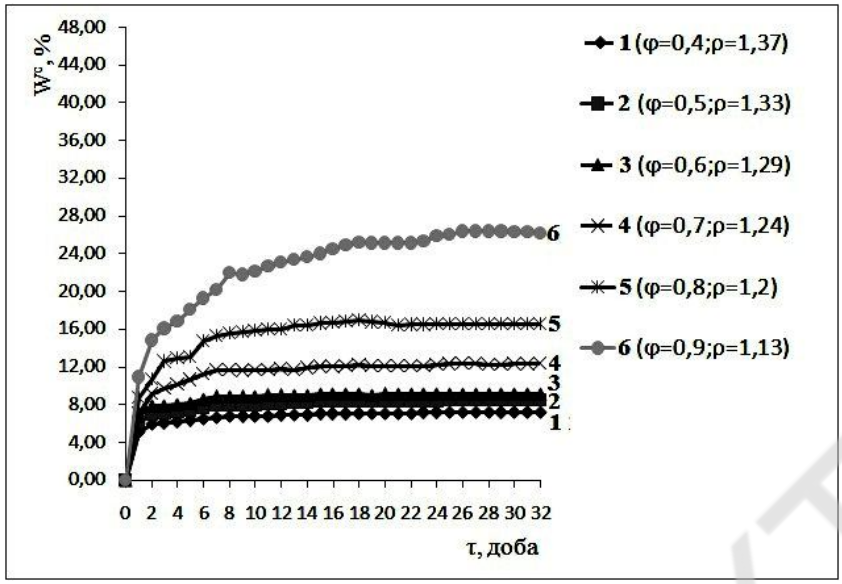


Рис. 2 – Кінетичні криві адсорбції водяної пари антиоксидантного квасолево-морквяного порошку

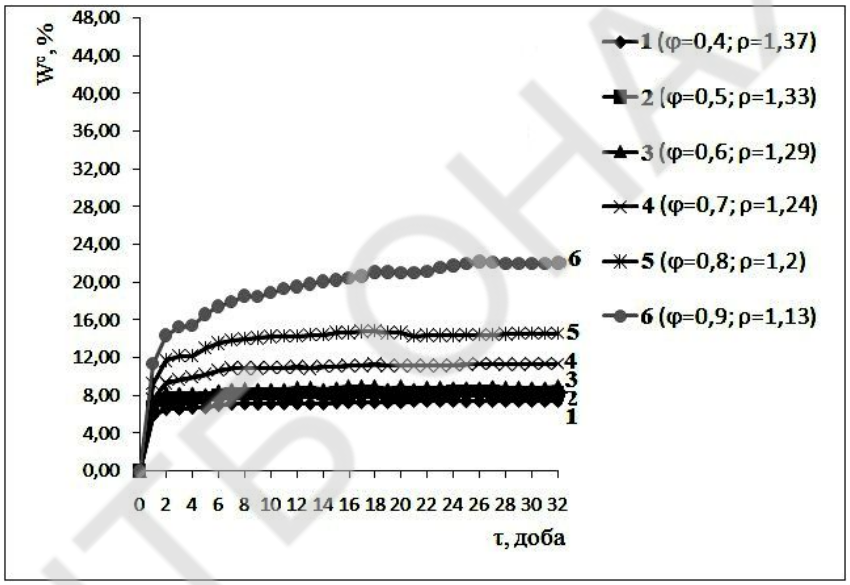


Рис. 3 – Кінетичні криві адсорбції водяної пари антиоксидантного вівсяно-морквяного порошку

На підставі експериментальних даних про рівноважний вологовміст були побудовані ізотерми адсорбції водяної пари функціональними порошками (рис. 4).

Порівняння ізотерм адсорбції монопорошку та комбінованих функціональних порошків (рис. 5), що не дивлячись на однаковий характер цих ізотерм, які показують, що ці матеріали представляють собою капілярно-пористі колоїдні тіла і маючи однакові форми зв'язування вологи (адсорбційну, капілярну та осмотичну) в той же час суттєво відрізняються один від одного рівноважною вологістю. Що можна пояснити їх різним хімічним складом.

З рис. 4 видно, що рівноважна вологість композиційних антиоксидантних порошків значно нижча, ніж морквяного моно порошку, причому найбільш гігроскопічний селеро-морквяний порошок. Рівноважна вологість якого становить при φ = 0,6 – Wcp = 12,5 %, а найменш гігроскопічний вівсяно-морквяний порошок рівноважна вологість якого при φ = 0,6 – Wcp = 9 %.

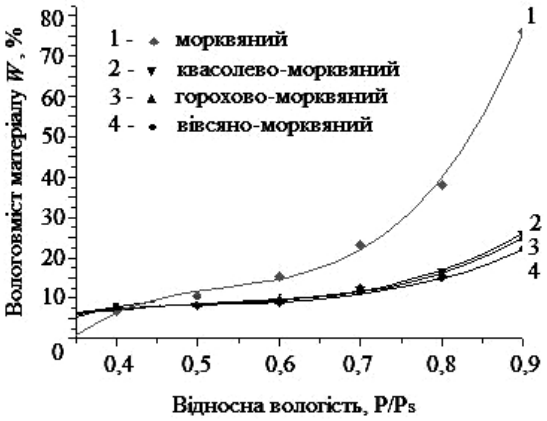
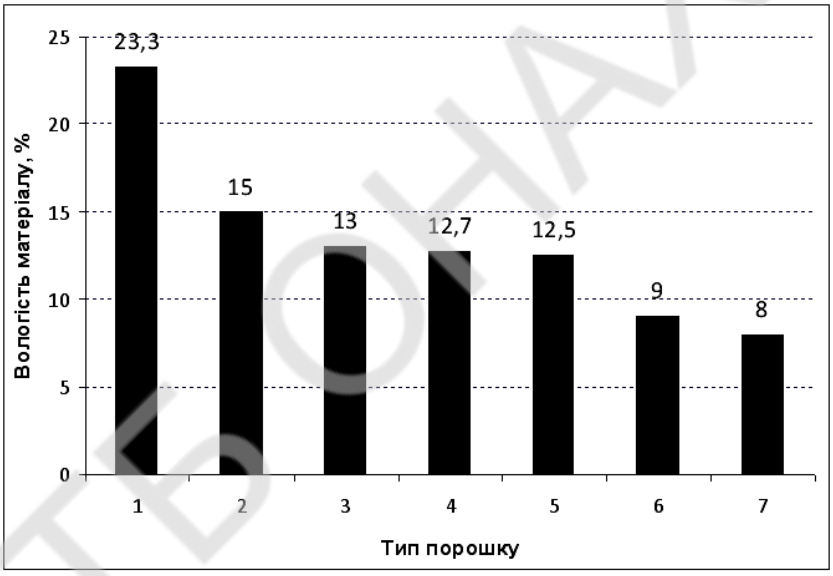


Рис. 4 – Ізотерми адсорбції водяної пари антиоксидантних морквяновмісних порошків в порівнянні з морквою

На рис. 5 показані рівноважні вологості моно та комбінованих порошків при відносній вологості повітря φ = 0,7%. Рівноважна вологість морквяного та горохового монопорошків на 61 % та 31 % відповідно більше, ніж функціонального горохово-морквяного.



1 – морквяний; 2 – квасолевий; 3 – гороховий; 4 – вівсяний; 5 - квасолево-морквяний; 6 - горохово-морквяний; 7 - вівсяно-морквяний

Рис. 5 – Порівняння рівноважної вологості харчових моно- та комбінованих порошків

Ця тенденція до зменшення рівноважної вологості спостерігається у всіх антиоксидантних порошках: так вівсяно-морквяний порошок має рівноважну вологість на 37% менше ніж монопорошок вівсяний і на 66 % менше ніж морквяний порошок.

Висновки

Виходячи з ізотерм адсорбції (рис. 5) видно, що найменшу рівноважну вологість Wср = 8 % з комбінованих порошків має вівсяно-морквяний, а найвищу рівноважну вологість при φ = 0,6 – 0,7 мають монопорошки. В розроблених композиційних порошках рівноважна вологість зменшується, що призводить до покращення умов зберігання цих порошків.

Очевидно, що під час переробки розроблених антиоксидантних композицій на нанорівні відбувається взаємодія хімічних компонентів сировини. Це призводить до утворення композицій з новими властивостями, які мають кращі характеристики, ніж моносировина, з яких вони утворені.

При зберіганні композиційних порошків з метою збереження їхніх технологічних властивостей рекомендується підтримувати в приміщенні наступні умови: вологість повітря до 60 % при температурі 20 – 25 ˚С, або герметично їх запаковувати.

НТБОНАХТ

Література

1. Патент України № 102358 МПК A23 L1/27, A23 L1/212, C09 B61/00. Спосіб одержання буряково-лимонного антиоксидантного барвника / Снєжкін Ю.Ф., Петрова Ж.О., Пазюк В.М., Гетманюк К.М., Самойленко О.П.; заявник і патентовласник Інститут технічної теплофізики. – Заявка № a201211386; заявл. 02.10.2012; видано 11.03.2013; опубл. 25.06.2013; Бюл. №12. – 4 с.
2. Патент України 57176, МПК A23L 1/212. Спосіб одержання квасолево-морквяного порошку / Снєжкін Ю.Ф., Петрова Ж.О.,; заявник і патентовласник Інститут технічної теплофізики. - №201009834, заявл.09.08.10; опубл. 10.02.11; Бюл. № 3 – 4 с.
3. Снежкин Ю.Ф., Боряк Л.А., Хавин А.А. Энергосберегающие теплотехнологии производства порошков из вторичных сырьевых ресурсов // К: Наукова думка, – 2004. –228 с.

УДК : 66.081.3

СТАТИКА І КІНЕТИКА АДСОРБЦІЇ ОКСІПРОПІОНОВОЇ КИСЛОТИ ПРИРОДНИМ ЦЕОЛІТОМ

Гивлюд А.М., аспірант, Сабадаш В.В., канд. техн. наук, доцент,
Гумницький Я.М., д.-р техн. наук, професор
Національний університет "Львівська політехніка", м. Львів

Досліджено кінетику адсорбції оксіпропіонової кислоти природним цеолітом з метою очищення стічних вод молокопереробних підприємств. Представлено ізотерму адсорбції та визначено кінетичні параметри в умовах механічного перемішування.

The kinetics of adsorption of hydroxypropionic acid on natural zeolites for wastewater treatment of milk processing plants was investigated. The isotherm of adsorption and kinetic parameters defined in conditions of mechanical mixing are presented.

Ключові слова: статика, кінетика адсорбції, коефіцієнт масовіддачі.

Постановка проблеми і її зв'язок з важливими науковими чи практичними завданнями.

Аналіз стану очищення стічних вод молокопереробної промисловості та численних літературних джерел свідчить про те, що застосовані в нашій країні технічні рішення для очищення стічних вод не забезпечують ефективного видалення біологічних забруднень до потрібного гранично допустимого значення концентрації для скиду у водойму. Такі води, скинуті без належного очищення в природні водойми, можуть призвести до їх евторофікації. Це пов'язано із взаємодією при окисненні органічних компонентів з розчиненим у воді киснем. Крім того, органічні кислоти (передовсім оксіпропіонова), що утворюються в процесі скисання молока та інших кисломолочних продуктів, підкислюють стічні води до pH близько 3. Велике значення в останні роки для очищення води надається природним сорбентам або сорбентам, отриманим на основі природних матеріалів. Використання природних дисперсних сорбентів для очищення стічних вод забруднених стічними водами промислових підприємств в досить повній мірі обгрунтовано в багатьох наукових роботах [1,2]. Проте значний інтерес представляє кінетика процесу адсорбції оксіпропіонової кислоти на природних сорбентах. В попередніх публікаціях приведено дані досліджень кінетики адсорбції ряду промислових забруднень мінеральними сорбентами. Зокрема представлено адсорбцію розчину купруму в апараті з мішалкою відповідно до розмірів зерен цеоліту. Авторами наведено залежності зміни концентрації іонів Cu2+ з часом при різному числі обертів та розмірі часточок адсорбенту. Розраховано коефіцієнти масовіддачі для зовнішньодифузійної області даного процесу[3]. У статті [4] приведено результати адсорбційного вилучення фосфат іонів при сумісній присутності фосфатів та амонію. При цьому, за наявності аморфних чи кристалічних структур нерозчинних фосфатів, утворених в процесі хемосорбції фосфат іонів та амонію, що сприяє переходу процесу у внутрішньодифузійну область.

Мета роботи

Вивчення сорбційно-кінетичних властивостей природних сорбентів стосовно оксипропіонової кислоти та порівняння їх значень з теоретичними, визначених на підставі теорії локальної ізотропної турбулентності.

Експериментальні дослідження сорбційної ємності цеоліту щодо оксіпропіонової кислоти

ТЕЗИ ОНАХТ

Експериментальне дослідження адсорбції молочної кислоти проводили в статичних умовах. Концентрацію молочної кислоти визначали перманганатометричним методом, pH – за допомогою іономіра ИМ-160.

Експериментальні дані адсорбції молочної кислоти на активованому вугіллі та цеоліті Сокирницького родовища представлено на рис.1 При адсорбції молочної кислоти на цеоліті та активованому вугіллі спостерігалося зниження кислотності розчинів. Це свідчить про те, що в процесі адсорбції молочної кислоти поглинається не лише вуглецевий радикал, але й протон водню, який утворюється при дисоціації кислоти.

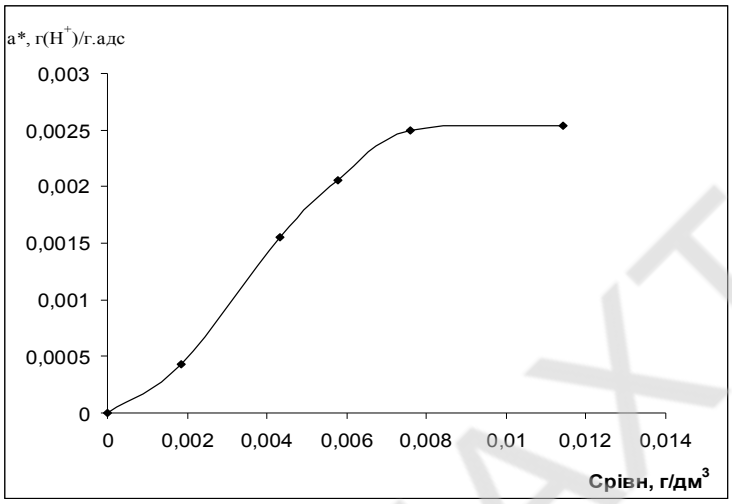


Рис. 1 – Ізотерми адсорбції оксіпропіонової кислоти на клиноптилоліті Сокирницького родовища

Методика визначення. Нами досліджено процес поглинання оксіпропіонової кислоти при концентрації С =0,002мг/дм3, що відповідає забрудненню реальних стічних вод і лежить в проміжній області.

Це означає, що зовнішньодифузійний і внутрішньодифузійний опір приблизно однакові. Відомо, що зовнішньодифузійний опір може бути зменшено за рахунок збільшення гідродинаміки в апараті. З цією метою нами досліджено процес сорбції оксіпропіонової кислоти природним дисперсним сорбентом цеолітом в динамічних умовах. Для проведення експериментів готувався модельний розчин з концентрацією С0=0,002 мг/дм3 та визначеним раніше оптимальною кількістю сорбенту 50г на 1 дм^3 розчину. Дослідження проводили в апараті з лопатевою мішалкою, частота обертів якої змінювалася в інтервалі 200-800 об/хв. Проби відбиралися через певні проміжки часу і аналізувалися на вміст у розчині оксіпропіонової кислоти .Максимальна інтенсифікація процесу сорбції відповідає умовам переходу процесу у внутрішньодифузійну область. Підвищення числа обертів понад 600 об/хв не призводить до суттєвого збільшення швидкості поглинання оксіпропіонової кислоти . Це означає, що процес адсорбції протікає у внутрішньодифузійній області, при якій зовнішній вплив не впливає на кінетику сорбції. Очевидно, що чисто зовнішньодифузійний процес має місце тільки в початкові проміжки часу, коли на поверхні адсорбенту концентрація оксіпропіонової кислоти дорівнює 0, а в розчині - дорівнює початковій. Масоперенос при адсорбції незалежно від умов контакту адсорбенту з речовиною, що адсорбується, складається з наступних стадій: зовнішнього переносу молекул сорбованої речовини з потоку до поверхні частинки (масовіддача), внутрішньої дифузії молекул речовини від поверхні в середину зерна по порах різного перерізу (масопровідність) і стадії встановлення адсорбційної рівноваги. Рівновага при адсорбції встановлюється практично миттєво. Тому загальна швидкість масопереносу при адсорбції залежить від швидкостей зовнішнього і внутрішнього переносів маси і лімітується найповільнішою з цих стадій. Для технологічних розрахунків важливо встановити лімітуючу стадію і оцінити її кількісно. Масовіддача підчас адсорбції з розчинів є процесом переносу речовини з об'єму розчину в напрямку зовнішньої поверхні частинки, пов'язана з нерівномірністю розподілу концентрації речовини в шарі рідини, прилеглому до поверхні твердого тіла (пограничний дифузійний шар). Механізм зовнішнього переносу маси речовини пов'язаний з молекулярним і конвективним переносом [4].

Експериментальні дані щодо кінетики адсорбції оксіпропіонової кислоти наведено на рис. 2.

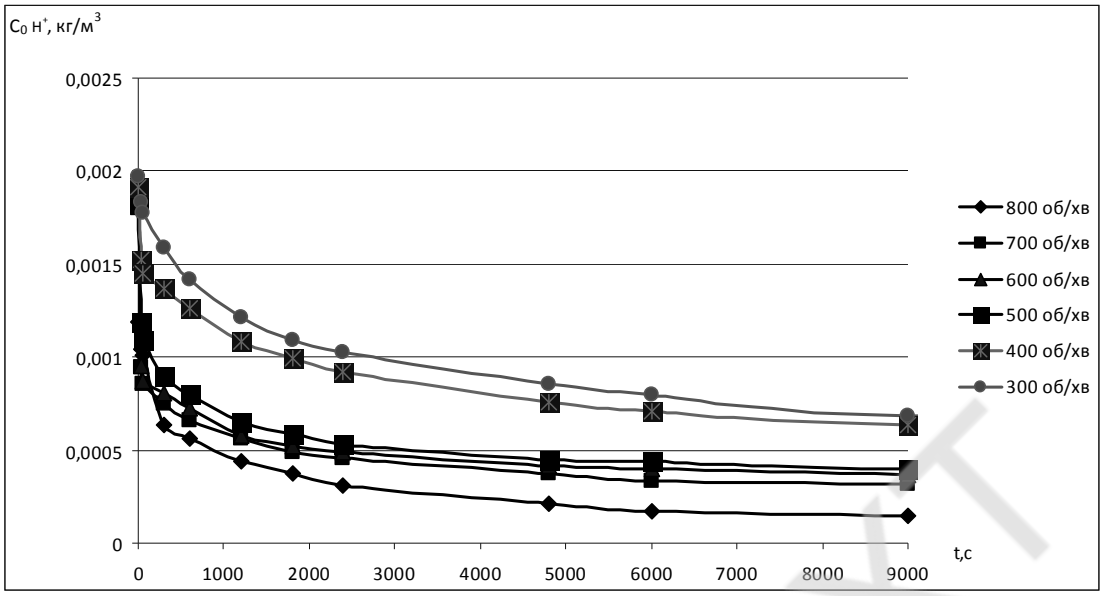


Рис. 2 – Кінетика сорбції оксіпропіонової кислоти

Нами визначений ефективний коефіцієнт внутрішньої оксіпропіонової кислоти на цеоліті Dеф=5,85·10-9 м^2/с.

Нами було визначалено значення коефіцієнта масовіддачі залежно від числа обертів механічного перемішування.

Очевидно, що зовнішньодифузійний процес у чистому вигляді має місце тільки в початкові проміжки часу, коли на поверхні адсорбенту концентрація молекул барвника дорівнює 0, а в розчині - дорівнює початковій. Для цих умов нами визначено коефіцієнт масовіддачі згідно залежності [5]:

$$\beta = \frac{\Delta M}{\sum F(C_0 - 0)\Delta\tau} \quad (1)$$

де С0 - концентрація барвника в розчині, кг/м3 ;

ΣF - загальна площа частинок глауконіту, м2 ; Δτ - час, с.

Масу поглинутого барвника визначали згідно рівняння матеріального балансу:

$$\Delta M = V \cdot (C_0 - C_1) \quad (2)$$

де V - об'єм розчину, м^3 :

У зовнішньодифузійній області спочатку процесу адсорбції свідчить той факт, що зміна концентрації оксіпропіонової кислоти носить лінійний характер, а це означає, що на процес не накладається внутрішньодифузійний транспорт речовини, що спостерігається для часу понад 100 с .

Для даного гранулометричного складу середній діаметр частинок цеоліту дорівнює dсер = 0,3 10-3 м.

$$d_{сер} = \sqrt{\frac{\sum \mathrm{F}}{\sum N \cdot \pi}} \quad (3)$$

Для інтенсифікації процесу сорбції дослідження проводили в апараті з мішалкою при різних числах обертів (300, 400, 500, 600, 700 та 800 об/хв).

На рис. 3 представлені експериментальні значення коефіцієнтів масовіддачі β в залежності від значень Re, згідно числа обертів n. З представлених результатів випливає, що збільшення числа обертів сприяє збільшенню коефіцієнтів масовіддачі.

В [5] наводиться методика розрахунку теоретичного коефіцієнту масовіддачі на підставі теорії локальної ізотропічної турбулентності для апаратів з механічними пристроями для випадку розчинення твердих частинок, розміри яких перевищують товщину дифузійного пограничного шару.

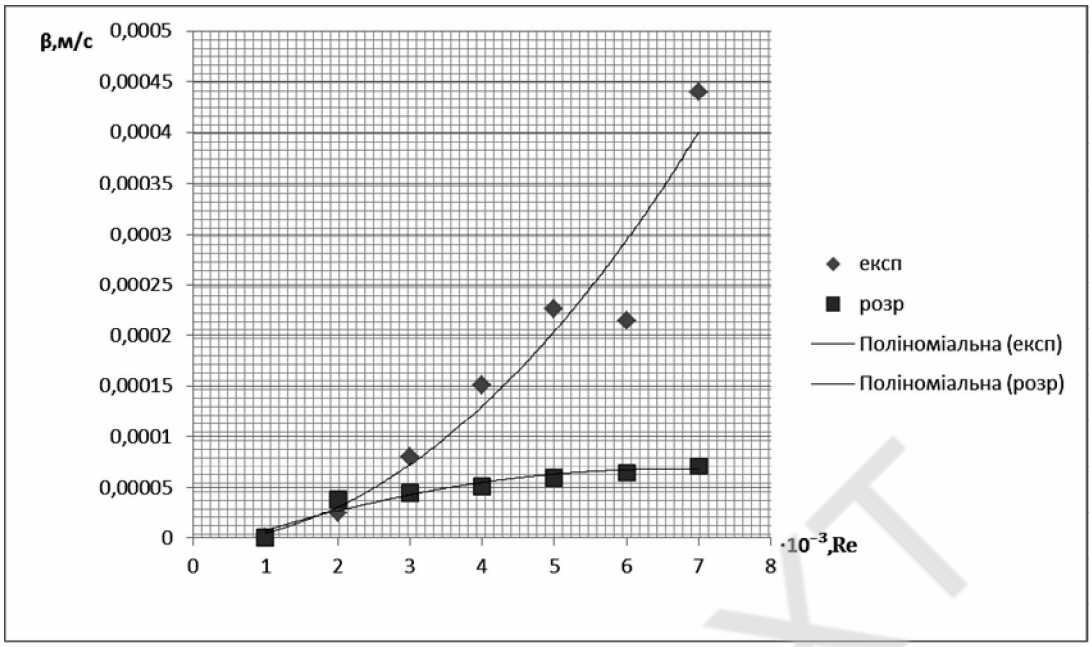


Рис. 3 – Вплив числа обертів на коефіцієнт масовіддачі:
1 - експериментальні результати; 2 - результати розрахунків за рівнянням (4)

Згідно цієї теорії коефіцієнт масовіддачі βр дорівнює:

$$\beta_P = 0{,}267 \cdot (\varepsilon_0 \cdot \nu)^{\frac{1}{4}} \cdot Sc^{-\frac{3}{4}} \tag{4}$$

де: ε0 - питома енергія дисипації; ν - кінематична в'язкість рідини, м^2/с;

Sc - число Шмідта; D – коефіцієнт дифузії протону водню в розчині (м^2/с).

Потужність на перемішування визначали згідно [5]:

$$N = K_N \cdot \rho \cdot n^3 d_M^5 \tag{5}$$

де: KN - коефіцієнт перемішування, який залежить від числа Рейнольдса;

ρ – густина рідини кг/м^3 ; dм - діаметр мішалки, м; n – кількість обертів мішалки, 1/с.

Питоме значення енергії дисипації в одиниці маси ε0 розраховували :

$$\varepsilon_0 = \frac{N}{\rho \cdot V} \tag{6}$$

Результати розрахунків наведено на рис. 3 (крива 2) на початковому етапі відповідають теоретичним значенням β, розрахованих за ормулою (4). Як видно з рис. 2, отримані значення мають один порядок.

Як видно з рис.2, отримані значення мають один порядок.

У той же час згідно з літературними даними для апаратів малого діаметру без відбивних перегородок внаслідок радіальної сепарації твердих частинок спостерігається збільшення коефіцієнта масовіддачі в порівнянні з розрахунковим згідно рівнянні (4) [7].

Автори [7| рекомендують вводити поправочний коефіцієнт k, значення якого і його визначення пов'язане з радіальною неоднорідністю розподілу часток. Коефіцієнт kβ визначається в залежності від відношення концентрації частинок біля стінок апарату до середньої концентрації твердої дисперсії в розчині. Автори роботи стверджують, що чим менше розміри апарату, тим вище значення коефіцієнта kβ.

Отже, враховуючи поправочний коефіцієнт kβ значення експериментального коефіцієнта масовіддачі значно наблизяться до теоретичного коефіцієнта масовіддачі.

Тому метод теоретичного визначення kβ може бути рекомендований для оцінки коефіцієнта масовіддачі у разі застосування для процесу адсорбції оксіпропіонової кислоти, що протікає в зовнішньодифузійшй області, дрібнодисперсніої фракції сорбенту.

Результати експериментального дослідження представлені у вигляді узагальнених змінних Sh=f(Rем) (рис.4).

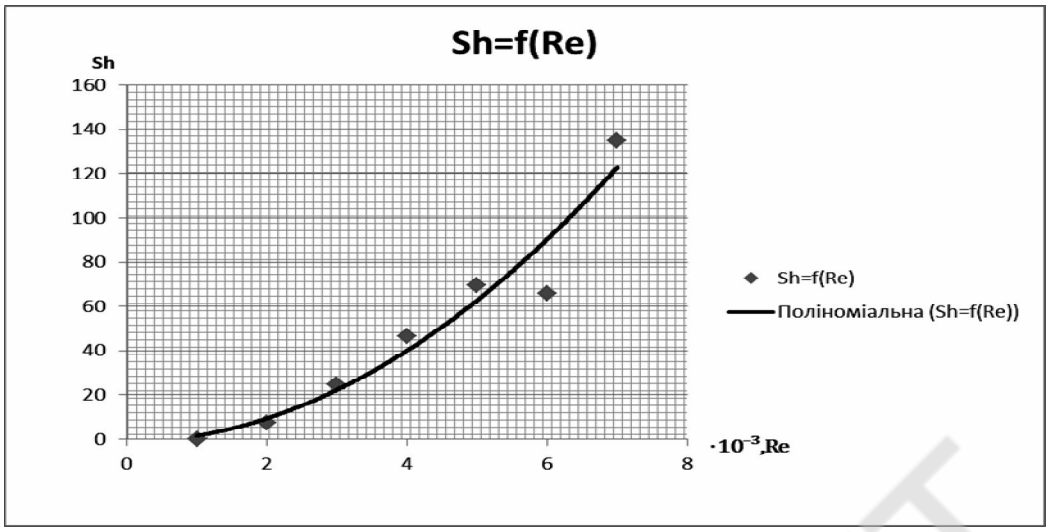


Рис. 4 – Залежність числа Шервуда від числа Рейнольдса

Значення числа обертів n, βексп, βрозр, Sh і Re наведені в таблиці 1.

Таблиця 1

n,об/хв	βексп,м/с	βрозр,м/с	Sh	Re
300	0,0000249	0,000038	7,6	4500
400	0,00008	0,000045	24,6	5900
500	0,000151	0,000051	46,4	7500
600	0,0002265	0,000059	69,6	9000
700	0,0002265	0,000065	66	10500
800	0,0004395	0,0000706	135	11970

Висновки

Встановлено залежність коефіцієнта масовіддачі β від інтенсивності перемішування. Показано, що максимальна ступінь інтенсифікації відповідає внутрішньодифузійному режиму. Певне значення коефіцієнта β згідно теорії локально-ізотропної турбулентності може бути рекомендоване для оцінки коефіцієнта масовіддачі процесу адсорбції оксіпропіонової кислоти.

Література

1. Мацуська О.В. Адсорбция компонентов сточных вод природными сорбентами /О.В. Мацуська, Р.П. Параняк, Я.М. Гумницький //Химия и технология воды.-2009.-т.32,№4.-с.-399-407
2. Петрушка И. М. Внешнедиффузионная кинетика адсорбции красителя анионного красного 8С на глауконите. /И. М. Петрушка, Я. М. Гумницкий, М. С. Мальованый// Теор. основы химической технологии.-Т.47, №2.-2013.-С.191-195.
3. Сидорчук О.В. Зовнішньодифузійна кінетика адсорбції купруму природним цеолітом. / О.В. Сидорчук, Я.М. Гумницький// Наукові праці ОНАХТ. - Випуск 43.- Т.1.-Одеса, 2013. - С. 77-80.
4. Сабадаш В.В. Зовнішньодифузійна кінетика адсорбції фосфат іонів на цеоліті в присутності сторонніх речовин. / В.В. Сабадаш, Я.М. Гумницький, О.В. Мацуська// Наукові праці ОНАХТ. - Випуск 43.- Т.1.-Одеса, 2013. - С. 109-112.
5. Монин А.С. Статистическая гидромеханика [Текст] / А.С. Монин, А.М. Яглом - М: Наука, 1967.- 720 с.
6. Брагинский Л.Н., Бегачев В.И., Барабаш В.М. Перемешивание в жидких средах[Текст] / Л.Н. Брагинский, В.И. Бегачев, В.М. Барабаш - Ленинград: Химик, 1984.- 336 с.

УДК 661.665.1.633.584.6

ИССЛЕДОВАНИЕ ФИЗИКО-ХИМИЧЕСКИХ СВОЙСТВ ДИОКСИДА КРЕМНИЯ, ПОЛУЧЕННОГО ИЗ ОТХОДОВ РИСОВОГО ПРОИЗВОДСТВА

Гриднева Т.В., Ляшенко А.А., Сорока П.И., д-р техн. наук, проф., Рябик П.В., к.т.н, доц.
Государственное высшее учебное заведение «Украинский государственный химико-технологический университет», г. Днепропетровск

Исследованы физико-химические свойства порошков диоксида кремния, полученных из исходной рисовой шелухи и из остатков после двойной экстракции углеродсодержащих соединений и неорганических примесей металлов. Показано, что из исходной рисовой шелухи можно получить диоксид кремния технической квалификации, так как в нем содержатся примесь углерода и неорганических соединений металлов. Диоксид кремния без примесей металлов и углерода можно получить из остатка после двойной экстракции.

Physical and chemical properties of powders dioxide silicon, received of an initial rice peel and the rests after double extraction are investigated. From an initial rice peel it is possible to receive dioxide silicon of technical qualification as in it the impurity of carbon and inorganic connections of metals contain. Dioxide silicon without impurity of metals and carbon it is possible to receive from the rest after double extraction.

Ключевые слова: диоксид кремния, рисовая шелуха, свойства, экстракция.

Рис выращивают в более чем 100 странах мира на площадях, которые ежегодно занимают около 150 млн. га, а его производство составляет порядка полмиллиарда тонн.

Рисовые системы Украины занимают 62,2 тыс. га, из которых в Херсонской области – 17,8 тыс. га (28,6 %), АР Крым – 31,4 тыс. га (50,5 %), Одесской области – 13,0 тыс. га (20,9%). Производство риса в Украине составляет около 150 тыс. тонн из них 20 – 22 масс.% составляет рисовая шелуха (30 – 33 тыс.тонн).

Зерно риса находится в оболочке, которую ученые называют цветочной чешуей, а производственники - шелухой. Рисовая шелуха (РШ) имеет более широкий спектр применения. Ее используют для упаковки, изготовления абразивов, термо- и звукоизоляторов, сорбентов для очистки воды, воздуха от пыли, для улучшения структуры грунтов, наполнителя для пластмасс, смол, строительных материалов, добавки в корм животным и птицам.

Отходы от производства риса отличаются по своему химическому составу от всех других злаковых культур большим содержанием диоксида кремния.

Рисовая шелуха по химическому составу состоит из органических соединений (75 – 85 %масс), от 19 до 23 % масс. диоксида кремния и до 5 % неорганических примесей металлов. Органическая часть рисовой шелухи состоит в основном из целлюлозы и лигнина. В связи с этим рисовая шелуха может быть ценным сырьевым источником для получения диоксида кремния различной квалификации.

Отличительными признаками разрабатываемого процесса получения диоксида кремния из РШ от существующих технологий является предварительная химическая обработка измельченной РШ (фракция 100 – 150 мкм) с последующей термической обработкой в воздушной среде. Химическое воздействие на РШ способствует снижению содержания органических соединений и, таким образом, углерода, а так же удалению неорганических примесей – соединений металлов (K, Ca, Mg, Fe).

Разработанный способ позволяет получать диоксид кремния высокой квалификации (степень чистоты – 99,9 %). [1,2]

В работах [3,4] приведены результаты экспериментов по изучению стадии предварительной химической подготовки рисовой шелухи в различных технологических режимах. Разработаны три способа предварительной химической подготовки РШ для получения диоксида кремния: экстракция лигнина из РШ, экстракция целлюлозы из РШ, экстракция лигнина из РШ с последующей экстракцией целлюлозы (двойная обработка).

Показано, что в первом способе максимальная степень экстракции лигнина из РШ достигает 27 – 30 масс.% в течении 6 часов В качестве экстрагента использовали этиловый спирт с добавками минеральной кислоты в качестве катализатора

Во втором способе однократной экстракцией водным раствором минеральной кислоты из РШ экстрагируется 30 – 32 % масс. углеродсодержащего вещества (предположительно, аморфной целлюлозы).

Для более полного удаления органических соединений из РШ и неорганических примесей металлов промежуточный нерастворимый остаток, полученный после удаления лигнина из РШ при однократной обработке, подвергали последующей вторичной обработке кислотным экстрагентом (третий способ). Максимальная степень экстракции углеродсодержащих соединений (предположительно кристаллической целлюлозы и остатков лигнина) достигала 50 – 57%масс.

Дальнейшие исследования направлены на изучение химического состава исходной рисовой шелухи и остатка, полученного после двойной экстракции рисовой шелухи, а также конечного продукта – диоксида кремния.

Проводились исследования образцов исходной рисовой шелухи и остатков после двойной экстракции методами ИК–спектроскопии и рентгенофазового анализа. Экспериментальные данные по первому методу были получены с помощью ИК – спектрометра «Specord M – 80» в области оптического диапазона ν = 800 ÷3500 см-1 , а рентгенофазовые исследования проводились с помощью рентгеновского дифрактометра ДРОН – 3 в интервале углов отражения 2Θ= 10÷80о в Cu – Kα – излучении по стандартным методикам. [5]

Идентификация полос поглощения ИК-спектров исследуемых образцов проводилась на основании литературных данных [5].

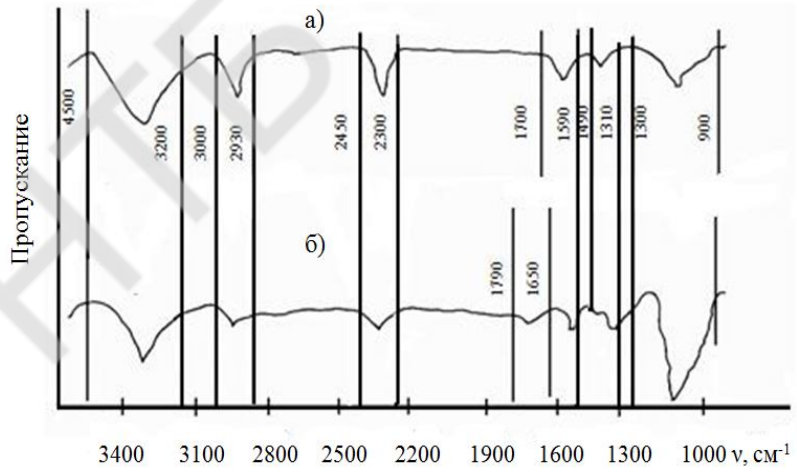
ИК-спектры исходной рисовой шелухи и остатка после двойной экстракции углеродсодержащих компонентов приведены на рис. 1.

Идентификацией полос поглощения подтверждено наличие следующих химических связей в ИК-спектре образце исходной рисовой шелухе (рис. 1,а): O–H (ν=3450–3100 $см^{-1}$); C–H (ν=3000–2930 $см^{-1}$); C≡C (ν=2450–2300 $см^{-1}$); C–C (ν=1660–1590 $см^{-1}$); C–O (ν=1490–1310 $см^{-1}$) и Si–O; Si–O–Si; Si–O–C (ν=1300–850 $см^{-1}$).

ИК-спектр нерастворимого остатка после двойной экстракции (рис. 1,б), характеризуется малыми интенсивностями полос поглощения, соответствующими химическим связям, как лигнина (ν=3000–2930 $см^{-1}$ и ν=2450–2300 $см^{-1}$), так и целлюлозы (ν=1660–1590 $см^{-1}$ и ν=1490–1310 $см^{-1}$).

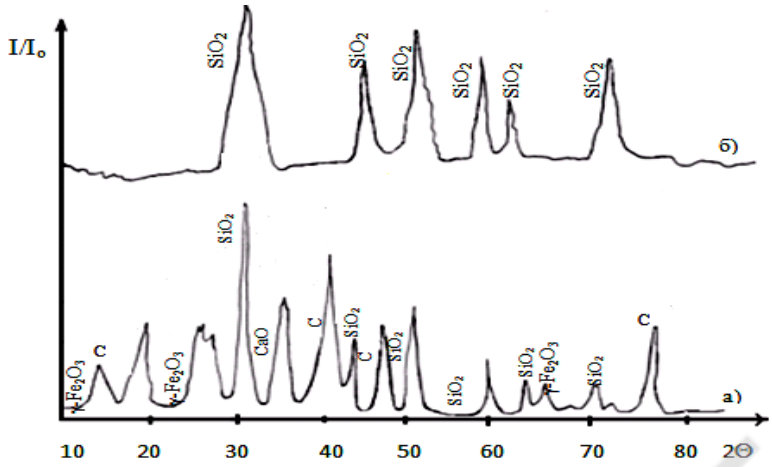
Значительно возросла интенсивность полосы поглощения, соответствующая химическим связям диоксида кремния (ν=1300–850 $см^{-1}$). Следовательно, нерастворимый остаток после двойной экстракции имеет самое низкое содержание углеродсодержащих компонентов и наиболее высокую концентрацию диоксида кремния.

С целью определения примесей в конечном целевом продукте, из образца исходной рисовой шелухи и нерастворимого остатка после двойной экстракции был получен кристаллический диоксид кремния, который исследовался рентгенофазовым методом. Результаты рентгенофазового анализа представлены в виде дифрактограмм на рис. 2.



а) образец исходной рисовой шелухи;
б) образец остатка после двойной экстракции углеродсодержащих компонентов и неорганических примесей металлов.

Рис. 1 – ИК – спектры образцов из рисовой шелухи



а – SiO_2 – из исходной рисовой шелухи;
б – SiO_2– из остатка после двойной экстракции

Рис. 2 – Рентгеновские дифрактограммы образцов кристаллического диоксида кремния

Как видно из рис. 2,а, кристаллический диоксид кремния, полученный из исходной рисовой шелухи содержит примеси γ-оксида железа, оксида кальция и углерода.

Кристаллический SiO2, полученный из нерастворимого остатка после двойной экстракции не содержит примесей неорганических соединений металлов и углерода. (рис. 2,б)

Все данные подтверждается химическими методами, проведенными по методикам [5,6], а также спектральным анализом.

Микрорентгено-спектральный анализ проводили при помощи растрового электромикроскопа РЭМ-МА 102-02 посредством энергодисперсионной спектрометрии.

В результате проведенного анализа установлено, что полученный из исходной рисовой шелухи продукт в своем составе содержит примеси оксидов Ca, Mn, Cu, Al, Fe, K, Ba и, соответственно, диоксид кремния. Это свидетельствует о том, что из рисовой шелухи получен диоксид кремния технической квалификации. При исследовании химического состава установлена максимальная концентрация углерода (10,0–15,0 мас.%) и неорганических примесей металлов (2–5 мас.%) наблюдается в образце исходной рисовой шелухи.[6]

Продукт, полученный из образца после двойной экстракции, не содержит примесей металлов, что свидетельствует о чистоте полученного продукта.

Из рисовой шелухи был получен аморфный диоксид кремния различной квалификации. Аморфная структура целевого продукта подтверждается рентгенофазовыми исследованиями. Вид дифрактограмм, представленных на рис.3 и 4 , свидетельствует об аморфной структуре диоксида кремния.

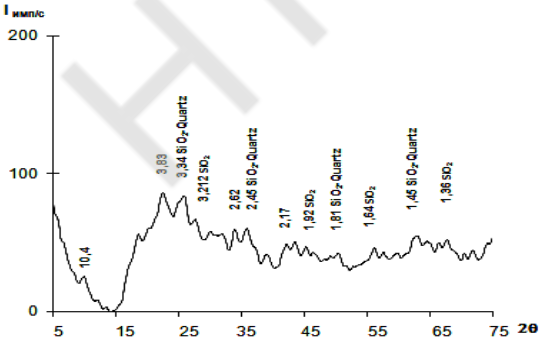


Рис. 3 – Рентгеновская дифрактограмма образца диоксида кремния, полученного из исходной рисовой шелухи

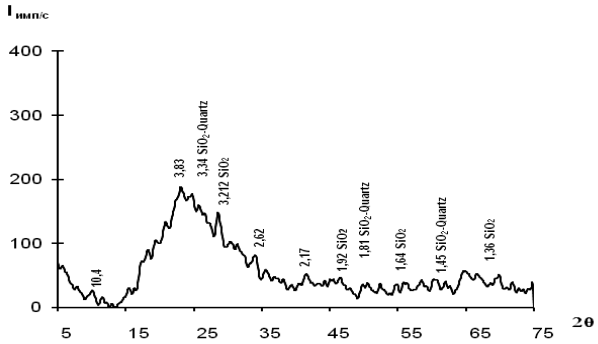


Рис.4 – Рентгеновская дифрактограмма образца диоксида кремния, полученного из образца после двойной экстракции углеродсодержащих компонентов и неорганических примесей металлов

Вид дифрактограммы для диоксида кремния, полученного из исходной рисовой шелухи и после двойной экстракции углеродсодержащих компонентов аналогичный, (рис 3,4) что свидетельствует об аморфной структуре диоксида кремния.

Свойства порошков диоксида кремния были определены по стандартным методикам [7] и представлены в таблице 1.

Таблица 1 – Свойства порошков диоксида кремния, полученного из рисовой шелухи

Физико-химические показатели диоксида кремния, полученного из рисовой шелухи	Технический диоксид кремния	Диоксид кремния, полученный после двойной экстракции углеродсодержащих компонентов и неорганических примесей металлов
Внешний вид	Порошок серого цвета	Порошок белого цвета
Массовая доля влаги, %	1,2 – 1,5	0,9 – 1,2
pH водной вытяжки	7,0	6,5 – 6,8
Удельная поверхность по методу БЭТ, м2/г	30 – 35	35 – 40
Насыпная плотность (неуплотненного), кг/м3	235 – 257	217 – 230

Внешний вид порошков свидетельствует о наличии примесей. Порошок, полученный из исходной рисовой шелухи – серого цвета, что свидетельствует о наличии остаточного углерода и неорганических примесей металлов. Диоксид кремния, полученный после двойной экстракции углеродсодержащих компонентов – белого цвета, что свидетельствует о чистоте полученного продукта. Массовая доля влаги в образцах находится в пределах от 0,9 до 1,5%, pH водной вытяжки 6,5 – 7,0.

Выводы

Установлено, что:

1. Из исходной рисовой шелухи можно получить аморфный диоксид кремния технической квалификации, вследствие значительного содержания в нем примесей углерода 10–15 мас.% и неорганических соединений металлов (Ca, Mn, Cu, Al, Fe, K, Ba) 2–3 мас.%.

2. Из остатков после двойной экстракции углеродсодержащих органических компонентов и неорганических примесей металлов можно получить диоксид кремния со степенью чистоты 99,9%.

Литература

1. Пат. 88748 Україна, МПК C01B33/12. Спосіб одержання діоксиду кремнію із рисового лушпиння/ Сорока П.Г., Гриднєва Т.В. та ін.;заявник та патентовласник ДВНЗ «УДХТУ». - № a200813731; заяв. 28.11.08; опубл.10.11.09, Бюл.№21
2. Сорока П.И., Тертышный О.А., Смирнова Е.С., Гриднева Т.В. Получение соединений кремния из отходов рисового производства. - Наукові праці Одеської нац. академії харчов. технологій. – 2006 - т2. - №28. - С. 4 -10.
3. Исследование процессов подготовки рисовой шелухи для получения диоксида кремния/ П.И.Сорока, О.А. Тертышный, Т.В. Гриднева, П.В. Рябик // Наукові праці Одеської Нац. академії харчов. технологій. – 2008. - № 32. С. 139-143.
4. Получение диоксида кремния из рисовой шелухи / Т.В. Гриднева, П.И. Сорока, О.А. Тертышный, П.В. Рябик, Е.С. Смирнова // Збірник наукових праць Дніпродзержинського техн.. ун-та. – 2008. – №2(10). – С. 100-102.
5. Казицына Л.А., Куплетская Н.Б. Применение УФ– ИК– и ЯМР– спектроскопии в органической химии. – М.: Химия. –1971.–363с.
6. Ровенский В.Т., Ломова Г.П., Палий И.С. О методах определения активной зольности растительного сырья. –Гидролизная и лесохимическая промышленность. – 1984 – № 1. С. 18-19.
7. Бутт Ю.М., Тимашев В.В. Практикум по общей технологии вяжущих материалов. – М.: Высшая школа, 1973. – 449с.

ПРОЕКТ

УДК 665. 673.8

ВИЗНАЧЕННЯ СТІЙКОСТІ НАФТОВИХ ДИСПЕРСНИХ СИСТЕМ

Тертишна О.В., к.т.н., доцент
ДВНЗ «Український державний хіміко-технологічний університет», м. Дніпропетровськ

Проаналізовані емпіричні критерії, що характеризують стійкість компонентів нафтових сумішей. Показано, що критична здатність нафти до розчинення асфальтенів, смол і парафінів є найбільш інформативним і практичним критерієм підбору компонентів сумішей.

Some empirical criterions used for characterizing of oil mixtures stability were analyzed and tested. The criterion of oil "critical ability" toward asphaltenes and paraffins dissolution was shown to be the most informative for selection of stable oil mixtures.

Ключові слова: стійкість, нафта, суміш, осад, асфальтени, смоли, парафіни, розчинення

Постановка проблеми. Зберігання, транспортування і переробка нафтових сумішей іноді супроводжується утворенням твердих відкладень в резервуарах, трубопроводах і на поверхнях устаткування, що ускладнює його роботу. Легкі нафти, бідні ароматичними вуглеводнями, містять в розчиненому стані незначну кількість асфальтенів. Їх невелика кількість певний час може знаходитися в зваженому дисперсному стані. Важкі, багаті смолами нафти можуть містити значну кількість асфальтенів у вигляді стійкого колоїдного розчину. Для запобігання інтенсивного випадання асфальтено-парафінових відкладень на практиці підбирають випадковим шляхом багатокомпонентний склад, за допомогою змішування "нестабільної" (нестійкої) нафти з однією або декількома "стабільними" (стійкими). В виробничих умовах діагностика сумісних компонентів і їх співвідношень для приготування нафтових сумішей вимагає значного об'єму лабораторних випробувань. Поведінка асоціатів різної природи в нафтовій системі головним чином залежить від хімічних речовин з яких складається нафта та її групового складу. Рідкі алкани, на відміну від асфальтенів, добре розчиняються в парафінових вуглеводнях, які є неполярними розчинниками. Тверді парафіни (С17-С36) краще розчиняються у високомолекулярній частині неполярних розчинників, ніж в легких вуглеводнях, особливо при низьких температурах [1].

Створення або вибір практичних і економічно вигідних експрес-методик визначення стійкості по відношенню до утворення твердих осадів та здатності різних видів сирої нафти до змішування є насущним завданням і представляє безперечний інтерес.

Мета роботи полягала у визначенні сумісних компонентів нафтових сумішей за допомогою ряду відомих критеріїв та оцінці їх надійності.

В якості об'єкту досліджень вибрані нафтові суміші під товарними назвами Західно-Українська, Східно-Українська і Російська експортна суміш (РЕС). Всі вони представляють нафтові суміші. Їх властивості представлені в табл.1.

Таблиця 1 – Фізико-хімічні властивості нафтових компонентів

Показники	Найменування		
	Західно-Українська	Східно-Українська	Російська експортна суміш
Густина при 20°С, кг/м3	846,0	849,1	857,1
Вміст, % мас.:			
асфальтенів (As)	1,0	0,07	0,94
парафінів (S)	8,16	1,3	6,0
ароматичних (Ar)	13,53	18,49	5,022
смол (R)	7,2	16,4	4,0

Надійним параметром, що характеризує стійкість нафти по асфальтенах, є параметр Хейтхауза (P - value) [2]. Згідно з запропонованою методикою, чотири однакові зразки нафти розчиняли в різних об'ємах толуолу, після чого кожен розчин титрували н-гептаном до початку флокуляції асфальтенів. Момент флокуляції фіксували після перенесення на фільтрувальний папір краплі дослідного зразка по появі темної плями після додавання чергової порції н-гептану.

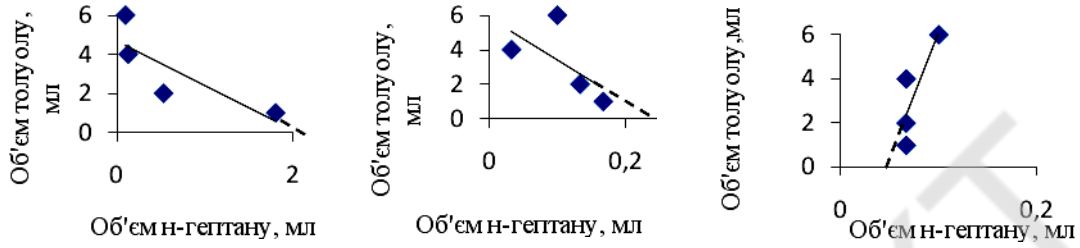
Величину P - value розраховували за формулою:

$$P\text{-value} = (1 + Xmin), \quad (1)$$

де Xmin – мінімальний об'єм н-гептану (мл), який треба додати до 1 г нафти, щоб викликати флокуляцію асфальтенів.

Значення Xmin знаходили екстраполяцією даних чотирьох вимірів об'єму н-гептану, що призводить до початку випадання асфальтенів, на вісь абсцис, відповідно для кожної концентрації толуолу в розчинах з нафтою (рис.1)

Мінімальне значення P-value=1 означає, що нафта нестійка по асфальтенах, флокуляція асфальтенів можлива без додавання н-гептану. Чим вище значення P-value, тим стабільніший стан нафти. Нафту вважають потенційно нестабільною, якщо P-value < 2,5, відносно нестабільною - при P-value від 2,5 до 3,0 і стабільною при P-value >3,0.



а) б) в)

а) РЕС, б) Східно-Українська нафтова суміш;
в) Західно-Українська нафтова суміш

Рис. 1 – Схема екстраполяції результатів експериментів для визначення мінімального об'єму н-гептану

Для експериментальної перевірки отриманих даних проведено центрифугування зразків нафти із швидкістю 1000 об./хв для одержання осаду. Для цього наливали зразок нафти в заздалегідь зважену пробірку для центрифугування-m1, фіксували масу пробірки з нафтою-m2. Після 20-хвилинного центрифугування зливали рідинну частину, перемішували осад, що залишився в пробірці, з н-гексаном, знову центрифугували отриманий розчин, видаляли рідку фазу, доводили осад, що залишився в пробірці, сушінням до постійної маси-m3.

Розрахунок відносної масової частки осаду вели за залежністю: m3/ (m2 - m1) -100 % мас. Величини P-value і результати центрифугування представлені в табл.2.

Таблиця 2 – Характеристика потенційної стійкості нафти по асфальтенах за параметром Хейтхауза

Нафта	Мінімальний об'єм н-гептану, Vmin, мл	Параметр Хейтхауза (P-value)	Відносна масова частка осаду, %	Стійкість по асфальтенах
Західно-Українська	0,33	1,33	3,84	нестійка
Східно-Українська	0,24	1,24	1,93	нестійка
РЕС	2,47	3,47	0,12	Стійка

Аналіз таблиці показав, що, як і передбачалося, найменша кількість осаду виділилася з нафти РЕС, для якої параметр Хейтхауза(P-value) був найбільшим і відповідав умові стабільності по асфальтенах. Значення відносної маси осадів Східно-Української і Західно-Українська нафти свідчать про їх нестійкість і також співпадають з оцінкою по параметру P-value.

Інші критерії нестійкості нафти по асфальтенах базуються на оцінці її групового складу: по результату відношення концентрацій асфальтенів (As) і смол (R) в нафті; індексу забруднення – Fi (Fouling index), який визначається відношенням концентрацій ароматичних сполук (Ar) і асфальтенів (As) розрахунковому значенню індексу нестабільності по асфальтенах – Cii (Colloidal instability index), який обчислюється по відношенню сумарних концентрацій асфальтенів і парафінів (As+S) і смол та ароматичних сполук) (R+Ar)

Результати отримані на підставі названих методик суперечать один одному, не завжди призводять до правильних висновків. Це пояснюється можливою неточністю у визначенні групового хімічного складу

нафти. При цьому, подібні дослідження вимагають значних зусиль (час лабораторних аналізів може досягати 3 днів і більше).

Одним з найбільш перспективних є параметр оцінки стійкості нафти по її здатності до розчинення асфальтенів SP (Solvent Power) і критичній здатності до розчинення CSP (Critical Solvent Power) [3].

По відношенню до асфальтенів нафта є сумішшю розчинників, ліофобних (метанові і нафтенові вуглеводні) і ліофільних (ароматичні вуглеводні і, особливо, смоли).

Якщо дисперсійне середовище (нафта) містить розчинники (вуглеводні), які добре розчиняють асфальтени, то вони, як правило, не утворюють асоціатів. Якщо ж дисперсійне середовище ліофобне по відношенню до асфальтенів, то в таких нафтах асфальтени утворюють асоціати, і, якщо міра асоціації асфальтенів висока, вони коагулюють і випадають в тверду фазу.

Здатність до розчинення можна розглядати як відношення ароматичних сполук нафти до продуктів насичення в сирій нафті або в нафтовій суміші. При критичній здатності до розчинення асфальтени починають випадати в осад, тоді як при більш високих значеннях (вище за критичну) асфальтени залишаються в розчині і осад не випадає.

Оцінку здатності до розчинення проводили по кривих перегонки (ДТК) з урахуванням густини нафти. Криві інтегрували і обчислювали середню об'ємну температуру кипіння TVA (0F) за формулою:

$$T_{VA} = \int_0^{100} \frac{\mathrm{T(X)}dx}{100}, \tag{2}$$

де T(X) – температура кипіння нафтопродукту в інтервалі dx.

Потім розраховували модифікований характеристичний чинник Koil з урахуванням густини нафти:

$$K_{oil} = \frac{T_{VA}^{1/3}}{\rho}. \tag{3}$$

і визначали здатність нафти до розчинення:

$$SP = [\frac{K_{oil} - 12,79}{10,196 - 12,79}] \times 100. \tag{4}$$

Гептан і толуол використали в якості еталонів: гептан відноситься до речовини з нульовою здатністю до розчинення, а толуол - з 100% здатністю до розчинення. Результати аналізів і розрахунки приведені в табл.3.

Таблиця 3 – Результати розрахунків параметра SP

Нафта	Густина, ρ, г/см3	TVA, 0F	Koil	SP
Західно-Українська	0,8491	555,85	11,79	38,29
Східно-Українська	0,8571	443,34	10,85	74,78
РЕС	0,8465	594,80	12,09	26,64

Для визначення критичної здатності до розчинення готували зразки із співвідношенням нафта: н-гептан (мас.%) : 10 : 90; 30 : 70; 70 : 30; 90 : 10; 100 : 0. Після осадження зразки центрифугували і осад (після промивання розчинником і висушування) зважували. Результати вимірів приведені в таблицю.4.

У зразках розчинів Східно-Української, Західно-Української і Російської нафти в толуолі (масові співвідношення 10: 90, 10: 90 і 30: 70), кількість осаду виявилася найбільшою. У вибраних розчинах нафти з н-гептаном визначали показник здатності до розчинення за вищеописаною методикою. Розраховані параметри критичного значення здатності до розчинення CSP зведені в табл. 5.

З таблиці видно, що максимальне значення параметра CSP має РЕС, тому це значення прийнято за базове при створенні варіантів сумішей трьох дослідних нафт.

Стійкі по асфальтенах нафтові суміші готуються так, щоб здатність до розчинення суміші була більше, ніж максимальна критична здатність одного з компонентів.

Таким чином, умовою стабільності нафти для приготування суміші вважали виконання співвідношення:

$$\mathrm{SPmix} \geq \mathrm{CSPmax}., \tag{5}$$

де CSPmax – максимальне з критичних значень кожної нафти, що входять в суміш;

SPmix - адитивно визначене значення здатності до розчинення нафтової суміші.

Таблиця 4 – Результати експериментальних досліджень розчинів нефти в н-гептані

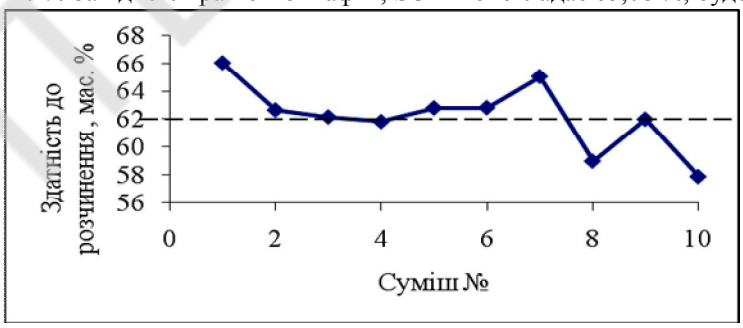
Нафта	Співвідношення нафти і н-гептану, % мас.	Масова частка осаду відносно нафти, % мас.
Східно-Українська	90:10	0
	70:30	0
	50:50	0
	30:70	4,80
	10:90	10,94
	чиста	1,33
Західно-Українська	90:10	12,13
	70:30	11,93
	50:50	18,78
	30:70	33,42
	10:90	42,60
	чиста	3,17
РЕС	90:10	2,01
	70:30	1,71
	50:50	4,39
	30:70	46,45
	10:90	43,61
	чиста	0,12

При виконанні усіх пропорцій формування, суміш нафт буде стійкою. Закономірності, представлені у графічному вигляді (рис.2), ілюструє ряд варіантів складів стійких сумішей (над прямою найбільшої критичної здатності до розчинення, що відповідає значенню здатність до розчинення РЕС) і варіанти, які приведуть до обов'язкового випадання твердих опадів в ході технологічних операцій.

Таблиця 5 – Результати розрахунків параметра CSP

Розчини нафти з н-гептаном	Критичне співвідношення нафти і н-гептану	Густина, г/см3	TVA, 0F	Koil	CSP
Східно-Українська	10:90	0,6981	282,34	11,84	36,59
Західно-Українська	10:90	0,6976	305	12,17	23,91
РЕС	30:70	0,7245	265,83	11,18	62,00

Наприклад, суміш №4: 70 % РЕС, 17 % Східно-Української і 13 % З Західно-Української нафти, у якої SP складає 61,86 %, що нижче CSP (62 %), буде нестійкою. Навпаки, суміш №7: 75 % Російської, 5 % Східно-Української і 20 % Західно-Української нафти, SCP якої складає 65,08 %, буде стійкою.



здатність до розчинення

критична здатність до розчинення

Рис. 2 - Графічна модель можливих варіантів складів стійких нафтових сумішей

Висновки. Експериментальна перевірка показала, що найбільш достовірний прогноз отриманий при використанні двох параметрів: Хейтхауза, а також здатності до розчинення і критичної здатності до розчинення. Запропонована модель формування стійких сумішей за параметрами SP і CSP.

Спрогнозовано компонентні склади сировини зі Східно-Української, Західно-Української нафтових сумішей і Російської експортної суміші, при транспортуванні, зберіганні і переробці яких, матиме місце утворення твердих осадів.

Література

1. Евдокимов И.Н.Проблемы несовместимости нефтей при их смешении. – М.: РГУ нефти и газа им. И.М. Губкина, 2008. – 93 с.
2. Маркин А.Н., Низамов Р.Э., Суховерхов С.В. Нефтепромысловая химия: практическое руководство. – Владивосток: Дальнаука, 2011. – 288 с.
3. Pat. 20040121472 A1 (US).

УДК 664.71

ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНЕ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСУ ПОДРІБНЕННЯ ПЛОДОВИХ КІСТОЧОК

Поперечний А.М. д-р техн. наук, професор, Корнійчук В.Г. канд. техн. наук, доцент, Жданов І.В. канд. техн. наук, доцент, Миронова Н.О. аспірант
Донецький національний університет економіки і торгівлі імені Михайла Туган – Барановського, м. Донецьк

Проведено експериментальні дослідження процесу подрібнення плодових кісточок з урахуванням впливу напрямку стискаючих зусиль, а також залежності деформації від прикладеної сили стискання.

Experimental studies of the grinding process pitted fruit with the influence of the direction of compressive forces, as well as depending on the strain of the applied compressive force.

Ключові слова: процес подрібнення, плодові кісточки.

В сучасних умовах одним із шляхів інтенсифікації харчової промисловості є комплексне використання сировини, перехід виробництва на ресурсозберігаючі технології. Це передбачає підвищення ступеня і повноти переробки сільськогосподарської сировини з отриманням нової додаткової продукції.

Щорічно в харчовій промисловості утворюється близько 40 млн. т. вторинних сировинних ресурсів, які містять велику кількість корисних речовин, що є цінною сировиною для отримання продукції різного призначення.

Відходами, що залишаються після переробки фруктових плодів на консервних підприємствах при виготовленні компотів, варення, джемів, пюре, соків з м'якоттю і без м'якоті, є кісточки, які видаляються в процесі переробки, зокрема при очищенні та різанні.

Утилізації кісточок слив, абрикосу, персиків відводиться особлива роль, тому що їх ядра є цінною сировиною для олійної промисловості, на підприємствах якої виробляється комплексна переробка кісточок: з ядер отримують олію, зі шкарлупи - крихту і порошок [1].

Одним із важливих етапів обробки плодових кісточок є якісне відділення ядра від шкарлупи при подрібненні.

На підприємствах харчової промисловості на цей час відсутнє спеціалізоване обладнання, яке дозволяло б якісно відділити ядра від шкарлупи з врахуванням фізичних властивостей та механічної міцності плодових кісточок. Досконале виконання процесу розділення дозволяє отримати більш якісний продукт у вигляді непошкоджених ядер, подальша обробка яких сприяє зберіганню в них цінних речовин [2,3].

Метою статті є дослідження процесу подрібнення плодових кісточок з урахуванням впливу напрямку стискаючих зусиль, а також залежності деформації від прикладеної сили стискання.

Об’єктом дослідження є процес подрібнення плодових кісточок, предметом дослідження – кісточки: абрикосу сорту «Ранній Марусіча», сливи сорту «Чорнослив», вишні сорту «Володимирська», персика сорту «Кремлівський» врожаю 2013 року. Для дослідження процесу використовували експериментальний стенд, який зображений на рис 1. Для вимірювання деформації при стисканні використовували мікрометр ГОСТ 6507-90, для вимірювання стискаючих зусиль - динамометр ДПУ-0,1-2.

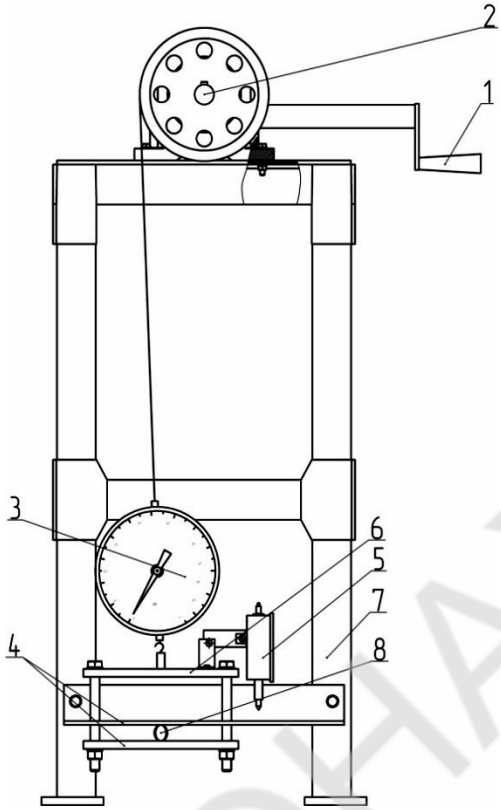
Визначення впливу напрямку стискаючих зусиль проводили за допомогою двох рухомих траверс.

Нами було обрано декілька варіантів напряму додатку здавлюючих зусиль траверс:

– на більшу вісь кісточки, при розташуванні її вздовж;
– на бокову сторону кісточки без спайності, при розташуванні більшої вісі горизонтально;

– безпосередньо на вісь спайності кісточки, при розташування більшої вісі горизонтально.

Побудовані графіки залежності деформації від прикладеної сили, які показані на рис. 2-5. По графіках можна судити про характер деформації та раціональні напрямки зусиль.



1 – рукоятка; 2 – черв'ячний редуктор з натяжним блоком;
3 – динамометр; 4 – траверси; 5 – мікрометр;
6 – платформа; 7 – рама; 8 – кісточка

Рис. 1 – Експериментальний стенд для дослідження процесу подрібнення плодових кісточок

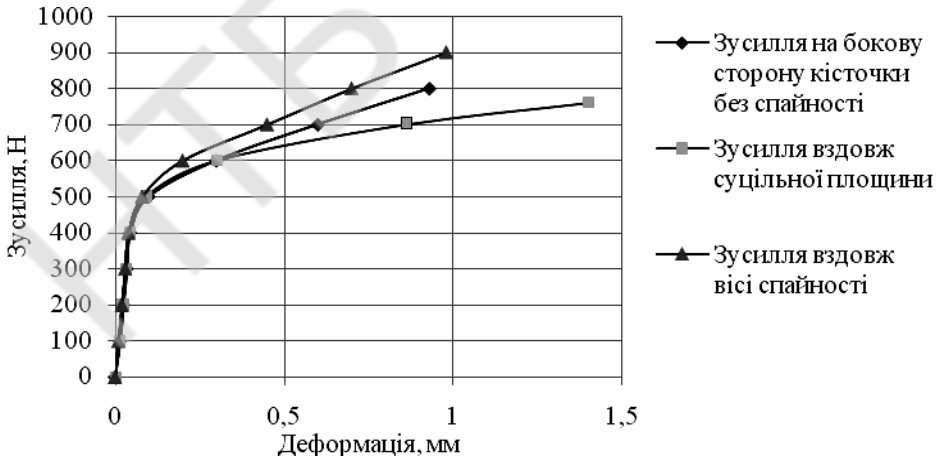


Рис. 2 – Діаграма стиснення при статичному (повільному) навантаженні в координатах «зусилля-деформація» кісточок абрикоса

НТБ ОНАХТ

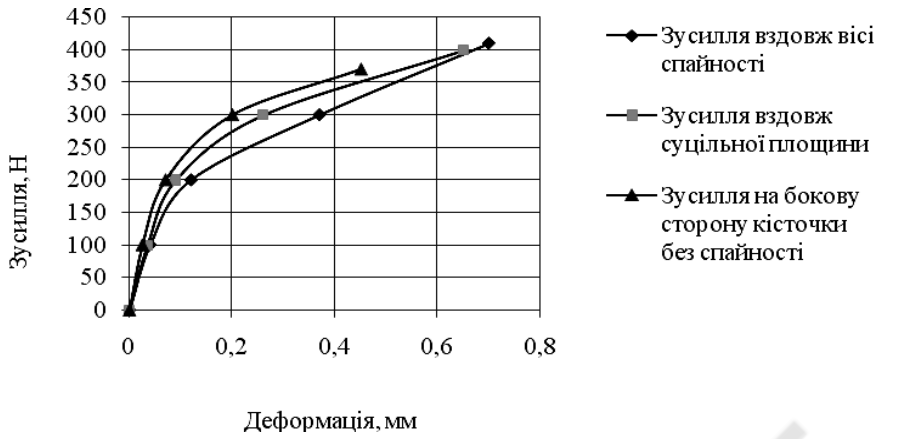


Рис. 3 – Діаграма стиснення при статичному (повільному) навантаженні в координатах «зусилля-деформація» кісточок вишні

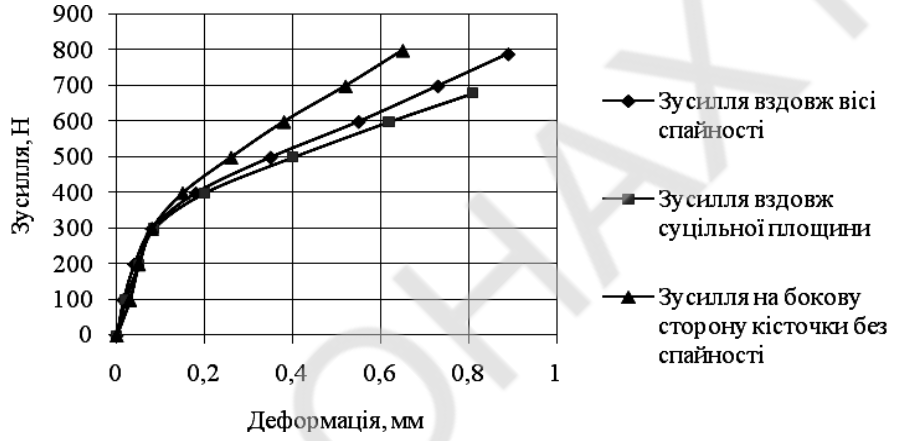


Рис. 4 – Діаграма стиснення при статичному (повільному) навантаженні в координатах «зусилля-деформація» кісточок сливи

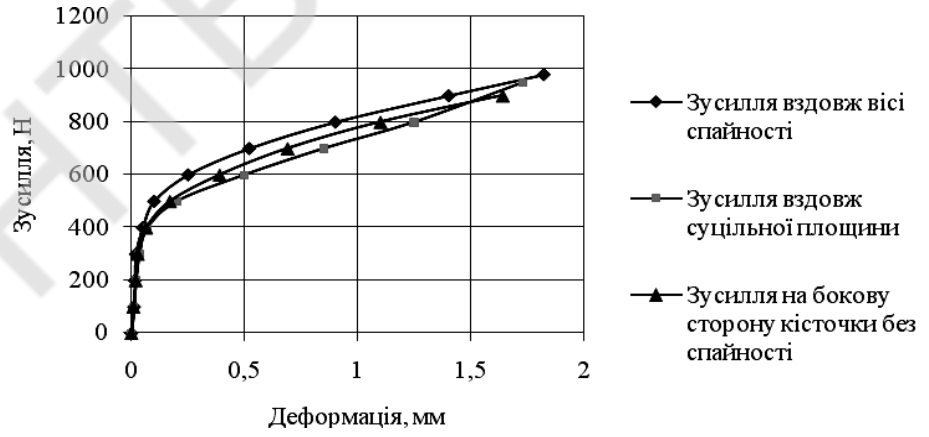


Рис. 5 – Діаграма стиснення при статичному (повільному) навантаженні в координатах «зусилля-деформація» кісточок персика

НТБ ОНАХТ

Таблиця 1 – експериментальні дані по руйнуванню плодових кісточок

Плоди кісточкових культур	Сорт	Максимальна деформація, мм			Максимальне зусилля, кг		
		вздовж вісі спайності	бокової сторони кісточки без спайності	вздовж суцільної площини	вздовж вісі спайності	бокової сторони кісточки без спайності	вздовж суцільної площини
Абрикос	«Ранній Марусіча»	0,98	0,93	1,4	90	80	76
Слива	«Чорнослив»	0,89	0,65	0,81	79	80	68
Вишня	«Володимирська»	0,7	0,45	0,65	41	37	40
Персик	«Кремлівський»	1,82	1,73	1,64	98	90	95

На основі отриманих діаграм встановлено, що руйнування кісточок відбувається в три етапи: 1 - пружні деформації; 2 - пластична деформація; 3 - поява тріщин та руйнування.

Характеристики зусиль на стискування дозволяють вирішувати практичні завдання, які пов'язані з промисловою переробкою плодових кісточок. При цьому треба враховувати, що стандартне відхилення становить 10…20 % від середніх значень виміряних величин. Визначимо, що інструментальні похибки набагато менші за природне розсіювання виміряних параметрів, тому неточністю інструментів можна знехтувати.

Висновки. Одержані експериментальні дані по руйнуванню плодових кісточок нами використані при проектуванні живильника з строго заданою орієнтацією кісточок перед подрібнювачем, а також розрахунку і проектуванні валкового подрібнювача.

Література

1. Алейникова, А.В. Разработка метода и сушилки для сушки плодовых косточек: Дис. канд. техн. наук/ А.В. Алейникова; Киев, 1988. -134 с.
2. Шодиев, С.С. Интенсификация процесса тепловой обработки косточковых маслосодержащих материалов с использованием нетрадиционных методов подвода энергии: дисс. маг. техн. наук/ С.С. Шодиев; Бухарский технологический інститут пищевой и легкой промышленности. – Бухара, 2010. – 81 с.
3. Кольман-Иванов, Э. Э. Машины - автоматы и автоматические линии химических производств [Текст]: учеб. пособие / Э. Э. Кольман-Иванов, Ю. И. Гусев: Московский гос. ун-т инженерной экологии. - Москва: МГУИЭ, 2003. - 496 с.

УДК 66.047.45:634.14

ГИДРОДИНАМИКА ПСЕВДООЖИЖЕНОГО СЛОЯ РАСТИТЕЛЬНОГО СЫРЬЯ

Поперечный А.Н. д-р. техн. наук профессор,
Корнейчук В.Г. канд. техн. наук, доцент, Курьянов К.В. аспірант
Донецкий национальный университет экономики и торговли имени Михаила Туган-Барановского, г. Донецк

В статье обобщены и проанализированы результаты экспериментальных исследований по гидродинамике псевдоожиженого слоя кубиков айвы и плодов барбариса, а также применения поправочного коэффициента для критерия Рейнольдса.

The article summarized and analyzed the results of experimental researches on hydrodynamics psevdoozhizhenom layer cubes quince and fruits barberry, and applying the correction factor for the criterion of Reynolds.

Ключевые слова: Растительное сырье, псевдоожиженый слой, гидродинамика, критерий Рейнольдса.

Важнейшим природным ресурсом для расширения ассортимента пищевых изделий из плодов и ягод является использование дикорастущих плодово–ягодных растений, которые характеризуются большим разнообразием видов; к ним относятся, в частности семечковые – айва, рябина, боярышник, груши, ябло-

ки; косточковые - абрикос, алыча, кизил, терн; ягодные – актиндия, брусника, голубика, ежевика, земляника, калина, клюква, облепиха и другие. Дикорастущее растительное сырье является богатейшим продовольственным резервом Украины; оно обладает высокой пищевой и биологической ценностью, а его переработка предусматривает получение качественного готового продукта в виде паст, порошков, соусов, полуфабрикатов и добавок.

Однако использование дикорастущего сырья, как объектов, содержащих ценные вещества, сопряжено с рядом технологических задач. Накопление компонентов химического состава растений носит сезонный характер. Заготовка их возможна на протяжении непродолжительного периода. В то же время переработка плодов растительного сырья возможна на протяжении всего года. Поэтому первая из проблем - установление рациональных методов и режимов хранения заготовленной биомассы. Следует также добавить, что из-за многогранного химического состава растений сохранение целевых веществ могут быть индивидуальны.

В научной литературе имеются немногочисленные, разрозненные сведения относительно переработки и сохранения дикорастущего сырья. Наиболее популярными методами консервирования растительного сырья считается выдержка и хранение его при температурах ниже нуля, а также сохранение растительного сырья после воздушной сушки. Консервирование плодов сушкой характеризуется удалением влаги до такой степени, при котором многократно сокращается скорость жизнедеятельности микроорганизмов. В настоящее время сушка является одним из самых распространенных способов удаления влаги и увеличения термина срока хранения продуктов. Установлено [1], что содержание биологически активных веществ (БАВ) в сухом растительном сырье, которое сохранялось при обычных условиях в течение несколько лет, практически не снижается. Одним из перспективных методов конвективной сушки, который получает широкое распространение, - сушка с использованием аэро-, вибро-, и центробежного псевдоожиженного слоя.

В научно – технической литературе отсутствуют публикации относительно промышленной переработки плодов дикорастущего сырья, как биологически ценного сырья с многослойной структурой, при максимальном сохранении целевых веществ в конечном продукте.

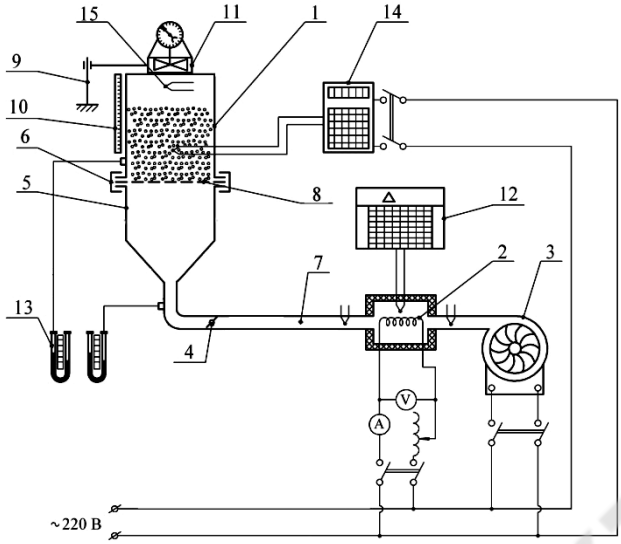
Этому посвящены наши поисковые экспериментальные исследования.

Объектами нашего исследования выбраны дикорастущая айва и барбарис, которые распространены на территории Юго-Востока Украины. Дикорастущая айва богата органическими, аскорбиновыми, оксикоричными кислотами, а также высоким содержанием минеральных веществ. Мякоть плода является общепризнанным сырьем для выработки желирующих веществ, а семена айвы применяют в медицинской практике в виде отваров в качестве обволакивающих средств. Плоды барбариса - продолговатые эллипсовидные ягоды длиной до 12 мм, ярко - красные, приятного освежающего вкуса, созревают в августе- сентябре. В плодах содержится до 5 % сахара, 6 ... 7% яблочной кислоты, витамин С, дубильные и красящие вещества. Плоды, свежие и высушенные, применяются в кондитерской промышленности и ликеро - водочном производстве. Из них можно производить варенье, лимонады, напитки, приправы. В медицине плоды барбариса применяются как кровоостанавливающее средство, а также как средство, которое возбуждает аппетит.

Так как начальное влагосодержание ягод барбариса и плодов айвы составляет около 270%, то целесообразно их сушку осуществлять в псевдоожиженном слое. Однако для выбора технологических параметров сушки ягод барбариса и конструктивных параметров сушилки, необходимо знать зависимость гидродинамических характеристик псевдоожиженного слоя от этих параметров .

Накопленный в области псевдоожижения опыт, в том числе и нами [2,3] , свидетельствует о том, что кроме некоторых общих аэродинамических закономерностей каждый материал имеет свои специфические особенности. В наибольшей степени это касается материалов растительного происхождения. Например, айва нарезанная в форме кубиков, представляет собой высоковлажный термолабильный полидисперсный материал. Наличие поверхностной влаги, полидисперсность и несферичнисть частиц представляют большие трудности при аналитическом исследовании явлений гидродинамики псевдоожиженного слоя на основе имеющихся литературных данных. Ягоды барбариса представляют собой сферичные частицы, но при этом возникают проблемы в связи со склеиваемостью или комкованием группы ягод, во время сушки. Поэтому этапу промышленного проектирования должен предшествовать этап лабораторного эксперимента, что даст возможность получения расчетных зависимостей для основных параметров псевдоожиженной системы с учетом изменения влагосодержания материала.

Экспериментальные исследования проведены на лабораторной сушильной установке псевдоожиженного слоя, оснащенной необходимой контрольно-измерительной аппаратурой (рис. 1).



1 – сушильная камера; 2 – электрический калорифер;
3 – вентилятор; 4 – регулирующая заслонка; 5 – цилиндрический патрубок;
6 – захват; 7 – воздуховод; 8 – газораспределительная решетка; 9 – стойка;
10 – линейка; 11 – анемометр; 12 – потенциометр ЭПП-0, 9;
13 – дифференциальный микроманометр;
14 – потенциометр КСП-4; 15 – термопара.

Рис. 1 – Схема экспериментальной сушильной установки псевдоожиженного слоя

На лабораторной установке проведены экспериментальные исследования гидродинамики кипящего слоя плодов айвы, которая измельчалась на кубики с размерами граней 6 мм., и ягод барбариса, предварительно промытых проточной водой. В исследованиях критическую скорость определяли при различной удельной нагрузке на газораспределительную решетку, которая составляла 10 - 45 кг/м2, скорость воздушного потока - от 0 до 10 м / с.. Одновременно визуально определяли качество псевдоожижения. Отношение диаметра сушильной камеры к максимальному размеру частиц составляло более 10, что исключало влияние пристеночного эффекта.

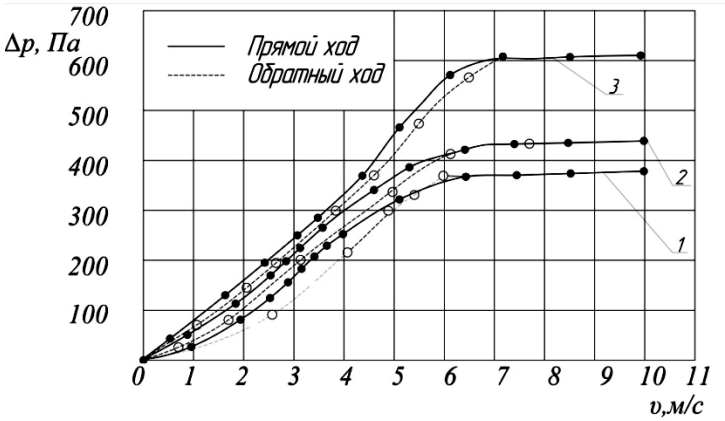
Выбор формы нарезки айвы обоснован следующими соображениями. Установлено [4], что продолжительность сушки кубиков картофеля по сравнению с параллелепипедами одинакового сечения, но разной длины, сокращается на 41,6 %. Причиной этого является увеличение общей поверхности частичек на 19 ... 36% и их характер движения - кубики в процессе сушки непрерывно вращаются вокруг своих мгновенных осей, благодаря этому происходит срыв пограничного слоя водяного пара и процесс сушки протекает более интенсивно.

Известно [5, 6], что кривые псевдоожижения прямого хода плохо воспроизводимы, а критическая скорость, найденная по ним, в значительной степени определяется начальной укладкой частиц, т.е. начальной порозностью слоя ε0. Поэтому скорость начала псевдоожижения находили по кривым обратного хода как абсциссу точки пересечения почти горизонтальной линии постоянного перепада давления с кривой сопротивления неподвижного слоя. По экспериментальным данным построены кривые псевдоожижения прямого и обратного хода (рис. 2 - 3), характеризующие состояние слоя и по которым определены гидродинамические параметры процесса.

Полученные результаты по определению физических характеристик представлены в таблице 1.

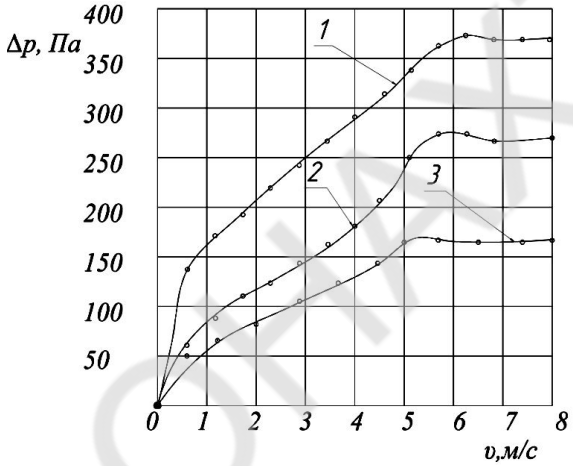
Таблица 1– Физические характеристики айвы и барбариса

Показатели	Айва	Барбарис
Влагосодержание, %	272	270
Порозность неподвижного слоя	0,432	0,38
Средний диаметр (размер грани), мм	6	8
Физическая плотность кг/м3	1050	1020
Насыпная плотность	650	630



1 – 11 кг/ м2; 2 – 22 кг/ м2; 3 – 33 кг/ м2; 4 – 44 кг/ м2.

Рис. 2 – Кривые псевдоожижения слоя кубиков айвы при удельных нагрузках



1 – 11 кг/ м2; 2 – 22 кг/ м2; 3 – 33 кг/ м2;

Рис. 3 – Кривые псевдоожижения слоя плодов барбариса при удельных нагрузках

По данным гидродинамических исследований были рассчитаны критические скорости псевдоожижения для айвы и барбариса, исходя из критерия Рейнольдса:

$$\mathrm{Re}_{кр} = \frac{\upsilon_{кр} d_ч}{\nu}, \tag{1}$$

где $\upsilon_{кр}$ – критическая скорость псевдоожижения, м/с;

dч – приведенный размер чатсиц, м

ν - кинематический коэффициент вязкости воздуха, м2/с.

Как определяющий размер в формуле для барбариса был принят диаметр плода. Для кубиков айвы эквивалентный диаметр определялся по общепринятой формуле:

$$d_e = 1{,}24\sqrt[3]{V_ч} \tag{2}$$

где $V_ч$ - объём частички, м3.

Определяющий размер частичек айвы принимался равным диаметру слоя, эквивалентному по поверхности данной частичке:

$$d_ч = f^{0,5} d_e, \tag{3}$$

где f – геометрический коэфициент (для образцов кубичекой формы какого либо размера f =1,24[7].

Иследовалась критериальная зависимость Reкр = f(Ar).

Критерий Архимеда определяется по формуле:

$$Ar = \frac{g d_ч^3}{\nu^2}\left(\frac{\rho_ч}{\rho} - 1\right), \tag{4}$$

где g – ускорение свободного падения , м/с2;

$\rho_ч$ и ρ – соответственно плотность продукта и воздуха, кг/м3.

Для оценки применения известной критериальной зависимости О.М.Тодеса[7] для сферических частиц:

$$\mathrm{Re} = \frac{Ar}{1400 + 5{,}22\sqrt{Ar}}, \tag{5}$$

По которой можно определить скорость начала псевдоожижения, были поставлены специальные эксперименты по псевдоожижению. Что бы исключить влияние поверхностной влаги на гидродинамику процесса, сначала были проведены эксперименты с воздушно – сухими материалами , которые имеют влагосодержание около 10%. Данные этих экспериментов и представлены в табл. 2.

Таблица 2 – Оценка применяемости уравнения О.М.Тодеса для расчета критической скорости псевдоожижения

Продукт / Показатели	Айва		Барбарис	
Влагосодержание, %	272	10	270	10
Определяющий размер, мм	10,9	8,2	10	8,2
Расчетное значение Ar · 10-5	500,2	271	258	78,4
Расчетное значение Reкрф	1160,27	707	1082	761
Продукт / Показатели	Айва		Барбарис	
Расчетное значение $\upsilon_{кр}$ ф, м/с	7,1	6,3	6,8	5,9
Экспериментальные значения $\upsilon_{кр}$ ф, м/с	5,7	4,9	5,8	5,0
Средняя ошибка, %	58	82	54,3	59
Экспериментальное значение Reкрд	719	374	700	480
Отношение Reд/ Reф	0,62	0,53	0,65	0,63

Критерием оценки степени соответствия расчетной формулы и экспериментальных данных служила величина средней ошибки Δ, которая определялась по формуле:

$$\Delta = \frac{100}{n}\sum \frac{y_ф - y_д}{y_д}, \% \tag{6}$$

где n – количество экспериментальных данных;

$y_ф$ – значение параметра, вычисленного по формуле;

$y_д$ – исследуемое значение параметра.

Отношение значений критерий Рейнольдса Reкрд для образцов айвы кубической формы и ягод барбариса эллипсоидной формы, определенных экспериментальным путем, к значениям критерия Рейнольдса Reкрд, вычесленных по формуде(1.8) для округлых тел, равняется 0.55…0.65.

Таким образом , для рассмотренных продуктов можно использовать зависимость(5) с поправочным коэффициентом 0.6, то есть

$$\mathrm{Re} = \frac{0{,}6\,Ar}{1400 + 5{,}22\sqrt{Ar}}, \tag{7}$$

Разницу в значениях критерия Рейнольдса, определенных по формуле и экспериментально, можно объяснить тем, что эта формула не учитывает влагосодержание продукта, их склонность к адгезии и когезии, а также удельную нагрузку на газораспределительную решетку.

Таким образом, можно сделать вывод о том, что для определение критической скорости псевдоожижения, можно использовать известную зависимость между критериями Рейнольдса и Архимеда с поправочным коэффициентом 0,6.

Дальнейшие исследования переработки дикорастущего сырья, с использованием сушки в псевдоожиженном слое, необходимо провести с целью определения рациональных параметров проведения процесса с обязательным учетом сохранения исходных биологически активных веществ продукта.

Литература

1. Комарова Н.А. Влияние методов обработки дикорастущих и культивируемых ягод Сибири на физико-химические показатели и выход сока /Н.А. Комарова, С.С. Павлов // Хранение и переработка сельхосырья. – 2001. – N12/ - С. 63-65.
2. Гаврилов В.Я. Влияние температуры теплоносителя на кинетику сушки семян подсолнечника/ В.Я.Гаврилов, Л.М.Гуськов, А.М.Поперечный//Торговля и рынок Украины: темат. сб. науч. раб. по проблемам торговли и общественного питания. – Донецк: ДДКИ, 1994. – С. 158 – 159.
3. Поперечный А.Н. Сушка пищевого сырья в псевдоожиженом слое: монография/ А.М. Поперечный, Н.М. Варварина, И.В.Жданов. – Донецк: ДонНУЭТ, 2012. – 303с.
4. Филоненко Г.К. Сушка пищевых растительных материалов: учеб. пособие для технолог. специальностей вузов . – М.: Пищевая промышленность, 1971. – 439с.
5. Гельперин Н.И. Основы техники псевдоожижения: учебник. – М.: Химия. 1967. – 664с.
6. Забродский С.С. Высокотемпературные установки с псевдоожиженым слоем: учебник. – М.: Энергия. 1971. – 328с.
7. Гинзбург А.С. Основы теории и техники сушки пищевых продуктов/ А.С.Гинзбург. – М.: Пищевая пром-сть, 1973. – 528с.

УДК 664.8.047:635.8

ДОСЛІДЖЕННЯ КІНЕТИКИ КОМБІНОВАНОГО МЕТОДУ СУШІННЯ ГРИБІВ ГЛИВИ

Малежик І.Ф., д-р техн. наук, професор, Дубковецький І.В., канд. техн. наук, доцент,
Бурлака Т.В., аспірант, Стрельченко Л.В., магістрант
Національний університет харчових технологій, м. Київ

Найбільш ефективним методом консервування харчових продуктів на сьогодні є сушіння. В той же час цей метод є і найдорожчим. Тому головним завданням процесу сушіння є добитися найвищої якості при мінімальних затратах електроенергії. Для зневоднення культивованих грибів з енергетичної точки зору найбільш доцільним є сушіння інфрачервоним випромінюванням, але даний метод не набув значного поширення через явище термодифузії. В статті наведені дослідження кінетики сушіння гливи інфрачервоним, конвективним і комбінованим способами.

The most effective method of food preservation today is dry . However , this method is also the most expensive. Therefore, the main objective of the drying process is to achieve the highest quality at a minimum cost of electricity. For dehydrated cultivated mushrooms from the energy point of view, the most appropriate drying by infrared radiation , but this method has not acquired a significant spread through thermal diffusion phenomenon. The article presents the study of the kinetics of drying oyster infrared, convection and combination methods.

Ключові слова: сушіння, гриби, комбінований метод, опромінення, енергозатрати, інфрачервоне сушіння.

Як відомо, при конвективному висушуванні носієм теплоти є повітря. Нами запропоновано комбінувати два способи підведення теплоти при сушінні – терморадіаційний і конвективний, що дозволить зменшити відносну вологість повітря і збільшити рушійну силу процесу в порівнянні з інфрачервоним сушінням.

Для вирішення даних завдань була спроектована і введена в експлуатацію сушильна установка, яка дозволяє сушити інфрачервоним і коновективним способами як окремо, так і їх поєднанням.

Було досліджено процес сушіння культивованих грибів Глива для порівняння ефективності сушіння комбінованим, конвективним та інфрачервоним методами при температурах 40, 50, 60 і 70ºС. Опромінення здійснювалось зверху і знизу продукту трубчастими «темними» ІЧ-генераторами з довжиною хвиль 2,0…4,0 мкм. Величина опроміненості інфрачервоних тенів становила Е=8 кВт/м2. Відстань від інфрачервоних тенів до продукту становила 15 см. Одночасно з опроміненням здійснювали конвективнивний підвід теплоти від зовнішнього тену потужністю 1 кВт, з швидкістю руху теплоносія 6 м/с. Гриби розміщували товщиною 8 мм на сітчастому піддоні, який вставляли в сушильну камеру.

Побудовані криві сушіння (рис. 1) характеризують зміну інтегрального вологовмісту W залежно від часу. З рисунка видно, що із зростанням температури теплоносія тривалість процесу сушіння скорочується на незначну величину для досягнення кінцевої величини вологовмісту Wc = 13.63 % (по кожному способу сушіння).

Тривалість сушіння із зростанням температури теплоносія з 40 до 70 оС зменшується час з 150 до 78 хвилин (конвективний метод), з 128 до 78 хвилин (інфрачервоний метод) і відповідно з 160 до 85 хвилин для комбінованого методу. Період сталої швидкості сушіння спостерігається до першої критичної точки.

Апроксимуючи дані першого періоду сушіння, вивели рівняння, що підпорядковуються лінійному закону, які наведені в таблиці.

Комбінований метод			
40	50	60	70
wc = -10.2τ + 798.57 при R2 = 0,9938	wc = -13.806τ + 797.72 при R2 = 0,9938	wc = -18.485τ + 813.2 при R2 = 0,9978	wc = -24.433τ + 840 при R2 = 0,9958
Конвективний метод			
wc = -11.541τ + 805.95 при R2 = 0,9946	wc = -13.943 τ + 820.99 при R2 = 0,9962	wc = -18.06 τ + 837.09 при R2 = 0,9861	wc = -15.654 τ + 826.61 при R2 = 0,9945
Інфрачервоний метод			
wc = -9.96τ + 793.51 при R2 = 0,9938	wc = -15.702τ + 821.62 при R2 = 0,9983	wc = -20.76τ + 838.32 при R2 = 0,971	wc = -17.77τ + 836.68 при R2 = 0,9715

Апроксимуючи дані другого періоду сушіння, вивели рівняння, що підпорядковуються степеневому закону.

Комбінований метод			
40	50	60	70
wc = 1464.9e – 0.028τ при R2 = 0,988	wc = 2075e – 0.045τ при R2 = 0,9555	wc = 2025.1e – 0.056τ при R2 = 0,954	wc = 996.42e – 0.045τ при R2 = 0,9954
Конвективний метод			
wc = 1250.5e – 0.027τ при R2 = 0,9815	wc = 1354.8e – 0.035τ при R2 = 0,9672	wc = 1532.1e – 0.045τ при R2 = 0,9521	wc = 1515.3e – 0.053τ при R2 = 0,9734
Інфрачервоний метод			
wc = 2213.7e – 0.036τ при R2 = 0,9753	wc = 1453.5e – 0.039τ при R2 = 0,9541	wc = 1335.5e – 0.045τ при R2 = 0,9607	wc = 1404.6e – 0.054τ при R2 = 0,9798

де wc – вологовміст, %;

τ – час, хв;

R2 – середньоквадратичне відхилення.

На основі даних по кривих сушіння гливи звичайної культивованої були побудовані криві швидкості періоду для кожного із способів (рис.2).

При виведенні рівняння кінетики сушіння з експериментальних залежностей dwc /dτ встановили, що на першій стадії швидкість сушіння можна приблизно вважати постійною. З підвищенням температури теплоносія вона зростає від 4,86 кг/(кг·хв) (для 60 оС) до 9,6 кг/(кг· хв) (для 80 оС).

Проаналізувавши другий період сушіння вивели апроксимаційні рівняння при температурах:

40 ºС

Комбінований метод (степенева залежність) y = 0,088x0,823 при R^2 = 0,946

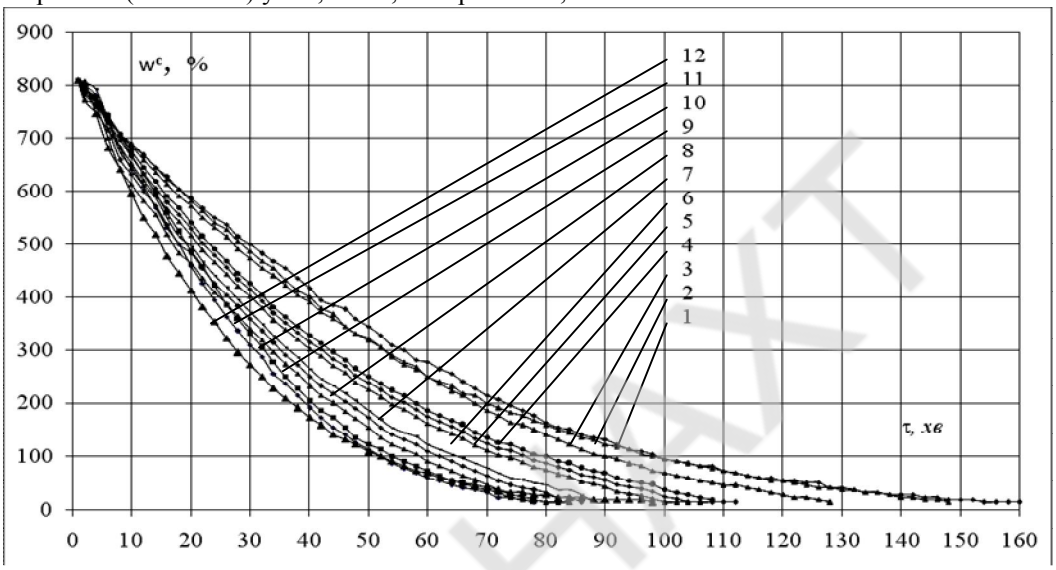
Конвективний (лінійна) y = 0,018x + 1,116 при R^2 = 0,98

Інфрачервоний метод (степенева) y = 0,145x0,671 при R^2 = 0,991

50 ºС

Комбінований метод (лінійна) y = 0,031x + 1,304 при R^2 = 0,984

Конвективний (лінійна) y = 0,020x + 2,118 при R² = 0,989
Інфрачервоний метод (степенева) y = 0,411x0,543 при R² = 0,954
60 ºС
Комбінований метод (лінійна) y = 0,035x + 1,976 при R² = 0,961
Конвективний (лінійна) y = 0,024x + 2,976 при R² = 0,991
Інфрачервоний метод (степенева) y = 0,177x0,743 при R² = 0,992
70 ºС
Комбінований метод (лінійна) y = 0,043x + 1,932 при R² = 0,995
Конвективний (степенева) y = 0,385x0,637 при R² = 0,992
Інфрачервоний (степенева) y = 0,392x0,626 при R² = 0,968



40 ºС: 1 – Конвективний метод; 2 – Інфрачервоний метод; 3 – Комбінований метод;
50 ºС: 4 – Конвективний метод; 5 – Інфрачервоний метод; 6 – Комбінований метод;
60 ºС: 7 – Конвективний метод; 8 – Інфрачервоний метод; 9 – Комбінований метод;
70 ºС: 11 – Конвективний метод; 10 – Інфрачервоний метод; 12 – Комбінований метод

Рис.1 – Криві сушіння гливи звичайної

Таблиця 1– Коефіцієнти швидкості сушіння гливи звичайної культивованої конвективним спобом

№ п/п	**t**, °С	Wкр., %	dW/dτ, %/хв	K1, %/ с -1	K1r*10 6 с -1	τпр, хв	τ1, хв	τ2, хв	$\tau_{заг.}$, хв
1	40	550	11	0.044	0.025	2	23	127	150
2	50	600	14.61	0.075	0.028	2	15	95	110
3	60	620	18.64	0.109	0.035	2	13	72	85
4	70	670	28.2	0.225	0.045	2	8	70	78

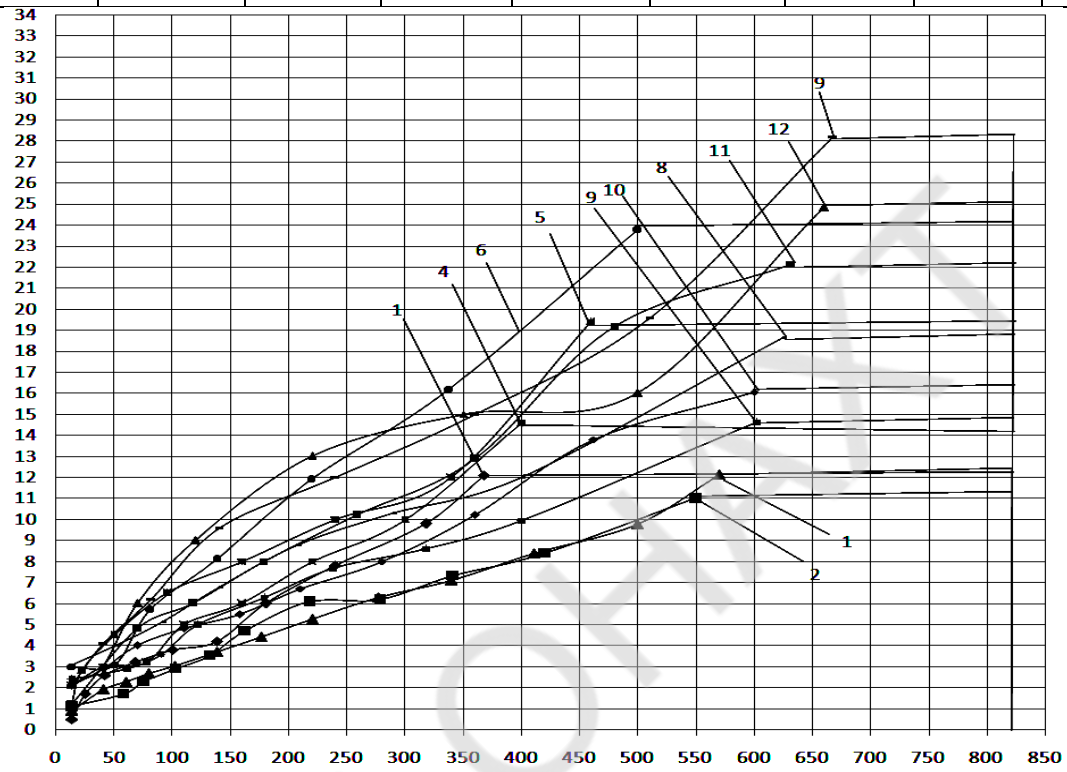
Таблиця 2 – Коефіцієнти швидкості сушіння гливи звичайної культивованої інфрачервоним способом

№ п/п	t, °С	Wкр., %	dW/dτ, %/хв	K1, %/ с -1	K1r*10 6 с -1	τпр, хв	τ1, хв	τ2, хв	τзаг., хв
1	40	570	12.12	0.0549	0.024	2	19	111	130
2	50	600	16.07	0.0822	0.032	2	15	97	112
3	60	630	22.13	0.1338	0.041	2	14	76	90
4	70	650	24.83	0.1834	0.046	2	8	70	78

НТБ ОНАХТ

Таблиця 3 – Коефіцієнти швидкості сушіння гливи звичайної культивованої комбінованим способом

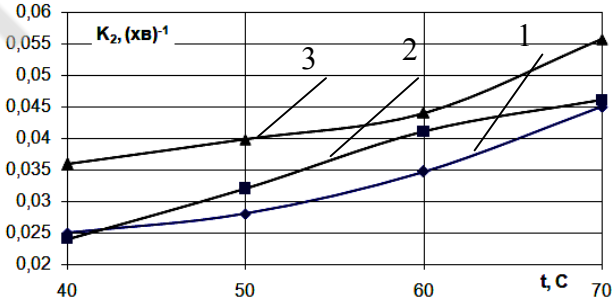
№ п/п	**t**, °С	Wкр., %	dW/dτ, %/хв	K1, %/ с -1	K1r*10 6 с -1	τпр, хв	τ1, хв	τ2, хв	τзаг., хв
1	40	370	12.08	0.0287	0.0359	2	42	118	160
2	50	400	14.6	0.0369	0.0398	2	30	78	108
3	60	450	19.38	0.0577	0.044	2	20	70	90
4	70	500	23.76	0.0804	0.0557	2	15	68	88



40 С: 1 – Комбінований метод; 2 – Конвективний метод; 3 – Інфрачервоний метод.
50 С: 4 – Комбінований метод; 10 – Інфрачервоний метод; 7 – Конвективний метод.
60 С: 6 – Комбінований метод; 11 – Інфрачервоний метод; 8 – Конвективний метод.
70 С: 6 – Комбінований метод; 12– Інфрачервоний метод; 9 – Конвективний метод.

Рис. 2 – Криві швидкості сушіння грибів Глива звичайна при температурах 40, 50, 60, і 70 °С.

На основі обробки графіків кривих сушіння і швидкості сушіння визначили залежності коефіцієнтів швидкості сушіння від температури теплоносія (рис.3). Дослідні дані наведені в таблицях 1, 2 та 3.

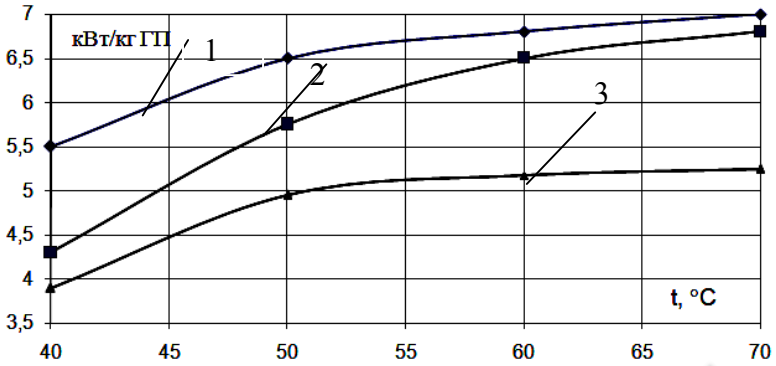


1 – конвективний метод; 2 – інфрачервоний метод; 3 – комбінований метод

Рис. 3 – Коефіцієнт швидкості сушіння в другому періоді залежно від температури теплоносія

При обробці даних з витрати енергії конвективним, інфрачервоним і комбінованим способами сушіння при різних температурах теплоносія зміну, побудовано залежність витрат енергії від температури

теплоносія (рис.4). З рисунка видно, що найвищі витрати енергії, були при конвективному висушуванні, а найменші при комбінованому методі.



1 – конвективний метод; 2 – інфрачервоний метод; 3 – комбінований метод

Рис. 4 – Залежність витрат енергії від температури теплоносія при різних методах енергопідведення, кВт/кг

Для перевірки якості сушіння визначений вміст загального білка і загального азоту при сушінні конвективним, інфрачервоним та комбінованим методами при температурі 60 °С. З таблиці 4 спостерігається найвищий вміст білка при одночасному інфрачервоному і конвективному енергопідведенні.

Таблиця 4 – Результати випробувань

№ зразку	Метод сушіння	Масова частка загального азоту, г/100 г продукту	Масова частка загального білка, г/100 г продукту	Масова частка сухої речовини, %
1	Свіжі гриби	0,413±0,005	2,59±0,02	22,02
2	Конвективний	3,215±0,005	20,09±0,02	81,12
3	Інфрачервоний	3,190±0,005	19,94±0,02	71,03
4	Комбінований	3,815±0,005	23,84±0,02	88,62

Висновки

На підставі здійсненого аналізу можна зробити висновок, що ІЧ- випромінювання поглинається в основному поверхнею матеріалу, що створює в поверхневому і приповерхневому шарах градієнт температур, спрямований всередину нарізаного шматочками продукту. Це перешкоджає тепломасопереносу, тобто погіршує умови переміщення вологи з внутрішніх шарів до зовнішніх. Але при висушуванні в імпульсному режимі нагрів-охолодження, при одночасному конвективному і ІЧ-енергопідведенні з рециркуляцією повітря спостерігається підвищення якості кінцевого продукту, скорочення енерговитрат і прискорення процесу сушіння.

Література

1. Грибы. Справочник миколога и грибника_Дудка И.А., Вассер С.П_1987 -536с.
2. Бакайтис, В.И. Дикорастущие грибы как белоксодержащее сырье / В.И. Бакайтис, С.Н. Казакова, Л.В. Белокрылова // Потребительский рынок: качество и безопасность товаров и услуг: Материалы междунар. науч.-практ. конф. Орел: ОрелГТУ, 2004. - С. 103-106.
3. Атаназевич, В.И. Сушка пищевых продуктов / Справочное пособие. -М.: ДеЛи, 2000.-296 с.
4. Лабораторный практикум по курсу общей технологии бродильных производств. Великая Е. И., Суходол В. Ф.Издательство: Легкая и пищевая промышленность. 1983, ст.157.

УДК 664.844:663.05

ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСУ НВЧ-СУШІННЯ МОРКВЯНИХ ВИЧАВОК ПРИ ОДЕРЖАННІ КАРОТИНОВМІСНОГО ЗБАГАЧУВАЧА

Малежик І. Ф., д.т.н. проф., Бессараб О. С., к.т.н. проф., Бандуренко Г. М., к.т.н. доц., Левківська Т. М., к.т.н.
Національний університет харчових технологій, м. Київ

У статті наведені експериментальні дані сушіння морквяних вичавок у полі-НВЧ. Побудовані криві кінетики сушіння вичавок та термограми. Досліджено зміни БАР у продукті та визначено оптимальні режими проведення сушіння.

The article presents experimental results of drying carrot husks in the microwave field. Investigated the kinetics of drying curves pomace and thermogram. The studied changes of biologically active substances in the product and the conditions of optimum drying.

Ключові слова: морквяні вичавки, НВЧ-сушіння, кінетика, β-каротин.

Постановка проблеми. Проблема раціонального харчування населення України завжди була актуальною проблемою, яка на сьогоднішній день ще не вирішена. Велику роль у цьому відіграє застосування рослинної сировини, яка містить велику кількість біологічно активних речовин (БАР) і може бути потенційним джерелом збагачуючих добавок для різноманітних продуктів харчування. Потреба різних галузей харчової промисловості у сухих порошкових інгредієнтах, які б містили істотні кількості БАР, залишається досить високою, але перероблення рослинної сировини у високоякісні сухі напівфабрикати лишається проблематичним. Це пов'язано з тим, що БАР, які містяться у фруктах і овочах є нестійкими сполуками, чутливими до дії високих температур та кисню повітря. Тому сучасні способи сушіння направлені на максимальне збереження харчової цінності рослинної сировини.

Сьогодні актуальним лишається створення ефективних способів сушіння сировини з високим вмістом вологи, до якої відносяться плоди і овочі, які містять 85-95 % вільної води. Серед перспективних наукоємних технологій високого рівня особливе місце займає мікрохвильове нагрівання, але процеси, що відбуваються при НВЧ-сушінні плодів і овочів, їх вплив на різноманітний хімічний склад сировини та фізико-хімічні зміни до кінця ще не вивчено.

Аналіз основних досліджень. До переваг НВЧ-сушіння відноситься рівномірність нагрівання продукту у всьому об'ємі, саморегуляція нагрівання, висока чистота нагрівання, пов'язана з відсутністю теплоносіїв та високий коефіцієнт перетворення мікрохвильової енергії в теплову. Видалення вологи при НВЧ-сушінні можливо проводити при невисокій температурі, що дозволяє практично повністю зберегти вітаміни, біологічно активні речовини, природній колір і аромат сировини. У процесі НВЧ-сушіння активно знешкоджується шкідлива мікрофлора, завдяки чому висушений продукт може зберігатись тривалий час без істотного погіршення якості [1, 2].

Відомі і описані численні пристрої і установки, які реалізують технології мікрохвильового нагрівання в різних галузях промисловості. Однак потенціал цих технологій на даний час далеко не вичерпаний, особливо в області їх практичного застосування. Динаміка застосування мікрохвильових технологій стримується рядом проблем, які ще необхідно вирішити. До їх числа відносяться відсутність достатньої кількості достовірного матеріалу про діелектричні характеристики харчових продуктів, їх адсорбційні властивості при поглинанні електромагнітної енергії, а також відсутність достатньої кількості експериментальних досліджень з мікрохвильових технологій різноманітних харчових продуктів, що не дозволяє з достатньою повнотою дати їм теоретичне обґрунтування. Проблеми практичного впровадження пов'язані з відсутністю достатньої кількості матеріалів для економічного обґрунтування ефективності мікрохвильових технологій.

Аналіз сучасних тенденцій розвитку в області технологій сушіння рослинної сировини засвідчує зростання чисельності робіт з використанням НВЧ енергопідведення та переваги саме такого способу сушіння для сировини, яка містить значні кількості БАР. Зокрема, багато авторів досліджували можливість НВЧ-сушіння морквяної сировини та вплив НВЧ-поля на збереження каротиноїдів [3, 4, 5]. Для створення нового виду каротиновмісної добавки нами запропоновано сушіння морквяних вичавок, одержаних після пресування морквяної м'язги, які містять вдвічі більше β-каротину ніж сама морква.

Мета роботи – дослідження процесу сушіння морквяних вичавок у полі НВЧ та розроблення оптимальних параметрів його проведення.

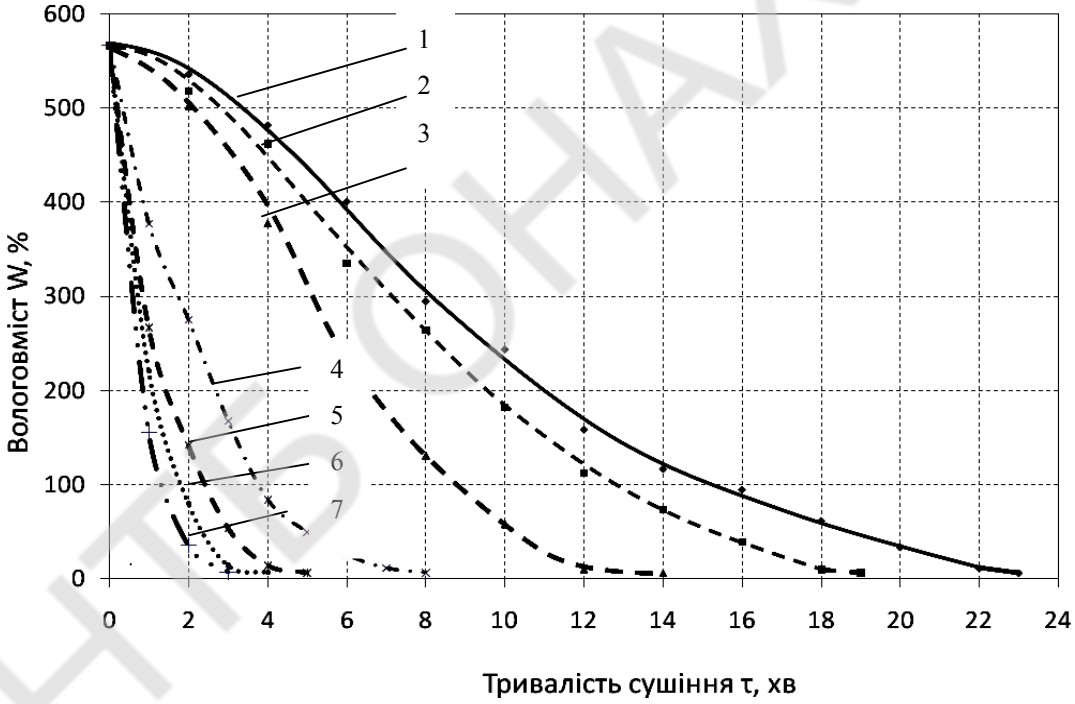
У завдання досліджень, насамперед, входило встановлення параметрів, які забезпечують високе збереження БАР морквяної сировини та досягнення інтенсифікації процесу сушіння.

Результати досліджень. Експериментальні дослідження проводились у лабораторних умовах на дослідних установках кафедри процесів і апаратів харчових виробництв та кафедри технології консервування. Вологовміст та швидкість сушіння визначали за відповідними методиками, а температуру вимірювали за допомогою термопар. Визначення вмісту β-каротину проводили за стандартними методами.

Методика проведення робіт полягала у наступному. Помиту й очищену моркву подрібнювали в атмосфері пари і відокремлювали сік шляхом пресування для відділення частини вологи. Тим самим вміст β-каротину у морквяних вичавках збільшувався, а кількість цукрів – зменшувалась. Отримані вичавки обробляли розчинами антиоксидантів і висушували до вмісту вологи 6,5 %, використовуючи напівпромислову установку "Артеміда" з частотою 2540 МГц.

Проведені серії дослідів при різних параметрах проведення цього процесу, змінюючи величину опромінення продукту: 100, 200, 300, 450, 600, 700 та 800 Вт/см^2 (забезпечити величину опроміненості менше 100 Вт/см^2 та більше 800 Вт/см^2 було технічно неможливим). За результатами попередніх досліджень нами встановлено оптимальну товщину шару вичавок, яка становить 0,8 - 1,0 см.

Сушіння зразків відбувалось в імпульсно-періодичному режимі з інтервалом 1 –2 хв. При цьому досліджували криві сушіння морквяних вичавок при різній величині теплового потоку, зміну температури продукту. Для всіх режимів визначали тривалість процесу сушіння та вміст β-каротину у готовому продукті. У процесі досліджень були побудовані криві сушіння та швидкості сушіння зразків. Результати зображені на рис.1, 2.



1 – 100 Вт/см^2 ; 2 – 200 Вт/см^2, 3 – 300 Вт/см^2,
4 – 450 Вт/см^2, 5 –600 Вт/см^2, 6 – 700 Вт/см^2 , 7 – 800 Вт/см^2

Рис. 1 – Криві сушіння морквяних вичавок при різній величині теплового потоку

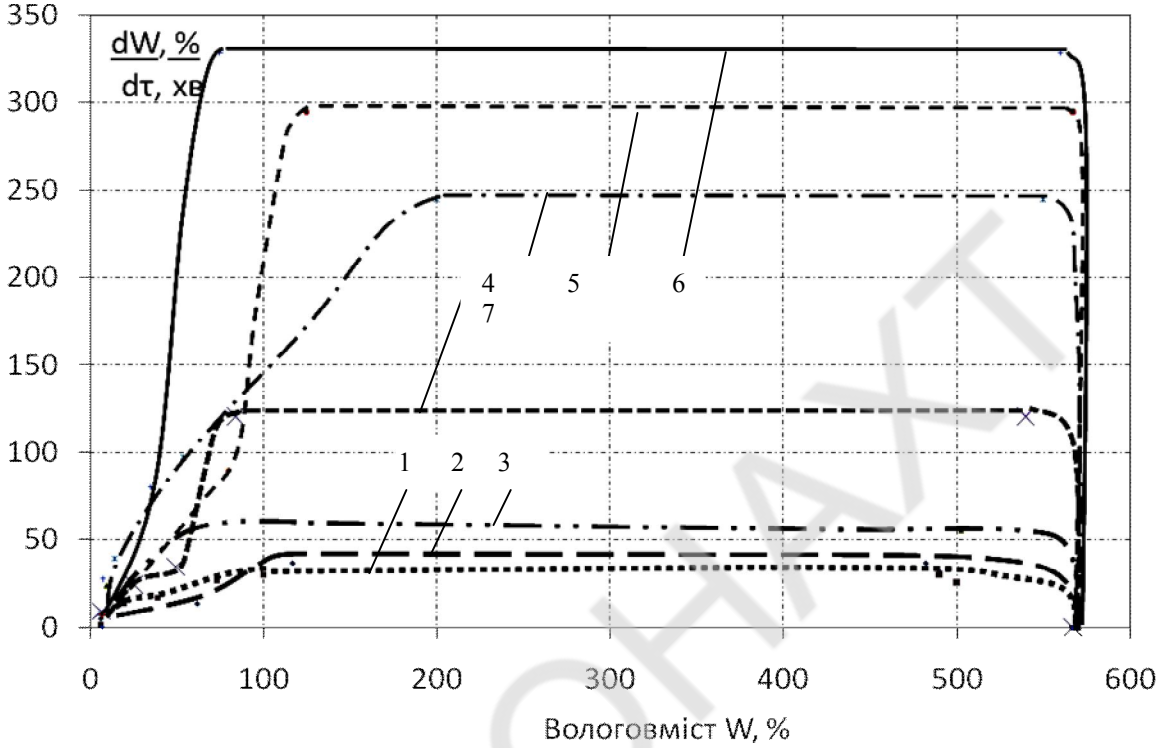
Як видно з рисунка 1 початковий вологовміст морквяних вичавок складав 567 %. Сушіння проводили до кінцевого вологовмісту 6,95 %.

Аналізуючи графіки, можна сказати наступне. При величині теплового потоку 100, 200 та 300 Вт/см^2 прогрівання зразків тривало відповідно 2, 3 й 4 хв. Потім відбувалось видалення вільної вологи і за 2-6 хв до завершення процесу – видалення зв'язаної вологи.

Тривалість сушіння безпосередньо залежить від величини теплового потоку і складає 23 хв при величині теплового потоку 100 Вт/см^2 , 19 хв – при 200 Вт/см^2 і 14 хв – при 300 Вт/см^2. Якщо ж розглядати процес сушіння вичавок при величині теплового потоку 450 - 800 Вт/см^2, то його особливістю є те, що прогрівання зразків відбувається одночасно й інтенсивно разом із видаленням вільної вологи. Видалення

зв'язаної вологи проходить за 2 хв до завершення процесу сушіння. Тривалість сушіння при величині теплового потоку 450 Вт/см^2 складає 8 хв, при 600 Вт/см^2 – 5 хв та при 700-800 Вт/см^2 – 4 хв. Тобто можна зробити висновок, що з підвищенням густини теплового потоку тривалість сушіння поступово скорочується.

Більше інформації про те, як відбувається процес сушіння, можна отримати, аналізуючи криві швидкості сушіння морквяних вичавок (рис.2).



1 – 100 Вт/см^2 ; 2 – 200 Вт/см^2, 3 – 300 Вт/см^2,
4 – 450 Вт/см^2, 5 –600 Вт/см^2, 6 – 700 Вт/см^2 , 7 – 800 Вт/см^2

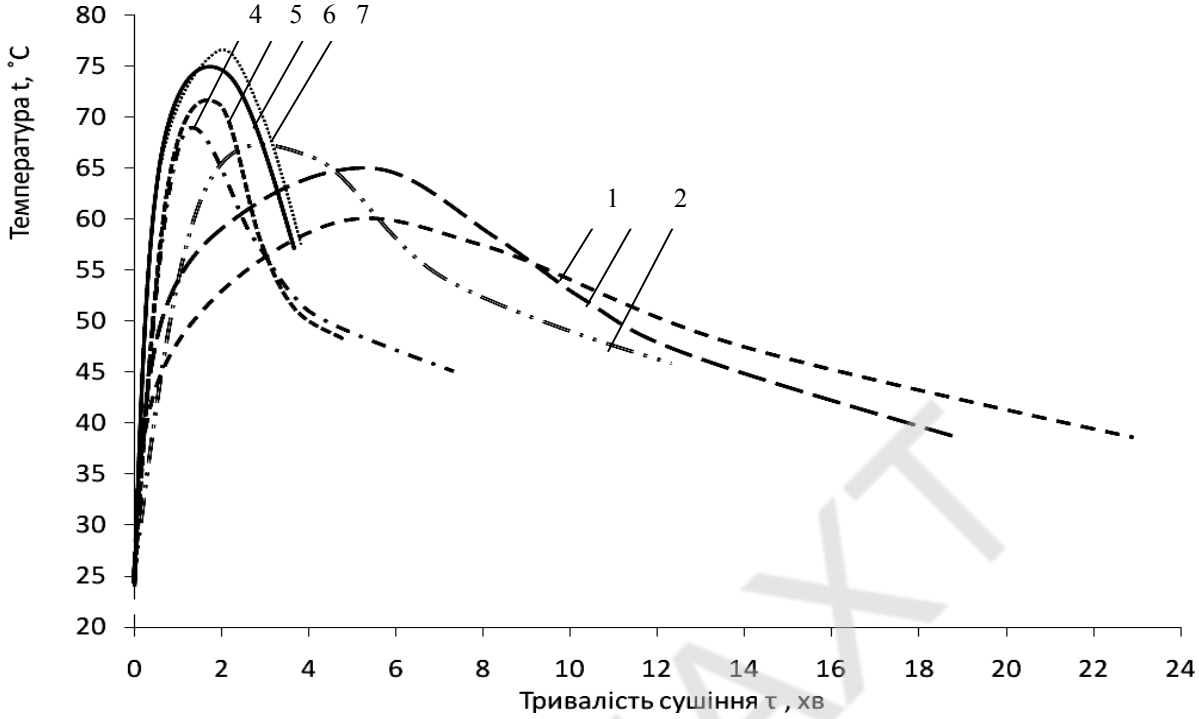
Рис. 2 – Криві швидкості сушіння морквяних вичавок в полі НВЧ при різній величині теплового потоку

З рис.2 видно, що видалення вільної вологи при величині теплового потоку 100 Вт/см^2 проходить із найменшою швидкістю – 30 %/хв. Із зростанням величини теплового потоку швидкість поступово зростала і максимальні її значення 288 та 332 %/хв. були при величині теплового потоку 700 та 800 Вт/см^2.

На рис. 3 наведені термограми продукту за тривалістю сушіння. Вони були побудовані шляхом вимірювання температури у декількох точках робочої ємності з продуктами та усереднення отриманих значень.

Як видно з рис. 3, на перших хвилинах сушіння продукт прогрівається. Далі температура підвищується, що пояснюється високою початковою вологістю продукту. Так, максимальна температура зразка при величині теплового потоку 100 Вт/см^2 складає 60 ˚С, при 200 Вт/см^2 – 65˚С, при 300 Вт/см^2 – 67˚С, при 450 Вт/см^2 – 68˚С, при 600 Вт/см^2 – 62˚С, при 700 Вт/см^2 – 75˚С, при 800 Вт/см^2 – 78˚С. Далі температура спадає і нагрівання висушених ділянок автоматично припиняється, оскільки тангенс діелектричних витрат більшості матеріалів по мірі їх висушування зменшується.

Те, що зразки прогрівались до різних температур, могло позначатися на якості готового продукту, головним критерієм якої є вміст β-каротину. Тобто, висновки з практичного застосування отриманих експериментальних даних можна зробити тільки дослідивши органолептичні та фізико-хімічні показники.



1 – 100 Вт/см² ; 2 – 200 Вт/см², 3 – 300 Вт/см²,
4 – 450 Вт/см², 5 – 600 Вт/см², 6 – 700 Вт/см² , 7 – 800 Вт/см²

Рис. 3 – Зміна температури продукту під час сушіння морквяних вичавок при різній величині теплового потоку

На рис. 4 наведена зміна вмісту β-каротину у вичавках під час їх сушіння різними режимами.

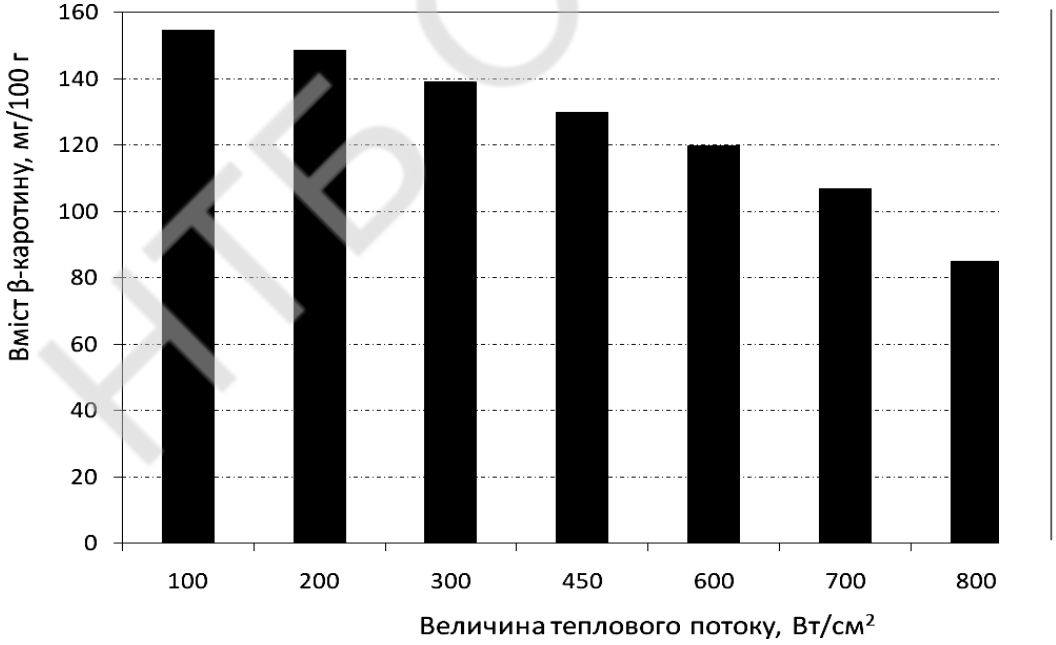


Рис. 4 – Зміна вмісту β-каротину у морквяних вичавках під час НВЧ-сушіння при різній величині теплового потоку

З рис. 4 видно, що із збільшенням величини теплового потоку якість готового продукту погіршується – знижується вміст цільового компонента. Так вміст β-каротину у вихідному матеріалі (свіжих вичав-

ках) складав 180 мг/100 г у перерахунку на абсолютно суху речовину. Втрати β-каротину при підведенні теплового потоку величиною 100-300 Вт/см^2 невеликі і складають 13-18 %. Із зростанням величини теплового потоку втрати каротину стрімко зростають та можуть доходити до 40-55 %.

Якщо ж досліджувати готовий продукт за органолептичними показниками, то вичавки, висушені при різній величині теплового потоку мають різні характеристики (табл.1).

Таблиця 1 – Органолептичні та фізико-хімічні показники морквяних вичавок, висушених за різними режимами у полі НВЧ

Показник	Характеристика показника, отриманого при підведенні теплового потоку		
	100-300 Вт/см$_2$	450-600 Вт/см^2	700-800 Вт/см^2
Зовнішній вигляд і консистенція	Крихка розсипчаста стружка морквяних вичавок	Крихка розсипчаста стружка морквяних вичавок	Крихка розсипчаста стружка морквяних вичавок
Колір	Яскраво-оранжевий	Темно-оранжевий	Буро-коричневий
Смак і аромат	Приємні, властиві сушеній моркві	З'являється присмак та запах притаманний карамелізації	Присмак та запах пригорілої моркви
Вміст вологи, %	6,5	6,5	6,5
Вміст цукрів, %	7,0-8,0	5,0-6,5	3,5-4,2
Вміст пектинових речовин, %	5,0-6,0	4,0-4,7	2,5-3,4
Вміст β-каротину, мг/100г	138-155	120-130	85-107

Як видно з таблиці 1 висушені морквяні вичавки, отримані при величині теплового потоку 100-300 Вт/см2 мають яскраве оранжеве забарвлення, що свідчить про збереження всього комплексу каротиноїдів, а також приємний смак та запах, властивий сушеній моркві. Із збільшенням величини теплового потоку колір сушених вичавок змінювався від темно-оранжевого до буро-коричневого, що свідчить про початок реакцій карамелізації цукрів та меланоїдиноутворення. Смак та запах отриманих зразків також змінювався в гіршу сторону, з'являлись сторонні присмаки і запахи легкого пригару.

Висновок

НВЧ-сушіння морквяних вичавок при величиною теплового потоку 100-300 Вт/см^2, дозволяє одержати продукт високої якості із вмістом β-каротину 138-155 мг/100 г.

Література

1. Потапов, В. О. Рациональні режими сушіння овочів змішанним теплопідводом : автореф. дис. канд. техн. наук / В.О. Потапов. – Одеса, 1994. – 16 с.
2. Мамонтов М. В. Разработка и исследование сушки тонко измельченной моркови при комплексной ее переработке : дис. канд техн. наук : 05.18.12 / Мамонтов Максим Викторович; [Место защиты: Воронеж. гос. технол. акад.].– Воронеж, 2009.– 184 с.
3. Петрова Ж. А. Сохранность каротиноидов в зависимости от методов и режимов сушки / Ж. А. Петрова // Збірник наукових праць ВНАУ «Земля України – потенціал енергетичної та екологічної безпеки держави»: Київ, 2010. - № 42. - Т.2. С. 70-77.
4. Левківська Т. М. Розробка способу одержання порошку з морквяних вичавок з підвищеним вмістом β-каротину / Т. М. Левківська, Л. О. Косоголова, В. Є. Носенко // Праці Таврійської державної агротехнічної академії. - Випуск 34 – 2005. – С.140-143.
5. Косоголова Л. О. Стабільність β-каротину при одержанні порошку з морквяних вичавок/ Л. О. Косоголова, Т. М. Левківська // Збірник наукових праць Вінницького державного аграрного університету. Серія: Технічні науки. Випуск 1. – 2006. – С.54.

УДК 664.854

ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСУ СУШІННЯ СУМІШІ З БУРЯКОВИМ БАРВНИКОМ ЯК НАПОВНЮВАЧА ДЛЯ М'ЯСОМІСТКИХ ВИРОБІВ

Дубковецький І.В., канд. техн. наук, доцент, Малежик І.Ф., д-р техн. наук, професор,
Пасічний В.М., д-р техн. наук, Тимошенко І.В., асистент
Національний університет харчових технологій, м.Київ

В роботі наведено результати досліджень процесу сушіння суміші рисового борошна з буряковим барвником різними методами енергопідведення для отримання наповнювача у виробництві м'ясомістких продуктів, які потребують додаткового підфарбовування нем'ясної сировини, доведена можливість використання комплексної суміші з барвником як харчової добавки для покращення структурних та органолептичних властивостей.

The paper studies the process of drying a mixture of rice flour with beetroot dye different methods of energy supply to produce ingredient in m'yasomistkyh products that require additional nem'yasnoyi coloring materials, proven ability to use complex mixture of dye as a dietary supplement to improve the structural and organoleptic properties.

Ключові слова: сушіння, буряковий барвник, комплексна суміш, комбінований метод, опромінення.

Використання ІЧ випромінювання у технологічних процесах харчової промисловості є одним із шляхів не тільки підвищення якості продуктів, але й методом інтенсифікації процесу. Ефективне використання методу ІЧ-опромінення повинно грунтуватися на аналізі процесу з позиції сучасної фізичної теорії впливу електромагнітного проміння на об'єкт термообробки. Для термообробки різних матеріалів використовують проміння, що припадає в основному на інфрачервону область спектра.Тому ефективне використання ІЧ нагрівання у технологічному процесі досягається у тому випадку, якщо вивчені та узгоджені оптичні властивості об'єкта сушіння із спектральними та енергетичними характеристиками ІЧ генераторів.

Оптичні властивості продуктів рослинного походження визначаються не тільки наявністю у них води, але і їх власними властивостями, а також характером зв'язку вологи з матеріалом. У продуктах рослинного походження вода не є звичайним інертним наповнювачем, а відіграє структурно-функціональну роль в рослинних клітинах і у біохімічних процесах, що безперервно в них протікають.

Метою нашої роботи була розробка способу сушіння пастоподібної суміші бурякового барвника в якості наповнювача для м'ясомістких виробів. Нами здійснювався процес конвективного сушіння при температурі 70 °С, одержаний продукт містив підвищену вологість. Підвищення температури теплоносія призводили до втрат фарбувальної здатності сухої суміші в ковбасних виробах. При проведенні розпилювального сушіння пастоподібної суміші бурякового барвника спостерігали закупорювання розпилювального диску і налипання пасти на стінках робочої камери, що призводило до низького виходу сухого продукту. При проведенні інфрачервоного сушіння ІЧ-генераторами в середній області спектра спостерігали поглинання теплоти в основному поверхнею матеріалу, що висушується. Щоб не допустити його розтріскування і деформацію, доводилось зменшувати кількість підведеної енергії, що знижувало інтенсивність сушіння і погіршувало економічні показники процесу. Погіршував фарбувальну здатність сухої суміші в ковбасних виробах і безперервний підвід енергії ІЧ- випромінювання , що створює в поверхневому і приповерхневому шарах градієнт температур, спрямований всередину пастоподібної суміші бурякового барвника. Це перешкоджає тепломасоперенесенню, тобто погіршує умови переміщення вологи з внутрішніх шарів до зовнішніх.

Нами запропоновано комбінувати конвективний та інфрачервоний способи підведення теплоти при сушінні, що дозволило зменшити відносну вологість повітря, а отже збільшити рушійну силу процесу в порівнянні з інфрачервоним сушінням.

У процесі дослідження для стабілізації натурального пігменту буряка бетаніну була підібрана суха суміш, до складу якої входить лимонна кислота і поліфосфат натрію. Буряковий сік, що містить 1,75 % даної суміші, термостабільний в межах 85 °С і стійкий до змін pH середовища, що обумовлено гарною буферною здатністю стабілізованого соку.

Для збільшення терміну зберігання та транспортабельності стабілізованого бурякового соку виникла необхідність розробити барвник в сухому вигляді. Концентрація фарбувальних пігментів соку не перевищує 8 %, а загальна кількість сухих речовин в соку буряка - 12 %, тому нами була досліджена можли-

вість збільшення концентрації фарбувальних пігментів соку шляхом його нанесення на рисове борошно з подальшим висушуванням отриманої пасти.

Рисове борошно гідратоване рідким барвником у співвідношенні 1:1 і 0,75:1 з метою збільшення концентрації бетаніну в пасті , що дало можливість отримати в'язку пасту червоно -фіолетового кольору. Буряковий сік стабілізований мав pH 4,0 ± 0,2 , нестабілізований сік - 5,35 ± 0,2. Отриману пасту сушили при температурі 70 ± 2 °С, до вмісту вологи 7 - 10 %. Колір пасти до і після висушування визначали за допомогою системи колірних тонів NCS - Tintorama Color 5 . Технологічні показники пасти наведені в таблиці 1, де ВЗЗ - вологозвязуюча здатність.

Таблиця 1 – Технологічні показники пасти до та після сушінння

Ступінь гідратації пасти		pH	Вміст вологи, %	ВЗЗ, %	Пластичність, см²/г	Колір
1:1	до сушіння	4,5±0,2	51,64±0,05	69,56	8,73	S2070-R10B червоно-фіолетовий
	після сушіння	-	10,09±0,05	-	-	S1060-R10B рожево-фіолетовий
0,75:1	до сушіння	5,3±0,2	52,90±0,05	57,9	5,9	S2070-R10B червоно-фіолетовий
	після сушіння	5,1±0,2	7,40±0,05	-	-	S1570-R10B рожево-фіолетовий

Пасту наносили на пергамент товщиною 6...8 мм і розміщували на сітчастий піддон, який вставляли в сушильну камеру. Опромінення здійснювалось зверху і знизу продукту трубчастими «темними» ІЧ-генераторами з довжиною хвиль 2,0…4,0 мкм в імпульсному режимі нагрів-охолодження при одночасному конвективному і ІЧ-енергопідведенні з рециркуляцією повітря. Нагрів протягом 30…60 секунд до досягнення граничної температури в камері, а охолодження – 120…180 с. Величина опроміненості інфрачервоних тенів становила Е=8 кВт/м^2. Відстань від інфрачервоних тенів до продукту становила 15 см. Одночасно з опроміненням здійснювали конвективнивний підвід теплоти від зовнішнього тену потужністю 1 квт, з швидкістю руху теплоносія 6 м/с.

З рис.1 спостерігається, що процес сушіння для співвідношення 0,75:1 пройшов протягом 85 хвилин, в той час коли при співвідношенні 1:1 за 58 хвилин.

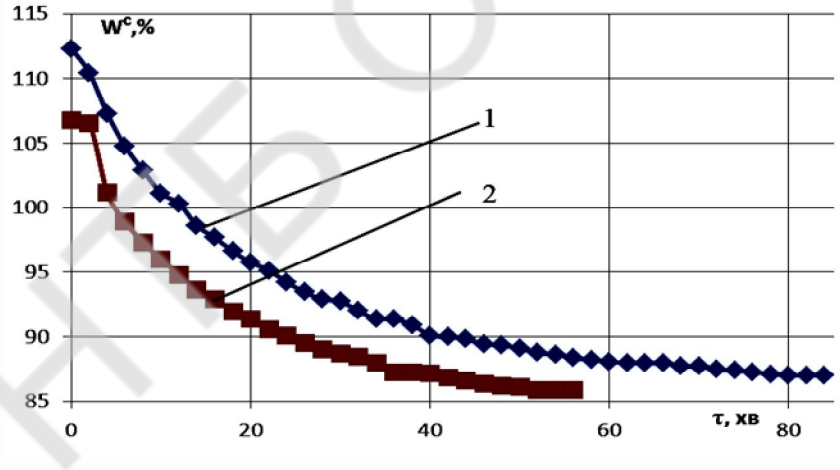


Рис. 1 – Криві комбінованого сушіння пасти рисового борошна з буряковим барвником при співвідношенні: 1 – 1:0,75, 2 – 1:1

Криві сушіння характеризують зміну інтегрального вологовмісту wc залежно від часу. Звідси видно, що із зростанням концентрації рисового борошна з буряковим барвником скорочується тривалість процесу сушіння до досягнення кінцевої величини вологовмісту wc = 87 %.

З рисунка видно, що з підвищенням концентрації наповнювача на 25% відповідно зменшується період максимальної швидкості сушіння з 10 до 4 хв, що відповідає першому критичному вологовмісту wскр = 101 %.

Апроксимуючи дані першого періоду сушіння, вивели рівняння, що підпорядковуються лінійному закону.

Для співвідношення пасти рисового борошна з буряковим барвником:

1 – 0,75:1 – wc = –1,16τ – 112,3 при R2 = 0,99;

2 – 1:1: – wc = –2,68τ + 112 при R2 = 0,99,

де wc – вологовміст,%;

τ – час, хв;

R2 – коефіцієнт кореляції.

Апроксимуючи дані другого періоду сушіння, вивели рівняння, що підпорядковуються степеневій залежності:

1 – 0,75:1 – wc = 119τ– 0,073 при R2 = 0,98;

2 – 1:1: – wc = 111,65τ-0,067 при R2 = 0,99,

При виведенні рівняння швидкості сушіння з експериментальних залежностей dWc /dτ встановили, що на першій стадії швидкість сушіння можна приблизно вважати постійною. З підвищенням концентрації вона зростає від 1,1 кг/(кг·хв) (для співвідношення пасти рисового борошна з буряковим барвником 0,75:1) до 2,68 кг/(кг·хв) (для співвідношення пасти 1:1).

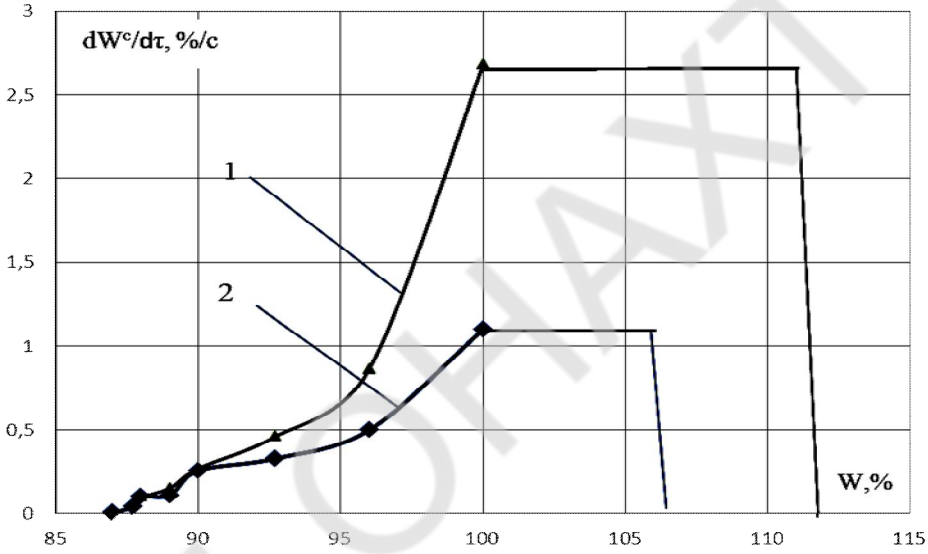


Рис. 2 – Криві швидкості комбінованого сушіння пасти рисового борошна з буряковим барвником при співвідношенні: 1 – 0,75:1, 2 – 1:1

Проаналізувавши другий період сушіння вивели апроксимаційні рівняння при співвідношеннях:

1 – 0,75:1 – dwc /dτ = 2E-48w24,1 при R2 = 0,98;

2 – 1:1: – dwc /dτ = 7,026lnw-31,4 при R2 = 0,93;

В результаті висушування пасти (гідратація 1:1) втрата відтінку кольору знаходиться в межах 20 % , а забарвлення (R10B) залишилося без змін . При гідратації 0,75:1 втрата відтінку кольору - 15 %.

Світлопроникність 1 %-х розчинів сухих паст за двома варіантами досліджували на КФО (фотоелектричний калориметр) з метою порівняння їх кольору при різних довжинах хвиль (рис.3).

Після сушіння пасти з більшою концентрацією барвника візуально мали більш насичений рожево-фіолетовий колір, ніж пасти з гідратацією 1:1. Але при розведені отриманих порошків колір 1 %-вого розчину сухої пасти (гідратація 1:1) був інтенсивніший, ніж колір розчину за варіантом гідратації 0,75:1, що підтверджено графічно.

Отримані висушені пасти подрібнювали до порошкоподібного стану (dчаст. = 1 - 2 мм) та досліджували можливість її застосування у виробництві м'ясомістких продуктів для підтримання кольору нем'ясної сировини, що складала до 40 % у рецептурі. В якості основної м'ясної сировини використовували курятину від 35 до 70 %, сало 10 %, соєвий білок або білковий стабілізатор 20 – 40 %. Фарбований сухий порошок, за двома варіантами концентрації барвника в суміші, вводили в рецептуру в кількості 2 %. Колір зразків варених сосисок, виготовлених за класичною технологією, наведено на рис.4 та на рис.5.

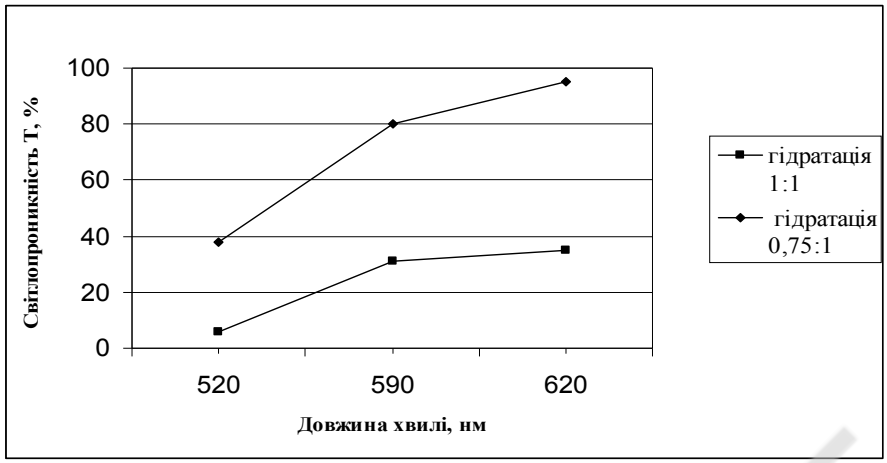


Рис. 3 – Залежність світлопроникності розчину від ступеня гідратації рисового борошна буряковим барвником

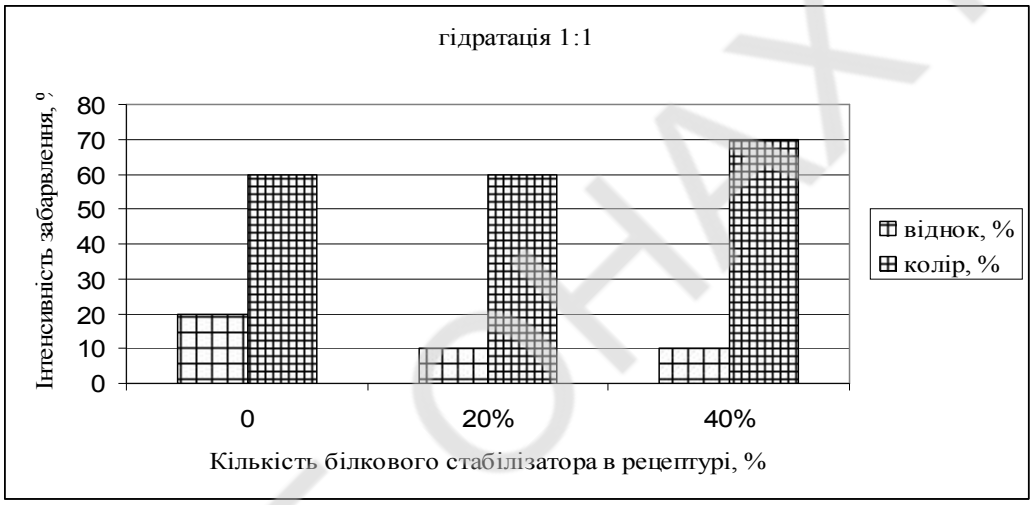


Рис. 4 – Залежність інтенсивності забарвлення сосисок з фарбованим порошком (1:1) від кількості білкового стабілізатора в рецептурі

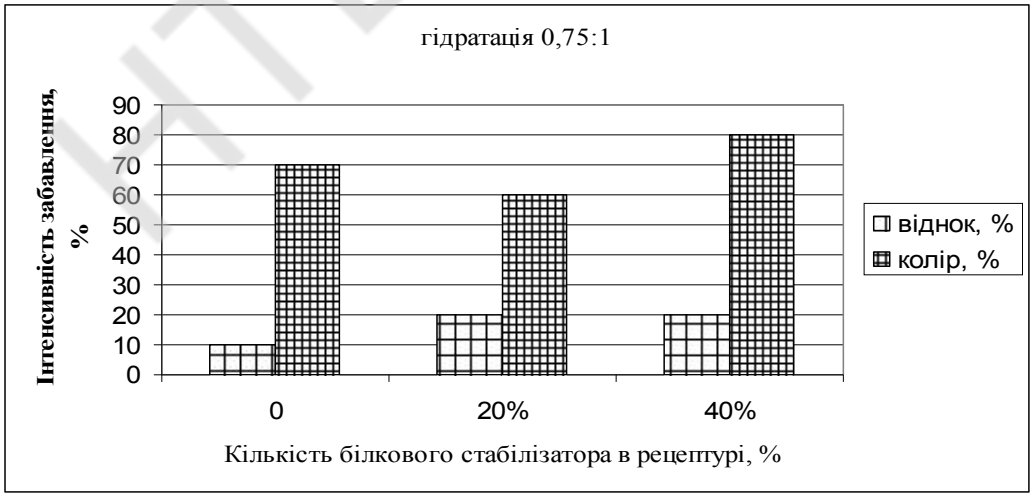


Рис. 5 – Залежність інтенсивності забарвлення сосисок з фарбованим порошком (0,75:1) від кількості білкового стабілізатора в рецептурі

Висновки

Гідратація рисового борошна стабілізованим буряковим соком дозволяє отримати комплексну добавку, яку можна використовувати в якості барвника у виробництві м'ясомістких продуктів як у вигляді пасти, так і у вигляді сухого порошку.

Фарбований сухий порошок з гідратацією 0,75:1 в кількості 2 % на основну сировину володіє кращою фарбувальною здатністю порівняно з порошком, отриманим гідратацією (борошно:буряковий сік) 1:1, що обумовлено кращою стабільністю бетаніну у сухому вигляді та збільшенням його концентрації в суміші.

Збільшення концентрації білкового стабілізатора в рецептурі призводить до підвищення інтенсивності рожевого забарвлення на 10 -15 % порівняно з контролем на основі курятини.

Дослідження забезпечують поліпшення якості готового продукту і підвищення теплової ефективності процесу сушіння за рахунок використання комбінованого енергопідведення з використанням ступеневого режиму радіаційно-конвективного сушіння, зниження енерговитрат на отримання готового продукту при інтенсифікації процесу сушіння.

Література

1. Все о технологи мяса и мясных продуктах. Режим доступа: http://newgreenfield.ru/
2. Красников В.В. Кондуктивная сушка. – М.: Энергия, 1973. – 228 с.

УДК 664.854

ДОСЛІДЖЕННЯ КІНЕТИКИ ПРОЦЕСУ СУШІННЯ ГРУШ КОМБІНОВАНИМ ЕНЕРГОПІДВЕДЕННЯМ

Дубковецький І.В., канд. техн. наук, доцент, Малежик І.Ф., д-р техн. наук, професор,
Шевчук О.О., магістрант
Національний університет харчових технологій, м. Київ

Як відомо при конвективному висушуванні повітря є носієм теплоти від електрокалорифера до продукту, що є більш енергозатратним ніж при інфрачервоному при якому повітря не виконує функцію носія теплоти, а лише функцію відведення вологи. Нами запропоновано комбінувати два способи підведення теплоти при сушінні, що дозволить зменшити відносну вологість повітря, а отже збільшити рушійну силу процесу в порівнянні з інфрачервоним сушінням.

As is known in convective air drying is the carrier of heat from Electroheaters the product, which is more energy intensive than in the infrared where the air carrier does not perform the function of heat and moisture removal only feature. We suggest to combine the two methods of supplying heat drying, which will reduce the relative humidity, and thus increase the driving force of the process compared with infrared drying.

Ключові слова: сушіння, груші, комбінований метод, опромінення, енергозатрати, інфрачервоне сушіння.

Одним із перспективних продуктів для сушіння є груші. Сушені груші – це дуже цінний поживний продукт, але, на жаль, їх виробництво в нашій країні незначне через складність і тривалість промислового виробництва, яке потребує багато ручної праці та спеціальних умов висушування.

Мета нашої роботи полягала у розробці технологічного процесу виробництва сушених груш за допомогою різних методів сушіння. Перш за все, необхідно було встановити технологічні параметри та оптимальні режими процесу, при якому максимально зберігаються початкові смакові і поживні властивості вихідної сировини. Для сушених груш вирішальними показниками, які впливають на якісні показники готового продукту є вміст цукрів та показник кольоровості.

Попередня підготовка груш полягала у митті, різанні на кружальця товщиною 4…6 мм та бланшуванні у лимонній кислоті для попередження потемніння сировини. Сушіння груш відбувалось при температурах 40, 60, 80 і 100 ºС комбінованим способом – з терморадіаційним і конвективним енергопідведенням. Далі перевіряли показник кольоровості, що відповідає за якість готової продукції, та визначали вміст цукрів.

Для порівняння далі при вибраній оптимальній температурі проводили сушіння груш окремо конвективним та інфрачервоним способами.

Груші дольками розміщували на сітчастий піддон, який вставлювали в сушильну камеру. Опромінення здійснювалось зверху і знизу продукту трубчастими «темними» ІЧ-генераторами з довжиною хвиль 2,0…4,0 мкм., в імпульсному режимі нагрів-охолодження, при одночасному конвективному і ІЧ-енергопідведенні з рециркуляцією повітря. Нагрів протягом 30…60 секунд до досягнення граничної температури в камері, а охолодження вели протягом 120…180 с до досягнення заданої температури в камері. Величина опроміненості інфрачервоних тенів становила Е=8 кВт/м^2. Відстань від інфрачервоних тенів до продукту становила 15 см. Одночасно з опроміненням здійснювали конвективне підведення теплоти від зовнішнього тену потужністю 1 квт, з швидкістю руху теплоносія 6 м/с.

Побудовані за дослідними даними криві сушіння (рис. 1) характеризують зміну інтегрального вологовмісту wc залежно від часу. З рисунка видно, що із зростанням температури теплоносія тривалість процесу сушіння скорочується на незначну величину для досягнення кінцевої величини вологовмісту wc = 25 % (вологість w = 20 %). При одночасному підведенні конвективної теплоти і теплоти випромінювання ІЧ генераторами з рис. 1 не спостерігається першого періоду сушіння.

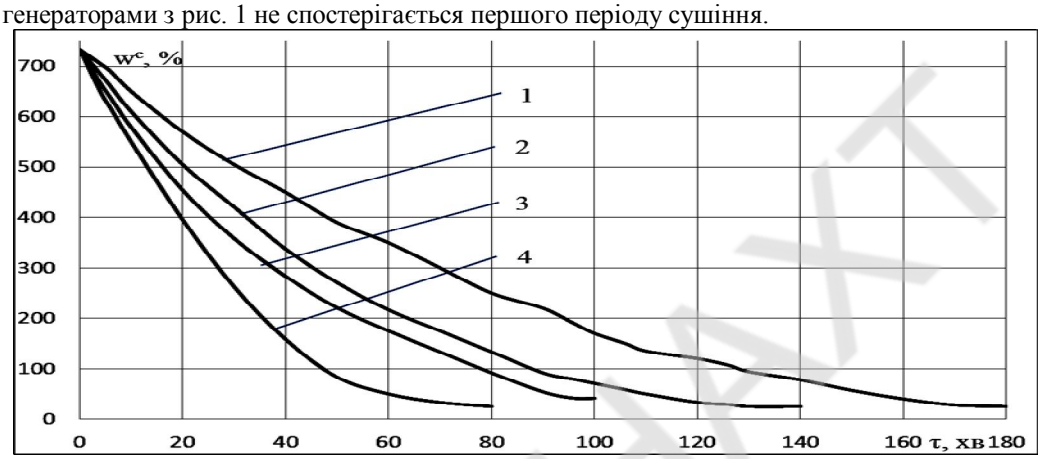


Рис. 1 – Залежність зміни вологовмісту груш від температури та часу сушіння комбінованим способом при: 1 – 40 ºС; 2 – 60 ºС; 3 – 80 ºС; 4 – 100 ºС

Після сушіння при різних температурах визначали показник кольоровості у сушених грушах. Дані зображено на рис. 2.

Аналізуючи всі температури сушіння можна відмітити, що при 40 ºС сушіння груш недоцільно проводити, оскільки температура невисока і процес потребує багато часу, тому температуру далі підвищували. При 60 ºС процес проходить швидше, але теж тривало. При 80 ºС процес займає менше часу, груші мають найсвітліше забарвлення, ніж у попередніх дослідах. При 100 ºС процес сушіння проходить швидко, але якість груш дуже низька, оскільки відбувається побуріння груш внаслідок карамелізації цукрів.

Рис. 2 – Залежність показника кольоровості від температури сушильного агенту

Як видно з рис. 2, показник кольоровості при 80 ºС має найнижче значення (0,017), що відповідає найкращій якості. Тому можемо робити висновок, що оптимальна температура для сушіння груш 80 оС.

При обраній оптимальній температурі 80 ºС для порівняння проводили сушіння конвективним, інфрачервоним та комбінованим способами.

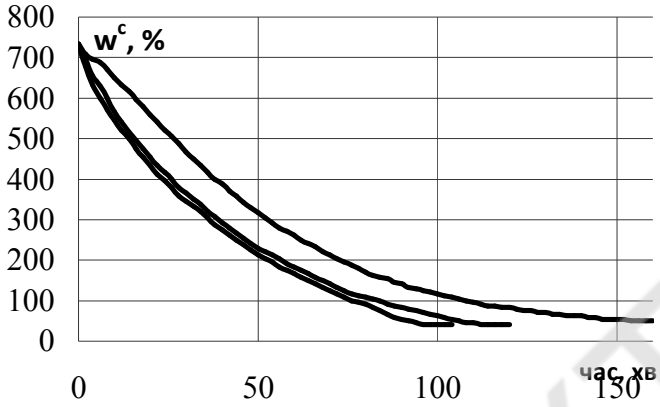


Рис. 3 – Криві сушіння груш при 80 оС:
1 – конвективним способом; 2 – інфрачервоним; 3 – комбінованим.

З рис. 3 видно, що при конвективному сушінні спостерігається перший період сушіння до точки К, апроксимуючи дані якого, вивели рівняння, що підпорядковуються лінійному закону – Wc = –9,19τ + 743,4 при R2 = 0,99.

Апроксимуючи другий період сушіння вивели рівняння:

1 – конвективним способом – wc = 754,8 e-0,18τпри R2 = 0,99;
2 – інфрачервоним способом – wc = 767,38 e-0,025τпри R2 = 0,99;
3 – комбінованим способом – wc = 795 e-0,028τ при R2 = 0,98.

На рис. 4 зображенні криві швидкості сушіння груш при температурі 80 оС.

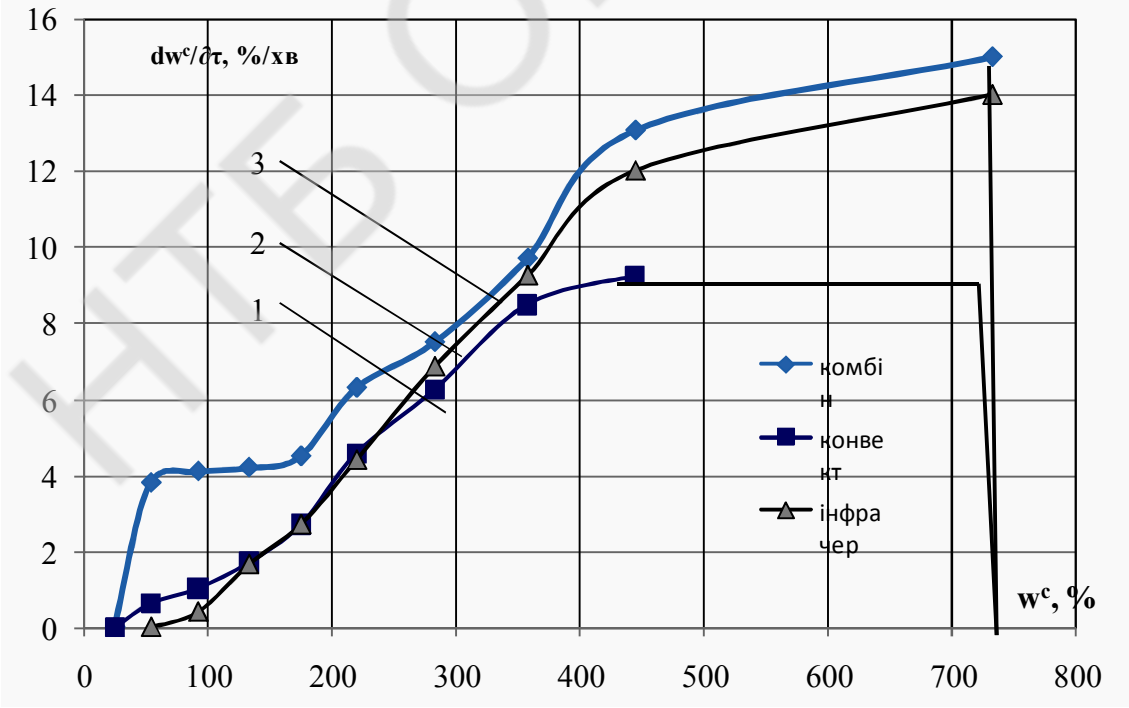


Рис. 4 – Криві швидкості сушіння груш при 80 ºС:
1 – конвективним способом; 2 – інфрачервоним; 3 – комбінованим

Проаналізувавши другий період сушіння вивели апроксимаційні рівняння:

1 – конвективним способом – dWc /dτ =-5*10-7W2+0,0244W-0,97 при R2 = 0,97;
2 – інфрачервоним способом – dWc /dτ =-3*10-5W2+0,0448W-3,43 при R2 = 0,98;
3 – комбінованим способом – dWc /dτ =-2*10-5W2+0,0325W+0,37 при R2 = 0,95;

Також порівнювали показник кольоровості (рис. 5) та вміст цукрів (рис. 6) при трьох способах сушіння.

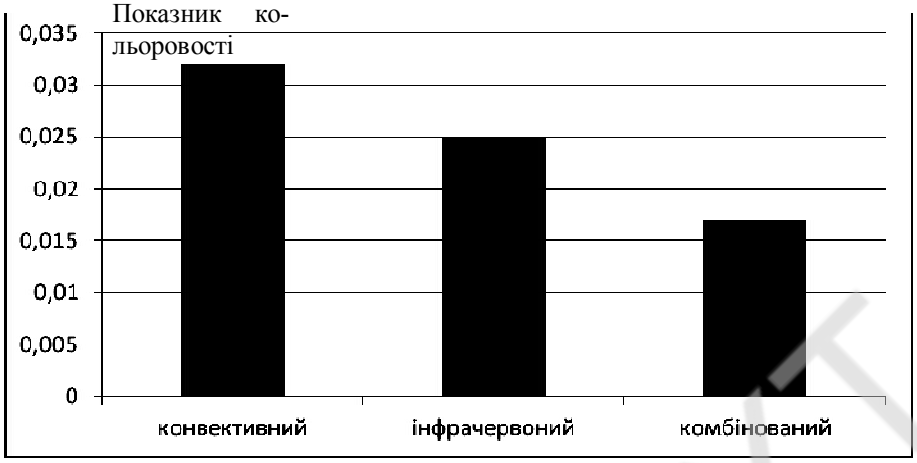


Рис. 4 – Порівняльна характеристика кольоровості при різних способах сушіння

З рис. 4 найнижчий показник кольоровості при комбінованому способі сушіння, що свідчить про кращу якість продукту, ніж при конвективному та інфрачервоному способах.

Рис. 5 – Залежність вмісту цукрів залежно від способу сушіння

З рис. 5 можна зробити висновок, що вміст цукрів найвищий одночасному підведенні конвективної теплоти і теплоти випромінювання ІЧ генераторамия (81,2 %). При інших методах сушіння, вміст цукрів незначно, але нижче ніж при комбінованому способі.

Проаналізувавши дослідні дані, можна сказати, що показники, які відповідають за якість сушених груш (кольоровість, вміст цукрів) мають найкращі значення при комбінованому способі сушіння. Отже, сушіння груш рекомендовано краще проводити при температурі 80 оС комбінованим способом., щоб скоротити тривалість процесу та отримати кращу якість готової продукції.

Встановлена залежність витрат енергії на кілограм готової продукції від температури теплоносія при комбінованому енергопідведенні (рис.6) і побудовано графік при оптимальній температурі різних методах енергопідведення (рис.7).

НТБОНАХТ

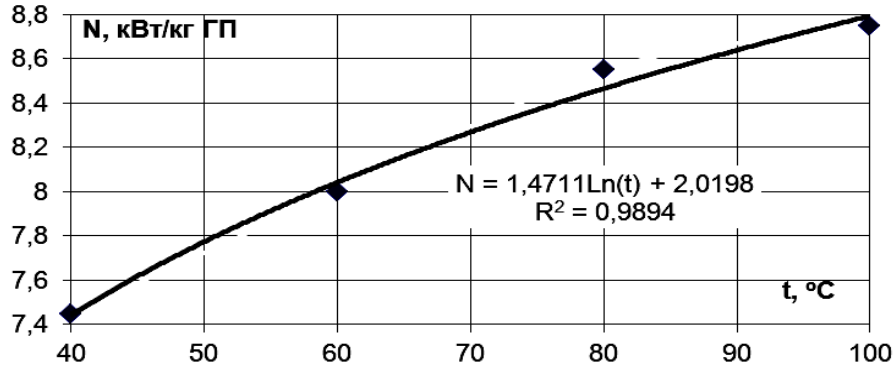


Рис. 6 – Залежність витрат енергії від температури теплоносія при комбінованому енергопідведенні

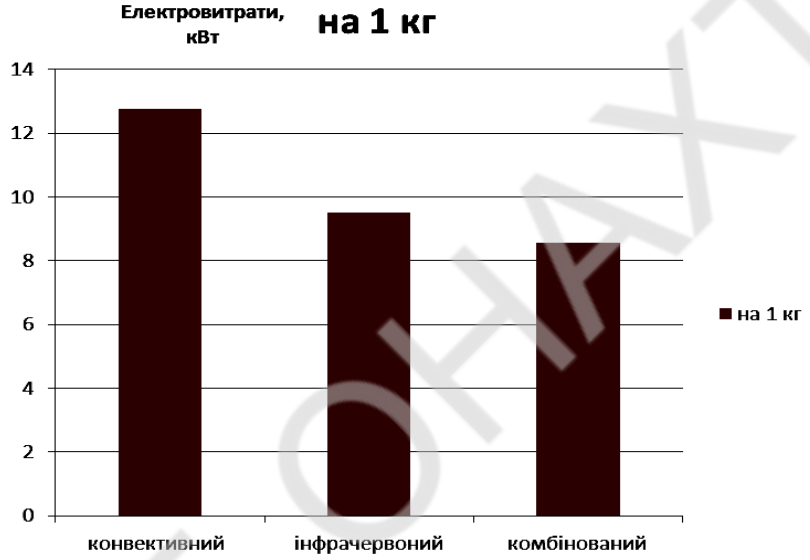


Рис. 7 – Залежність витрат енергії при температурі теплоносія 80 оС різними методами енергопідведення

Висновки

Дослідження забезпечують поліпшення якості готового продукту і підвищення теплової ефективності процесу сушіння за рахунок використання комбінованого енергопідведення з використанням ступеневого режиму радиаційно-конвективного сушіння груші, зниження енерговитрат на отримання готового продукту при інтенсифікації процесу сушіння.

Література

1. Красников В.В. Кондуктивная сушка. – М.: Энергия, 1973. – 228 с.
2. Лебедев П.Д. Сушка инфракрасными лучами. М. – Л.: Госэнергоиздат, 1955.
3. Лабораторный практикум по курсу общей технологии бродильных производств. Великая Е. И., Суходол В. Ф.Издательство: Легкая и пищевая промышленность. 1983, ст.157.

НТБ ОНАХТ

УДК 664:532.7

ВИЗНАЧЕННЯ КОЕФІЦІЄНТУ МАСОПЕРЕНОСУ ТА ТРАНСПОРТНИХ ПАРАМЕТРІВ МЕМБРАН

Киричук І.І., асп., Мирончук В.Г., д-р. техн. наук, професор, Змієвський Ю.Г., канд. техн. наук
Національний університет харчових технологій, м. Київ

В даній роботі представлені результати обчислення коефіцієнта масопереносу k та транспортних параметрів σ і P_s зворотно осмотичних мембран ESPA-1 та TFC-75F для розчинів лактози різної концентрації. Для розрахунків використовували об'єднану модель розчинення-дифузії/плівкову (CFSD) та об'єднану модель Шпіглера-Кедема/плівкову (CFSK). Значення k отримані для двох моделей значно відрізнялися, що можливо обумовлено наявністю коефіцієнта відбиття σ в моделі CFSK. Враховуючи малу похибку (менше 1,2%) між експериментальними та розрахованими значеннями селективності, для визначення коефіцієнта масопереносу доцільно використовувати модель CFSK. Також було розраховано модуль концентраційної поляризації, фактори розділення та число Пекле, згідно якого було встановлено, що механізм розділення розчинів лактози зворотним осмосом відбувається завдяки дифузії.

This paper presents the results of estimation of mass transfer coefficient k and membrane transport parameters σ and P_s for reverse osmosis membranes ESPA-1 and TFC-75F during lactose solutions separation of various concentrations. To analyze experimental data the combined solution-diffusion/film theory model and combined Spiegler-Kedem/film theory model were used to estimate mass transfer coefficient and membrane transport parameters simultaneously. The k values calculated from two models show a marked variation that may be attributed to the presence of reflection coefficient σ in the Spiegler-Kedem model. Considering small error (less than 1.2%) between experimental and calculated values of rejection, CFSK model was recommended to use for mass transfer coefficient estimation. Also, enrichment factor, concentration polarization modulus and Peclet number were found. The Peclet number found from the data has shown that the mechanism of separation of lactose solutions by reverse osmosis is due to diffusion.

Ключові слова: масоперенесення, концентраційна поляризація, коефіцієнт масопереносу.

Для описання масопереносу крізь зворотно осмотичні мембрани було запропоновано багато математичних моделей. Більшість з них складні в обчисленні і вимагають точних знань про процес фільтрування та характеристики мембран. Тому виникає потреба в пошуку альтернативних варіантів моделей, які дозволяють отримати необхідні дані за мінімальної кількості відомих. Такими є модель розчинення-дифузії, виведена Мертеном, та Шпіглера-Кедема. Модель Шпіглера-Кедема розглядає мембрану як чорний ящик і характеризує її за допомогою наступних параметрів: коефіцієнта проникності і коефіцієнта відбиття. Перший параметр описує дифузійний потік крізь мембрану, другий – конвективний потік [1]. Коефіцієнт відбиття характеризує ступінь напівпроникності мембрани і є мірою її селективності.

В процесі мембранного розділення необхідно враховувати явище концентраційної поляризації, яке обумовлене селективністю, проникністю та структурою мембран [2-3]. Математична модель концентраційної поляризації представляється плівковою моделлю [4]. Тому для більш точного визначення транспортних параметрів моделі розчинення-дифузії та Шпіглера-Кедема об'єднують з плівковою. Остання описує транспорт в приграничному шарі біля поверхні мембрани зі сторони розчину, тоді як перші дві транспорт речовин крізь мембрану.

Метою даної роботи було визначити параметри мембран та коефіцієнти масопереносу, використовуючи об'єднану модель розчинення-дифузії/плівкову (CFSD) та об'єднану модель Шпіглера-Кедема/плівкову (CFSK) на прикладі розділення модельних розчинів лактози, що є основним компонентом молочних рідин (стічних вод, сироватки).

Моделі масоперенесення

Плівкова модель. В процесі розділення розчину відбувається накопичення розчиненої речовини біля поверхні мембрани зі сторони розчину, що призводить до формування пограничного шару, концентрація якого постійно зростає. Це небажане явище називається концентраційною поляризацією. Накопичення розчиненої речовини на поверхні мембрани спричиняє зворотний дифузійний потік речовини в об'єм розчину, який урівноважується конвективним транспортом розчиненої речовини до мембрани. Умова стаціонарного стану представлена рівнянням [3]:

$$J \cdot C + D\frac{dC}{dx} = J \cdot C_n \quad , \tag{1}$$

де J – потік пермеату крізь мембрану;

C_n – концентрація розчиненої речовини в пермеаті;

C – концентрація розчиненої речовини у при мембранному шарі;

D – коефіцієнт дифузії розчиненої речовини у розчині (воді);

x – відстань по нормалі від поверхні мембрани.

Інтегруючи рівняння (1) за граничних умов $x = \delta$, $C = C_p$, $x = 0$, $C = C_м$, отримаємо:

$$\frac{C_м - C_n}{C_p - C_n} = \exp\left(\frac{J}{k}\right) \quad , \tag{2}$$

де δ – товщина концентраційного шару;

$C_м$ – концентрація розчиненої речовини біля поверхні мембрани;

C_p – концентрація розчиненої речовини у розчині;

k – коефіцієнт масопереносу, визначається як відношення D/δ.

Використовуючи рівняння для знаходження істинної та спостережуваної селективності мембрани

$$R_i = 1 - \frac{C_n}{C_м} \quad , \tag{3}$$

$$R_c = 1 - \frac{C_n}{C_p} \quad , \tag{4}$$

рівняння (2) можна переписати наступним чином:

$$\frac{1 - R_c}{R_c} = \frac{1 - R_i}{R_i} \cdot \exp\left(\frac{J}{k}\right) \quad , \tag{5}$$

Об'єднана модель розчинення-дифузіїї/плівкова (CFSD). Відповідно до моделі розчинення-дифузії потік розчиненої речовини крізь мембрану має вигляд:

$$J_s = J \cdot C_n = P_s \cdot (C_м - C_n) \quad , \tag{6}$$

де P_s – коефіцієнт проникності, який характеризує транспорт розчиненої речовини крізь мембрану.

Поєднавши рівняння (5) і (6) та виразивши їх через невідомі $C_м$ та R_i, отримаємо:

$$\frac{R_c}{1 - R_c} = \frac{J}{P_s} \cdot \exp\left(-\frac{J}{k}\right) \quad , \tag{7}$$

Рівняння (7) є робочим рівнянням об'єднаної моделі розчинення-дифузіїї/плівкової (CFSD). Використовуючи дані R_c і J, отримані при різних тисках, але сталих швидкості потоку та концентрації розчину для кожного з експериментів, можна знайти коефіцієнт масопереносу k та параметр P_s [5, 6].

Об'єднана модель Шпіглера-Кедема/плівкова (CFSK). Масоперенесення розчиненої речовини крізь мембрану може також бути описане за допомогою принципів нерівноважної термодинаміки. Робочі рівняння нелінійної моделі Шпіглера – Кедема [6, 7] мають вигляд:

$$J = L_p \cdot (\Delta P - \sigma \Delta \pi) \quad , \tag{8}$$

$$R = \frac{\sigma \cdot (1 - F)}{1 - \sigma \cdot F} \quad , \tag{9}$$

де

$$F = \exp\left(-\frac{1-\sigma}{P_s}\cdot J\right), \tag{10}$$

де ΔP – різниця тисків по обидві сторони мембрани;

$\Delta\pi$ – різниця осмотичних тисків по обидві сторони мембрани

L_p – гідравлічна проникність розчинника (води) крізь мембрану;

σ – коефіцієнт відбиття.

Підставивши рівняння (5) у (9) та провівши певні перетворення, отримаємо:

$$\frac{R}{1-R} = \frac{\sigma}{1-\sigma}\cdot\left(1-\exp\left[-\frac{J\cdot(1-\sigma)}{P_s}\right]\right)\cdot\exp\left(-\frac{J}{k}\right), \tag{11}$$

За допомогою методу нелінійного визначення параметрів моделей, використовуючи експериментальні значення R та J, взяті при різних тисках, але сталих швидкості потоку та концентрації розчину, можна одночасно обчислити транспортні параметри σ, P_s та k [6, 8].

Відношення концентрації розчиненої речовини на поверхні мембрани до її концентрації в об'ємі розчину називається модулем концентраційної поляризації. Використовуючи спостережуваний фактор розділення $E = C_n/C_p$, та істинний фактор розділення я $E_o = C_n/C_м$ отримаємо співвідношення для визначення концентраційної поляризації [9]:

$$\frac{C_м}{C_p} = \frac{E}{E_o} = \frac{\exp(J/k)}{1+E_o\left(\exp(J/k)-1\right)}, \tag{12}$$

Експериментальна частина

Модельні розчини. Для приготування модельних розчинів лактози використовували харчову лактозу. Концентрація розчинів становила 0,2, 1, 5 та 10%.

Мембрани. Використовувалися зворотно осмотичні мембрани низького тиску ESPA-1 (Hydranautics, США) та TFC-75F (Filmtec, США). Перед дослідженням мембрани опресовували шляхом фільтрування крізь них дистильованої води при тиску 2 МПа протягом 2 годин для уникнення їхнього ущільнення під час експерименту.

Лабораторна установка. Дослідження проводилися на лабораторній установці тупикового типу, принцип дії якої описаний в роботі [10]. Ефективна площа мембрани складала 1,38·10-3 м2. Температуру розчинів підтримували на рівні 20±3 °С. Робочий тиск змінювали від 0,5 до 6 МПа.

Розрахункові формули та методи аналізу.

Питому продуктивність J (дм3/(м2·год)) визначали за формулою [11]:

$$J = \frac{3600V}{S\cdot\tau}, \tag{13}$$

де V – об'єм пермеату, дм3, отриманий за час τ, с, з поверхні мембрани площею S, м2.

Концентрацію лактози в пермеаті визначали шляхом висушування 3 мл розчину при температурі 105 °С в спеціальній бюксі з двома кружками марлі на дні [12].

Результати та обговорення.

Результати розділення модельних розчинів лактози представлені на рис. 1-3. На рис. 1 показано залежність питомої продуктивності розчинів лактози від тиску. Кут нахилу кривої характеризує гідравлічну проникність мембрани по розчиннику і вказує на осмотичний тиск розчину, що визначається відрізком, який відсікається кривою на осі абсцис. Як видно, осмотичний тиск незначний при низьких концентраціях лактози (до 1,0 %) і зростає зі збільшенням її вмісту у розчині. Потік пермеату зростає лінійно зі збільшенням тиску до 6,0 МПа і знижується з підвищенням вмісту лактози в розчині. На рис. 1

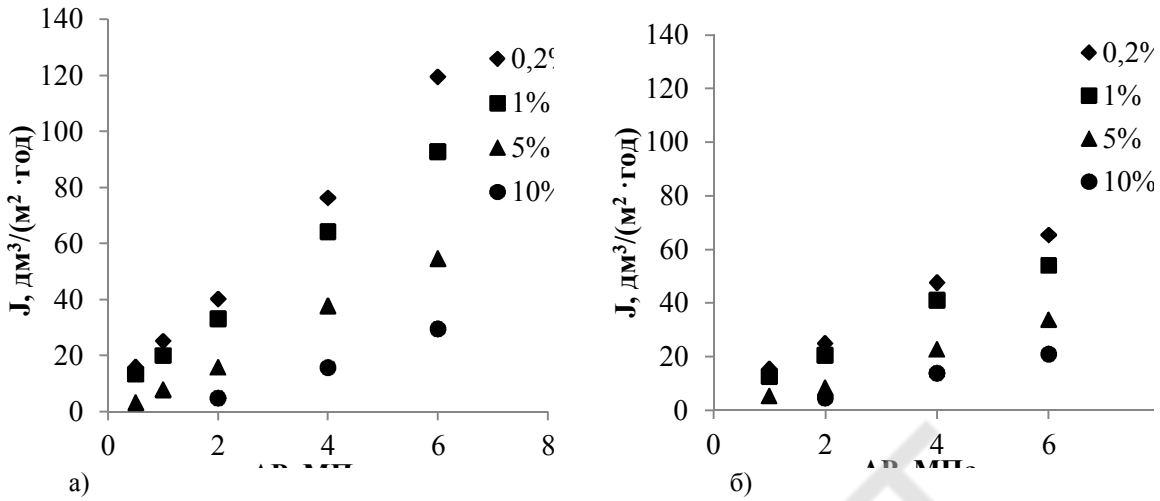


Рис. 1 – Залежність питомої продуктивності мембран ESPA-1 (а) та TFC-75F (б) від тиску для розчинів лактози різної концентрації

Видно, що питома продуктивність мембрани ESPA-1 вдвічі більша, ніж TFC-75F, що було очікуваним, враховуючи різну питому продуктивність мембран по дистильованій воді. Така відмінність обумовлена різними характеристиками мембран.

Для кожного розчину лактози різної концентрації були отримані залежності селективності мембрани від питомої продуктивності. На рис. 2 показано, що на селективність мембран суттєвий вплив має концентрація лактози в розчині. Слід відмітити, що значення селективності R для розчинів більшої концентрації (>1%) вищі, ніж для розчину з концентрацією лактози 0,2 %. Зі збільшенням продуктивності спостерігається підвищення R для розчину з концентрацією 0,2 %. Для розчинів концентрацією >1 % селективність є практично сталою.

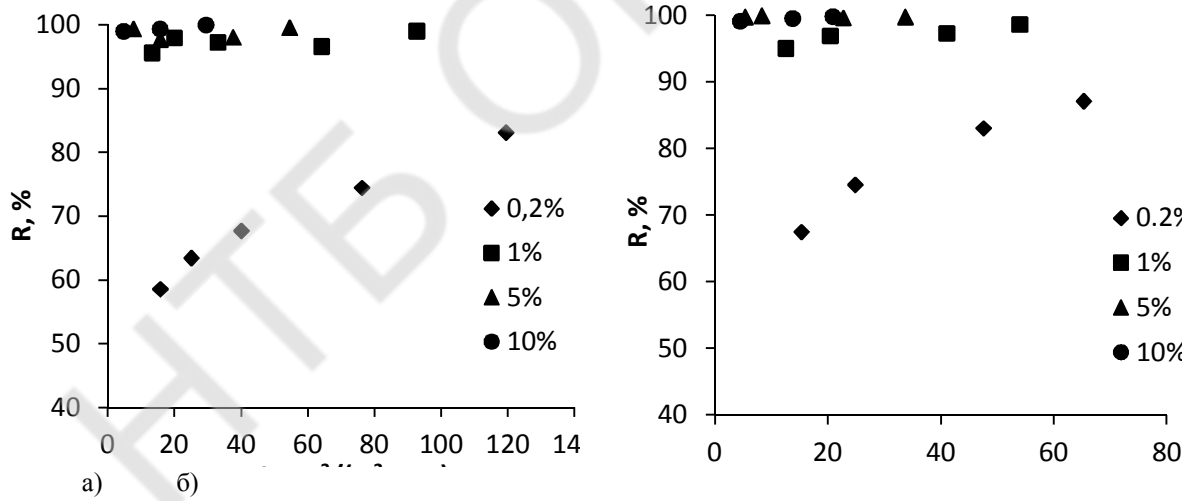


Рис. 2 – Залежність селективності мембрани ESPA-1 (а) та TFC-75F (б) по лактозі від потоку пермеату

Отримані значення селективності R та питомої продуктивності J були використані для визначення транспортних параметрів мембран (коефіцієнта відбиття σ і коефіцієнта проникності P_s) та коефіцієнта масопереносу k. Для визначення параметрів з моделі CFSK використовували метод Левенберга-Марквардта [13]. Знайдені параметри використовували для розрахунку селективності мембран при різних значеннях питомої продуктивності відповідно до конкретної моделі. На рис. 3 показано порівняння експериментальних та розрахованих значень. Як видно, експериментальні дані співпадають з даними розрахованими за моделями CFSD та CFSK.

НТБ ОНАХТ

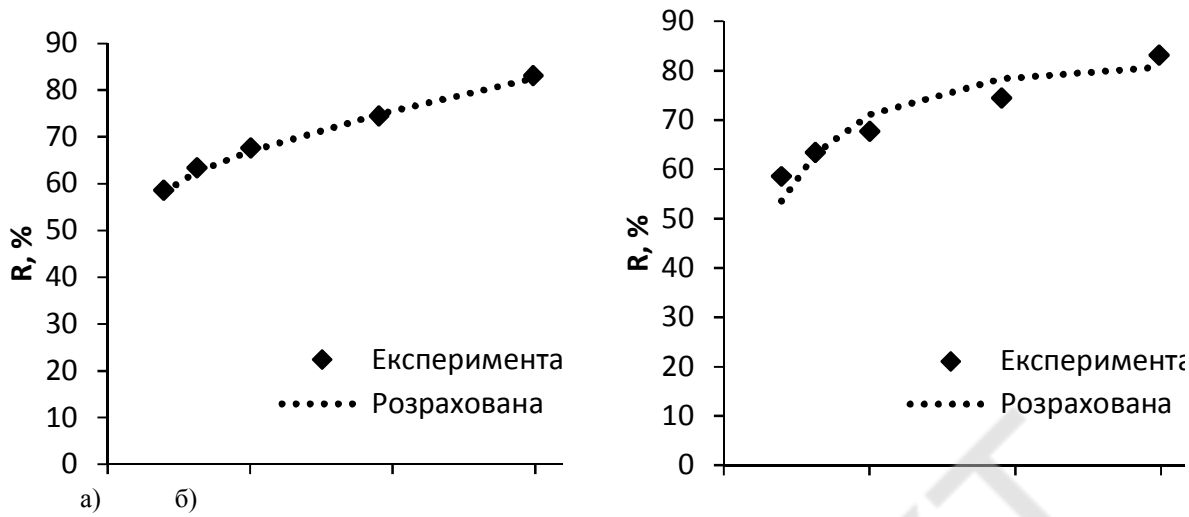


Рис. 3 – Селективність мембрани ESPA-1 згідно моделі CFSK (а) та CFSD (б) по лактозі для розчину концентрацією 0,2 %

Параметри визначені з рівнянь (7) і (12) наведені в табл. 1. Як видно, значення коефіцієнта проникності лактози P_s та коефіцієнта відбиття σ залежать від концентрації розчину: P_s зменшується зі збільшенням концентрації розчину, тоді як σ зростає в результаті високої селективності мембран по лактозі. Спостерігається значна відмінність значень P_s і k для обох моделей, яка можлива внаслідок наявності коефіцієнта відбиття σ у рівнянні (12). Враховуючи те, що максимальна похибка розрахованих значень R з моделі CFSK (1,2 %) менша, ніж з CFSD (8,5 %), для подальших розрахунків використовували значення цієї моделі.

Таблиця 1 – Параметри отримані з моделей CFSD та CFSK для розчинів лактози

Концентрація розчину, %	CFSD		CFSK		
	$P_s \cdot 105$, см/с	$k \cdot 103$, см/с	σ	$P_s \cdot 105$, см/с	$k \cdot 103$, см/с
ESPA-1					
0,2	34,093	3,914	0,570	8,636	2,617
1,0	1,449	2,360	0,979	0,008	4,701
5,0	0,311	0,987	0,983	0,009	4,208
10,0	0,132	0,805	0,987	0,067	0,767
TFC-75F					
0,2	19,967	5,365	0,677	9,969	1,542
1,0	17,007	3,803	0,959	1,211	1,674
5,0	0,017	0,307	0,997	0,008	6,924
10,0	0,124	0,428	0,987	0,008	0,309

Для розрахунку концентраційної поляризації були визначені фактори розділення лактози в розчині (табл. 2). Для зворотно осмотичних мембран ESPA-1 та TFC-75F Ео та Е практично одинакові та знаходяться в діапазоні від 0,001 до 0,3, що відповідає літературним даним [9]. В залежності від отриманих значень Ео та Е було розраховано модуль концентраційної поляризації ($C_м/C_р$), який був в межах 1,1-1,5. Це означає, що концентрація лактози біля поверхні мембрани в 1,1-1,5 разів більша, ніж в об'ємі розчину. При цьому спостерігається зниження $C_м/C_р$ зі збільшенням концентрації лактози в розчині від 0,2 до 5,0% та його зростанні з підвищенням тиску.

Таблиця 2 – Результати розрахованих параметрів для розчинів лактози різної концентрації (ΔP=2,0 МПа)

Концентрація розчину, %	Фактор		$C_м/C_р$	$k \cdot 103$, см/с	$J \cdot 103$, см/с	Pe (J/k)
	Eo	E				
ESPA-1						
0,2	0,238	0,323	1,359	2,617	1,115	0,426
1,0	0,023	0,028	1,209	4,701	0,918	0,195
5,0	0,021	0,023	1,107	4,208	0,438	0,104
10,0	0,008	0,010	1,187	0,767	0,133	0,173
TFC-75F						
0,2	0,179	0,255	1,421	1,542	0,691	0,448
1,0	0,022	0,031	1,392	1,674	0,568	0,339
5,0	0,001	0,001	1,034	6,924	0,232	0,034
10,0	0,006	0,009	1,493	0,309	0,125	0,404

Рівновага між конвективним транспортом та дифузійним в концентраційному шарі на поверхні мембрани характеризується параметром J/k – число Пекле. В табл. 2 приведені значення J/k для мембран ESPA-1 та TFC-75F, отримані для різних концентрацій розчину лактози при тиску $\Delta P = 2,0$ МПа. Коли число Пекле велике ($J \gg k$), конвективний потік крізь мембрану не може бути врівноважений дифузією в приграничному шарі, і модуль концентраційної поляризації буде збільшуватись. Коли ж $J \ll k$, конвективний потік врівноважується дифузійним, і модуль концентраційної поляризації близький до 1 [9]. Така тенденція спостерігається у даному випадку, оскільки число Пекле знаходиться в межах 0,033-0,448 при тиску 2,0 МПа. Проте при тиску 6,0 МПа для розчинів концентрацією 0,2 та 10% число Пекле було більше 1, а модуль концентраційної поляризації близько 3 (в табл. 2 не показано).

Висновки

Згідно моделей CFSD та CFSK були визначені транспортні параметри σ, P_s і коефіцієнт масопереносу k, які значно відрізнялися для обох моделей, що можна пояснити наявністю коефіцієнта відбиття в моделі CFSK. Розраховані значення селективності згідно останньої моделі співпали з експериментальними з максимальною похибкою менше, ніж 1,2 % для ESPA-1 та 0,4 % для TFC-75F.

Розраховано модуль концентраційної поляризації $C_м/C_р$ і встановлено, що зі збільшенням концентрації лактози в розчині від 0,2 до 5,0 % $C_м/C_р$ знижується, а зі збільшення робочого тиску зростає.

Згідно отриманих значень число Пекле встановлено, що механізм розділення відбувається завдяки дифузії.

Розраховані параметри за допомогою моделі CFSK можуть використовуватися для моделювання процесу розділення та знаходження концентрації розчиненої речовини на поверхні мембрани, що дозволяє визначити рівень концентраційної поляризації та прогнозувати протікання процесу розділення.

Література

1. Rice G. Rejection of dairy salts by a nanofiltration membrane / G. Rice, A. R. Barberb, A.J. O'Connor, G.W. Stevens, S.E. Kentish // Separation and Purification Technology. – 2011. – V. 79. – P. 92–102.
2. Gu B. Mathematical model of flat sheet membrane modules for FO process: Plate-and-frame module and spiral-wound module / B. Gu, D.Y. Kim, J.H. Kim, D.R. Yang // Journal of Membrane Science. – 2011. – V. 379. – P. 403-415.
3. Cavaco Morão A.I. Concentration polarization in a reverse osmosis/nanofiltration plate-and-frame membrane module / A.I. Cavaco Morão, A.M. Brites Alves, V. Geraldes // Journal of Membrane Science. – 2008. – V. 325. – P. 580-591.
4. Zydney A.L. Stagnant film model for concentration polarization in membrane systems // Journal of Membrane Science. – 1997. – V. 130. – P. 275-281.
5. Khalaf T.Y. Estimation of Concentration Polarization Using the Combined Film theory/ Spiegler-Kedem Model and Empirical Correlation // The 1st Regional Conference of Eng. Sci. NUCEJ Spatial. – 2008. V. 11. – № 2. – P. 322-328.
6. Murthy Z.V.P. Estimation of Mass Transfer Coefficient Using a Combined Nonlinear Membrane Transport and Film Theory Model / Z.V.P. Murthy, S.K. Gupta // Desalination. – 1997. – V. 109. – P. 39-49.

7. Kumar A. Mathematical modeling for separation of binary aqueous solution using hollow fiber reverse osmosis module / A. Kumar, S. Deswal // World Academy of Science, Engineering and Technology. – 2009. – V.27. – P. 347-351.
8. Lee S. Applicability of Sherwood correlations for natural organic matter (NOM) transport in nanofiltration (NF) membranes / S. Lee, G. Amy, J. Cho // Journal of Membrane Science. – 2004. – V. 240. – P. 49–65.
9. Baker R.W. Membrane technology and applications / R.W. Baker. – 2004. – 2nd ed. – ISBN 0-470-85445-6.
10. Мирончук В.Г. Экспериментальное исследование влияния высокого давления на эффективность процесса нанофильтрации молочной сыворотки при использовании мембран ОПМН-П / В.Г. Мирончук, И.О. Грушевская, Д.Д. Кучерук, Ю.Г. Змиевский // Мембраны и мембранные технологи. – 2013. – № 1. – Т. 3. – С. 3–8.
11. Енциклопедія мембран: в 2 т. / [упоряд. М.Т. Брик]. – К.: Вид. дім «Києво-Могилянська академія», 2005. – Т.1. – 658 с. – ISBN 996-518-341-9.
12. Инихов Г.С. Методы анализа молока молочных продуктов. Справочное пособие / Г.С. Инихов, Н.П.. Брио – М.: Пищевая промышленность, 1971. – С. 423.
13. Nocedal J. Numerical Optimization / J. Nocedal, S. Wright // Springer, New York. – 2006. – 2nd ed. - ISBN-10: 0-387-30303-0.

УДК 676.05

КІНЕТИКА БІОГАЗОВОГО ПРОЦЕСУ УТИЛІЗАЦІЇ ПАПЕРОВОЇ УПАКОВКИ

Марчевський В.М., канд. техн. наук, проф., Воронін Л.Г., канд. техн. наук,
Смірнова В.А., магістрант
Національний технічний університет України «Київський політехнічний інститут», м. Київ

Запропоновано математичну модель біогазового процесу переробки відходів паперової упаковки, отримано аналітичне рішення математичної моделі при заданих початкових і граничних умовах, що дає нові залежності виходу біогазу від часу та температури, при заданій концентрації сухих речовин та ферменту. На основі рішення математичної моделі побудовані графічні кінетичні залежності процесу. Адекватність математичної моделі підтверджено експериментальними даними, що отримані на оригінальній лабораторній установці. Отримані закономірності та параметри процесу використано для розробки промислового обладнання.

A mathematical model of the biogas process of recycling paper packaging , the analytical solution of a mathematical model for a given initial and boundary conditions , giving new biogas yields , depending on the time and temperature at a given concentration of solids and enzyme. Based on the solution of mathematical model constructed graphical kinetic dependence process. The adequacy of the mathematical model is confirmed by experimental data obtained on the original laboratory setting . These patterns and the process parameters used to develop industrial equipment.

Ключеві слова: біогаз, субстрат, математична модель, експеримент, адекватність.

Постановка проблеми. Значний розвиток торгівлі та споживчих стандартів потребує великих об’ємів якісної упаковки продуктів споживання. Великим попитом користується упаковка, виготовлена з картону ламінованого полімерною плівкою. Після використання упакованих продуктів таких як молоко, соки, вина та інші, сотні тон використаної упаковки вивозять на звалища. Час розкладу паперової упаковки є тривалим та складним процесом і складає від 1 до 400 років в випадку включень плівки ламінування та фольги. Тому дослідження направлені на вирішення проблеми утилізації паперової упаковки з отриманням корисних продуктів є актуальним.

Аналіз попередніх досліджень. Визначення технологічних параметрів біогазового процесу для різних субстратів, та їх вплив на кінетику процесу є загальною науковою проблемою.

Авторами [1] запропоновано біогазів спосіб утилізації ламінованої паперової упаковки з отриманням біогазу і вторинної сировини у вигляді полімерної плівки та органічних добрив, але кінетика процесу в роботі не описана.

Процес метанового бродіння достатньо детально розглянуто авторами [2]. Більш детально вплив технологічних параметрів описано авторами [3], але там так, як і в інших літературних джерелах, розглядаються субстрати з біомаси відходів сільськогосподарської галузі та тваринництва. При аналізі літера-

турних даних, залежностей повною мірою характеризуючих кінетику процесу не виявлено, майже відсутні данні та залежності, які б дозволяли проводити надійні й обгрунтовані розрахунки конкретних процесів.

Невирішеною частиною наукової проблеми є визначення технологічних параметрів та їх вплив на кінетику процесу метанового бродіння для субстратів де в якості біомаси використовуються целюлозомісткі відходи паперової упаковки.

Метою цієї статті є аналітичне дослідження кінетики концентраційного поля рідкої та газової фаз в біореакторах, що працюють без перемішування.

Виклад основного матеріалу. Біогаз – це продукт обміну речовин в результаті життєдіяльності організмів багатьох груп бактерій, що являє собою суміш газоподібних речовин, отриманих в результаті анаеробного, тобто без доступу повітря, метанового бродіння органічних речовин. Ця суміш складається приблизно з 65 % метану, 30 % вуглекислого газу, 1 % сірководню і незначних домішок азоту, кисню, водню і чадного газу. Закономірності процесу метанового бродіння є надзвичайно складними та залежать від багатьох факторів, найголовнішими з яких є температурний режим, рівень pH та концентрація сухих речовин.

Фізична модель. Бактеріальне метаболічне руйнування органічних субстратів з отриманням біогазу це багатостадійний складний процес. У процесі якого продукти ферментативних реакцій однієї групи бактерій виступають поживними речовинами для наступної.

Виділемо чотири найбільш вагомі стадії [3]:

I стадія – гідроліз, тут проходить ферментативна перебудова складних високомолекулярних органічних сполук у низькомолекулярні водорозчинні метаболіти.

II стадія – ацидогенез або біологічне окиснення. До розщеплення залучаються кислотоутворюючі бактерії (ацидогенні) , утворюються нестійкі карбонові кислоти, низькомолекулярні спирти і гази – діоксид вуглецю, водень.

III стадія – ацетогенез або кислотне бродіння, проходить перетворення органічних нестійких карбонових кислот на продукти, що є попередниками метану, а саме: оцтову кислоту, діоксид вуглецю й водень. У цьому процесі беруть участь кислотоутворюючі (ацетогенні) групи бактерій.

IV стадія (останній етап) – метаногенез, продукти життєдіяльності метанових бактерій ацетат, діоксид вуглецю й водень переважно перетворюються в метан, саме на цьому етапі синтезується 90 % усього метану, 70 % з яких виходить з оцтової кислоти.

На швидкість розчеплення впливає багато технологічних параметрів, основними з яких є характеристики водного середовища, оскільки більшість бактерій здатні споживати речовини тільки в розчиненій формі.

На стадії метаногенезу, потрібно відслідковувати рівень pH, оскільки, коли через підвищення активності кислотоутворюючих бактерій відбувається накопичення органічних кислот, може різко знизитись його рівень , що призведе до пригнічення життєдіяльності інших видів бактерій, зокрема метаногенів[3].

Також надзвичайний вплив на процес має температура субстрату, за нею виділяють три режими, кожен з яких має свою швидкість розщеплення субстрату та швидкість виходу біогазу. Температура є параметром основним з точки зору дослідження та оптимізації процесу за температурними режимами.

Математична модель

Рівняння кінетики концентраційного поля в реакторі:

$$\frac{\partial c}{\partial \tau} = D\nabla^2 c + m_v.$$

Рівняння питомої об’ємної потужності джерела біогазу:

$$m_v = \frac{\rho \partial v}{v_c \partial \tau}.$$

Для інтегрування математичної моделі використовуємо граничні умови четвертого роду для двох суміжних областей,в яких біогаз розподілений у вигляді дифузійних потоків на межі розподілу рідинної і газової фази:

$$D_1 \frac{\partial c_1}{\partial z_1}\bigg| M = D_2 \frac{\partial c_2}{\partial z_2}\bigg| M$$

Початкові умови:

$$\tau_0 = \tau_{cm}; c = c_{cm}; z_0 = 0.$$

де D_1, D_2 –коефіцієнти дифузії біогазу у воді та газі відповідно;

c_1, c_2 – концентрації біогазу у воді та газі відповідно;

τ_{cm} – час стабілізації процесу;

c_{cm} – концентрація стабілізації;

v_c – об'єм субстрату.

В біореакторі бактерії третьої та четвертої стадій процесу в водному середовищі (субстраті) продукують біогаз, який поглинається об'ємом води субстрату. Тому отримання залежності основних параметрів та розв'язання рівняння кінетики концентраційного поля відносно температури може якісно характеризувати процес та дати нам можливість при сталій концентрації обирати температурний режим з максимальним виходом біогазу для розрахунку реактора.

Початкова концентрація біогазу (CO2+ CH4) в рідинній фазі та газовій фазі є сталою - const.

Початкова концентрація біогазу в рідинній фазі приймається рівною середній концентрації метану та вуглекислого газу в природному середовищі:

$$C_0 = 0,012, \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}.$$

На нижній межі (дно реактора) концентрація біогазу в залежності від температури є незмінною та дорівнює початковій концентрації в рідинній фазі:

$$C_1 = C_0 = 0,012, \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}.$$

На межі розподілу фаз концентрація біогазу, в момент початку виходу біогазу буде рівною сумарній граничній розчинності компонентів в субстраті, виведено її залежність від температури, що має вигляд:

$$C_2 = 1,5493 \cdot e^{-0,026t} + 0,983 \cdot 10^{-9} t^4 - 0,274 \cdot 10^{-6} t^3 + 0,2986 \cdot 10^{-4} t^2 - 0,00161t + 0,0554, \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}.$$

Залежність від температури виведена для питомої об'ємної потужності джерела біогазу:

$$m_v = \frac{331,77}{(t+273)} \cdot (0,0077 \cdot t - 0,0378), \frac{\text{кг}}{\text{м}^3 \cdot \text{год}}.$$

Залежності коефіцієнтів дифузії від температури, виведені на основі загальної формули коефіцієнта дифузії [4], при P= 0,1 МПа, мають вигляд :

для CO2 –H2O

$$D = 5,256 \cdot 10^{-2} \left(\frac{t+273}{273} \right)^{1,84}, \text{м}^2/\text{год},$$

для CH4 – H2O

$$D = 6,516 \cdot 10^{-6} \left(1 + \left(\frac{\left(0,2\sqrt{0,000002t^3 + 0,0005t^2 - 0,0453t + 1,7285} \right)}{9,993} \right) \cdot (t-25) \right), \text{м}^2/\text{год},$$

де t – температура субстрату, °C.

Враховуючи те що даний процес не є квазістаціонарним можна зробити висновок, що умови дифузійної стехіометрії не виконуються. Це свідчить про те, що швидкість процесу буде визначатися дифузією одного компоненту, що має найменший коефіцієнт дифузії [5]. Тобто приймаємо для розрахунків процес дифузії метану лімітуючим.

Для аналітичного розрахунку концентраційного поля на межі розподілу фаз

запишемо математичну модель у зручному для розв'язку вигляді:

$$Ut = DUxx + m\upsilon;$$
$$\tau = 0; \quad U = U0;$$
$$x = 0; \quad U = U1;$$
$$x = l; \quad U = U2;$$

де τ - розрахунковий час; l - висота шару субстрату в реакторі;

x - висота шару субстрату для якої проводиться розрахунок концентрації;

U0 , U1 , U2 , - концентрації, відповідно в початковий момент часу, в момент початку виходу біогазу на дні реактора та на межі розподілу фаз.

Шукаємо розв'язок рівняння, для спрощення розклавши його на дві умовні складові:

$$U= V(x, \tau) + W(x);$$

Розглядаємо окремо кожну з складових.

V(x, τ)- є розв´язком краєвої задачі:

$$V(x, 0)= U0 – W(x);$$

$$V\tau' = DVxx ;$$

$$V(0, \tau) =0; \quad V(l, \tau)=0;$$

Розв´язуючи задачу методом Фур´є отримаємо:

$$V\left(x,\tau\right)=\sum_{n=1}^{\infty}\left(-\frac{2(U_0-U_1)}{n\pi}\left(\cos n\pi-1\right)-\frac{2l^2m_\upsilon}{n^3\pi^3D}\left(\left(\frac{n^2\pi^2}{2}-1\right)\cos n\pi+1\right)+\left(\frac{U_2-U_1}{l}+\frac{m_\upsilon l}{2D}\right)\frac{2l}{n\pi}\cos n\pi\right)\times$$

$$\times e^{-\frac{n^2\pi^2D\tau}{l^2}}\sin\frac{n\pi x}{l};$$

W(x)- є розв´язком наступної краєвої задачі:

$$W_{xx}^{''}=-\frac{m_\upsilon}{D};$$

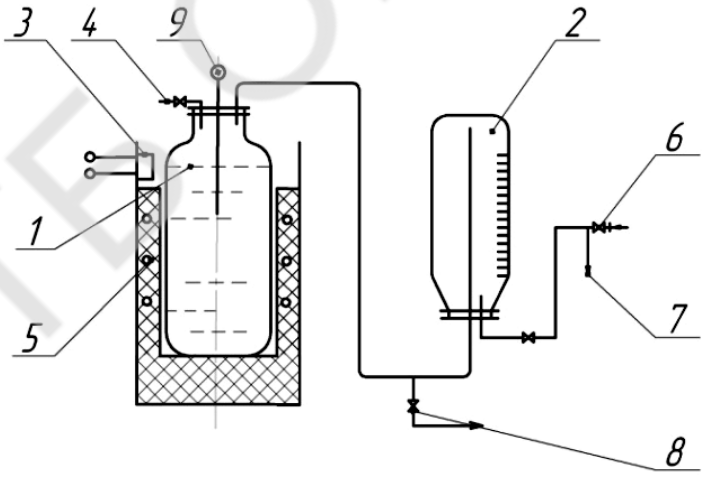
$$W(0)= U1; \qquad W(l)= U2;$$

Інтегруючи двічі рівняння з урахуванням граничних умов отримаємо:

$$W\left(x\right)=-\frac{m_\upsilon x^2}{2D}+\left(\frac{U_2-U_1}{l}+\frac{m_\upsilon l}{D}\right)x+U_1 .$$

Проводячи чисельний розрахунок кінетики концентраційного поля на межі розподілу фаз за отриманим аналітичним рішенням математичної моделі , по часу для трьох температур (t= 20°C; t =30°C; t= 50°C), отримано ряд даних за якими побудовано графічні залежності кінетики процесу.

З метою проведення експериментального дослідження, для підтвердження адекватності залежностей, отриманих аналітичним рішенням математичної моделі розроблена лабораторна установка (рис.1), яка складається з теплоізольованого біореактору періодичної дії та газгольдеру, які з'єднані між собою.



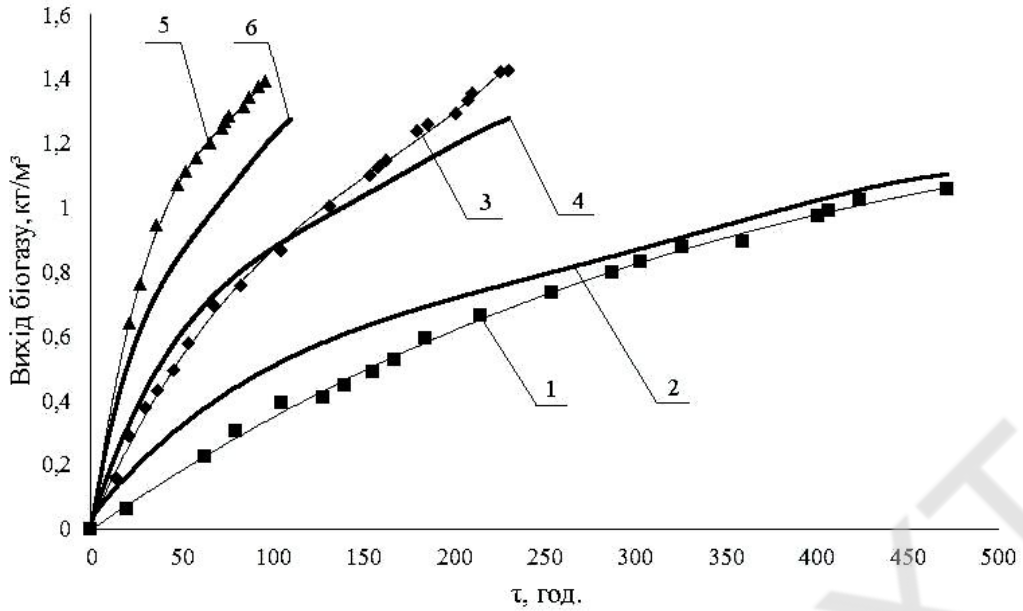
1– реактор; 2– газгольдер; 3 – регулятор температури; 4 – штуцер для скиду повітря; 5 – нагріваючі елементи; ; 6 – штуцер для заповнення газгольдера водою; 7 – штуцер для відводу води; 8 – штуцер для відбору газу; 9– термометр.

Рис. 1 – Схема експериментальної установки

В процесі дослідження на експериментальній установці вимірювали вихід біогазу, що збирався в газгольдері через фіксовані проміжки часу, температуру субстрату з заданими концентраціями сухих речовин сировини і ферменту. Метою дослідження було визначення впливу параметрів проведення процесу, а саме температури, на вихід біогазу. Для дослідів в якості сировини використовувались відходи ламінованої паперової упаковки.

Результати обробки теоретичних та експериментальних даних наведено на рисунку 2.

НТБ ОНАХТ



1 – експериментальна залежність виходу біогазу при 20 °С ;
2 – теоретична залежність виходу біогазу при 20 °С ; 3 – експериментальна залежність при 30 °С ;
4 – теоретична залежність при 30 °С ; 5 – експериментальна залежність при 50 °С ;
6 – теоретична залежність при 50 °С

Рис. 2 – Кінетика процесу виходу біогазу в залежності від температури

З одержаних залежностей виявлено, що найбільш повільно процес виходу біогазу протікає при температурі 20 ºС, а максимальна швидкість спостерігається при температурі 50ºС. При цьому, питомій вихід біогазу за різних температур залишається однаковим, змінюється лише швидкість виходу біогазу.

Аналіз отриманих теоретичних та експериментальних залежностей показує, що температура суттєво впливає на швидкість виходу біогазу в процесі біохімічної переробки ламінованої паперової упаковки. Запропонована математична модель з достатньою точністю описує кінетику процесу при різних температурах субстрату .

Адекватність теоретичних залежностей експериментальним даним перевірено за критерієм Фішера. Математична модель адекватно описує об'єкт, якщо виконується нерівність:

$$F = \frac{S_1^2}{S_2^2} < F_m\left(f_1, f_2\right),$$

де S12 ,S22 – вибіркові дисперсії теоретичних та експериментальних даних;

Fт – табличне значення критерія Фішера (F-критерія) для рівня значимості q=0,05 і ступенів свободи f1 = n –1 і f2 = n –1 .

$$S_{1,2}^2 = \frac{1}{n-1}\sum_{i=1}^{n}\left(y(i) - y_{ср}\right)^2,$$

де n – кількість спостережень;

y (i) – вибибірка числових значеннь;

yср – середне арифметичне вибірки.

При температурі 20° :

$$F = 0{,}443 < F_т = 2{,}19.$$

При температурі 30° :

$$F = 0{,}703 < F_т = 2{,}35.$$

При температурі 50° :

$$F = 0{,}565 < F_т = 2{,}40.$$

Враховуючи те, що умова виконується можна вважати, що математична модель адекватно описує кінетику процесу .

Висновки. Запропоновано математичну модель кінетики процесу виходу біогазу при переробці ламінованої паперової упаковки. Отримано її аналітичне та числове рішення для різних температурних режимів, що узагальнені у вигляді теоретичних графічних залежностей. Отримано експериментальні залежності кінетики виходу біогазу за різних температурних режимів процесу, що підтверджують адекватність запропонованої математичної моделі і можливість промислового здійснення запропонованого процесу.

Перспективи подальших досліджень. Подальші дослідження кінетики біогазового процесу спрямовані на розробку конструкції та створення методики розрахунку промислового зразка біореактора.

Література

1. Патент № 89325 (UA), МПК (2014. 01) C 02 F 11/00. Спосіб утилізації ламінованої паперової упаковки. Марчевський В. М., Смірнова В. А. , Заявка № 201314965, 20.12.2013; Опубл.10.04.2014, Бюл. № 7.
2. Баадер В. Биогаз: Теория и практика. / В. Баадер, Е. Доне, М. Брендерфер; Пер. с нем. М. И. Серебрянного – М. : Колос, 1982. – 148 с.
3. Эдер Б., Шульц Х. Биогазовые установки. Практическое пособие. / Б. Эдер, Х. Шульц – Zorg Biogas, 2008.
4. Касаткин А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии./ А. Г. Касаткин – М. : Госхимиздат, 1961.
5. Франк- Каменецкий Д.А. Диффузия и теплопередача в химической кинетике./ Д.А. Франк- Каменецкий – М.: Наука, 1987.- 502с.

УДК 636.084(075.8):532.528

ИССЛЕДОВАНИЕ ВЛИЯНИЯ МЕХАНИЗМОВ ДИСКРЕТНО-ИМПУЛЬСНОГО ВВОДО ЭНЕРГИИ (ДИВЭ) НА ДИСПЕРГИРОВАНИЕ КРАХМАЛСОДЕРЖАЩИХ СРЕД В РОТОРНО-ПУЛЬСАЦИОННОМ АППАРАТЕ

Ободович А.Н., доктор технических наук; Лымарь А.Ю., аспирант
Институт технической теплофизики НАН Украины, г.Киев

На сегодняшний день метод ДИВЭ нашел широкое применение в различных химико-технологических процессах. С его помощью интенсифицируют теплотехнологии связанные с перемешиванием, гомогенизацией, эмульгированием, диспергированием, тепломассообменом и т.д. Приведенные данные в статье представляют собой анализ исследования воздействия механизмов дискретно-импульсного ввода энергии на диспергирование крахмалосодержащих сред. Показано, что все они в отдельности и вместе взятые оказывают действие на указанный процесс. Предлагаемый способ диспергирования данных сред может быть использован в технологии приготовления жидких кормов для сельскохозяйственных животных.

The method of discretely pulse energy input has been widely used in various chemical processes on today. With its help we can intensify the heat technologies linked with mixing, homogenizing, emulsifying, dispersing, heat and mass transfer, etc. The data presented in the article is an analysis study on the impact mechanisms of discrete input pulse energy dispersion of starch media. It is shown that all of them individually and collectively have an effect on this process. The proposed method of dispersing these media can be used in the preparation technology of liquid feed for farm animals.

Ключевые слова: роторно-пульсационный аппарат (РПА), метод дискретно-импульсного ввода энергии (ДИВЭ), диспергирование, крахмалосодержащие среды.

В технологиях приготовления жидких кормов для животных основной стадией является измельчение. [1,2]. В данной статье дан анализ исследования механизмов дискретно-импульсного ввода энергии (ДИВЭ) при диспергировании крахмалосодержащих сред с помощью роторно-пульсационного аппарата (РПА) [3]. Поскольку, к крахмалосодержащим средам относятся практически все сельскохозяйственные

зерновые культуры, в качестве обрабатываемого сырья использовалось зерновая смесь: кукуруза, пшеница, ячмень, рожь, горох.

Важным фактором при откорме сельськохозяйственных животных является не только выбор компонентов кормов, но и их подготовка к скармливанию. Чем тоньше помол, тем больше полощадь их общей поверхности и тем лучшее взаимодействие с пищеварительными ферментами.

Целью данной работы является исследования механизмов ДИВЭ на диспергирование крахмалосодержащей среды.

На диспергирование крахмалосодержащей среды в РПА оказывает влияние ряд факторов: угловая скорость вращения ротора, скорость потока среды, зазор между ротором и статором, частота пульсаций, количество циклов обработки и т.д. В данной статье представлено влияние каждого из вышеперечисленных показателей на изменение среднеповерхностного размера частиц исследуемой среды.

На первом этапе экспериментов изменяли угловую скорость вращения ротора и количество циклов обработки. Угловую скорость вращения ротора, зависящую от частоты оборота вала двигателя, меняли с помощью частотного преобразователя. В таблице показана зависимость изменения среднеповерхностного размера частиц обрабатываемой среды от угловой скорости вращения ротора и количества циклов обработки исследуемой смеси. Зазор между статором и ротором составляет 500 мкм.

Таблица 1 – Зависимость среднеповерхностного размера частиц водозерновой смеси от угловой скорости и количества циклов обработки

№	Измеряемые показатели		
	Кол-во циклов, ед.	Угловая скорость, рад/с.	Среднеповерхностный размер частиц, мкм.
1	3	180	700
2	5		570
3	10		500
4	20		420
5	30		350
1	3	300	660
2	5		510
3	10		400
4	20		310
5	30		260
1	3	420	640
2	5		480
3	10		390
4	20		280
5	30		220

Данные таблицы позволяют сделать вывод о том, что с увеличением количества циклов обработки и угловой скорости, среднеповерхностный размер диспергируемого сырья уменьшается. Для получения полноценных кормов, размер частиц сырья не должен превышать 300 мкм. Поэтому диспергирование водозерновой смеси следует проводить при угловой скорости 300 рад/с за 20-30 циклов обработки.

В дальнейших исследованиях изучали влияние величины зазора между статором и ротором на процесс диспергирования исследуемой смеси. Угловая скорость была неизменной и составляла 300 рад/с.

Кривые, представлены на рисунке, показывают, что с уменьшением зазора между статором и ротором и увеличением количества циклов обработки среднеповерхностный размер частиц уменьшается. Наиболее оптимальными параметрами обработки среды для получения частиц с размером менее 300 мкм является зазор 500 мкм и 25-30 циклов обработки.

Таким образом, далее были исследованы два параметра обработки водозерновой среды в РПА: угловая скорость вращения ротора и зазор между статором и ротором. Два этих показателя связывает величина, которая называется скорость сдвига потока среды – υ (с-1) [4].

$$\upsilon = \frac{\omega \cdot 2\pi \cdot R}{\delta} \qquad (1)$$

где, $\omega \cdot 2\pi \cdot R = v$

НТБ ОНАХТ

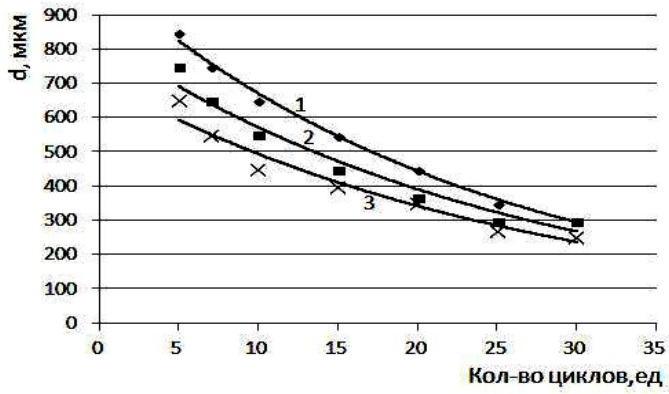


Рис. 1 – Зависимость среднеповерхностного размера частиц смеси от количества циклов обработки при разной величине зазора: 1 – 300 мкм; 2 – 500 мкм; 3 – 700 мкм

Величина скорости сдвига потока более полно характеризует процесс диспергирования водозернового сырья.

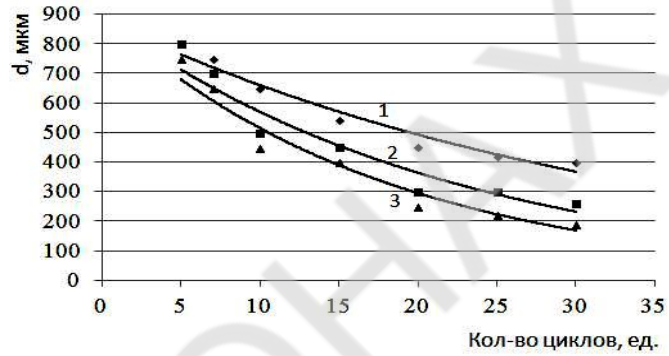


Рис. 2 – Зависимость среднеповерзностного размера частиц от количества циклов обработки при разных скоростях сдвига потока: 1 – 20·103 с-1; 2 – 30·103 с-1, 3 – 50·103 с-1

Как видно с графика увеличение скорости сдвига потока обрабатываемой смеси существенно влияет на средний размер частиц и количество циклов ее обработки. Для достижения поставленной цели, чтобы все частицы данной смеси имели размер 300 мкм наиболее эффективно проводить обработку среды при скорости сдвига потока 30•10 $с^{-1}$ за 20…25 циклов. Дальнейшее увеличение скорости сдвига потока до 50•10 с-1 не дает существенного изменения дисперсности, а ведет к дополнительным энергозатратам.

Также была изучена зависимость гранулометрического состава смеси от количества циклов обработки при скорости сдвига потока 30 •103 $с^{-1}$. Согласно полученным результатам, исходная кормовая суспензия представлена частицами, с преобладающим размером менее 300мкм.

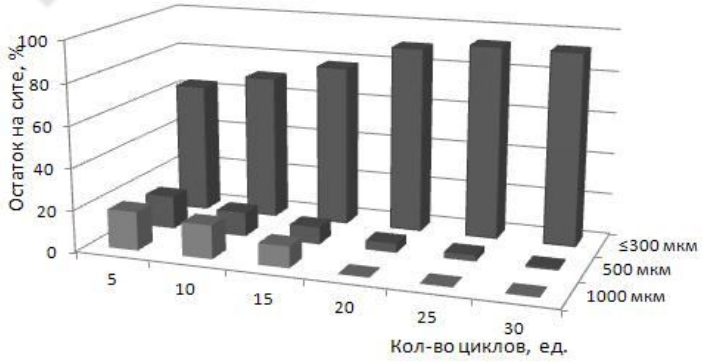


Рис. 3 – Зависимость гранулометрического состава смеси от количества циклов обработки при скорости сдвига потока 30·103 $^{с-1}$

Метод ДИВЭ реализуемый с помощью РПА характеризуется частотой пульсаций потока обрабатываемой среды. Частота пульсаций потока зависит от частоты вращения ротора и количества в нем отверстий. Для изучения влияния частоты пульсаций на среднеповерхностный размер диспергируемого сырья были проведены эксперименты и построены графические зависимости.

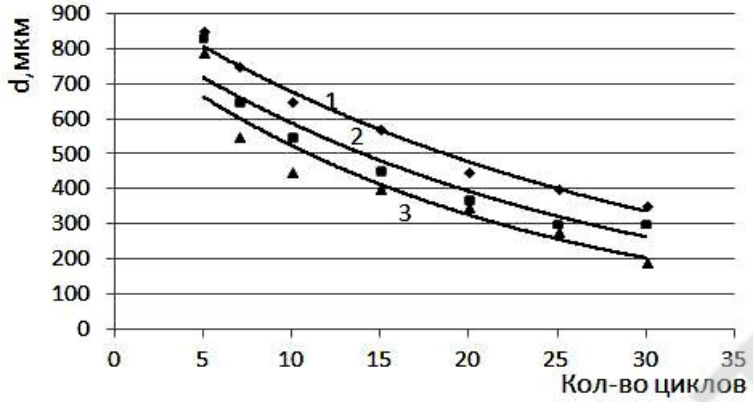


Рис. 4 – Зависимость среднеповерхностного размера частиц водозерновой смеси от количества циклов обработки при разной частоте пульсаций: 1 – 5 кГц; 2 – 3 кГц; 3 – 1 кГц

Обработку смеси проводили при зазоре 500 мкм. Установлено, что с увеличением частоты пульсаций и увеличением количества циклов обработки, среднеповерхностный размер частиц значительно уменьшается. Так при 30 циклах обработки и изменении частоты пульсаций от 1 до 5 кГц, среднеповерхностный размер частиц уменьшается от 330 до 180 мкм. С учетом необходимых требований к размеру менее 300 мкм обработку водозерновой смеси следует проводить за 20-30 циклов при частоте пульсаций 3 кГц.

В литературе [5] имеется сведенья о том, что на процесс диспергирования оказывает влияние количество твердой фазы в обрабатываемой среде. Для изучения этого вопроса были проведены эксперименты по определению влияния количества твердой фазы на среднеповерхностный размер частиц. Количество твердой фазы в смеси составляло 10, 30, 50 %.

Исследования проводили при угловой скорости вращения ротора 300 рад/с, зазоре между ротором и статором – 500 мкм, частоте пульсаций – 3 кГц. Данные экспериментов представлены на рис. 5.

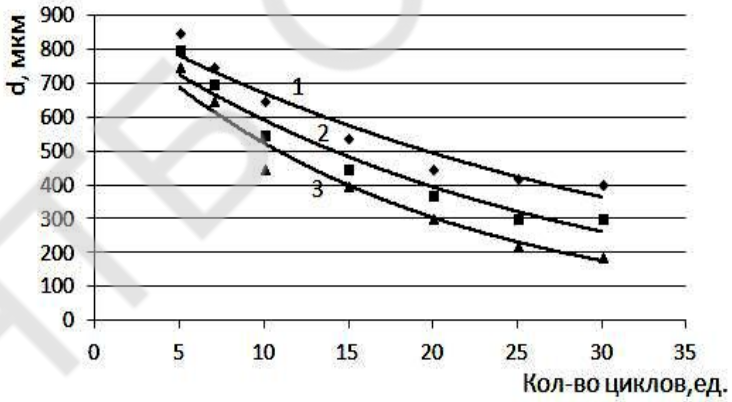


Рис. 5 – Зависимость среднеповерхностного размера частиц водозерновой смеси от количества циклов обработки при разном количестве твердой фазы: 1 – 10%; 2 – 30%; 3 – 50% .

Из графиков видно, что с увеличением количества твердой фазы и циклов обработки, среднеповерхностный размер частиц уменьшается. Наиболее эффективно обрабатывать водозерновую среду с содержанием твердой фазы 50 %. При этом после 20 циклов обработки все частицы имеют среднеповерхностный размер меньше 300 мкм. Это объясняется тем, что при обработке смеси ударные нагрузки возникают не только за счет контакта твердых частиц с рабочими поверхностями РПА, но и друг с другом. Чем больше твердой фазы в смеси, тем больше ударные нагрузки частиц друг с другом. Поэтому дальнейшие исследования проводили при содержании твердой фазы в смеси 50 %.

Выводы

Изучив влияние различных механизмов ДИВЭ на диспергирование водозерновой смеси, приходим к выводу, что все они в отдельности и вместе взятые оказывают действие на указанный процесс.

Среднеповерхностный размер частиц уменьшается с увеличением окружной скорости вращения ротора, радиальной скорости потока, скорости сдвига потока, частоты пульсаций, количества твердой фазы и уменьшением зазора статором и ротором. Наиболее эффективными параметрами диспергирования крахмалосодержащей среды в РПА для приготовления жидких кормов являются: содержание твердой фазы – 50 %, окружная скорость – 300 рад/с, скорость сдвига потока – 30 •103 с-1, зазор – 500 мкм, частота пульсаций – 3 кГц.

Литература

1. Спосіб приготування рідких кормів для молодняка свиней: пат. 80151 Україна: МПК A23K 1/14, A23K 1/00 / Драганов Б.Х., Ободович О.М., Борхаленко Ю.О., Лимар А.Ю; заявник та патентоволодар Інститут технічної теплофізики НАН України. – № u 201214515, опубл. 13.05.2013, бюл. №9. – 4с.
2. Способ приготовления жидких кормов: пат. на полезную модель РФ 2366270., МПК A23 K 1/100, 10.09.09.
3. Долинский А.А. Метод дискретно-импульсного ввода энергии и его реализация: Монография / А.А. Долинский, А.Н. Ободович, Ю.А. Борхаленко. – Х.: Віровець А.П. «Апостроф» 2012. – 185 с.
4. Ободович А.Н. Совершенствование технологи приготовления сусла из крахмалосодержащегося сырья в спиртовом производстве с применением метода дискретно-импульсного ввода энергии (ДИВЭ) / Т.Л. Грабова, А.Р. Коба, // Промтеплотехника. – 2007. – Т. 29, № 4. – С. 59-63.
5. Промтов М.А. Пульсационные аппарты роторного типа: теория и практика: Монография. М.: Машиностроение – 1, 2001.206 с.

УДК 66.021.001.57:56/59.004.18

ПРОЦЕССЫ КРИСТАЛЛИЗАЦИИ ВОДЫ В УЛЬТРАЗВУКОВОМ ПОЛЕ

Бурдо О.Г., д-р техн. наук, профессор, Тришин Ф.А., канд. техн. наук, доцент, Трач А.Р.
Одесская национальная академия пищевых технологий

В работе рассмотрены перспективы и научно-технические противоречия низкотемпературных технологий водоподготовки. Приведена математическая формулировка задачи формирования блока льда. Показано, что время, затраченное на процесс водоподготовки, уменьшается при воздействии на систему кристалл-вода акустических полей. Рассмотрены математические модели кристаллизации в условиях ультразвукового поля. Проведен анализ задачи методами теории обобщенных переменных.

The article is headlined to prospects of low-temperature water treatment technologies, describes the available scientific and technical contradictions and the mathematical formulation of the problem. It is shown that the time taken to process water treatment, decreases when exposed to water-crystal system of acoustic fields and discussed mathematical models of such influence. The problem was analyzed using the theory of generalized variables.

Ключевые слова: водоподготовка, моделирование, энергоэффективность, блочное вымораживание, акустические интенсификаторы.

Вступление. Общий объем воды на Земле составляет около 1400 млн куб. км, из которых лишь 2,5 %, то есть около 35 млн куб. км, приходится на пресную воду. Большая часть ее запасов сосредоточена в многолетних льдах и снегах Антарктиды и Гренландии, а также в глубоких водоносных горизонтах. По данным ООН на начало 2000-х годов более 1,2 млрд. людей живут в условиях постоянного дефицита пресной воды, около 2 млрд. страдают от него регулярно. В 2030 г. 47 % мирового населения будут жить под угрозой водного дефицита. Таким образом, проблема очистки воды является одной из важнейших для современного человека. Для ее решения Всемирной организацией здравоохранения (ВОЗ) была принята стратегия для управления качеством воды в целях охраны и укрепления здоровья человека[1].

Проблемы качества и очистки воды затрагиваются в большом количестве специализированной литературы. Основным современным методом получения качественной воды остается ее дистилляция [2 -6]. Вместе с тем, все шире распространяются нетрадиционные технологии очистки воды.

Перспективы низкотемпературных технологий водоподготовки. В настоящее время растет интерес к холодильным технологиям опреснения воды. Среди таких технологий водоподготовки особое место

занимают вымораживающие опреснительные установки блочного типа [7 -10]. Их преимуществом являются простота и надежность конструкции, компактность и, связанная с этим, энергетическая эффективность. Принцип блочного вымораживания устраняет системные потери холода, которые характерны для традиционных установок криоконцентрирования. Дальнейшие исследования по совершенствованию технологий блочного вымораживания направлены на интенсификацию процессов массопереноса в процессе формирования льда. Именно кристаллизация определяет продолжительность процесса вымораживания, как в установках блочного типа, так и в традиционных криоконцентраторах.

Представляется, что перспективным методом интенсификации массопереноса при кристаллизации являются акустические волновые поля. Подтверждением являются многочисленные результаты исследований, которые не касаются непосредственно процессов кристаллизации, но свидетельствуют о положительном влиянии ультразвука на теплоперенос.

Применение ультразвуковых колебаний увеличивает межфазную поверхность реагирующих элементов, с помощью сверхтонкого диспергирования. Под действием колебаний в жидкости возникает кавитация, звуковое давление и звуковой ветер. За счет этих явлений устраняется сопротивление переносу реагирующих веществ, что позволяет интенсифицировать технологический процесс.

Отдельные опыты авторов [10] дают основание считать, что акустическими волновыми интенсификаторами (АВИ) в технологиях блочного вымораживания следует серьезно заниматься.

Возможность эффективного использования ультразвука для интенсификации процессов очистки во многом определяются достоверностью представлений о теплофизических процессах, имеющих место, поэтому актуальной является построения адекватных математических моделей.

Определение научно-технического противоречия. Физическая схема процесса кристаллизации при воздействии на пограничный слой АВИ приведена на рис.1.

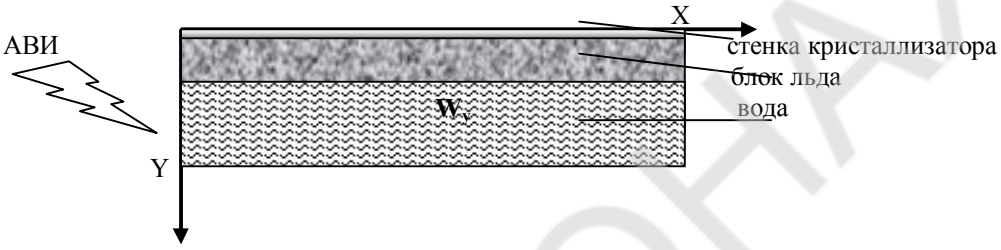


Рис. 1 – Схема процесса кристаллизации

Тепловой баланс процесса изогидрической кристаллизации может быть записан в виде равенства на основе суммы соответствующих плотностей тепловых потоков. Будем полагать, что раствор квазигомогенный, а тепловым излучением в системе можно пренебречь.

Запишем уравнение теплового баланса относительно плотности теплового потока через стенку кристаллизатора (qCT):

$$qCT = qP + (\rho wY)PiPГ - (\rho wY)ЛiЛГ + Qa \qquad (1)$$

где $(\rho wY)P$ – плотность потока массы смеси из раствора к границе раздела фаз;

iРГ – энтальпия раствора на границе раздела фаз;

$(\rho wY)Л$ – плотность потока массы в раствор от поверхности блока льда;

iЛГ – энтальпия льда на границе раздела фаз.

Первый член соотношения (1) представляет теплоотдачу за счет конвективного теплообмена (с учетом теплопроводности, конвекции и молекулярной диффузии) от пограничного слоя, из которого осуществляется кристаллизация льда. Второй член описывает поток теплоты, приходящей к границе раздела от раствора и обусловленный непосредственно процессом кристаллизации льда. Третий член представляет тепловой поток, переносимый от поверхности раздела внутрь пограничного слоя, а четвертый – энергию от АВИ.

Очевидны противоречия при постановке задачи: чем выше производительность вымораживающей установки, тем больше удельные энергетические затраты и ниже эффективность разделения. Действие АВИ на пограничный диффузионный слой должно привести, как к росту производительности, так и росту коэффициента эффективности разделения. Однако рост интенсивности массообмена пропорционален потоку qA, но этот поток является дополнительной нагрузкой холодильной системы, т.е. влияет на энергетическую эффективность технологии. Мощность, которая расходуется на АВИ, имеет противоречивое

влияние. Причем, особенно этот фактор существенен в системах вымораживания. Чем больше мощность, тем больше скорость продукта на границе «лед - раствор», но тем выше диссипативный тепловой поток, тем ниже скорость вымораживания. На основе этих положений можно представить параметрическую модель процесса. Параметрами качества являются массовый поток льда и концентрация раствора. Факторами, которые определяют интенсивность процесса, являются геометрические характеристики аппарата, свойства продукта, параметры холодильной системы и генератора АВИ. Следовательно, задача имеет технико-экономический оптимум. Ее решение в значительной мере связано с умением оценить влияние параметров АВИ на кинетику процесса кристаллизации.

Математическая формулировка задачи кристаллизации. Для двухфазных систем «лед - раствор» в связи с многообразием динамических структур, их сложным и неопределенным характером возможность общего математического описания кристаллизации из раствора в условиях комбинированных воздействий в настоящее время сомнительна. Поэтому, при моделировании этой задачи целесообразно максимально использовать те подходы, которые известны при анализе двухфазных потоков при отсутствии внешних воздействий, а, также, исследования по интенсификации теплообмена с помощью различных полей. Естественно, что задача усложнена фазовыми переходами с подвижной границей раздела фаз.

Определяющими в процессе направленной кристаллизации являются энергетические процессы. В общем случае дифференциальное уравнение Фурье – Кирхгофа имеет вид:

$$c_P \rho \frac{dt}{d\tau} = div(\lambda \nabla t + Q' \rho \nabla \rho_{K0}) + \sum_k i_k I_{Vk} + \frac{dP}{d\tau} - (\sigma : \nabla \vec{v}) + \\ + \sum_k c_{Pk} \vec{I}_k \nabla t + \sum_k \vec{I}_k \times \vec{F}_k \qquad (2)$$

Левая часть соотношения (2) отражает полное изменение энтальпии продукта в данной точке. В правой части первая составляющая характеризует микрокинетический перенос теплоты (теплопроводностью и диффузионной теплопроводностью). Вторая составляющая – это теплота кристаллизации, обусловленная фазовым переходом потока массы (IVk). Третья составляющая($dP/d\tau$) отражает работу сил давления. Следующая составляющая является источником теплоты за счет диссипации энергии движения, т.е. за счет работы сил внутреннего трения, обусловленных тензором вязких напряжений для жидкости (σ). Предпоследняя составляющая отображает перенос теплоты за счет диффузионного потока массы, а последний член является источником теплоты, обусловленным работой внешних сил в процессе внешнего переноса массы.

Для дальнейшего анализа примем следующие допущения:

- переносом теплоты диффузионной теплопроводностью можно пренебречь ($Q| = 0$);
- перенос теплоты за счет диффузии ничтожно мало и им можно пренебречь;
- работу внешних сил диффузии можно не учитывать;
- работа сил давления отсутствует ($dP/d\tau = 0$);
- коэффициент теплопроводности продукта не изменяется ($\lambda = const$).

При принятых допущениях, которые корректны в условиях анализируемой задачи, уравнение Фурье – Кирхгофа упростится:

$$c_P \rho \frac{dt}{d\tau} = \lambda \nabla^2 t + \sum_k i_k I_{Vk} - (\sigma : \nabla \vec{v}) \qquad (3)$$

Последняя составляющая соотношения (3) связана с диссипативной функцией Рэлея:

$$\Phi = -\frac{1}{\mu}(\sigma : \nabla \vec{v}) \qquad (4)$$

которая в декартовой системе координат равна [11]:

$$\Phi = 2\left[\left(\frac{\partial w_x}{\partial x}\right)^2 + \left(\frac{\partial w_y}{\partial y}\right)^2 + \left(\frac{\partial w_Z}{\partial z}\right)^2\right] + \left[\frac{\partial w_y}{\partial x} + \frac{\partial w_x}{\partial y}\right]^2 + \\ \left[\frac{\partial w_z}{\partial y} + \frac{\partial w_y}{\partial z}\right]^2 + \left[\frac{\partial w_x}{\partial z} + \frac{\partial w_z}{\partial x}\right]^2 - \frac{2}{3}\left[\frac{\partial w_x}{\partial x} + \frac{\partial w_y}{\partial y} + \frac{\partial w_z}{\partial z}\right]^2 \qquad (5)$$

Решение (5) связано с определенностью компонент скорости, которые находятся из уравнения движения Навье – Стокса.

Математическая модель с учетом влияния внешних массовых сил. Элементами схемы являются: горизонтальная стенка кристаллизатора, блок льда и продукт, в объеме которого перемещается со скоростью wY мембрана АВИ (рис.1). Конкретизируем массовые внешние силы, которые воздействуют на объем продукта. Мембрана АВИ перемещаясь в объеме продукта с частотой n и амплитудой А воздействует на пограничный слой у границы блока льда. При этом продукту сообщается определенное количество энергии. Частично эта энергия расходуется на возмущение пограничного слоя (что интенсифицирует массоперенос), а частично на нагрев продукта в связи с диссипацией.

Для кристаллизатора с принятым расположением осей координат (рис.1) составим систему уравнений, которая описывает сопряженные процессы тепломассопереноса и гидродинамики, при следующих допущениях:

Жидкость является несжимаемой.

Физические параметры жидкости постоянны.

Рассматриваемый процесс является квазистационарным.

Теплопроводностью жидкости вдоль пограничного слоя можно пренебречь.

Величина гидродинамического пограничного слоя равна толщине пограничного теплового и диффузионного слоев.

При этих допущениях поля температур и скоростей можно описать дифференциальными уравнениями в приближении пограничного слоя. Учтем дополнительно подъемную силу ρgβΔt, считая ее соизмеримой с вязкостным комплексом ($\mu \frac{\partial^2 w_x}{\partial y^2}$). Влияние АВИ выразим через инерционное ускорение j, которое определяется отношением разности массовых сил (ΔF) к плотности жидкости (ρ). Введем обозначения: υ = t- to. Очевидно, что dt = dυ, т. к. to = const. Тогда:

уравнение энергии:

$$w_x \frac{\partial \upsilon}{\partial x} + w_y \frac{\partial \upsilon}{\partial y} = a \frac{\partial^2 \upsilon}{\partial y^2} \tag{6}$$

уравнение движения:

$$w_x \frac{\partial w_x}{\partial x} + w_y \frac{\partial w_y}{\partial y} = \nu \frac{\partial^2 w_x}{\partial y^2} + g\beta\upsilon + j \tag{7}$$

уравнение сплошности:

$$\frac{\partial w_x}{\partial x} + \frac{\partial w_y}{\partial y} = 0 \tag{8}$$

уравнение Фурье – Кирхгофа:

$$c_P \rho \frac{dt}{d\tau} = \lambda \nabla^2 t + (\sigma : \nabla \vec{v}) \tag{9}$$

Запишем граничные условия.

1. Вдали от поверхности теплообмена:

y→s υ = υo =0; w y = 0

2. На поверхности кристаллизатора:

y = 0 0 ≤ X ≤ lo

υ = υст ≡ tст to = const; w x= w y = 0

3. На поверхности пограничного слоя:

y = δт

$$\frac{dM}{d\tau} = \beta F \left[C(t_{kp}) - C \right]$$

$$-\alpha \upsilon_{ст} = \lambda \left(\frac{\partial t}{\partial y} \right)_{y=\delta_т}$$

(10)

где w x и w y – проекции вектора скорости на соответствующие координатные оси;

t – текущие значения температуры в некоторой точке пространства;

λ, μ, ρ, Ср – коэффициент теплопроводности, динамическая вязкость, плотность, теплоемкость продукта;

F=ρ g β Δt – подъемная сила; g – гравитационная константа;

β – коэффициент объемного расширения; δ – толщина пограничного слоя;

τ – время; F – площадь поверхности фазового контакта; С – концентрация;

М – массовый расход льда; α – коэффициент теплоотдачи; β – коэффициент массоотдачи.

Таким образом, поставлена сопряженная задача гидродинамики, тепло-и массообмена в кристаллизаторе при наличии АВИ. По сути, это двумерная, нестационарная, нелинейная задача. Видно, что даже при серьезном упрощении аналитическое решение задачи слишком громоздко и в настоящее время нецелесообразно. Основная трудность в расчете поля скоростей, расчете волнового инерционного ускорения j.

Методы математического моделирования действия акустических полей. Численная модель [12] включает в себя твердые и жидкие области с тонким слоем окружающей среды. Как граничное условие давление на внешней стороне окружающей среды принимается за ноль. Для жидкостей известными свойствами материала являются плотность ρ и скорость звука с. коэффициент затухания α. В результате распределение звукового давления р рассчитывается в каждой точке расплава и окружающей среды и скорость на границе раздела твердое тело-жидкость:

$$\frac{1}{c^2}\frac{\partial^2 p}{\partial t^2} - \nabla^2 p = 0 \tag{11}$$

где t – время.

$$\vec{v}_S = -\frac{1}{2\omega}\left\{\frac{1}{2}(\vec{v}_A\nabla)\vec{v}_A + \vec{v}_A(\nabla\vec{v}_A) + \frac{3}{2}(\vec{v}_A\nabla\varphi)\vec{v}_A\right\}, \tag{12}$$

где ϕ – сдвиг фаз,

ω – угловая скорость,

f – частота ультразвука.

Полученная скорость в дальнейшем была использована для численного моделирования. В работе [12] показало, что ультразвук оказывает позитивное влияние на рост кристаллов, однако не было предложено методики практического расчета кинетики процесса. Более того, отсутствует учет величины мощности звукового генератора, а этот фактор игнорировать нельзя исходя из исследований [13].

В [14] методом анализа размерностей получено критериальное уравнение, описывающее теплообмен на границе раздела фаз в присутствии звуковых волн:

$$\zeta = A \cdot \mathrm{Pr}^{-c} \cdot \left(\frac{\upsilon_0}{\sqrt{f\gamma}}\right)^a \cdot \left(\frac{c_0}{\sqrt{f\gamma}}\right)^k \sqrt{f\gamma} \tag{13}$$

Для определения величины коэффициента теплопереноса $\lambda_{ак}$ через границу раздела предлагается уравнение:

$$\lambda_{ак} = \rho C_V \cdot 2{,}014 \cdot \sqrt{f\gamma}\,(M)^{2/3}\,\mathrm{Pr}^{-2/3} \tag{14}$$

В приведённое выражение наряду со значениями объёмной теплоёмкости Cv, числа Прандтля Pr и кинематической вязкости γ, характеризующими термодинамическое состояние среды, входят параметры акустического поля: с0 – скорость звука в воде, $\upsilon_0 = p_0 / \rho c$ – амплитуда колебательной скорости звуковой волны, входящие в число Маха М, а так же f – частота акустических колебаний. Однако фактор мощности генератора здесь также не учтен.

Применение метода обобщенных переменных для моделирования процесса кристаллизации в условиях АВИ. Моделированию подлежит сложная системная задача, при сопряженном протекании гидравлических, тепловых и массообменных процессов, осложненная комбинированными воздействиями на продукт. Поэтому перейдем к анализу задачи методами теории обобщенных переменных.

С ростом мощности, потребляемой генератором колебаний АВИ, будет расти объемный расход, перепад давлений и скорость набегающего потока. При пульсации скорости происходит перенос механической энергии. Важно организовать этот перенос на границе гидродинамического пограничного слоя, результатом этого будет разрушение пограничного слоя. Представляется, что общую гидродинамическую ситуацию в аппарате может характеризовать суммарная осредненная скорость потока, соответствующее ей число Рейнольдса. Однако в этом случае число Рейнольдса должно вместе с числом Грасгофа характеризовать общую гидродинамическую ситуацию в криоконцентраторе.

Естественно, запись числа Рейнольдса следует модифицировать, привести его к характерным параметрам аппарата. Обычно скорость потока выражают отношением объемного расхода жидкости (V) к площади живого сечения канала (F). В поставленной задаче в явном виде эти параметры выразить сложно. Поэтому представим их как зависимость от известных параметров, которые определяют значения (V) и (F).

Представляется, что объемный расход жидкости можно выразить через ход мембраны s, частоту пульсаций f и диаметр мембраны АВИ d при помощи коррелирующих коэффициентов k:

$$V = \frac{\pi d^2}{4} sf = k_1 d^2 k_2 df = k_3 d^3 f \tag{15}$$

Аналогично выразим площади живого сечения как разницу между сечением аппарата (FA) и площадью мембраны АВИ (FM):

$$F = F_A - F_M = \frac{\pi d_A^2}{4} - \frac{\pi d_M^2}{4} = k_4 d^2 - k_5 d^2 = k_6 d^2 \tag{16}$$

Таким образом, искомая скорость продукта в аппарате определится как:

$$w = \frac{V}{F} = \frac{k_3 d^3 f}{k_6 d^2} = k_7 d f \tag{17}$$

Приняв в качестве характерного размера системы диаметр мембраны АВИ, с учетом (13) получим модифицированное волновое число Рейнольдса:

$$\mathrm{Re}_B = \frac{\rho d^2 f}{\mu} \tag{18}$$

Влияние энергии, сообщаемой продукту мембраной АВИ, на кинетику процесса кристаллизации учтем на основе дифференциального уравнения Фурье – Кирхгофа (9).

Применив известные из теории подобия правила получения безразмерных обобщенных чисел подобия, с учетом (9 и 18), получим:

$$c_P \rho \frac{dt}{d\tau} \left(\frac{dy}{dw} \right)^2 \frac{1}{\mu} = 1 \tag{19}$$

Вычеркиванием символов дифференцирования, выбрав в качестве определяющего параметра высоту продукта в аппарате (h) получим безразмерное число Эйлера волнового:

$$c_P \rho \frac{\Delta t h^2}{\tau \mu w^2} = Eu_B \tag{20}$$

Поскольку произведение теплоемкости, плотности, разности температур отнесенное ко времени есть удельная объемная мощность qV (Вт/м3), то:

$$Eu_B = \frac{q_V h^2}{\mu w^2} \tag{21}$$

С учетом зависимости скорости от параметров волнового перемешивания:

$$Eu_B = \frac{q_V}{\mu f^2} \tag{22}$$

Конвективные процессы в аппарате характеризует число Грасгофа:

$$Gr = \frac{g \beta \Delta t h^3}{\nu^2}, \tag{23}$$

а определяемое число подобия – модифицированное число Стантона волнового:

$$St_B = \frac{\beta}{df} \tag{24}$$

Тогда искомое уравнение в обобщенных переменных примет вид:

$$StB = A\,(Gr)b\,(ReB)n\,(Sc)m\,\,(EuB)k \tag{25}$$

Определение констант A, b, n, m, k является задачей экспериментального моделирования.

Выводы. Критический анализ методов математического моделирования процесса кристаллизации в условиях акустического поля показал, что в доступной литературе отсутствуют апробированные подходы. Степень влияния мощности акустических генераторов в математических моделях не учитывается, в то время как экспериментальные исследования показывают существенное влияние этого фактора. Предложена модель в обобщенных переменных, которая позволяет учесть специфику влияния на процесс акустического поля с помощью новых, волновых чисел подобия. Кинетика процесса описывается зависимостью волнового числа Стантона от волновых чисел Рейнольдса и Эйлера и от классических чисел Грасгофа и Шмидта.

Литература

1. Water Quality and Health Strategy 2013-2020 [Електронный ресурс]./ - Режим доступа: http://www.who.int/water_sanitation_health/publications/2013/water_quality_strategy.pdf
2. José Coca-Prados, Gemma Gutiérrez-Cervelló “Water Purification and Management”, Springer, 2009-228c.
3. Nikolaj Gertsen, Linus Sonderby “Water Purification” New York: Nova Science Publishers, Inc., 2009 - 297c.
4. Б.Е.Рябчиков. Современные методы подготовки воды. Минск, 2005.
5. Дытнерскнй Ю.И. Обратный осмос и ультрафильтрация. М. Химия, 1978.
6. В.Б. Чернозубов, В.Л. Подберезный, Н.К. Токманцев "Техника термического опреснения воды в системах водоподготовки и ликвидации солесодержащих промышленных стоков". //Экология и технология. Москва, 1994 г.
7. Бурдо О.Г., Офатенко О.О. Анализ процессов деминерализации воды //Зб. наук. праць ОНАХТ Одеса, 2009. – Вип.35. – С. 287- 292.
8. Бурдо О.Г. Совершенствование процессов и аппаратов пищевой и холодильной технологий на основе автономных теплопередающих устройств. Дис. д.т.н., Одесса, 1988 – 526 с.
9. Бурдо О.Г. Холодильные технологии в системе АПК – Одесса: Полиграф, 2009 – 288с.
10. Бурдо О.Г., Милинчук С.И., Мордынский В.П., Харенко Д.А. Техника блочного вымораживания – Одесса: Полиграф, 2011 – 294с.
11. Лыков А.В. Тепломассообмен: Справочник. – 2-е изд. – М.: Энергия, 1978.- 480 с.
12. B. Ubbenjans, Ch. Frank-Rotsch, J. Virbulis, B. Nacke, P. Rudolph “Influence of Ultrasonic Treatment on Crystal Growth From Melt” // International Scientific Colloquium Modelling for Material Processing, Riga, 2010- C 79-84.
13. Тимошенко И.В. Исследование влияния акустического поля на тепло-, массоперенос. Дис. к.т.н., Таганрог 2008
14. Mathieu Legay, Nicolas Gondrexon, Stephane Le Person, Primius Boldo, Andre Bontemps “Enhancement of Heat Transfer by Ultrasound:Review and Recent Advances” // Hindawi Publishing Corporation International Journal of Chemical Engineering Volume 2011, Article ID 670108,17c.

УДК 664.1.054

ВИЗНАЧЕННЯ ЗМІН ТЕМПЕРАТУР В КОМІРКАХ РОЗЧИНУ САХАРОЗИ ПРИ ЇХ ОДНОЧАСНОМУ КОНТАКТУ З ПАРОВОЮ БУЛЬБАШКОЮ ЗІ ЗМІННИМИ КОЄФІЦІЄНТАМИ ТЕПЛОФІЗИЧНИХ ХАРАКТЕРИСТИК ПРИ МАССОВІЙ КРИСТАЛІЗАЦІЇ ЦУКРУ

Погорілий Т. М., к. т. н., доцент
Національний університет харчових технологій, м. Київ

Представлено результат визначення змін температур в комірках розчину сахарози при їх одночасному контакті з паровою бульбашкою зі змінними коефіцієнтами теплопровідності та температуропровідності.

Shows the result of temperature changes determination in the sucrose cells in their simultaneous contact with the vapor bubble with variable thermal conductivity and thermal diffusivity.

Ключові слова: температура, змінні теплофізичні коефіцієнти.

Вступ: одним з наступних етапів при створенні математичної моделі асиметричного процесу рекристалізації [1] при масовій кристалізації цукру, є визначення змін температур в комірках розчину сахарози, що одночасно контактують між собою та з паровою бульбашкою в системі кристал цукру більшої комірки–розчин сахарози більшої комірки–парова бульбашка–розчин сахарози меншої комірки–кристал цукру меншої комірки. При цьому слід було врахувати зміну (значну) теплофізичних характеристик (коефіцієнт теплопровідності та коефіцієнт температуропровідності) парової бульбашки протягом всього часу її одночасного контакту з коміками розчину сахарози.

Зауважимо, що модель для розглядуваної системи кристал цукру більшої комірки–розчин сахарози більшої комірки–парова бульбашка–розчин сахарози меншої комірки–кристал цукру меншої комірки було побудовано для трьохвимірного випадку розміщення комірок та показано перехід від об'ємної моделі до одномірного випадку в роботі [2]. Там же було знайдено зміну температур в більшій та меншій комірках сахарози, а також паровій бульбашці при умові, що всі теплофізичні характеристики залишаються незмінними протягом всього часу їх одночасного контакту, і визначаються з початкових умов. В роботі [2] зміну температур в системі розчин сахарози більшої комірки–парова бульбашка–розчин сахарози меншої комірки було знайдено на основі аналітичного розв'язку нестаціонарної задачі теплопровідності для трьох одновимірних областей, що одночасно попарно контактують між собою.

Постановка задачі: знайти зміни температур в системі розчин сахарози більшої комірки–парова бульбашка–розчин сахарози меншої комірки при умові, що теплофізичні характеристики парової бульбашки (коефіцієнт теплопровідності та коефіцієнт температуропровідності) залежать від температури самої парової бульбашки і змінюються протягом всього часу її контакту з комірками розчину сахарози та встановити ефективний час контакту парової бульбашки з комірками розчинів сахарози за таких умов.

Розв'язати таку нестаціонарну задачу теплопровідності зі змінними від температури коефіцієнтами теплопровідності та температуропровідності для трьох одночасно контактуючих між собою одновимірних областей аналітичними методами практично не можливо, тому був застосований чисельний метод, а саме метод кінцевих різниць [3].

Щоб бути переконаним, що сам метод кінцевих різниць застосований правильно, і що обчислення проведено коректно, цим самим методом було визначено також зміну температур в системі розчин сахарози більшої комірки–парова бульбашка–розчин сахарози меншої комірки при умові, що всі теплофізичні характеристики всіх розглядуваних областей залишаються незмінними протягом всього часу їх контакту (залежать лише від їх значень у кожний окремий момент відносного часу уварювання цукрового утфелю: $\tau/\tau_ц = 0{,}15; 0{,}2; 0{,}3; 0{,}4; 0{,}5; 0{,}6; 0{,}7; 0{,}8; 0{,}9; 1{,}0$, що й буде прийматись, як початкові дані). Також, необхідно порівняти отримані результати з аналогічними розв'язками такої ж задачі, що знайдений аналітичними методами в роботі [2].

Розв'язання задачі. В зв'язку зі значною складністю поставленої задачі по врахуванню всіх параметрів, що впливають на процес проходження масової кристалізації цукру, було зроблено ряд припущень. Для розглядуваної системи кристал цукру більшої комірки–розчин сахарози більшої комірки–парова бульбашка–розчин сахарози меншої комірки–кристал цукру меншої комірки модель для трьохвимірного випадку розміщення комірок та перехід від об'ємної моделі до одномірного випадку було взято з робо-

ти [2]. Там же було знайдено зміну температур в більшій та меншій комірках сахарози, а також паровій бульбашці при умові, що всі теплофізичні характеристики залишаються незмінними протягом всього часу їх одночасного контакту, і визначаються з початкових умов. Ці дані використовували для порівняння з отриманими значеннями змін температури в комірках розчину сахарози та паровій бульбашці отриманими чисельними методами.

Таким чином, розв'язання поставленої задачі чисельними методами полягало в тому, що потрібно було провести дискретизацію по координаті всіх розглядуваних областей, та провести дискретизацію по часу їх контакту (областей) між собою. Знову ж таки, в силу складності поставленої задачі для врахування всіх умов, що впливають на процес кристалізації протягом всього часу уварювання цукрового утфелю, було зроблено ряд припущень. Також, в кожний окремий момент відносного часу уварювання цукрового утфелю: τ/τц = 0,15; 0,2; 0,3; 0,4; 0,5; 0,6; 0,7; 0,8; 0,9; 1,0 були визначені коефіцієнт теплопровідності та коефіцієнт температуропровідності для між кристального розчину сахарози, при умові, що початкова температура комірок розчину сахарози приймається рівною Т1 = Т3 = 80°С, що відповідатиме середньому робочому тиску в вакуум-апараті р =2,0·104 Па. Для парової бульбашки, початкова температура якої становить Т2 = Тпар = 60 °С, що також відповідає тиску р =2,0·104 Па, було проведено математичне моделювання зміни коефіцієнтів теплопровідності та температуропровідності від температури та знайдено регресійні рівняння на основі методу найменших квадратів. Дані для теплофізичних характеристик розчину сахарози брали з [4], дані для теплофізичних характеристик парової бульбашки взято з [5-6].

В таблиці 1 наведено теплофізичні характеристики розчину сахарози протягом всього часу уварювання цукрового утфелю.

Таблиця 1

τ/τ_ц, с/с	СР, %	Дб, %	λ1, λ3, Вт/(м·К)	a1, a3 м2/с
0,15	77,178	89,677	0,3310	9,04998·10-8
0,2	78,571	88,036	0,3250	8,95168·10-8
0,3	79,643	86,429	0,3220	8,91497·10-8
0,4	80,714	85,000	0,3190	8,86817·10-8
0,5	81,071	84,107	0,3185	8,88098·10-8
0,6	81,429	83,643	0,3180	8,88195·10-8
0,7	81,429	83,357	0,3177	8,87484·10-8
0,8	81,429	83,071	0,3172	8,86300·10-8
0,9	81,429	82,786	0,3165	8,84700·10-8
1,0	81,429	82,500	0,3160	8,83453·10-8

Регресійна крива для коефіцієнту температуропровідності а2 = апар парової бульбашки в залежності від температури Т має наступний вигляд:

$$апар(T) = 0,0017824574 – 0,00010687257·T + 3,0328459·10–6·T2 – 4,6348578·10-8·T3 + + 3,6028021·10-10·T4 – 1,1086463·10-12·T5 , \quad (1)$$

знайдена з коефіцієнтом кореляції r = 0,9999631 та стандартною похибкою S = 0,0000067.

Регресійна крива для коефіцієнту теплопровідності λ2 = λпар парової бульбашки в залежності від температури Т має наступний вигляд:

$$λпар(T) = 0,016086713 + 9,1010101·10–5·T – 1,1194639·10–6·T2 + 2,6612277·10-8·T3 – 1,6899767·10-10·T4, \quad (2)$$

знайдена з коефіцієнтом кореляції r = 0,9998093 та стандартною похибкою S = 0,0000683.

Результати отриманих змін температур наведено на рис. 1. Як видно з рис. 1, врахування залежності коефіцієнтів теплопровідності та температуропровідності для парової бульбашки має значний вплив при розв'язанні поставленої задачі та знаходженні змін температур в комірках розчину сахарози більшої та меншої комірки.

Також протягом всього часу уварювання цукрового утфелю було визначено ефективний час контакту парової бульбашки з комірками цукрового розчину для випадку, коли теплофізичні коефіцієнти парової бульбашки незмінні (τеф = 0,1287–0,1284 с), та коли коефіцієнти теплопровідності та температуропровідності парової бульбашки залежать від температури (τеф = 0,2605–0,2598 с). В обох випадках ефективний час контакту парової бульбашки з комірками розчину сахарози зменшується під кінець уварювання цукрового утфелю.

Порівняння отриманих результатів чисельними методами по визначенню змін температур в комірках розчину сахарози з роботою [2] показало, що відносна похибка проведених обчислень не перевищує 0,5% в порівнянні з аналогічними розрахунками, проведеними аналітичними методами.

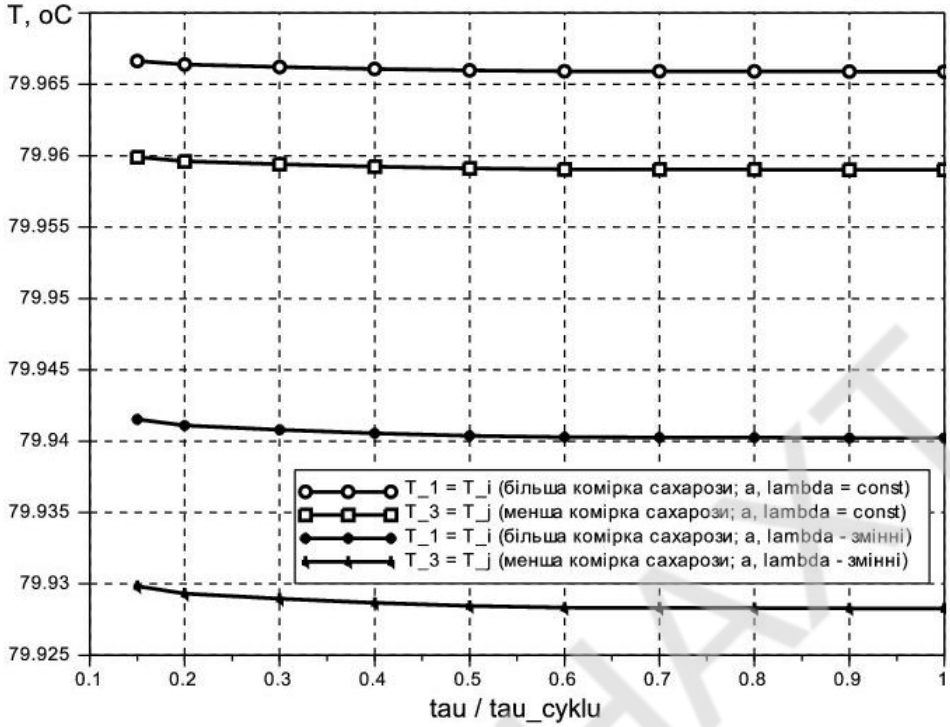


Рис. 1 - Зміна температур в більшій та меншій комірках сахарози при їх одночасному контакті з паровою бульбашкою при постійних та при змінних коефіцієнтах теплопровідності та температуропровідності парової бульбашки

Висновок. Отримали значення змін температур в комірках розчину сахарози більшої та меншої комірки, що одночасно контактують з паровою бульбашкою, з врахуванням, що коефіцієнти теплопровідності та температуропровідності парової бульбашки залежать від температури. Ефективний час контакту парової бульбашки з комірками розчину сахарози становить $\tau_{еф}$ = 0,2605–0,2598 с, і зменшується під кінець уварювання цукрового утфелю.

Література

1. Погорелый Т. М., Мирончук В. Г. Математическое моделирование процесса рекристаллизации на основании аналитических решений нестационарных задач теплопроводности в двухмерном случае для прямоугольных областей с неоднородными (непрерывными и разрывными на одной из сторон) граничными условиями и неоднородными начальными условиями // Тезисы докладов и сообщений XIV Минского международного форума по тепло- и массообмену, 10–13 сентября 2012 г. – Том 1, Часть 2. – Минск.: Інститут тепло- и массобмена им. А. В. Лыкова НАН Беларуси, 2012. – С. 761–764.
2. Погорілий Т. М. Математичне моделювання асиметричного механізму рекристалізації при уварюванні цукрових утфелів: Дисс... канд. техн. наук: 05.18.12. – К., 2001. – 217 с.
3. Бахвалов Н. С., Жидков Н.П., Кобельков Г.М. Численные методы: Учеб.пособие. – М.: Наука. Гл.ред.физ.-мат.лит., 1987. – 600 с.
4. Попов В. Д. Основы теории тепло- и массобменапри кристаллизации сахарозы. – М.: Пищевая промышленность, 1973. – 320 с.
5. Ривкин С. Л., Александров А. А. Теплофозические свойства воды и водяного пара. – М.: Энергия, 1980. – 423 с.
6. Кулинченко В. Р., Мирончук В. Г. Промышленная кристаллизация сахаристих веществ: Монографія. – К.: НУПТ, 2012. – 426 с.

УДК 676.026.522

ДОСЛІДЖЕННЯ РОБОТИ ЕЛЕКТРИЧНОГО ІНФРАЧЕРВОНОГО ВИПРОМІНЮВАЧА ДЛЯ СУШІННЯ САНІТАРНО-ГІГІЄНІЧНОГО ПАПЕРУ

Новохат О.А., ст. викл., Татарчук О.О, магістрант
Національний технічний університет України «Київський політехнічний інститут», м. Київ

В роботі приведені результати дослідження роботи електричного інфрачервоного випромінювача, що застосовується для сушіння санітарно-гігієнічного паперу.

Results of investigation of electric infrared emitter used for drying hygienic paper are presented in this article.

Ключові слова: Сушіння, санітарно-гігієнічний папір, інфрачервоне випромінювання, вологовміст.

Целюлозно-паперове виробництво є одним з найбільш енергоємних в Україні. При цьому найбільші енергетичні витрати виникають при подрібненні сировини та сушінні паперового полотна. Останнє вимагає застосування великої кількості пари, при виробництві якої, зазвичай, використовують природній газ. В зв'язку з подорожчанням світових цін на газ стає актуальним застосування альтернативних джерел енергії при сушінні, в тому числі і паперового полотна.

В Україні для сушіння паперу зазвичай застосовують контактний метод сушіння на сушильних циліндрах. Відомо, що період прогріву при сушінні паперового полотна обмежується теплопровідністю вологого матеріалу [1]. В свою чергу, це зумовлює збільшення часу прогріву і, відповідно, збільшення загальної кількості сушильних циліндрів та витрати пари.

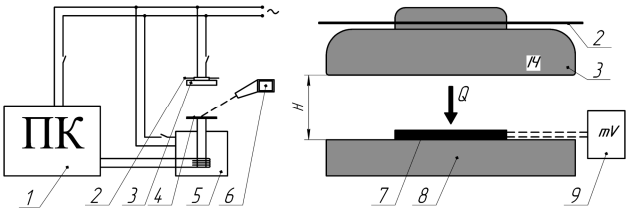
Аналіз літературних джерел показав, що інфрачервоне випромінювання має здатність проникати в увесь об'єм матеріалу, прогріваючи як верхні, так і нижні шари паперу одночасно [2]. Це зумовлює більш швидкий прогрів та зменшення загального часу сушіння.

Інфрачервоні випромінювачі, що застосовуються у виробництві, бувають двох типів: газові та електричні. Останні за рахунок більшої температури робочої поверхні дають змогу отримати більшу щільність теплового потоку [2].

До недоліків електричних інфрачервоних випромінювачів можна віднести підвищені вимоги до заходів протипожежної безпеки та вимоги до техніки безпеки при роботі з ними. Це пов'язано з високою температурою робочої поверхні інфрачервоного випромінювача.

Для визначення роботи електричного інфрачервоного випромінювача розроблена дослідна установка, зображена на рис.1. Зліва зображена варіація установки для визначення зміни маси та температури паперу, а справа – для визначення щільності теплового потоку.

При проведенні дослідів використано електричний керамічний інфрачервоний випромінювач типу ECP4, нагрівальним елементом якого є реостатна проволока, що залита в керамічний корпус. Потужність випромінювача становить 1 кВт з розмірами робочої поверхні 120 на 120 мм. Щільність теплового потоку регулюється за допомогою зміни відстані між випромінювачем та папером, що розміщений на вагах. Останні підключені до персонального комп'ютера. Це дозволяє отримувати по два-три значень показань маси зразка вологого санітарно-гігієнічного паперу за секунду. Температура поверхні вимірюється за допомогою пірометра. В якості зразків використано туалетний папір з масою квадратного метра 32 г/м2. Площа поверхні випромінювача повністю покриває поверхню паперу. Паровідведення відбувалося за рахунок вільної конвекції.



1 – персональний комп'ютер; 2 – рефлектор; 3 – електричний інфрачервоний випромінювач; 4 – папір; 5 – ваги; 6 – пірометр; 7 – датчик; 8 – тепловідвідна пластина; 9 – мілівольтметр

Рис. 1 – Дослідна установка сушіння санітарно-гігієнічного паперу (зліва) та визначення щільності теплового потоку (справа)

Щільність теплового потоку зазвичай визначається за допомогою значень температури поверхонь випромінювача та матеріалу, на який потрапляє енергія від інфрачервоного випромінювання. Проте в зв'язку з особливістю конструкцій електричного випромінювача температура його поверхні в різних точках різна. Тому для визначення щільності теплового потоку розроблено дослідну установку (рис. 1, справа). Так, при проходженні теплового потоку через датчик ПТП-04т в ньому виникає електрорушійна сила (ЕРС), що фіксується мілівольтметром. За значення ЕРС за відомим перевідним коефіцієнтом визначається щільність теплового потоку в Вт/м2. Результати вимірювань зображено на рисунку 2.

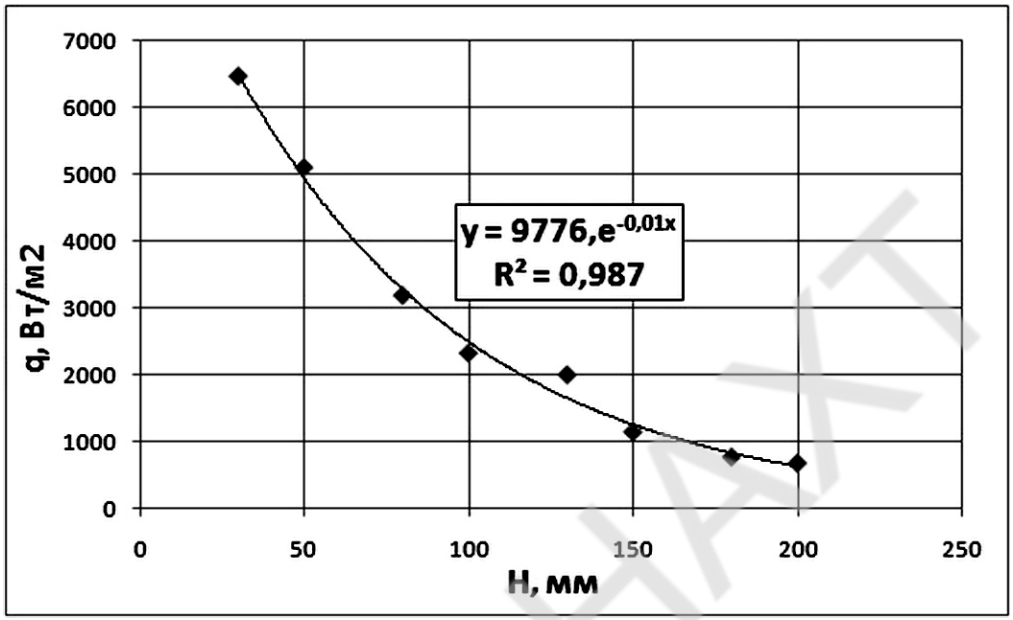


Рис. 2 – Залежність відстані H, мм від щільності теплового потоку q, Вт/м^2

Як видно з рисунку 2, залежність щільності теплового потоку від відстані між папером та робочою поверхнею інфрачервоного випромінювача описується експоненційним рівнянням:

y=9776e-0,014x

Величина щільності теплового потоку в залежності від відстані H, мм представлені в таблиці 1.

Таблиця 1 – Визначення щільності теплового потоку

H, мм	30	50	80	100	110	130	150	180	200
Q, Вт/м2	6423	4855	3190	2411	2096	1584	1197	787	594

Зміну маси вологого санітарно-гігієнічного паперу (криві сушіння) при різній щільності теплового потоку зображено на рисунку 3.

При цьому зміна температури поверхні вологого санітарно-гігієнічного паперу, що сушиться, зображено на рисунку 4.

Як вже було сказано, недоліком електричних інфрачервоних випромінювачів є висока температура поверхні, що може викликати займання паперового полотна при його обриві. Для визначення інерційності випромінювача в разі екстреного відключення визначено час його охолодження. Також визначено чар розігріву, тобто час виходу на стаціонарний режим. Результати досліджень зображено на рисунку 5.

Аналізуючи вище наведені графіки, можна зробити такі висновки:

- при зменшенні відстані між робочою поверхнею електричного інфрачервоного випромінювача та поверхнею, на яку падає тепловий потік, щільність теплового потоку збільшується по експоненційному закону;
- зі збільшення теплового потоку швидкість сушіння зростає, а час сушіння зменшується;
- періоди сушіння зменшуються зі збільшення щільності теплового потоку;
- перший і другий періоди сушіння мають лінійний характер;
- швидкість в першому періоді найбільша;
- при великих значеннях щільності теплового потоку папір висушується вже в першому періоді;
- продовження зменшення маси паперу при досягненні маси абсолютно сухого відповідного зразку паперу до його зволоження свідчить про явище деструкції;

- при високій щільності теплового потоку можливе явище деструкції та займання паперу при досягненні відповідної температури;
- доцільно використовувати високі щільності теплового потоку в періоди прогріву та на початку першого періоду для мінімізації явища деструкції;
- електричний інфрачервоний випромінювач інертний - досить повільно нагрівається до максимуму та досить повільно охолоджується. Останнє вимагає створювати допоміжні засоби протипожежної безпеки.

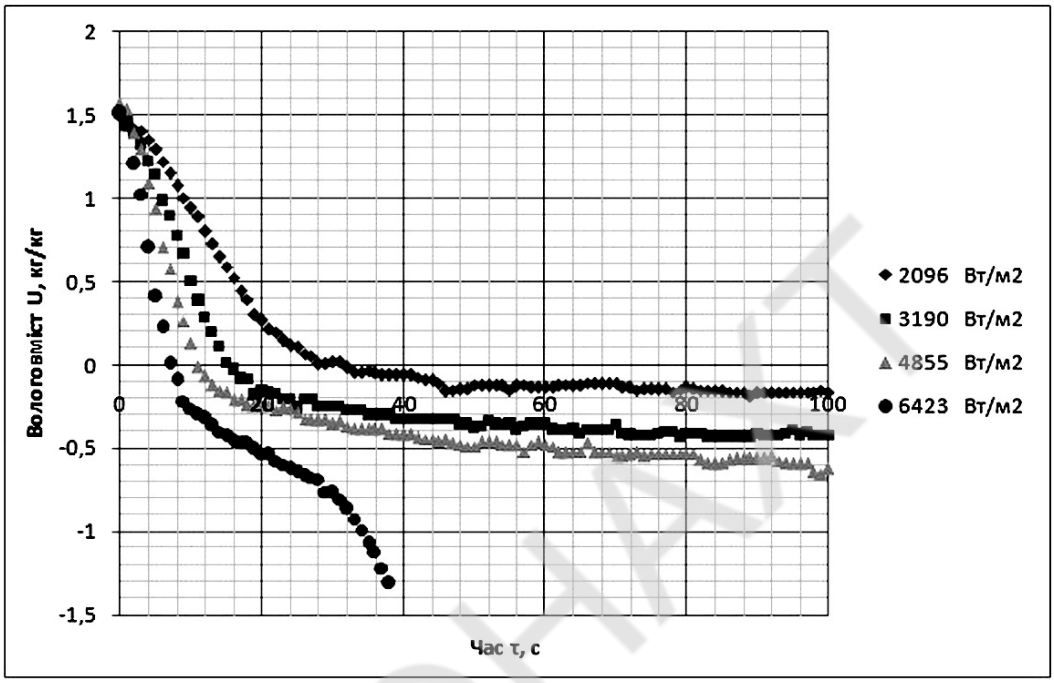


Рис. 3 – Криві сушіння санітарно-гігієнічного паперу

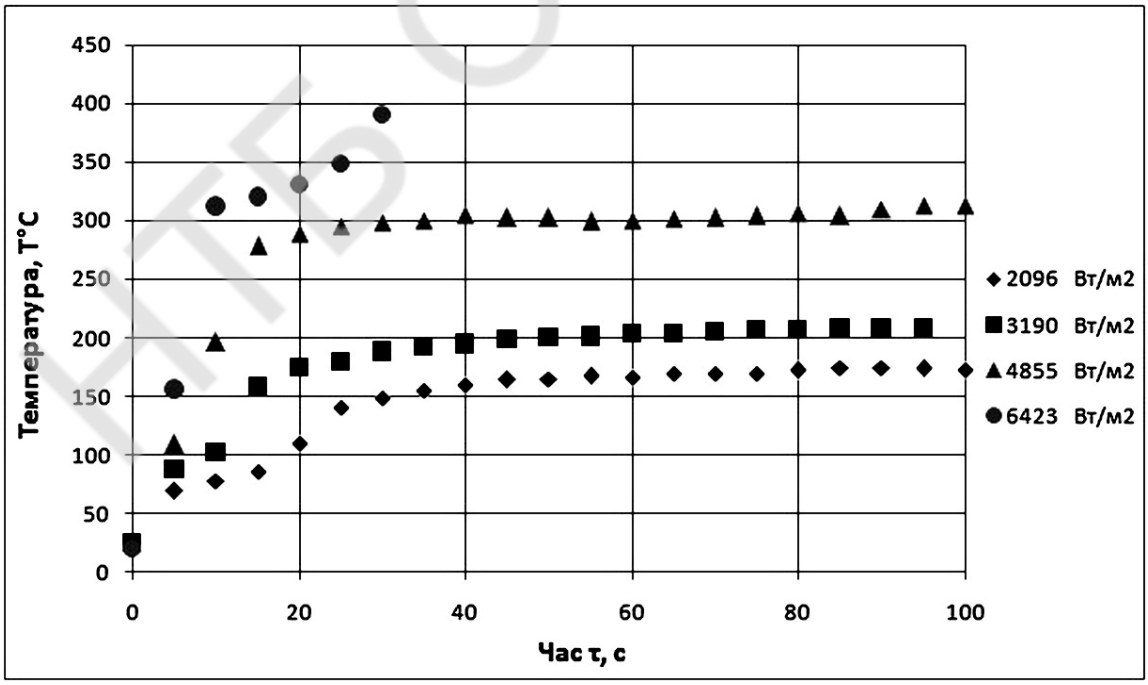


Рис. 4 – Зміна температура поверхні паперу

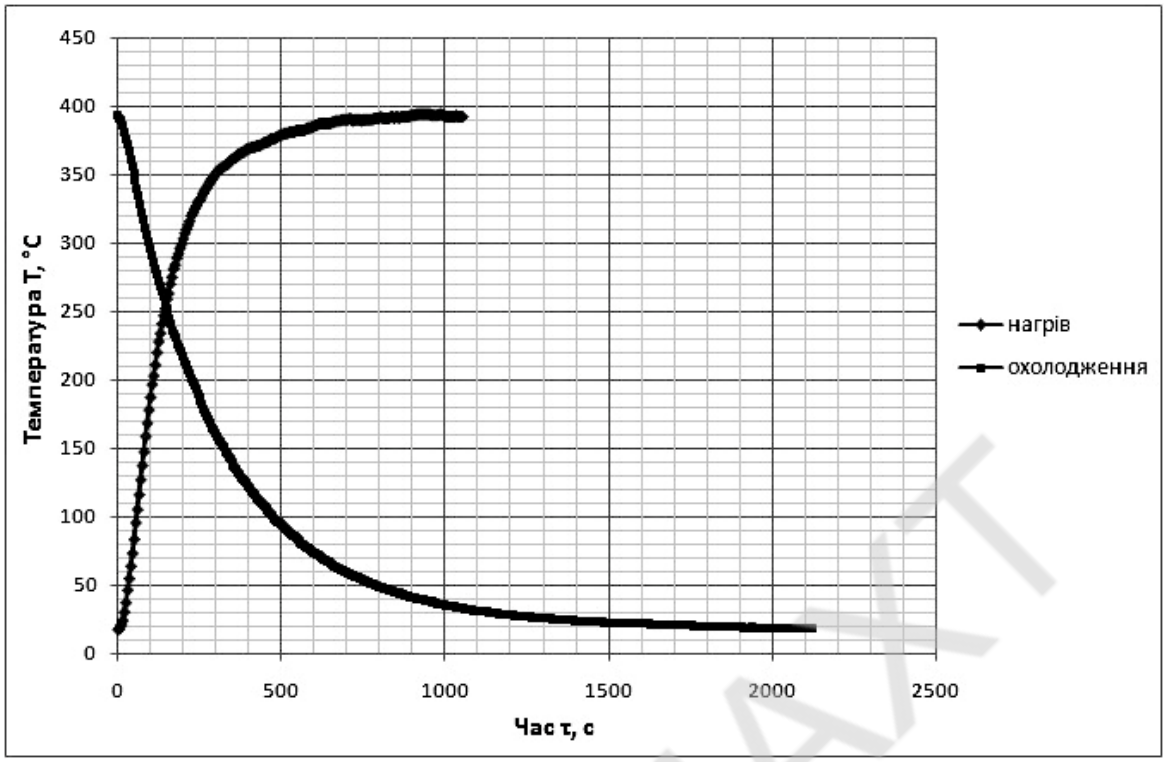


Рис. 5 – Нагрів та охолодження поверхні випромінювача

Література:

1. Лыков М. В. Сушка в химической промышленности – М.: Химия, 1970. – 483с.
2. J. Seyed-Yagoobi and H. Noboa. Heating/drying of uncoated paper with gas-fired infrared emitters – fundamental understanding. – Proceedings of the 14th International Drying Symposium (IDS 2004) August 2004, vol. B, pp. 1217 – 1224.

УДК 536.27

РАЗРАБОТКА КОНКУРЕНТНОСПОСОБНЫХ ТРУБЧАТЫХ ТЕПЛООБМЕННЫХ АППАРАТОВ

Грабов Л.Н., канд. техн. наук, вед. науч. сотр., Чалаев Д.М., канд. техн. наук, вед. науч. сотр., Переяславцева Е.А., канд. техн. наук, вед. науч. сотр., Сильнягина Н.Б., науч. сотр.
Институт технической теплофизики НАН Украины, г. Киев

Проведены теоретические и экспериментальные исследования теплообмена в трубах с дискретными турбулизаторами. Получены критериальные зависимости для расчета теплообменных аппаратов на основе таких труб. Создан энергоэффективный теплообменник нового поколения на основе профилированных труб.

Experimental and theoretic investigations of heat transfe in pipes with descrete turbulator had been carried out. Criterial relationships for calculation of heat exchangers with similar pipes had been obtained. The new energy save heat exchanger of new generation on the base of this pipes had been developed.

Ключевые слова: теплообменник, профилированные труби, дискретные турбулизаторы, гидравлическое сопротивление, коэффициент теплопередачи.

Теплообменные аппараты занимают важное место в промышленной теплоэнергетике, химической и пищевой промышленности, в ЖКХ и других отраслях.

Одним из важных показателей качества теплообменного устройства является эффективность теплообменной поверхности, величина которой определяется отношением количества передаваемого тепла к затрачиваемой мощности на прокачку теплоносителя. За счет повышения интенсивности теплообменных процессов можно добиться не только увеличения эффективности работы теплообменного оборудования, но и уменьшения их габаритов.

Перспективным направлением повышения эффективности теплообменной поверхности является применение профилированных труб с дискретными турбулизаторами, способствующими формированию вихревой структуры потока, направленной к стенке трубы, что обеспечивает опережающий рост теплообмена по сравнению с увеличением сопутствующих потерь давления [1].

В последние годы серийно освоено производство гибких нержавеющих профилированных труб небольшого диаметра [2]. Такая теплообменная поверхность характеризуется компактностью, невысокой удельной стоимостью, возможностью создания сложных теплообменных поверхностей за счет «сгиба» теплообменной поверхности и закрутки пучка профилированных труб. Однако, в настоящее время в литературе практически отсутствуют данные по теплообмену и гидравлическому сопротивлению профилированных труб, что затрудняет проектирование теплообменных аппаратов и оптимизацию их параметров. Для решения данной задачи в ИТТФ НАН Украины создан стенд и проведены экспериментальные исследования интенсивности теплопередачи при использовании тонкостенных гофрированных труб различных модификаций (кольцевая и винтовая накатка). Исследования показали, что гофрированные трубы эффективно турбулизируют поток в пристенной зоне течения, разрушая эту область с помощью отрывных возмущений потока, которые генерируются турбулизаторами и обеспечивают высокие коэффициенты теплопередачи сравнительно с гладкими трубами [3].

Было изучено влияние геометрии труб на интенсивность процесса теплообмена, что позволило провести оценку эффективности теплопередачи в зависимости от различных параметров. Выполнено исследование теплообмена, гидродинамики и теплопередающих характеристик единичного элемента теплообменного аппарата «труба в трубе» на основе профилированной трубы диаметром Ду15 (табл.1). Обобщение полученных результатов выполнено в сотрудничестве со специалистами в области высокотемпературной термогазодинамики под руководством академика А.А.Халатова и к.т.н. Г.А.Пархоменко. Адекватность результатов проверена сравнением с экспериментальными данными.

Таблиця 1 - Геометрические размеры профилированной трубы

Толщина стенки трубы, мм	Внешний диаметр гофр, мм	Внутренний диаметр гофр, мм	Количество гофр, шт./м пог.	Площадь поверхности, м2/м пог.
0,25	17,55	13,9	226 ± 2	0,067

При обобщении экспериментальных данных для внутреннего канала профилированной трубы с дискретными турбулизаторами в качестве базового использовалось уравнение подобия степенного типа для течения в трубах:

$$\overline{Nu_d} = C \cdot \mathrm{Re}_d^m \cdot \mathrm{Pr}_{ж}^{0,43} \cdot \left(\frac{\mathrm{Pr}_{ж}}{\mathrm{Pr}_{ст}} \right)^{0,25}, \quad (1)$$

из которого статистической обработкой экспериментальных данных определялись значения константы C и показателя степени m.

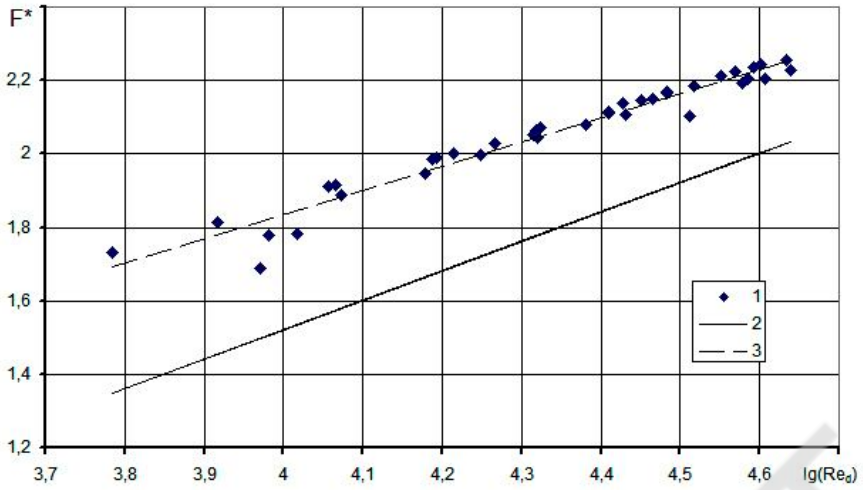
Для этого экспериментальные данные представлялись в логарифмической системе координат:

$$F^* = \lg\left(\frac{\overline{Nu_{ж}}}{\mathrm{Pr}_f^{0.43} \cdot \left(\mathrm{Pr}_f / \mathrm{Pr}_w\right)^{0.25}} \right) = \lg C + m \lg\left(\mathrm{Re}_d\right) \quad (2)$$

в которой опытные данные располагаются около прямой (рис. 5) с константой C в уравнении (2) равной 0,79 и показателем степени m = 0,66.

Значение показателя степени 0,66 обычно соответствует переходному режиму. Поскольку опыты проведены при числах Рейнольдса более 9000, то можно считать, что поток в профилированной трубе был турбулентным. Поэтому была выполнена дополнительная обработка опытных данных с показателем степени при числе Рейнольдса в уравнении (1) равным 0,8.

НТБ ОНАХТ



1 – опытные данные; 2 - уравнение для среднего теплообмена в трубе на участке стабилизированного течения $\overline{Nu_d} = 0,021 \cdot \mathrm{Re}_d^{0,8} \cdot \mathrm{Pr}_{ж}^{0.43}$ *; 3 – аппроксимация экспериментальных данных*

Рис. 5 - Результаты обобщения опытных данных по теплообмену внутри профилированной трубы

Как следует из рис. 6, в представленной системе координат константа С не является постоянной, а зависит от числа Рейнольдса и определяется уравнениями:

$$\lg(C) = -0.02 \cdot \lg(\mathrm{Re}_d) + 0,12 \tag{3}$$

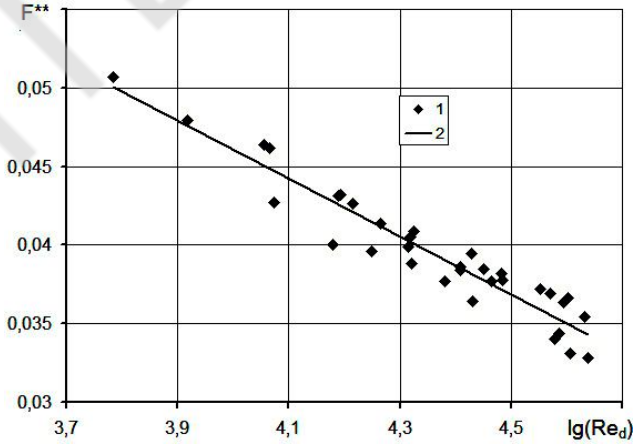
$$C = 10^{-0.02 \cdot \lg(\mathrm{Re}_d) + 0.12} \tag{4}$$

В этом случае уравнение для среднего теплообмена внутри профилированного канала принимает следующий вид:

$$\overline{Nu_d} = 10^{-0.02 \cdot \lg(\mathrm{Re}_d) + 0.12} \cdot \mathrm{Re}_d^{0.8} \cdot \mathrm{Pr}_{,}^{0.43} \cdot \left(\frac{\mathrm{Pr}_{ж}}{\mathrm{Pr}_{cm}} \right)^{0,25} \tag{5}$$

На рис. 6 использовано:

$$F^{**} = \lg\left(\frac{\overline{Nu_d}}{\mathrm{Pr}_f^{0,43} \cdot \left(\mathrm{Pr}_f / \mathrm{Pr}_w\right)^{0,25} \cdot \mathrm{Re}_d^{0,8}} \right)$$

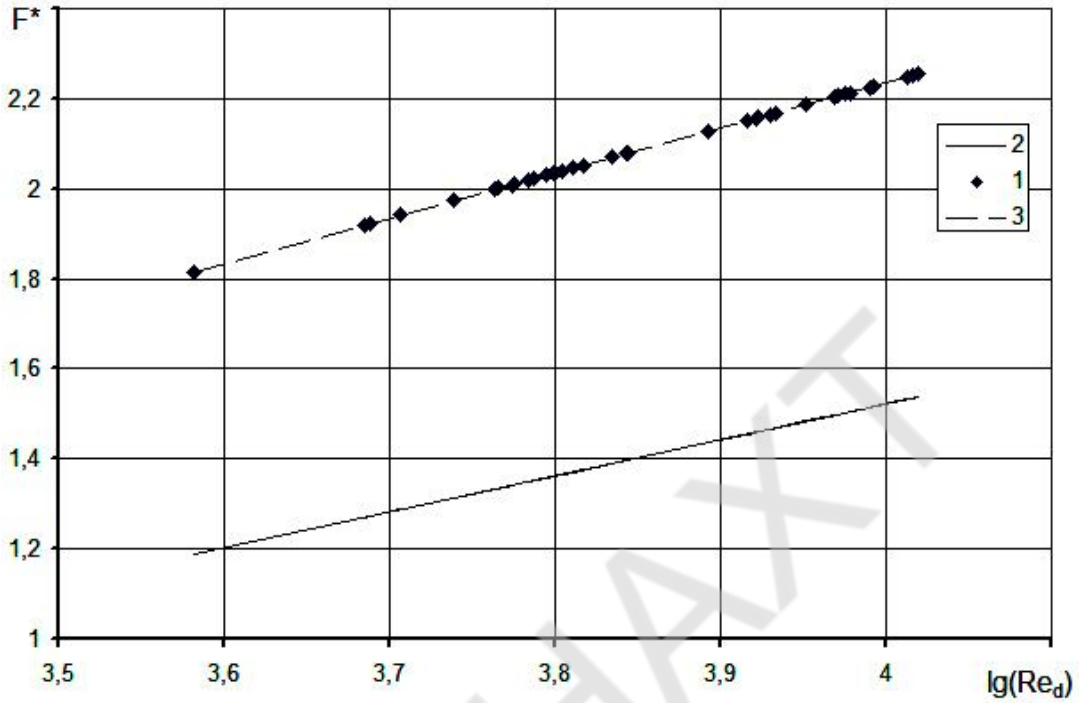


1 – опытные данные; 2 – обобщающая линия

Рис. 6 - Результаты обобщения опытных данных по теплообмену для внутреннего канала профилированной трубы с показателем степени 0,8 при числе Рейнольдса

НТБОНАХТ

Аналогичное обобщение опытных данных было выполнено для теплообмена в кольцевом канале. Результаты обобщения опытных данных в полулогарифмической системе координат с определением константы С и показателя степени m представлены на рис. 7. В этом случае константа С равна 1,77, а показатель степени m = 1,0.



1 – опытные данные; 2 - уравнение для среднего теплообмена в трубе на участке стабилизированного течения $\overline{Nu_d} = 0,021 \cdot \mathrm{Re}_d^{0,8} \cdot \mathrm{Pr}_{ж}^{0.43}$*; 3 – обобщающая линия*

Рис. 7 - Результаты обобщения опытных данных для теплообмена в кольцевом канале

Однако значение показателя степени m не соответствуют физической картине теплообмена в кольцевом канале поскольку опытные данные получены при числе Рейнольдса более 4000. Несмотря на малое значение числа Рейнольдса, соответствующее переходному режиму при осевом течении, можно предполагать, что в данном случае в кольцевом канале существует турбулентный режим. Поэтому было выполнено обобщение опытных данных с показателем степени при числе Рейнольдса равным 0,8. Результаты такого обобщения опытных данных представлены на рис. 8.

В представленной системе координат уравнение для константы С будет определяться зависимостями:

$$\lg(C) = 0.05 \cdot \lg(\mathrm{Re}_d) - 0,08 \tag{6}$$

$$C = 10^{0.05 \cdot \lg(\mathrm{Re}_d) - 0.08} \tag{7}$$

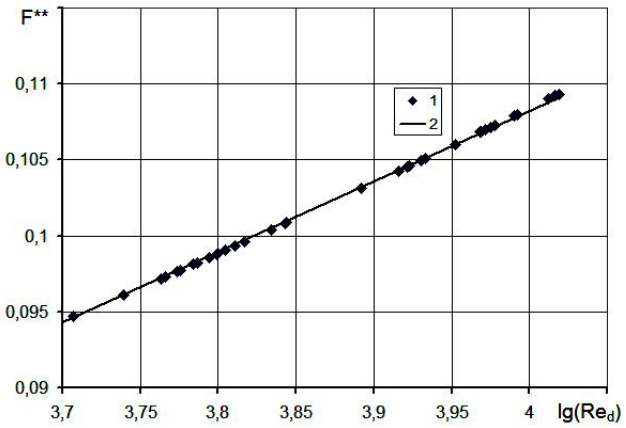
а уравнение для среднего теплообмена в кольцевом канале принимает следующий вид:

$$\overline{Nu_d} = 10^{0.05 \cdot \lg(\mathrm{Re}_d) - 0,08} \cdot \mathrm{Re}_d^{0.8} \cdot \mathrm{Pr}_{;}^{0.43} \cdot \left(\frac{\mathrm{Pr}_{ж}}{\mathrm{Pr}_{cm}} \right)^{0,25} \tag{8}$$

Полученные результаты использованы в качестве исходных данных для проектирования теплообменного аппарата на основе профилированных труб для индивидуального теплового пункта [4, 5].

Сравнительные теплотехнические испытания нового теплообменника были проведены на тепловом пункте административного здания ИТТФ НАН Украины. В штатном пластинчатом теплообменнике мощностью 350 кВт, которым был оборудован тепловой пункт, коэффициент теплопередачи составлял 4000…4500 Вт/м2·К. В новом теплообменнике, при одинаковых гидравлических режимах системы, коэффициент теплопередачи возрастает до 6000 Вт/м2·К. Стоимость изготовления нового теплообменника примерно в два раза меньше стоимости серийно выпускаемых пластинчатых теплообменников.

НТБОНАХТ



1 – опытные данные; 2 - обобщающая линия

Рис. 8 - Результаты обобщения опытных данных для теплообмена в кольцевом канале профилированной трубы с показателем степени 0,8 при числе Рейнольдса.

Выводы

Новые теплообменники на основе профилированных труб с дискретными турбулизаторами обеспечивают величину коэффициента теплопередачи в аппарате в 1,1 – 1,2 раза превышающую средние значения k для пластинчатых теплообменников;

Новые теплообменники на основе профилированных труб с дискретными турбулизаторами имеют значительно меньшую металлоемкость по сравнению с пластинчатым теплообменником аналогичной мощности;

Стоимость единицы теплообменной поверхности профилированных труб в 5 – 6 раз ниже по сравнению с аналогичными показателями пластинчатых теплообменников, что является существенным резервом для удешевления теплообменного оборудования и создания аппарата, способного составить конкуренцию пластинчатыми теплообменникам;

Работа выполняется при поддержке программы научных проектов НАНУ – СО РАН (проект 04-08-12 НАНУ).

Литература:

1. Калинин Э.К., Дрейцер Г.А. и др. Интенсификация теплообмена в каналах // М.: Машиностроение. 1981.
2. Kofulso Co., Ltd. (http://www.kofulso-olton.ru/)
3. Грабов Л.Н., Чалаев Д.М., Король И.В. Экспериментальное исследование процесса теплопередачи в трубчатых теплообменниках с дискретными турбулизаторами. Наукові праці ОНАХТ,-2012, вип.41, т.1, с.187-190.
4. Долінський А.А., Чалаєв Д.М., Грабов Л.Н., Переяславцева О.О., Сильнягіна Н.Б., Ковальов В.В. Розробка ефективних теплообмінників нового покоління на основі труб з дискретними турбулізаторами / Енергетика та електрифікація. - 2013. - Т.13. - № 4. -С. 28-33.
5. Грабов Л.Н. Перспективы создания энергоэффективных теплообменников нового поколения с дискретными турбулизаторами / Чалаев Д.М., Сильнягина Н.Б. // Промышленная теплотехника. - 2013. - Т.35 - № 7 – С.134-138.

УДК 664.061.4:084

ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОСТОРОВО-ЧАСОВИХ ХАРАКТЕРИСТИК ВІБРОЕКСТРАГУВАННЯ З МЕТОЮ МАСШТАБУВАННЯ ВІБРОЕКСТРАКЦІЙНОЇ АПАРАТУРИ

Зав'ялов В. Л., канд. техн. наук, професор, Мисюра Т. Г., канд. техн. наук, доцент, Бодров В. С., канд. техн. наук, професор, Запорожець Ю. В., канд. техн. наук, доцент, Попова Н. В., канд. техн. наук, доцент, Лобок О. П., канд. фіз-мат. наук, доцент, Костюк В. С., канд. техн. наук, доцент
Національний університет харчових технологій, м. Київ

Наведено результати досліджень просторово-часових характеристик процесу твердофазового віброекстрагування. Отримано прогнозуючу модель розвитку пульсуючого турбулентного затопленого струменя для процесів безперервного та періодичного віброекстрагування в системі тверде тіло-рідина, яка надає можливість масштабування при певному кратному збільшенні або зменшенні віброекстракторів.

The research findings of spatial and temporal characteristics of solid phase vibroextraction process are summarized. The predictive model of pulse submerged turbulent jet for the process of continuous and periodic vibroextraction in the solid-liquid system is obtained, which provides scalability under certain multiple extend or retract of vibroextractors.

Ключові слова: віброекстрагування, просторово-часові характеристики, пульсуючий турбулентний затоплений струмінь.

Особливістю сучасних віброекстракційних апаратів є перспектива застосування низькочастотних механічних коливань для інтенсифікації вилучення цільових компонентів із складної за морфологічною структурою твердої фази одночасно на макро- і мікрорівні, включаючи, в окремих випадках, протитечійне розділення фаз вздовж екстрактора з мінімальним поздовжнім перемішуванням [1, 2]. Таке багатоцільове застосування коливань можливе лише при глибинному вивченні фізичної природи дії коливань на стадії їх генерації і розповсюдження в робочому об’ємі апарата. Отже, джерелом коливань є спектр турбулентних пульсуючих струменів, що створюються вібруючими перегородками вздовж апарата періодично у взаємно протилежних напрямах. При цьому, характеристики пульсуючого спектру залежать від конструкції вібруючих перегородок і режиму їх коливання. Закономірності розповсюдження пульсуючих струменів у поздовжньому (транспортуючому) і поперечному (мікроперемішуючому) напрямку можуть бути визначені фундаментальними просторово-часовими залежностями, що дозволяють розрахувати інтенсивність дії коливань на різних відстанях від їх джерела. Оперуючи конструкцією віброгенеруючих органів екстрактора, з частотою і амплітудою їх коливань, при відомих закономірностях розповсюдження створених ними пульсуючих потоків, віброекстрактори можуть бути налаштовані на різноманітні твердофазні системи і здатні врахувати складну специфіку впливу твердої фази при різних навантаженнях і режимах екстрагування. Таким чином, раціональне розподілення зовнішньої енергії, необхідної для інтенсифікації технологічних процесів між мікро-і макрорівнями перемішування, вимагає поглиблення фундаментальних уявлень про закономірності руху гідродинамічних потоків, що генеруються джерелом енергії.

Разом з тим, специфічність умов масштабного перенесення вимагає необхідність використання системного підходу та виявлення закономірностей зміни просторово-часових співвідношень у безрозмірних координатах, що надало б можливість розраховувати результуюче перенесення в єдиній системі функціонально зв’язаних координат.

У таких координатах функціональний час представлятиме собою проміжок часу, протягом якого властивість робочої системи (визначальний геометричний параметр, pH, концентрація тощо) зміниться в розмірі основи натуральних логарифмів, а просторова складова — відстань, на якій функціональний час буде змінений у тому ж ступені.

Сутність же загального системного підходу полягатиме в тому, що вся інформація, що отримана в лабораторних та виробничих умовах, узагальнюватиметься у вигляді окремих математичних моделей, кожна з яких буде описувати певне конкретне явище процесу — гідродинаміку, масоперенесення (внутрішнє та зовнішнє), або повної математичної моделі у вигляді системи диференціальних рівнянь. При цьому, безпосереднє перенесення результатів аналізу дослідних даних, отриманих для даної системи екс-

тракційного процесу, з одного апарата на інший може бути здійсненим у спосіб, алгоритм якого показано на рис. 1.

Рис.1 - Схема алгоритму масштабного переходу при віброекстрагуванні турбулентних пульсуючих струменів, що створюються секціонуючими апарат поперечними вібруючими перегородками або іншими пристроями спеціальної конструкції

В цьому контексті слід зазначити, що активний вплив на режим процесу вилучення цільових компонентів із рослинної сировини, як одного з основних на виробництві, здійснюють техніко-економічні показники самого виробництва, але у першу чергу — кінетичні характеристики гідродинаміки та масоперенесення, як визначальні при реалізації процесів в багатотонажних апаратах. Тому, перенесення названих характеристик, отриманих в дослідах на фізичних моделях, на промислові апарати, пов'язане зі зміною гідродинамічних умов масообміну, суттєво ускладнює відтворюваність процесу екстрагування при його масштабуванні.

Отже, переваги віброекстракторів періодичної та безперервної дії, що здатні ефективно екстрагувати цільові компоненти при значному здрібнюванні рослинної сировини, включаючи переробку її відходів, пов'язані з особливостями гідродинаміки турбулентних пульсуючих струменів, що створюються секціонуючими апарат поперечними вібруючими перегородками, або іншими пристроями спеціальної конструкції.

Разом з тим, цілеспрямоване конструювання та оптимізація режимних параметрів роботи віброекстракторів неможливі без поглиблення фундаментальних уявлень про гідродинаміку турбулентних пульсуючих струменів, що генеруються вібруючими пристроями. Найбільш простим і вивченим випадком струминного руху є витікання рідини з рівномірним початковим полем швидкості ($w_0 = \text{const}$) у середовище, що рухається з постійною швидкістю ($w_L = \text{const}$), або затопленого у нерухомому середовищі

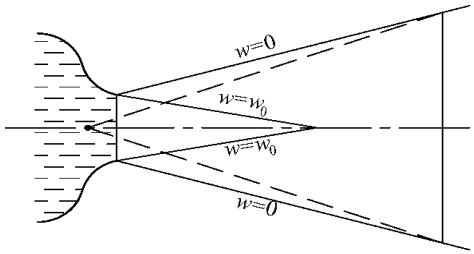


Рис. 2 – Схема затопленого осисиметричного плоского струменя

[3, 4]. Розвиток струменя супроводжується захопленням оточуючих струмінь частинок середовища, поступовим гальмуванням струменя та збільшенням його поперечного перерізу. При рівномірному полі швидкостей у початковому перерізі, границі пограничного шару мають конічні поверхні, що перетинаються у кромки сопла. Зовнішня сторона цієї кромки дотикається до оточуючого середовища. Використовуючи спрощену схему затопленого струменя (рис. 2), приймають довжину перехідної ділянки та швидкість на границі пограничного шару рівними нулю [3].

Причому, поперечна складова швидкості має незначні зміни, а сам швидкісний профіль струменя має неперервні деформації. Чим подалі від крайки сопла вибрано перетин, тим «нижче » та «ширше » профіль струменя. Ґрунтуючись на візуальних спостереженнях за пульсуючим поодиноким струменем (трасованим бульбашками повітря), генерованим вібротранспортувальним пристроєм із відкритого сопла (рис. 3), або обмеженого перепоною (патрубком) з боку його більшого гідравлічного опору (рис. 4) [2], можна припустити, що рух такого струменя також відповідатиме, в певних межах його розвитку згідно з масштабом турбулентності, закону руху затопленого осисиметричного струменя. Ці обставини будуть уточнені за експериментальними даними співставленням полів поздовжніх складових відносних швидкостей в основній ділянці затопленого та пульсуючого струменя — побудовою універсального гідродинамічного профілю.

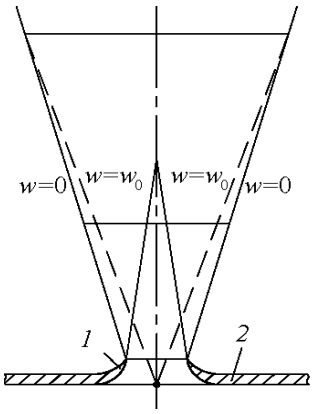


Рис. 3 – Схема затопленого пульсуючого струменя у напівперіоді коливань при віброекстрагуванні (без патрубка): 1 — сопло; 2 — тарілка

Разом з тим, слід зазначити, що внаслідок складності гідродинаміки пульсуючих турбулентних струменів глибоке проникнення у механізм цієї турбулентності представляє собою вкрай складну та нерозв'язану до цього часу задачу. Тому виконаємо спробу теоретичного дослідження особливостей розвитку пульсуючого турбулентного струменя, використовуючи єдину систему понять теорії турбулентних струменів. Отже, однією із задач ставимо отримання правила, що надасть можливість визначати для будь-якого перерізу в апараті (відстані від джерела пульсацій) залежність дальності розповсюдження пульсуючого струменя від параметрів коливань вібротранспортувального пристрою.

Сучасні теорії турбулентних струменів [3, 4] розглядають лише стаціонарну задачу. Особливістю турбулентних пульсуючих струменів є їхній нестаціонарний характер. Пульсуючий турбулентний струмінь, що створюється соплом вібруючої перегородки, складається з наступних один за одним у просторі й у часі поодиноких нестаціонарних струменів, що генеруються протягом напівперіоду коливань перегородки. Інтервали часу між послідовними поодинокими струменями, що рухаються в одному напрямку, становлять також половину періоду коливань, оскільки протягом цих інтервалів генеруються аналогічні струмені протилежного напрямку.

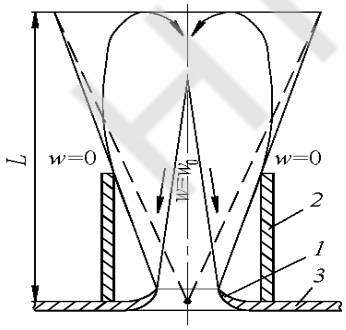


Рис. 4 – Схема затопленого пульсуючого струменя напівперіоду коливань при віброекстрагуванні: 1 — сопло; 2 — патрубок; 3 — вібрувальна тарілка.

Поодинокий нестаціонарний струмінь являє собою деякий об'єм середовища, викинутий через сопло протягом напівперіоду коливань зі змінною швидкістю, середнє інтегральне за період коливання значення якої дорівнює:

$$w_0 = 2Af(1-\varepsilon)/\varepsilon, \qquad (1)$$

де A і f — відповідно амплітуда та частота коливань вібруючої перегородки, а ε — її загальний живий перетин, що дорівнює відношенню площі отворів (сопел) і зазору між вібропристроєм та корпусом апарата до площі поперечного переріза апарата.

Протягом наступного напівперіоду коливань такий самий об'єм повинен повернутися через отвори вібруючої перегородки в складі нестаціонарних струменів протилежного напрямку. При віддаленні від вібрувальної перегородки швидкість струменя зменшується. Згідно методиці проведення досліджень на заданому віддаленні L від полюса середня

інтегральна за період коливання й середня по перерізу швидкість пульсуючого струменя wL визначалась за допомогою трубки Піто-Прандтля

$$w_L = 2/\pi k\sqrt{2gh} \tag{2}$$

де $k = w/\overline{w}_{\max}$ — відношення середньої по перерізу струменя швидкості до її максимального значення в центрі струменя, що змінюється в турбулентному потоці в межах 0,75—0,87 залежно від пульсаційного числа Рейнольдса;

h — показання диференціального манометра, з'єднаного із трубкою Піто-Прандля;

g — прискорення земного тяжіння.

Відстань L визначали за аналогією зі стаціонарними турбулентними струменями:

$$L = L_c + 4,5r_c, \tag{3}$$

де Lc — відстань від точки вимірювання до зрізу сопла при середньому положенні вібруючої перегородки;

rc — радіус сопла.

Досліджувались конструкції вібруючих перегородок з переточними елементами у вигляді сопел з діаметром dc =15 мм, що входять у патрубки, закріплені на перегородці, діаметром 38 мм і висотою 45 мм. Порівняльні дослідження проведені при переточних пристроях у вигляді сопел діаметром dc=20 мм без патрубків.

Конструктивні та режимні параметри змінювали в наступних межах: ε = 0,055—0,142; A = 0,01—0,015 м; f = 2—4 Гц; діаметр апарата 0,3 м. Дослідження проводили у воді при температурі 293 °K.

Припускаючи афінність закономірностей розповсюдження стаціонарного затопленого та пульсуючого струменів, фізично обгрунтованим підтвердженням цього буде встановлення співвідношень визначальних просторово-часових характеристик у відносних величинах у вигляді профілю швидкостей в перетині плоского турбулентного сліду за теорією Прандтля-Шліхтінга [3,4]. Тобто, якщо розподілення відносної швидкості у перетині стаціонарного струменя на відносних відстанях від джерела має універсальний характер, тоді стає можливим сподіватися про відповідне співпадіння аналогічних характеристик для пульсуючого струменя, хоча б на деякій ділянці такої характеристики.

Для перевірки цієї гіпотези визначалась залежність відносної швидкості φ= wL/w0, від відносного віддалення заданої точки вимірювання швидкості від сопла η=L/dc (рис. 5).

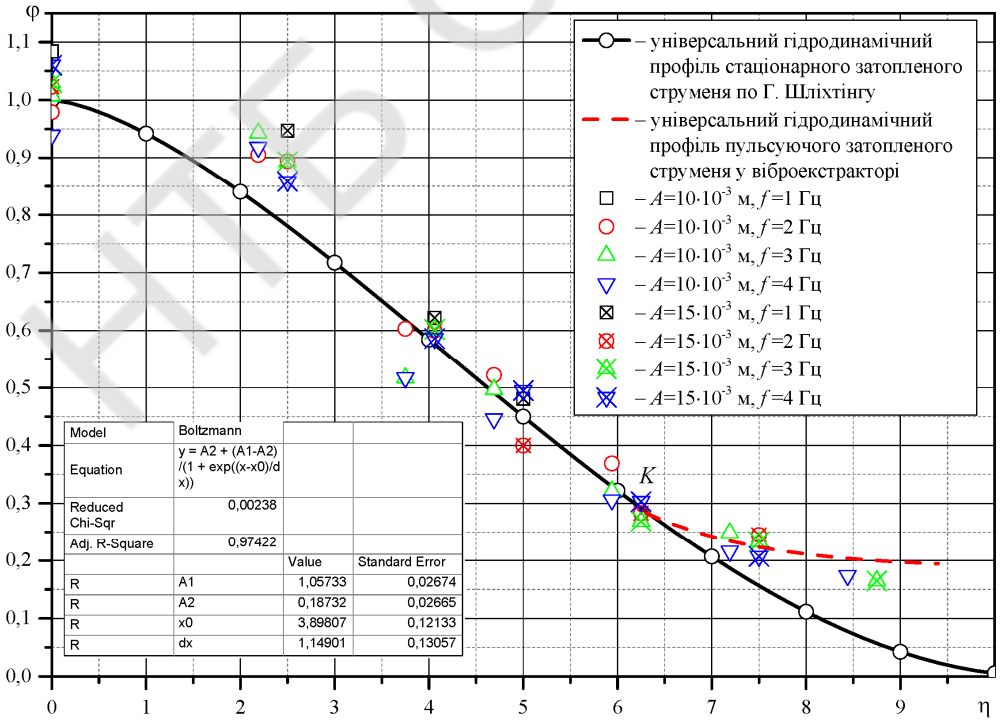


Рис. 5 – Поле поздовжньої складової відносної швидкості в основній ділянці затопленого пульсуючого струменя

Суцільною лінією на графіку показано універсальний гідродинамічний профіль відносної швидкості стаціонарного плоского затопленого струменя, що побудований за рівнянням Г. Шліхтинга [3]

$$\varphi = f(\eta) = \left(1 - \eta^{3/2}\right)^2, \tag{4}$$

де η=L/Lт; Lт=2,44 L0,5 — теоретична дальність розповсюдження струменя в робочому середовищі;

L0,5 — віддалення від джерела коливань, коли відносна швидкість дорівнює половині її максимального значення при wL/w0=0,5.

Слід зазначити, що Lт=f(β), де β=1–wL/w0 — вибрана межа ступеню затухання струменя у дальніх турбулентних слідах (в дослідах прийнято β=0,85).

Як видно із графічної залежності φ=f(η), що показана на рис. 5, дослідні дані в новій системі координат, що отримані для пульсуючого струменя, генерованого транспортувальним елементом вібропереміщувального пристрою, групуються навколо кривої універсального гідродинамічного профілю турбулентного стаціонарного затопленого струменя. Точка «К» є тією межею, до якої спостерігається майже повне співпадіння досліджуваних з універсальним профілем, а після неї, тобто на значних віддаленнях від джерела генерації пульсуючого струменя, настає між ними відхилення. Отже для універсального гідродинамічного профілю пульсуючого турбулентного струменя при віброекстрагуванні може бути запропонована відповідна аналогічна залежність

$$w_L / w_0 = \left[1 - \left(\eta_f \, l_f / l_0\right)^{3/2}\right]^2. \tag{5}$$

Являючись результатом усереднення швидкості поодиноких струменів, що досягли відстані L і рухомих у часі один за одним із частотою коливань вібруючої перегородки f, швидкість wL може бути представлена у вигляді

$$w_L = 2A_L f, \tag{6}$$

де AL — амплітуда коливань пульсуючого струменя на відстані L.

Аналогічно початкова швидкість пульсуючого струменя дорівнює:

$$w_0 = 2A_0 f, \tag{7}$$

де A0=A(1-ε)/ε — початкова амплітуда коливань. Відносна швидкість пульсуючого струменя на відстані L від її полюса при цьому дорівнюватиме

$$\frac{w_L}{w_0} = \frac{A_L f}{A_0 f} = \frac{A_L}{A_0}, \tag{8}$$

тобто вона перетворюється у відношення амплітуд, що дійсно спостерігається при візуалізації гідродинамічної обстановки у віброекстракторі.

З іншого боку, розглядаючи послідовне переміщення окремих поодиноких струменів, що представляють собою в дійсності вихрові кільця, що рухаються в напрямку поширення пульсуючого струменя, швидкість wL можна записати в такому виді:

$$w_L = \omega_L R, \tag{9}$$

де R і ωL — радіус поперечного перерізу вихрового кільця та кутова швидкість його обертання навколо вихрової нитки.

Слід зазначити, що специфіка генерації вихрових кілець вібруючим соплом, що рухається протилежно утвореному струменю у зоні розрідження, сприяє остаточному формуванню кільця радіусом R на початковій ділянці струменя.

Враховуючи R незмінним у процесі розвинення струменя, відносну його швидкість можна перетворити до виду

$$\frac{w_L}{w_0} = \frac{\omega_L R}{\omega_0 R} = \frac{\omega_L}{\omega_0}. \tag{10}$$

Результати досліджень при турбулентному режимі руху пульсуючих потоків можуть бути представлені залежністю відносної швидкості wL/w0 від функціональної просторової характеристики ηf = ℓ/ℓf, де ℓ=L/rc — відносна відстань, а ℓf — таке її значення, при якому wL/w0=e-1, де e — основа натуральних логарифмів.

У цих функціональних просторово-часових координатах увесь масив даних узагальнився при ηf, меншої за критичне значення

$$\left(\eta_f\right)_k = 0{,}1e\ \ln 10 \Big/ \left(1-e^{-0{,}5}\right)^{2/3} = 1{,}1656538, \tag{11}$$

відомою формулою Г. Шліхтінга [3] для універсального профілю швидкостей у дальніх турбулентних слідах:

$$w_L / w_0 = \left[1-\left(\eta_f\, l_f / l_0\right)^{3/2}\right]^2, \tag{12}$$

а при $\eta_f > \left(\eta_f\right)_k$ залежністю

$$\left(\eta_f\right)^3 \left(w_L / w_0\right)^2 = C_T, \tag{13}$$

де

$$C_T = \left(\eta_f\right)^3_k \left[1-\left(\eta_f\right)_k^{3/2}\left(1-e^{-0{,}5}\right)\right]^4 = 0{,}10286 \tag{14}$$

являє собою фундаментальну константу; ℓ0=L0/rc — відносна гранична дальність поширення турбулентного пульсуючого струменя, а L0 — її абсолютне значення.

Запропоновані залежності узагальнюють експериментальні дані зі средньоквадратичним відхиленням 8,5·10-3 у довірчому інтервалі 98 %. Теоретичне значення (ℓf/ℓ0)T, дорівнює (1-e-0,5)2/3=0,53695838.

Визначивши на основі залежності wL/w0 від ℓ експериментальне значення ℓf, можна розрахувати LK і wL, необхідні при конструюванні віброекстракторів.

Таким чином, встановлено можливість використання фундаментальних закономірностей для розрахунку гідродинаміки турбулентних пульсуючих струменів, що забезпечують ефективну роботу віброекстракторів.

Висновки. За результатами досліджень особливостей гідродинаміки пульсуючих струменів, що генеруються вібрувальними робочими пристроями у віброекстракторі безперервної дії, отримано у функціональних просторово-часових координатах фундаментальний опис закономірностей зміни їхньої швидкості. Запропоновано алгоритм масштабного переходу процесу віброекстрагування для системи тверде тіло-рідина з малою різницею густин фаз.

Одержані нові дані, необхідні для конструювання і розрахунку віброекстракційних апаратів.

Література

1. Пат. 86485 Україна, МПК B 01 D 11/02. Вібраційний екстрактор / Зав'ялов В. Л., Запорожець Ю. В., Бодров В.С. – № a 2007 07563; заявл. 05.07.07; опубл. 27.04.09, Бюл. №8.
2. Вибрационные массообменные аппараты / И. Я. Городецкий, А. А. Васин, В. М. Олевский, П. А. Лупанов; Под ред. В. М. Олевского. – М.: Химия, 1980. – 192 с.
3. Шлихтинг Г. Теория пограничного слоя. Перев. с немецкого. – М.: Наука, 1974. – 713 с.
4. Теория турбулентных струй / Г. Н. Абрамович, Т. А. Гиршович, С. Ю. Крашенинников и др. – 2-е изд., перераб. и доп. – М.: Наука, 1984. - 720 с.

НТБОНАХТ

УДК 664.723.047.59

ИССЛЕДОВАНИЕ ПРОЦЕССА СУШКИ ПШЕНИЦЫ В АППАРАТЕ С ВРАЩАЮЩИМСЯ ТЕРМОСИФОНОМ

Безбах И.В., канд. техн. наук, доц., Воскресенская Е.В., инженер каф. ПАиЭМ
Одесская национальная академия пищевых технологий, г. Одесса

Определены недостатки существующих аппаратов для сушки зерна пшеницы, а также достоинства аппарата с вращающимся термосифоном. Описаны его конструктивные особенности. Выложены результаты экспериментальных исследований процесса сушки зерна на разных режимах работы аппарата с вращающимся термосифоном.

The lacks of existent vehicles are certain for drying of grain ofwheat, and also dignity of vehicle with the rev olvedthermosiphon. His structural features are described. Theresults of experimental researches of process of dr ying ofgrain are laid out on the different modes of operations ofvehicle with the revolved thermosiphon.

Ключевые слова: вращающийся термосифон, конденсатор, парогенератор, термопары, частотный преобразователь

Сушка зерновых является энергоемким процессом. Физическая энергия, необходимая для превращения 1кг воды в пар составляет порядка 2,5 МДж, однако сушильные технологии потребляют в 2,5...3 раза больше [1].

Стационарные шахтные зерносушилки представляют собой одну или две вертикальные прямоугольные шахты. Конструкции шахтных зерносушилок имеют следующие недостатки [3]:

- длительное непрерывное воздействие агента сушки на зерно, исключающее возможность применения высоких температур и отсюда относительно невысокий к. п. д. использования объема сушильного аппарата;
- малый удельный съем влаги (кг/м^3), что связано со значительными размерами шахтных зерносушилок и наличием в них одновременно большого количества зерна, осложняющего период пуска и остановки аппаратов и исключающего возможность, сушки малых партий;
- неравномерность распределения агента сушки по каналам и как следствие неравномерность нагрева зерна и его сушки в разных частях шахты;
- замедленное движение зерна около боковых стенок шахты, усиливающее неравномерность сушки;
- медленное движение зерна в шахте и его задержка на верхних гранях коробов, подводящих агент сушки; отсюда перегрев и ухудшение качества части зерна, находящегося длительное время в контакте с этими гранями (в результате указанных выше недостатков может снижаться качество зерна в процессе сушки, особенно качество клейковины);
- невозможность сушки высоковлажного зерна за один пропуск, что вызывает дополнительные трудности в работе и расходы на повторную сушку;
- невозможность точного измерения температуры зерна в процессе сушки, сложность процесса измерения и выемки проб;
- сложность регулирования равномерного выпуска зерна по сечению шахты и подачи агента сушки по коробам, а также невозможность устранения неравномерности нагрева и сушки зерна;
- невозможность сушки сорного зерна, поступающего непосредственно из-под комбайнов; наличие даже небольших количеств сорных примесей приводит часто к образованию застоев зерна между коробами и загоранию зерна;
- высокая первоначальная стоимость аппаратов на 1 т установленной мощности и большая продолжительность постройки зерносушильных цехов.

Указанные недостатки существующих конструкций шахтных зерносушилок вызвали поиски других решений по созданию новых зерносушильных аппаратов.

Сушилка с вращающимся термосифоном (ВТС) (рис. 2) состоит из корпуса 1, конденсатора 2, парогенератора 3, привода 4. ВТС представляют собой герметично закрытую полость, частично заполненную теплоносителем.

При подводе теплоты к испарителю теплоноситель начинает кипеть, образующийся пар направляется в конденсатор, где конденсируется на стенках, отдавая теплоту фазового перехода охлаждающей среде. Пар перемещается за счет разности давления в испарителе и конденсаторе в результате уменьшения объема при конденсации пара. Конденсат под действием гравитационных сил движется в испаритель.

Таким образом, в ВТС реализуется замкнутый испарительно-конденсационный цикл.

Экспериментальная установка (рис. 3) состоит из парогенератора 1; конденсатора 2; корпуса 3; привода 4; манометра 5; измерительного комплекса К-50; аналого-цифрового преобразователя 7; термопары 8; компьютера 9; частотного преобразователя 10.

Медь - константановые термопары, отградуированные в диапазоне температур 0÷100 ˚С, размещены в капиллярах из нержавеющей стали. Наружный диаметр капилляров 1 мм, длина термодатчика 50 мм. Термопары выполнены в виде термощупов и позволяют измерять температуру продукта в различных точках объема продукта. Спай термопары герметизировался и электролизировался тонким слоем эпоксидной смолы. Термопары коммутировались к АЦП.

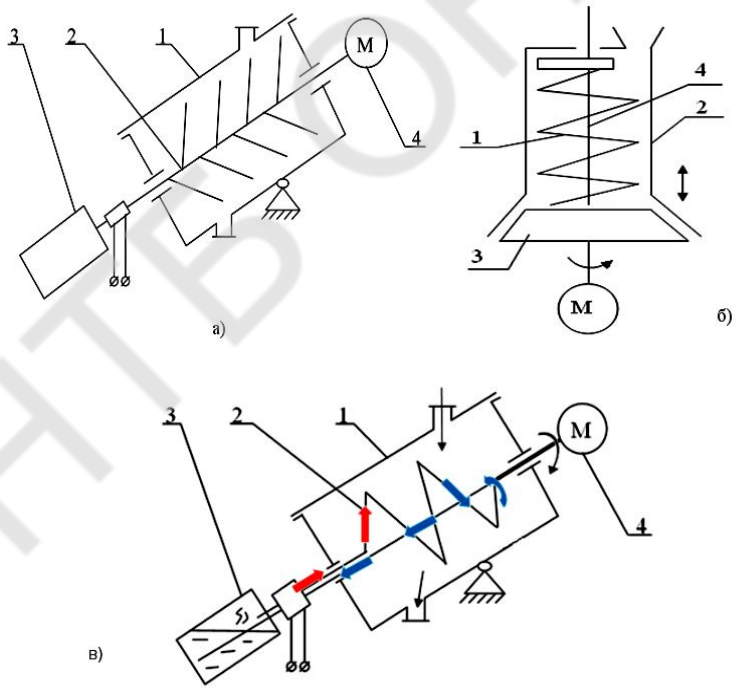
Величина электрического напряжения, подаваемого на нагреватель парогенератора, регулировалась и измерялась с помощью комплекса К-50.

Величина давления теплоносителя в конденсаторе ВТС контролировалась при помощи манометра МВРЗ-У.

Для модельных продуктов был выбран различный диапазон измеряемых величин (табл. 1).

Таблица 1 – Условия экспериментальных исследований

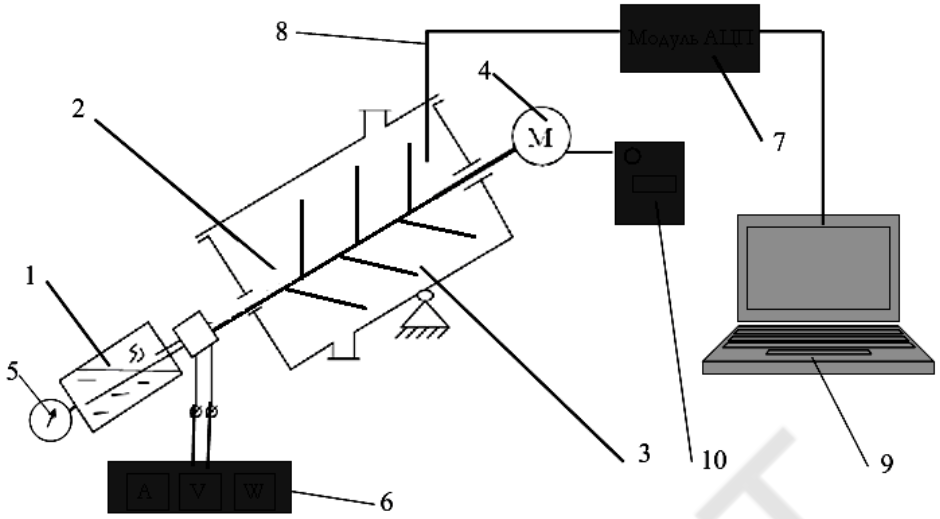
Продукт	Наклон ВТС, γ	Частота оборотов ВТС, n	Давление в конденсаторе ВТС, Р	Подводимая мощность	Влажность продуктов начальная, ωн, %
	градус	мин-1	МПа	кВт	
Пшеница	30…45	14	0,05…0,15	0,8…1,5	20
Варенный горох					25
Амарант					20



а) с разветвленным конденсатором;
б) с вертикальным шнековым конденсатором;
в) с наклонным шнековым конденсатором.

Рис. 2 – Сушилка с вращающимся термосифоном (ВТС)

НТБОНАХТ



1 – парогенератор; 2 – конденсатор; 3 – корпус; 4 – привод; 5 – манометр; 6 – измерительный комплекс К-50; 7 – АЦП; 8 – термопары; 9 – компьютер; 10 – частотный преобразователь

Рис. 3 – Схема экспериментальной установки

Начальная влажность продуктов поддерживалась на уровне либо технологических требований, либо выбиралась из соответствующих таблиц.

Конечная влажность продуктов обычно выбиралась из таблиц как равновесная для данных атмосферных условий.

Температура поверхности конденсатора ВТС поддерживалась такой, чтобы не происходило перегрева продукта выше технологических требований.

Частота вращения конденсатора ВТС регулировалась при помощи частотного преобразователя типа Altivar.

Температуру зерна пшеницы измеряли при помощи медь-константановых термопар. Температуры измеряли в нескольких разных точках объема, после чего усредняли. Данные первичных преобразователей температуры поступали на АЦП, преобразовывались в цифровой сигнал и вводились в ПК. Интервал регистрации данных – 10 с. Температуру теплоносителя определяли по величине давления в конденсаторе сушилки. Интервал регистрации данных – 600 с. Из графиков (рис. 4) видно, что с самого начала процесса температура зерна повышается

В начале процесса сушилке с ВТС уже происходит интенсивное парообразование над поверхностью зерна. Температура зернового слоя непрерывно увеличивается, что связано с уменьшением количества влаги в зерне. Зерно сушили до состояния несколько ниже равновесной влажности. Средняя влажность воздуха в лаборатории 80 %. Средняя температура зерна в опытах 60…80 ˚С. По данным Резчикова В.А. при таких условиях равновесная влажность зерна 14…16 % [4]. Аппарат работал периодическом режиме. Единовременная загрузка аппарата составляла $G_з$=1,5 кг, средняя температура воздуха в помещении $T_{ос}$ = 25 ˚С, частота оборотов ВТС n = 14 об/мин.

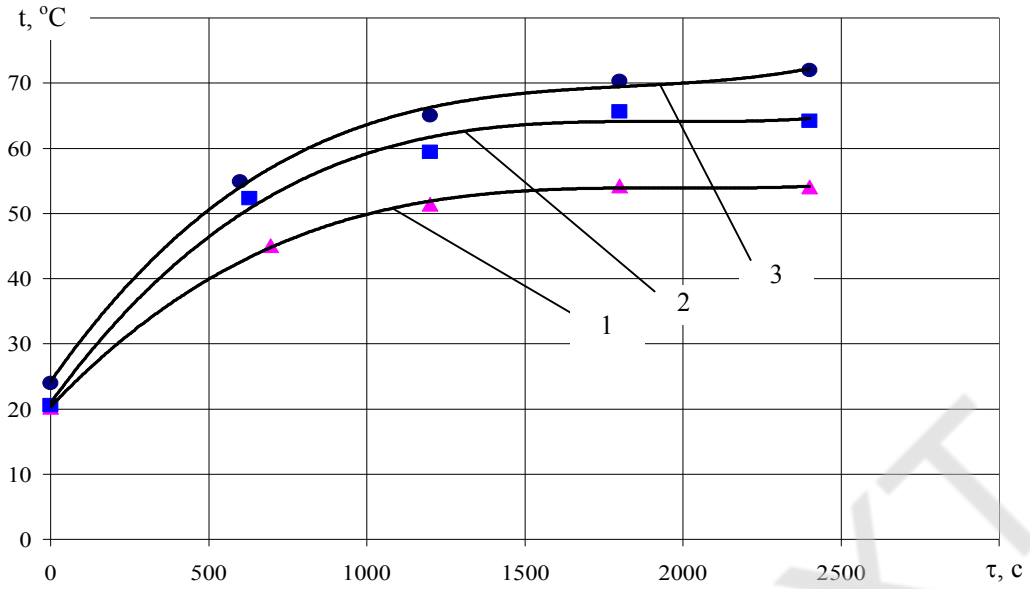
Получены следующие графики по изменению температуры зерна пшеницы при сушке в аппарате с ВТС (рис. 4).

Период нагрева зерна продолжается около 1000 с, для различных температур поверхности ВТС. После чего температура зерна стабилизируется графики изменения температуры приобретают автомодельный характер.

Температуры зерна в некоторых опытах превышают технологически допустимые при сушке пшеницы (см. рис. 5). Так при температурах конденсатора ВТС 100…120 ˚С происходит перегрев зерна выше 60 ˚С, что превышает технологические требования. Такие режимы выбраны для того, чтобы максимально расширить диапазон экспериментальных значений, определить возможности экспериментальной установки.

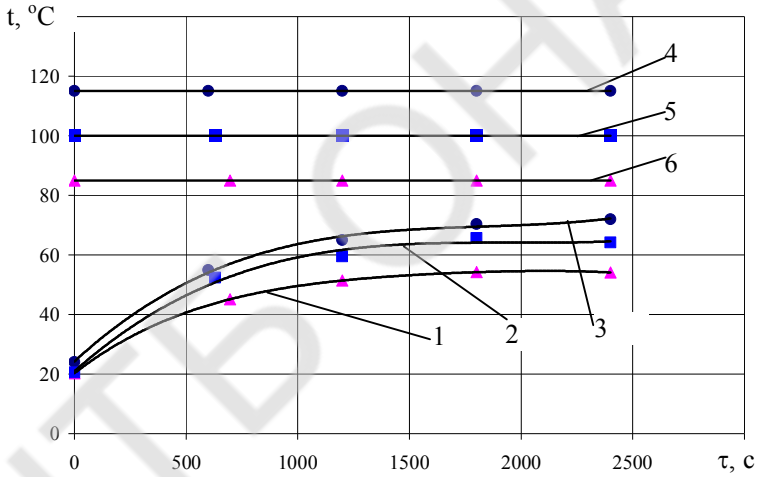
Проведено более двадцати опытов, по сушке зерна в аппарате с ВТС. Термограммы в большинстве опытов имеют аналогичный характер, в работе представлены наиболее характерные. Установлено влияние температуры поверхности конденсатора ВТС на степень нагрева зерна в аппарате при постоянной частоте вращения ВТС. При увеличении температуры конденсатора ВТС в 1,5 раз температура пшеницы

изменяется в 1,5 раза.



1 – 85 ˚С; 2 – 100 ˚С; 3 – 115 ˚С.

Рис. 4 – Изменение температуры для пшеницы при температуре поверхности ВТС



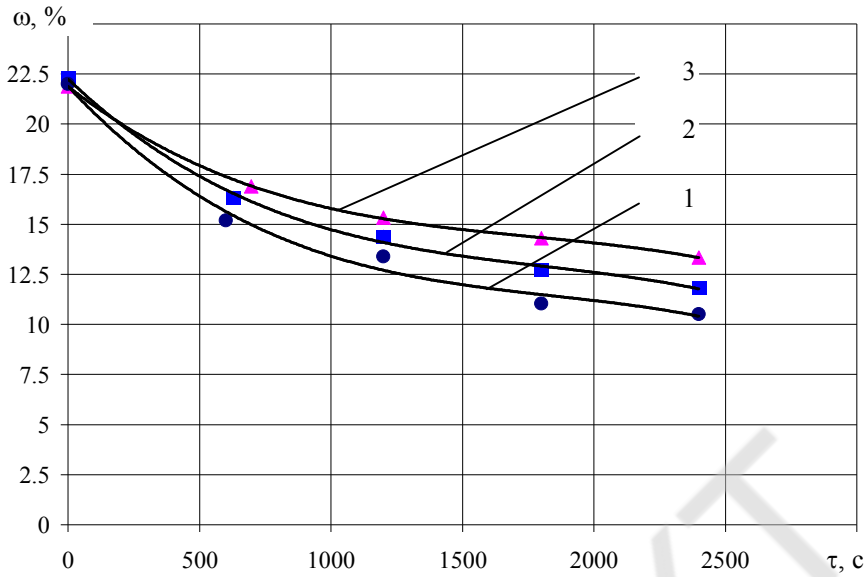
1 – пшеница, Р=0,05 МПа; 2 – пшеница, Р=0,075 МПа; 3 – пшеница, Р=0,1 МПа;
4 – поверхность ВТС, Р=0,1 МПа; 5 – поверхность ВТС, Р=0,075 МПа;.
6 – поверхность ВТС, Р=0,05 МПа.

Рис. 5 – Изменение температуры зерна пшеницы и поверхности ВТС в течении сушки при различных давлениях теплоносителя в конденсаторе ВТС

Для удобства анализа температуры поверхности конденсатора ВТС нанесены на график совместно с температурами зерна (рис. 5).

Зерно увлажняли до состояния сырого. Начальная влажность зерна в опытах соответствует ≈ 22 %. За счет непосредственного контакта влажного зерна и поверхности нагрева зерно прогревается быстро. Периода прогрева материала на кривой сушки не наблюдается. Далее следует первый период сушки. Скорость сушки изменяется в пределах 0,0072…0,0056 %/с, в зависимости от температуры материала. Продолжительность первого периода составляет около 1000 с.

НТБОНАХТ



1 - Tп=115 ˚С; 2 - Tп=100 ˚С; 1 - Tп=85 ˚С.

Рис. 6 – Кривые сушки зерна пшеницы при различных температурах поверхности конденсатора ВТС

Влияние на скорость сушки оказывает изменение температуры поверхности конденсатора ВТС.

Влажность зерна в серии опытов снижается в среднем на 10%, что соответствует стандартным зерносушилкам.

Далее скорость сушки падает примерно в три раза и составляет 0,0024…0,0017 %/с.

Во первых это связано с тем, что сушка идет в стесненных условиях – в плотном зерновом слое. Поэтому постоянно присутствует поверхностная влага, что характерно для периода постоянной скорости сушки. Во вторых обеспечивается равномерный нагрев и сушка каждого отдельно взятого зерна. При интенсивном равномерном нагреве зерна увеличение коэффициента диффузии влаги в воздух замедляет углубление зоны испарения внутрь зерна. Все это обусловливает постоянство скорости влагоотдачи.

Литература

1. Лыков, А.В. Явления переноса в капиллярнопористых телах [Текст] / А.В. Лыков– М.: Гостехиздат, 1954.
2. Атаназевич, В.И. Сушка зерна [Текст]: практ. пособие / В.И. Атаназевич - М.: Лабиринт, 1997. – 256 с.
3. Бурдо, О. Г. Прикладное моделирование процессов переноса в технологических системах [Текст] / О. Г. Бурдо, Л. Г. Калинин – О.: Друк, 2008. – 348 с.
4. Бурдо, О. Г. Кінетика сушіння пшениці в апаратах на базі термосифонів [Текст] / О.Г. Бурдо, І.В. Безбах, В.І. Донкоглов // Наук. пр. / ОНАХТ – О, 2009. – Вип. 36, — Т. 1. – С. 297-302.
5. Безбах, И. В. Процессы термообработки дисперсных продуктов в аппаратах на базе термосифонов [Электронный ресурс] / И. В. Безбах, Е. В. Латанский, В. И. Донкоглов // Матеріали Міжнар. наук.-практ. конф. „ Проблеми енергетичної ефективності харчових та хімічних виробництв ”, Одеса, 9-11 верес. 2009 р. / ОНАХТ. – О., 2009. – С. 276-278.

НТБ ОНАХТ

УДК 664.83.047.8

ГІДРОДИНАМІКА І КІНЕТИКА КОНВЕКТИВНОГО СУШІННЯ БАРБАРИСУ

Поперечний А.М., д-р. техн. наук професор,
Корнійчук В.Г. канд. техн. наук, доцент,
Кур янов К.В. аспірант, Гордійчук Д.А. студент
Донецький національний університет економіки и торгівлі
імені Михайла Туган-Барановського, м. Донецьк

У статті узагальнені та проаналізовані результати експериментальних досліджень з гідродинаміки та кінетики сушіння плодів барбарису в сушарці псевдозрідженого шару. Визначено вплив швидкості сушильного агента, його початкової та кінцевої температури на швидкість процесу сушіння.

This article summarizes and analyzes the results of experimental studies of hydrodynamics and kinetics of barberry fruit drying in fluidized bed dryer. The influence of the speed of the drying agent, its initial and final temperature on the rate of drying.

Ключові слова: барбарис, псевдо зріджений шар, гідродинаміка, кінетика, сушіння

Відмовитися від такого джерела здоров'я, як дикорosла сировина при складній екологічній обстановці в більшості країн світу неможливо [1].

Тому, одним з важливих завдань АПК України є розробка принципово нових технологій з використанням дикорослих харчових і лікарських плодів і ягід, які значно перевершують культурні рослини за вмістом вітамінів, органічних кислот, ферментів, білків, мінеральних і багатьох інших необхідних живому організму речовин [2-4].

Проте використання дикорослої сировини , як об'єктів, що містять цінні речовини , пов'язане з рядом технологічних завдань. Накопичення компонентів хімічного складу рослин носить сезонний характер. Заготівля їх можлива протягом нетривалого періоду . У той же час переробка плодів рослинної сировини можлива протягом усього року. Тому перша з проблем - встановлення раціональних методів і режимів зберігання заготовленої біомаси. Слід також додати , що через багатогранність хімічного складу рослин збереження цільових речовин можуть бути індивідуальні.

У науковій літературі є нечисленні, розрізнені відомості щодо переробки та зберігання дикорослої сировини. Найбільш популярними методами консервування рослинної сировини вважається витримка та зберігання його при температурах нижче нуля, а також зберігання рослинної сировини після повітряного сушіння. Встановлено [5], що вміст біологічно активних речовин (БАР) у сухій рослинній сировині, яка зберігалася за звичайних умов протягом кілька років, практично не знижується.

Нами проводяться різнопланові дослідження в області переробки дикорослого і лікарської сировини шляхом його сушіння та екстрагування .

Останнім часом у Криму , південних та східних областях України (в т. ч. і на Донбасі) широко культивується в зеленому будівництві для створення декоративних живоплотів , групових і одиночних посадок барбарис звичайний. Плоди барбарису звичайного (Berberis vulgaris) - довгаста ягода ; ягоди еліпсовидні, довжиною до 12 мм , яскраво - червоні , приємного освіжаючого смаку , дозрівають в серпні- вересні. У плодах міститься до 5 % цукру , 6 ... 7 % яблучної кислоти , вітамін С , дубильні і фарбувальні речовини. Плоди , свіжі і висушені , застосовуються в кондитерській промисловості та лікеро - горілчаному виробництві . З них можна виробляти варення , лимонади , напої , приправи. У медицині плоди барбарису застосовуються як кровоспинний засіб , а також як засіб , що збуджує апетит.

У науково - технічній літературі відсутні публікації щодо промислової переробки плодів барбарису як біологічно цінної сировини з багатошаровою структурою при максимальному збереженні цільових речовин в кінцевому продукті. Цьому присвячені наші пошукові експериментальні дослідження.

При консервуванні плодів барбарису прагнуть можливо повніше зберегти натуральні властивості плодів і щоб готовий продукт за харчовою та біологічною цінністю не поступався вихідній сирвині. Консервування плодів сушінням характеризується видаленням вологи до такої міри, при якому багаторазово скорочується швидкість життєдіяльності мікроорганізмів. Для більшості кісточкових плодів така вологість складає 18-22 % [6].

При конвективному сушінні теплота продукту, що висушується, підводиться від нагрітих газів конвекцією. Вибір метода сушіння залежить від ряду основних факторів, що впливають на тривалість процесу.

Інтенсивне перемішування матеріалу, прискорений тепло- і масообмін, завдяки чому сушильний агент може використовуватися при підвищених температурах без значної втрати якості кінцевого продукту, досягається у сушарках з псевдозрідженим шаром. Поєднуючи простоту пристрою з високою питомою продуктивністю і легкістю автоматизації, ці сушарки знайшли широке застосування. Параметричний ряд цих сушарок з площею ефективного перерізу (через який проходить потік нагрітого повітря) від декількох десятків квадратних дециметрів до декількох квадратних метрів використовується для сушіння самих різних продуктів. Відомості про енергоємність процесу зневоднення досить суперечливі, проте, за наявними оцінками, вона дещо нижча, ніж у класичних конвекційних сушарках, і становить 0,6-0,9 кВт / кг.

Специфіка процесу зневоднення в даних сушарках полягає в тому, що нагріте повітря рухається у вертикальному напрямку (знизу вгору) з такою швидкістю, що сили тиску повітря на частинки продукту врівноважують дію на ці частинки гравітаційної сили. У результаті кожна частинка рухається незалежно від інших і всі елементи її поверхні однаково ефективно взаємодіють з потоком нагрітого повітря, тобто вся площа її поверхні є площею випаровування, що трохи зменшує енергоємність процесу (у порівнянні з конвективними сушарками нерухомого шару). Однак, слід зауважити, що тепло- і масообмін між зовнішньою поверхнею частинок і їх внутрішніми областями в цій технологічній схемі нічим не відрізняється від типового для конвекційного сушіння, що і приводить до багаторазового зниження швидкості сушіння при малому вологовмісті продукту і відповідно до збільшення енергоємності процесу.

Так як початковий вологовміст ягід барбарису становить близько 270 %, то доцільно їх сушіння здійснювати в псевдозрідженому шарі. Однак для вибору технологічних параметрів сушіння ягід барбарису і конструктивних параметрів сушарки , необхідно знати залежність гідродинаміки та кінетики сушіння від цих параметрів .

Експериментальні дослідження проведені на лабораторній сушильній установці псевдозрідженого шару, оснащеної необхідною контрольно-вимірювальною апаратурою. Вологість продукту визначали методом сушіння до постійної маси ГОСТ 15113.4-77 .

Відсутність достовірної теорії , яка дозволяла б всебічно пояснити і кількісно описати явища, що відбуваються в псевдозріджених системах , призвело до великого різноманіття формул для розрахунку швидкості початку псевдозрідження - одного з основних параметрів гідродинаміки зернистого шару.

Для організації процесу сушіння барбарису на безперервно діючій промисловій установці , перш за все необхідно дослідити його гідродинамічні характеристики, отримати надійні розрахункові залежності і практичні дані з кінетики сушіння. Тому етапу промислового проектування повинен передувати етап лабораторного експерименту , що дасть можливість отримання розрахункових залежностей для основних параметрів псевдозріджених системи з урахуванням зміни вологовмісту матеріалу.

Оскільки вплив окремих факторів на процес сушіння неоднаковий, оцінка впливу кожного з них необхідна для виявлення параметрів, що характеризують режим теплової обробки відзначених продуктів. На підставі попередніх досліджень і аналізу літературних даних були обрані наступні параметри процесу сушіння в псевдо зрідженому шарі:температура і швидкість сушильного агенту; питоме навантаження на повітророзподільну решітку; попередня обробка сировини перед сушінням; форма і розміри частинок матеріалу.

На першому етапі досліджували вплив вологовмісту барбарису на аеродинамічні характеристики псевдо зрідженого шару - критичну швидкість , гідравлічний опір і поведінку шару.

Оскільки вплив температури повітря на аеродинамічні характеристики незначний, то шар барбарису продували висхідним потоком повітря з температурою 20 ° С. Критичну швидкість визначали для різного вмісту вологи плодів барбарису в інтервалі від 15 до 270 %. Питома навантаження на повітророзподільну решітку змінювалася в інтервалі 10 - 40 кг/м2 , швидкість повітряного потоку - від 0 до 10 м / с.

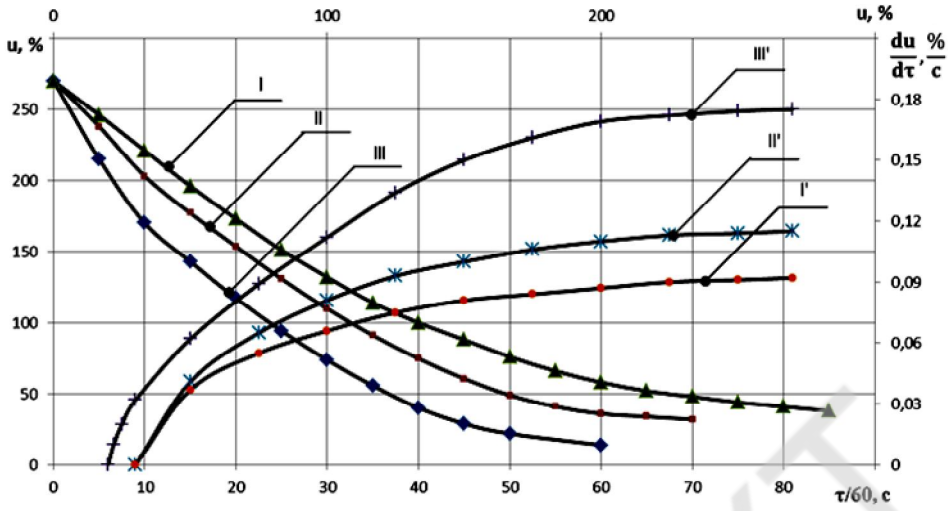
Криві псевдозрідження шару плодів барбарису представлені на рисунку 1 .

Розгляд отриманих даних дозволяє стверджувати , що швидкість початку псевдозрідження в першу чергу залежить від вологовмісту матеріалу : для сухого матеріалу (U = 16 %) вона складає 4,5 м / с , для вологого (U = 270 %) - 5,5 м / с.

Рівномірне кипіння - стадія вихрового кипіння - забезпечується при швидкості повітря 6,0 .. 6,5 м / с , зі збільшенням обсягу матеріалу в порівнянні з нерухомим станом в 2,0 ... 2,5 рази.

На другому етапі визначали принципову можливість і доцільність сушки плодів барбарису в сушарці псевдо зрідженого шару, а також кінетику процесу сушіння.

Сушіння є комплексним процесом, в якому теплотехнічні і технологічні закономірності взаємно зв’язані між собою. Кінетика процесу сушіння визначається як тепло-, масообміном між поверхнею висушуваного тіла і навколишнім середовищем, так і переносом всередині тіла. Технологічні сторони процесу є вирішальними при виборі оптимального режиму сушіння.



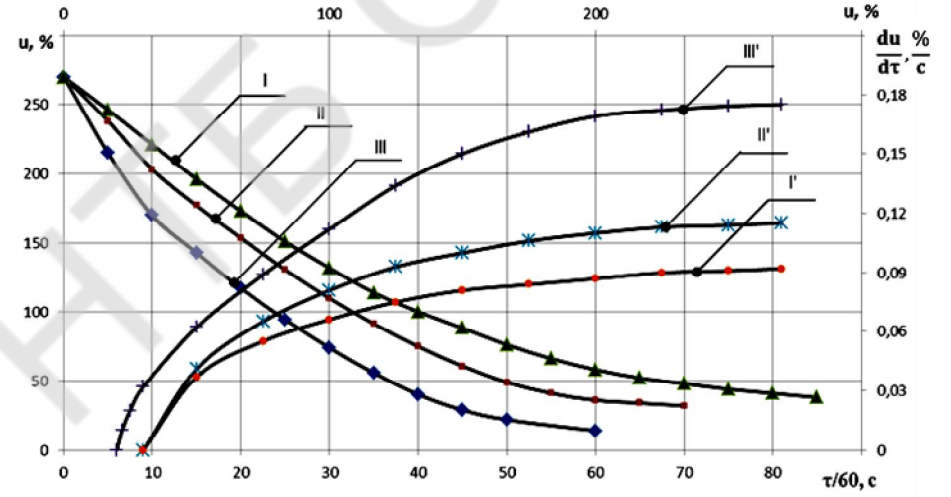
I – U=270 %; II - U=72,5 %; III - U=16,3 %

Рис. 1 – Криві псевдозрідження шару плодів барбарису в залежності від їх вологовмісту при питомому навантаженні на газорозподільну решітку 30 кг/м^2

Режим конвективного сушіння характеризується параметрами теплоносія – його температурою, і швидкістю руху. Ці параметри впливають не тільки на тривалість сушіння, але і на якість висушеного матеріалу. Тому треба знайти такий режим сушіння, щоб при мінімальній тривалості процесу і найменшій витраті теплоти одержати найкращі технологічні властивості матеріалу.

Оскільки вплив окремих факторів на процес сушіння неоднаковий, оцінка впливу кожного з них необхідна для виявлення параметрів, що характеризують режим теплової обробки барбарису.

Криві сушіння і криві швидкості сушіння представлені на рис. 2.



I – t= 60 ^{0}C; II - t= 70 ^{0}C; III - t= 90 ^{0}C.

Рис. 2 – Криві сушіння і криві швидкості сушіння плодів барбарису в залежності від температури теплоносія при питомому навантаженні на газорозподільну решітку 30 кг/м^2

Як видно з представлених графіків, тривалість сушіння плодів барбарису зменшується майже в півтора рази при збільшенні температури повітря з 60 до 90 ^{o}C.

Початкова стадія процесу - прогрів матеріалу - на графіках не проглядається. У першому періоді постійної швидкості видаляється в основному вільна волога, зменшення вмісту вологи відповідає лінійному

закону за часом. Критична точка, що характеризує перехід від періоду постійної швидкості до періоду падаючої швидкості сушіння, визначається вологовмістом плодів барбарису близько 230%, причому положення цієї точки слабо залежить від встановленого режиму сушіння.

Тривалість періоду постійної швидкості складає близько 600 с, тобто приблизно 11-17 % від загальної тривалості процесу сушіння і залежить від температури агента сушіння.

Проведені дослідження дозволяють зробити висновок про те , що сушіння плодів барбарису можлива в сушарках псевдозрідженого шару при температурах теплоносія 60 - 90 ^{o}C, які забезпечують отримання якісного продукту. На швидкість процесу сушіння впливає швидкість повітря, його початкова та кінцева температури.

Таким чином , отримані результати експериментальних досліджень доводять перспективність конвективного сушіння плодів барбарису в сушарках псевдо зрідженого шару .

Подальші дослідження сушіння плодів барбарису в сушарках псевдо зрідженого шару необхідно провести з метою визначення раціональних параметрів проведення процесу з обов'язковим урахуванням збереження вихідних БАР продукту.

Література

1. Губанов И.А. Дикорастущие полезные растения/И.А. Губанов, К.В. Киселева, В.С. Новиков. – М.: Изд-во Моск. ун-та, 1987. – 160с.
2. Боряев В.Е. Товароведение дикорастущих плодов, ягод и лекарственно-технического сырья. – М.: Экономика, 1991. – 207с.
3. Корзун В.Н. Чернобыль: радиация и питание/В.Н. Корзун , И.П. Лось, О.П. Честов. – К.: "Логос", 1994. – 65с.
4. Синадский Ю.В. Целебные травы/Ю.В. Синадский, В.А. Синадская – М: Педагогика, 1991. – 176с.
5. Лавренева Г.В. Травы дарующие здоровье. Донецк: Донеччинна, 2001. – 447с.
6. Комарова Н.А. Влияние методов обработки дикорастущих и культивируемых ягод Сибири на физико-химические показатели и выход сока /Н.А. Комарова, С.С. Павлов // Хранение и переработка сельхосырья. – 2001. – N12/ - С. 63-65.
7. Кац З.А. Производство сушенных овощей, картофеля и фруктов. – М.: Легкая и пищевая пром-сть, 1984. – 216с.

УДК 532.528+547.912+582.751.42

ДОСЛІДЖЕННЯ ВПЛИВУ КАВІТАЦІЙНОГО МЕХАНІЗМУ ПРИ ПУЛЬСАЦІЙНОМУ ЕКСТРАГУВАННІ РОСЛИННОЇ СИРОВИНИ

Іваницький Г.К[1]., д.т.н., пр.н.с., Шурчкова Ю.О[1]., д.т.н., г.н.с., Ганзенко В.В[1]., к.т.н., с.н.с., Гоженко Л.П[1]., м.н.с., Янюк Т.І[2]., к.т.н., доц., Янюк Т.О[2]., аспірант, Бондар О.Ю.[2], магістрант
1 - Інститут технічної теплофізики Національної академії наук України, м. Київ
2 - Національний університет харчових технологій, м. Київ

Представлені результати експериментальних досліджень впливу кавітаційного механізму в пульсаційному диспергаторі при екстрагуванні з цілісної та розмеленої сировини на прикладі насіння льону та екструдату з бобів сої.

The results of experimental studies of the effect of the cavitation mechanism in the pulsating dispersant during extraction with whole and crushed raw material for example flax seed and extruded soybeans are presented.

Ключові слова: кавітація, диспергування, екстракція, реологія.

Головна особливість процесу екстрагування харчової та рослинної сировини полягає в тому, що фізичні властивості сировини значно змінюються в процесі екстрагування, і це суттєво впливає на всі стадії технологічного процесу. Технологія переробки рослинної сировини потребує максимального збереження біоактивних компонентів, що може забезпечити проведення екстрагування при невисоких температурах. При цьому рекомендується попереднє замочування, тривалість якого залежить від швидкості витіснення повітря з клітини. Використовуючи ультразвук, а саме утворений звукокапілярний ефект, досягається не тільки прискорення витіснення бульбашок повітря, але і спричинюються умови для його розчинення у воді. Під дією ультразвукових коливань відбувається активний вплив на тканини сировини, що забезпе-

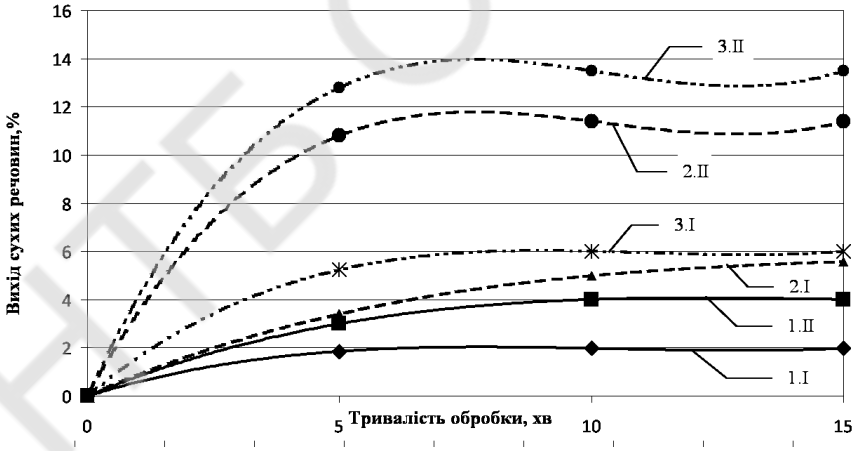
чує більш швидкий перехід біоактивних компонентів з клітини в екстрагент і приводить до інтенсифікації процесу екстрагування.

В акустичному полі велике значення для інтенсифікації процесу екстрагування має процес диспергування. Вирішальним фактором прискорення процесів масопереносу, що протікають під дією акустичного поля є кавітаційний механізм [1].

В ІТТФ НАН України на основі впливу кавітаційного механізму створені і успішно використовуються в багатьох галузях промисловості ефективні технології перемішування, диспергування та екстракції із застосуванням різних типів струминних пульсаційних апаратів, які працюють за принципом дискретно-імпульсного введення енергії (ДІВЕ) [2-4]. Апарати кавітаційної дії, в яких ініціюється потужний кавітаційний вплив на дисперсну фазу, що і забезпечує інтенсивне екстрагування біоактивних речовин перспективні у застосуванні при проведенні процесів екстрагування з цілісної сировини. В них є можливість обробки сировини незалежно від початкового розміру і форми твердої дисперсної фази, висока зносостійкість та відсутність частин, що труться і бертаються та відповідно більш висока продуктивність, порівняно з роторно-пульсаційними апаратами, де також можуть виникати кавітаційні ефекти [5].

Процес екстрагування проводили паралельно в диспергаторах ударного та кавітаційного типу. При проведенні експериментальних досліджень впливу кавітаційних ефектів на сировину в пульсаційних диспергаторах взято за об'єкти досліджень: насіння льону ціле та розмелене [6], екструдат бобів сої, окремо екструдат бобів сої з цілим насінням льону (для визначення впливу на структурно-механічні властивості після обробки). Гідромодуль складав 1:7. Температура екстрагента була 30 °С, яка підтримувалась протягом дослідження. В якості екстрагента використовували воду. Після екстрагування в одержаних зразках визначали: вміст сухих речовин згідно ГОСТ 28561-90, крохмаль за ГОСТ 10845-98, кислотність за ГОСТ 10844-74, кількість білка за нефелометричним методом, реологічні показники екстракту за допомогою ротаційного віскозиметра «Реотест-2».

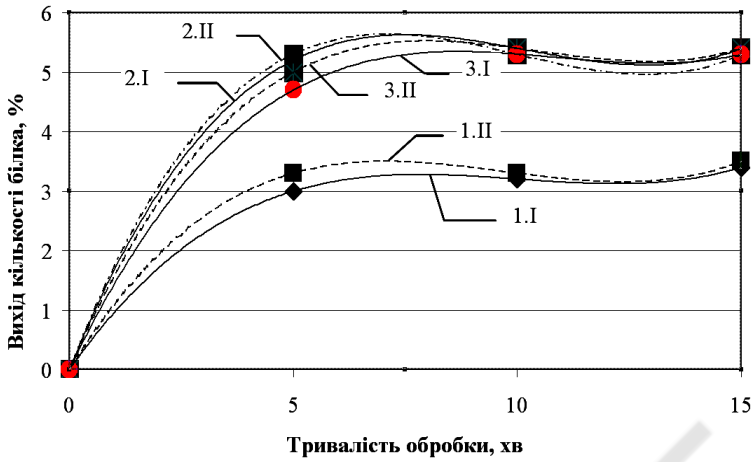
Результати кількості виходу сухих речовин в усіх об'єктах дослідження в залежності від тривалості обробки, представлено на рис.1. Видно, що для кожного виду насіння процес екстрагування інтенсивніше проходить в диспергаторі кавітаційного типу, на відміну від ударного. Для екструдату сої та розмеленого льону різниця показників кількості виходу сухих речовин, порівнюючи після обробки в апаратах, складає близько 5,8 та 7,5 % відповідно. Для цілого насіння льону різниця становить 2 %. Безумовно вплив кавітаційних ефектів кращий на розмелену сировину. Проте, одержані показники для цілісної сировини мають велике практичне значення.



1.I – цілий льон, обробка в диспергаторі кавітаційного типу; 1.II – цілий льон, обробка в диспергаторі ударного типу; 2.I – льон розмелений, обробка в диспергатор кавітаційного типу; 2.II – льон розмелений, обробка в диспергаторі ударного типу; 3.I – екструдат сої, обробка в диспергаторі кавітаційного типу; 3.II –екструдат сої, обробка в диспергаторі ударного типу

Рис. 1 – Залежність кількості виходу сухих речовин від тривалості обробки

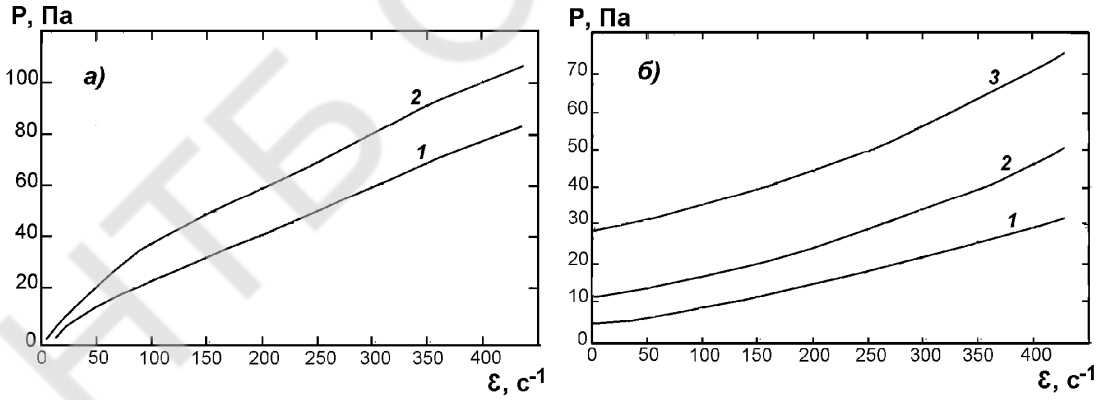
Наступним етапом з аналізу одержаних зразків було порівняння за виходом кількості білка (рис.2). Видно, що для кожного виду насіння вихід білка більший в диспергаторі кавітаційного типу на відміну від ударної дії. Різниця між виходом кількості білка розмеленого насіння льону та цілого в цих апаратах складає 1,8 і 2 % відповідно. Вихід білка також залежить від тривалості обробки. Загалом в пульсаційних диспергаторах досить 7-8 хв як для цілого так і розмеленого насіння льону.



1.I – цілий льон, обробка в диспергаторі кавітаційного типу; 1.II – цілий льон, обробка в диспергаторі ударного типу; 2.I – льон розмелений, обробка в диспергатор кавітаційного типу; 2.II – льон розмелений, обробка в диспергаторі ударного типу; 3.I – екструдат сої, обробка в диспергаторі кавітаційного типу; 3.II –екструдат сої, обробка в диспергаторі ударного типу

Рис. 2 – Залежність виходу кількості білка від тривалості обробки

Сировина, напівфабрикати, готова продукція мають різноманітні структурно-механічні властивості, що залежать від багатьох факторів, а саме: температури, тиску, вологості, якості вихідної сировини, механічної взаємодії, транспортування, способів і терміну зберігання та інших умов. Експериментальні дослідження, пов'язані з вивченням фізико-хімічними, біологічними і механічними процесами дають можливість оптимізувати організацію об'єктивного контролю якості готової продукції. Харчова промисловість пов'язана з процесами переробки структурованих дисперсних систем, які характеризуються такими механічними та реологічними властивостями як в'язкість, пружність, повзучість, пластичність, міцність, релаксація та ін. На рис.3 зображено криві в'язкості одержаних зразків після обробки під впливом кавітаційного механізму.



а– насіння льону ціле, б– екструдат бобів сої з цілим насінням льону. Тривалість обробки, хв: 1 – 5; 2 – 10; 3 – 15

Рис. 3 – Реологічні властивості одержаних сумішей після кавітаційної обробки

На рисунках 3-аб представлені, як приклад, експериментальні дані по залежності напруження зсуву P від швидкості зсуву $\varepsilon = \Delta v/\Delta r$, одержані на ротаційному віскозиметрі «Реотест-2» для двох зразків обробленої суміші. Проведені реологічні дослідження показали що усі суміші після екстрагування мають властивості неньютонівської рідини. Екстракт цілого льону, як видно з рис.3-а, має характерні властивості псевдо пластичної рідини – ефективні в'язкість $\eta = dP/d\varepsilon$ зменшуються із зростанням швидкості зсуву. Такий же реологічний характер спостерігається і в обробленій суміші розмелено льону. Принципово інші реологічні властивості у суміші екструдату бобів сої з цілим насінням льону. Дані рис.3-б свідчать

про те, що цей продукт має типовий характер бінгамовської в'язкопластичної рідини.($P = P_k - \eta\varepsilon$ і $\eta = d(P - P_k)/d\varepsilon$). Значення кінцевого напруження P_k зростають з часом обробки: При тривалості обробки 5, 10 та 15 хвилин кінцеве напруження дорівнює відповідно5, 11 і 28 Па. Для всіх досліджених в роботі сумішей неньютонівский характер в'язкості проявляється більш чітко при підвищенні часу обробки.

На кафедрі технологій хлібопекарських і кондитерських виробів НУХТ випечено хліб з додаванням одержаного лляного екстракту за відповідно підібраною рецептурою. Досліджені критерії органолептичної оцінки якості хліба за пробним лабораторним випіканням.

Література

1. Вітенько Т. М. Механізм та кінетичні закономірності інтенсифікуючої дії гідродинамічної кавітації у хіміко-технологічних процесах. : автореф. дис. ... д-ра техн. наук : 05.17.08 / Вітенько Тетяна Миколаївна ; Нац. ун-т «Львівська політехніка» – Т., 2010. – 40 с.
2. Долинский А.А., Иваницкий Г.К. Тепломассообмен и гидродинамика в парожидкостных дисперсных средах. Теплофизические основы дискретно-импульсного ввода энергии. – Киев: Наукова думка, 2008.–381 с.
3. Долинский А.А., Басок Б.И., Гулый И.С., Накорчевский А.И., Шурчкова Ю.А. Дискретно-импульсный ввод энергии в технологиях. – К.: Изд. ИТТФ НАНУ, 1996. –208 с.
4. Чайка О. І., Малецька К. Д., Матюшкін М. В., Гоженко Л. П. Експериментальні дослідження екстрагування з рослинної сировини методом дискретно-імпульсного введення енергії // Наукові праці ОНАХТ. – 2012. - №.41, Т.1 – с. 48-51.
5. Чайка О. І., Гоженко Л. П., Іваницький Г. К. Інтенсифікація диспергування низинного торфу із застосуванням пульсаційного диспергатора // Пром. Теплотехніка. – 2013. - №5, т.35.- с. 20-26.
6. Оленников Д.Н. Исследование процесса экстракции полисахаридов семян льна (Linum usitatissimum L.) / Д.Н. Оленников, Л.М. Танхаева // Химия растительного сырья. – 2007. - № 4 – с. 79-83.

НТБ ОНАХТ

СУЧАСНЕ ОБЛАДНАННЯ ХІМІЧНИХ ТА НАФТОХІМІЧНИХ ВИРОБНИЦТВ

НТБ ОНАХТ

ЗМІСТ
СУЧАСНЕ ОБЛАДНАННЯ ХІМІЧНИХ ТА НАФТОХІМІЧНИХ ВИРОБНИЦТВ

ПІДВИЩЕННЯ ЕФЕКТИВНОСТІ РЕГЕНЕРАЦІЇ ЗАБРУДНЕНИХ РУЛОВАНИХ МЕМБРАННИХ МОДУЛІВ
Корнієнко Я.М., Гулієнко С.В., Григоренко О.В……..160
ОДЕРЖАННЯ АДСОРБЕНТІВ НАФТОПРОДУКТІВ КАРБОНІЗАЦІЄЮ ВІДХОДІВ РИСОВОГО ВИРОБНИЦТВА
Тертишний О.О., Тертишна О.В……..164
КОНСТРУКТИВНІ РІШЕННЯ ТА РОЗРАХУНОК ЕКОНОМІЧНОЇ ЕФЕКТИВНОСТІ ФІЛЬТРАЦІЙНОГО СУШІННЯ СИРОВИННИХ МАТЕРІАЛІВ ВИРОБНИЦТВА ШЛАКОВОГО ГРАВІЮ
Барна І. Р., Атаманюк В. М., Симак Д. М……..……167
ЕКСТРАКЦІЯ ДАНИХ ДЛЯ ТЕПЛОВОЇ ІНТЕГРАЦІЇ ПРОЦЕСУ СТАБІЛІЗАЦІЇ НАФТИ НА НАФТОВОМУ ПРОМИСЛІ
Ульєв Л.М., Кержакова М.О……173
ЭКСТРАКЦИЯ ДАННЫХ ДЛЯ ПИНЧ-АНАЛИЗА ПРОЦЕССА ПРОИЗВОДСТВА АКРИЛОВОЙ КИСЛОТЫ
Ульев Л.М., Васильев М. А., Тюльпа Е.А……..178
ЭКСТРАКЦИЯ ДАННЫХ ДЛЯ ПИНЧ-АНАЛИЗА ПРОЦЕССОВ ВЫДЕЛЕНИЯ БЕНЗОЛ-ТОЛУОЛ-КСИЛОЛЬНОЙ ФРАКЦИИ И ГИДРОДЕАЛКИЛАТА В ПРОИЗВОДСТВЕ БЕНЗОЛА
Ульев Л.М., Яценко О.А., Ильченко М.В……..184
ЕКСТРАКЦІЯ ДАНИХ ПРОЦЕСУ АТМОСФЕРНОЇ ПЕРЕГОНКИ НАФТИ З БЛОКОМ ЕЛЗУ НА АВТ-А12/6
Ульєв Л.М., Хіміч О.І., Каніщев М.В……189
ТЕПЛОЭНЕРГЕТИЧЕСКАЯ ИНТЕГРАЦИЯ ПРОЦЕССА ПРОИЗВОДСТВА КАРБАМИДА НА АГРЕГАТЕ АК-70
Ульев Л.М., Яценко О.А……194
СОЗДАНИЕ АВТОМАТИЗИРОВАННОЙ ФУНКЦИОНАЛЬНОЙ СХЕМЫ УСТАНОВКИ ПЕРВИЧНОЙ ПЕРЕРАБОТКИ НЕФТИ
Литвиненко И.И., Юзбашьян А.П., Рахманиан М.А……201
ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНЕ ДОСЛІДЖЕННЯ КІНЕТИКИ ВИДАЛЕННЯ ВОЛОГИ З ЗЕРНИСТИХ МАТЕРІАЛІВ В БАГАТОСТУПЕНЕВІЙ ГРАВІТАЦІЙНІЙ ПОЛИЧНІЙ СУШАРЦІ
Артюхова Н.О……..206
ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ СЕПАРАЦІЇ ТА КЛАСИФІКАЦІЇ ГРАНУЛ У ВИХРОВИХ ГРАНУЛЯТОРАХ
Артюхов А.Є., Фурса О.С., Москаленко К.В., Покотило В.М……209
ИСПОЛЬЗОВАНИЕ МЕТОДА ДИВЭ ДЛЯ НАГРЕВАНИЯ И СБОРА РАЗЛИТОЙ НЕФТИ
Грабов Л.Н., Степанова О.Е……212
ИССЛЕДОВАНИЕ ТЕРМОКИНЕТИЧЕСКИХ ХАРАКТЕРИСТИК ОХЛАЖДЕНИЯ В СРЕДАХ НА ОСНОВЕ ГЕОМИНЕРАЛЬНЫХ РАСТВОРОВ
Грабов Л.Н., Москаленко А.А., Грабова Т.Л……216
ВІБРОЕКСТРУЗІЯ ФІБРОБЕТОННИХ ПЛИТ ПОКРИТТЯ
Воронін Л.Г., Андреєв І.А., Шмельова Д.Ю……..221
РЕСУРСО-ЕНЕРГООЩАДНИЙ ПРОЦЕС ЕКСТРУЗІЇ НА КАСКАДНОМУ ДИСКОВО-ШЕСТЕРЕННОМУ ЕКСТРУДЕРІ
Мітусов Р.О., Швед М.П., Швед Д.М……..224
ПРОЦЕС УТВОРЕННЯ КРИСТАЛІЧНО-АМОРФНИХ ТВЕРДИХ СТРУКТУР З ОРГАНІЧНИМИ СПОЛУКАМИ
Слободянюк К.С., Степанюк А.Р……..…...227
СТВОРЕННЯ КРИСТАЛІЧНО-АМОРФНИХ СТРУКТУР ПРИ ПЕРЕРОБЦІ РОЗЧИНІВ СУЛЬФАТУ АМОНІЮ З ПІДВИЩЕНИМ ВМІСТОМ ОРГАНІЧНИХ СПОЛУК
Слободянюк К.С., Степанюк А.Р……..230
ЧЕРВ'ЯЧНО-ШЕСТЕРЕННИЙ ЕКСТРУДЕР ПРИ ПЕРЕРОБЦІ ПОЛІМЕРНИХ МАТЕРІАЛІВ
Швед М.П., Швед Д.М., Степанюк Д.А……233

РЕПОЗИТОРІЙ ОНАХТ

ТЕПЛОВА ІНТЕГРАЦІЯ ПРОЦЕСУ КОНЦЕНТРУВАННЯ СУМІШІ У ВИРОБНИЦТВІ БРОМІДУ НАТРІЮ
Хіміч О. І., Перевертайленко О.Ю., Горбунов К.О., Рябова І.Б……..236
СОЗДАНИЕ КАТАЛИТИЧЕСКОГО БЛОКА ОЧИСТКИ ГАЗОВЫХ ВЫБРОСОВ МУСОРОПЕ-РЕРАБАТЫВАЮЩЕЙ УСТАНОВКИ ПРОИЗВОДИТЕЛЬНОСТЬЮ 100 КГ/Ч
Пономаренко А.В., Ведь В.Е., Краснокутский Е.В…….....240

НТБ ОНАХТ

УДК 66.081.63

ПІДВИЩЕННЯ ЕФЕКТИВНОСТІ РЕГЕНЕРАЦІЇ ЗАБРУДНЕНИХ РУЛОВАНИХ МЕМБРАННИХ МОДУЛІВ

Корнієнко Я.М., д-р.техн. наук, проф., Гулієнко С.В., Григоренко О.В.
Національних технічний університет України
«Київський політехнічний інститут», м. Київ

Наведено результати експериментальних дослідження впливу різних факторів на ефективність відновлення відпрацьованих рулонованих мембранних модулів. До досліджуваних факторів відносяться робочий тиск, температура промивного розчину та число циклів пульсації. Встановлені регресійні залежності та значимі фактори впливу.

The results of experimental investigations of influence of different parameters on regeneration fouled spiral wound membrane modules effectiveness are represented. The factors under investigation include operation pressure, temperature of cleaning solution and number of pulsations cycles. The equations of regression and meaning factors are defined.

Ключові слова: мембранний модуль, забруднення, регенерація, планування експерименту, рівняння регресії

Забруднення поверхні мембран є найбільшою проблемою при експлуатації мембранних установок, особливо в процесах зворотного осмосу та нанофільтрації. Внаслідок цього явища погіршується продуктивність мембрани та інші енергетичні та економічні показники установок, тому для підвищення ефективності баромембранних процесів доцільно періодично проводити очищення забруднених поверхонь. Особливо актуальним питання регенерації для рулонованих модулів, які завдяки високій площі питомій поверхні мембран є найбільш поширеними, оскільки їх конструкція унеможливлює механічне вилучення забруднень. Для мембранних модулів такої конструкції видалення забруднень можливе лише з потоком промивної рідини [1,2].

В попередній роботі нашій роботі [3] було показано, що потенційно ефективним методом регенерації є використання явища гідродинамічної кавітації, а також поєднання цього явища з хімічною реакцією. Метою даної роботи є визначення умов інтенсифікації процесу регенерації забруднених мембранних модулів. Для досягнення цієї мети використовувався метод планування експерименту [4].

Матеріали та методи

Визначення факторів впливу проводилося шляхом проведення двох дрібнофакторних експериментів 2^{3-1}. В першому випадку досліди проводилися за умов сталої течії, а в якості факторів впливу обрана температуру, розрідження в апараті та концентрацію лимонної кислоти в промивній рідині. В другому випадку процес протікав в пульсаційному режимі, а факторами впливу були число циклів пульсацій, температура та концентрація лимонної кислоти в промивній рідині. Дослідження для двох режимів проводилося в різних інтервалах концентрації лимонної кислоти в промивному розчині.

Експериментальні дослідження відновлення відпрацьованих мембранних модулів проводилися на установці, що представлена на рисунку 1. В установці передбачено можливість вимірювання витрат ваговим методом, за допомогою електронних вагів 1, вимірювання розрідження на вході та виході в робочий блок 6, а також в проміжній ємності 10, та вимірювання температури початкового розчину, та на виході з робочого Регулювання робочими параметрами забезпечувалося клапанами 3 та 6.

Ефективність відновлення мембран оцінювалася експериментальним шляхом, за допомогою установки, наведеної на рисунку 2. Установка передбачає вимірювання робочого тиску, витрати пермеату та ретантанту, а також концентрацію розчинених речовин в початковому розчині, пермеаті та ретанті за допомогою портативного приладу TDS EZ5.

Продуктивність мембрани кількісно оцінювалася питомою продуктивністю за пермеатом $м^3/(с \cdot м^2 \cdot МПа)$:

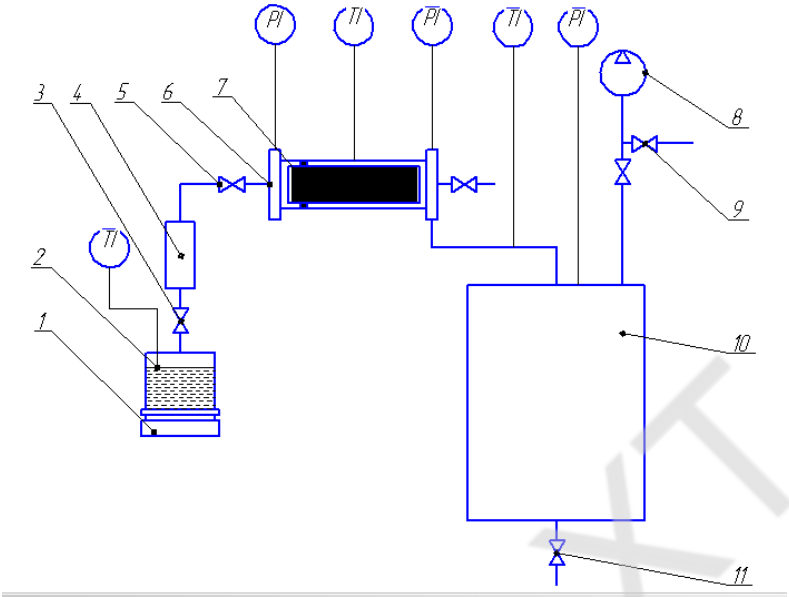
$$J = \frac{V}{\tau \cdot F \cdot \Delta p} \qquad (1)$$

де V - об'єм пермеату, $м^3$;

τ - час заповнення мірної ємності з пермеатом, с;

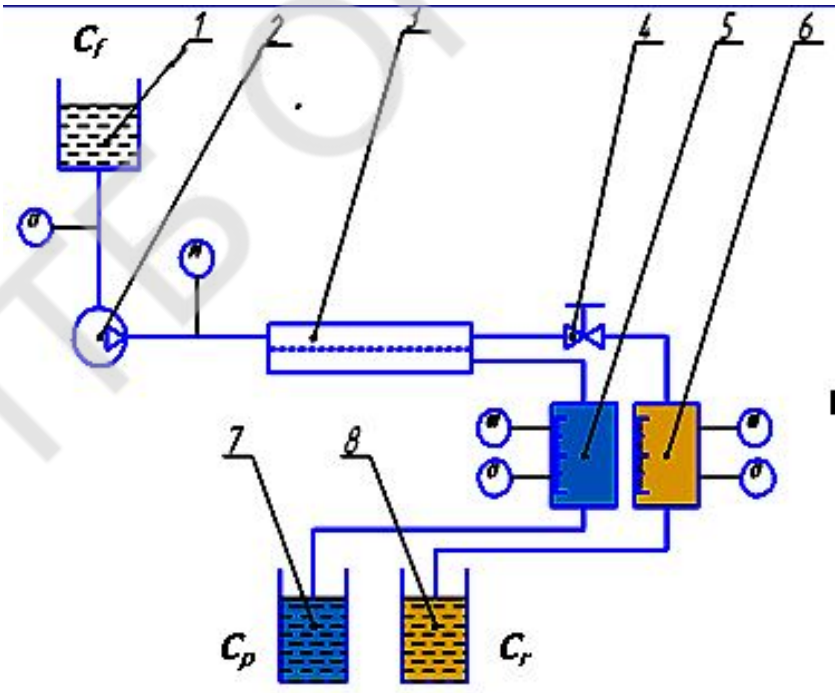
F - площа поверхні мембрани, $м^2$;

Δp - робочий перепад тиску, МПа.



1 – ваги; 2 – ємність з промивним розчином; 3,5 – регулювальний клапан; 4 – буферна ємність; 6 – робочий блок; 7 – мембранний модуль; 8 – вакуум-насос; 9 – відсічний клапан; 10 – проміжна ємність; 11 – кран для відбору проб.

Рис. 1 – Схема установки для дослідження відновлення відпрацьованих мембранних модулів



1 – ємність початкового розчину; 2 – насос; 3 – мембранний модуль; 4 – регулювальний клапана; 5 – мірний циліндр пермеату; 6 – мірний циліндр ретантанту; 7 – збірник пермеату; 8 – збірник ретанту.

Рис. 2 – Схема установки для дослідження відновлення відпрацьованих мембранних модулів

НТБ ОНАХТ

Для кількісної оцінки ефективності відновлення відпрацьованих мембранних модулів вибрано величину поточного коефіцієнта підвищення продуктивності:

$$y = \frac{J_i - J_{i-1}}{J_{i-1}} \cdot 100\% \quad (2)$$

де J_i - питома продуктивність модуля за пермеатом після *i*-тої стадії регенерації, м^3/(с·м^2·МПа);

J_{i-1} питома продуктивність модуля за пермеатом до *i*-тої стадії регенерації, м^3/(с·м^2·МПа).

Додатковою умовою ефективності відновлення поверхні мембрани було відсутність падіння селективності мембрани.

Результати

При регенерації рулонованих модулів шляхом промивання під розрідженням робочі параметри змінювалися відповідно до плану дрібно факторного експерименту, представленого в таблиці 1.

Таблиця 1 – План дрібнофакторного експерименту 2^{3-1} для режиму промивання під розрідженням

Незалежні змінні	Позначення	Рівні варіювання			Інтервал варіювання
		верхній	основний	нижній	
P, розрідження в експериментальній ємності, Па·10^{-5}	x_1	0,7	0,82	0,95	0,11
c, концентрація лимонної кислоти в промивному розчині, мг/л	x_2	0,5	0,3	0,1	0,2
T, температура, °С	x_3	40	27,5	15	12,5

Досліди проводилися згідно матриці планування, представленої в таблиці 2. Кожен дослід паралельно проводився тричі.

Таблиця 2 – Матриця планування та результати дрібнофакторного експерименту 2^{3-1} для режиму промивання під розрідженням

№	x_1	x_2	x_3	y_1	y_2	y_3	y_c
1	+1	+1	+1	8,4	10,4	5,8	8,2
2	-1	-1	+1	4,8	1,4	4,2	3,466
3	-1	+1	-1	5,2	5,4	7,2	5,933
4	+1	-1	-1	7	7,9	4,7	6,533

Обробка результатів проводилася згідно методики наведною в [4]. Було визначено рівняння регресії та перевірені коефіцієнти рівняння на значущість. В остаточному вигляді рівняння регресії зі ступенем достовірності 0,95 має вигляд, %:

$$y = 6{,}033 + 1{,}333x_1 + 1{,}033x_2 \quad (3)$$

де $x_1 = \frac{p - 0{,}81 \cdot 10^{-5}\,\text{МПа}}{0{,}11 \cdot 10^{-5}\,\text{МПа}}$, $x_2 = \frac{c - 0{,}3\,\text{мг/л}}{0{,}2\,\text{мг/л}}$

Аналогічні дослідження проведені для регенерації в пульсаційному режимі. План експерименту представлений в таблиці 3.

НТБОНАХТ

Таблиця 3 – План дрібнофакторного експерименту 2^{3-1} для пульсаційного режиму

Незалежні змінні	Позначення	Рівні варіювання			Інтервал варіювання
		верхній	основний	нижній	
Число циклів тиску	x1	3	5	7	2
T, температура, °С	x2	40	35	30	5
c, концентрація лимонної кислоти в промивному розчині, мг/л	x3	1,0	0,75	0,5	0,25

Матриця планування експерименту для пульсаційного режиму представлена в таблиці 4.

Таблиця 4 – Матриця планування та результати дрібнофакторного експерименту 2^{3-1} для пульсаційного режиму

№	x_0	x_1	x_2	x_3	y_1	y_2	y_3	y_c
1	+1	+1	+1	+1	11,33	10,77	7,092	9,73
2	+1	-1	-1	+1	6,001	1,016	1,58	2,865
3	+1	-1	+1	-1	15,23	20,13	7,096	14,152
4	+1	+1	-1	-1	11,72	8,483	13,775	11,33

Отримане рівняння регресії зі ступенем достовірності 0,9 має вигляд, %:

$$y = 9{,}519 + 2{,}423x_2 - 3{,}221x_3 \qquad (4)$$

де $x_2 = \frac{t - 35°C}{5°C}$, $x_2 = \frac{c - 0{,}75 мг/л}{0{,}25 мг/л}$

Встановленні регресійні залежності, які описують вплив на ефективність регенерації забруднених рулонованих модулів.

Висновки

Для пульсаційного режиму спостерігається більші значення поточного коефіцієнту підвищення продуктивності, зокрема при нульовому рівні значущих параметрів в рівняннях (3) та (4) для пульсаційного режиму величина даного коефіцієнта більша в 1,578 рази більший, порівняно з режимом промивання під розрідженням. Отже пульсацій ний режим дозволяє інтенсифікувати процес регенерації мембранних модулів. При промиванні під розрідженням незначним параметром виявилася температура, а при пульсаційному режимі – число циклів пульсацій, тому ці параметри доцільно обирати з врахуванням специфіки забруднення конкретного модуля. Максимальна ефективність в обох випадках досягалася при концентрації 0,5 мг/л. Одержані результати дозволяють висунути припущення про наявність екстремумів в залежності поточного коефіцієнта підвищення продуктивності від концентрації лимонної кислоти в промивному розчині, яке потребує додаткової експериментальної перевірки.

Література

1. Мулдер М. Введение в мембранную технологию. — М.: Мир, 1999. — 513 с.
2. Vrouwenvelder H. Biofuling of spiral wound membrane systems. PhD thesis Delft University of Technology, Delft, The Netherlands, 2009.
3. Корнієнко Я.М. Оцінка ефективності відновлення властивостей рулонованих мембранних модулів з використанням гідродинамічної кавітації / Корнієнко Я.М., Гулієнко С.В // Наукові парці ОНАХТ. Випуск 41. Т.1 с. 142-147
4. Ахназарова С.Л., Кафаров В.В. Оптимизация эксперимента в химии и химической технологии. М., Высшая школа, 1978. 319 с.

УДК:661.686.543

ОДЕРЖАННЯ АДСОРБЕНТІВ НАФТОПРОДУКТІВ КАРБОНІЗАЦІЄЮ ВІДХОДІВ РИСОВОГО ВИРОБНИЦТВА

Тертишний О.О., канд. техн. наук, доцент
Тертишна О.В., канд. техн. наук, доцент
ДВНЗ «Український державний хіміко-технологічний університет»,
м. Дніпропетровськ

Досліджений процес карбонізації рисового лушпиння з метою отримання адсорбенту для очищення води від нафтопродуктів. Визначені основні технічні характеристики адсорбенту.

As alternative filler materials for elastomers based on particulate and carbonized rice husk were suggested. Their influence on the technological characteristics of the rubber compounds has been studied.

Ключові слова: рисове лушпиння, карбонізація, адсорбент, нафтопродукти, екологія

Постановка проблеми. У зв'язку з накопиченням небезпечних екологічних диспропорцій важливим питанням стає розробка і здійснення таких єколого-технологічних інновацій, які дозволяють раціоналізувати можливості і ресурси, орієнтуючись на необхідний результат.

До найбільш поширених речовин, що забруднюють природні води, відносяться нафта і нафтопродукти. Окрім глобального забруднення морів і океанів значні кількості нафтопродуктів потрапляють у внутрішні вододжерела. У зв'язку з цим, особливо гостро стоїть питання про створення ефективних матеріалів - сорбентів для очищення води від плаваючої нафти і нафтопродуктів.

Нині у світі розроблені більше 200 видів сорбентів з різних видів сировини, які відрізняються як по способах отримання, так і по особливостях застосування.

Увага дослідників постійно приваблює ідея створення вуглецевих матеріалів різного призначення з вуглецьвмісних відходів, зокрема рослинного походження. Доступним і дешевим в цьому плані сировинним джерелом вважається багатотоннажні відходи переробки рису - рисове лушпиння(РЛ).

У рисосіючих регіонах щорічно скупчуються сотні тисяч тонн рисового лушпиння, яке створює серйозні проблеми з їх утилізацією. Рисове лушпиння (РЛ) за своєю природою складається з ряду органічних сполук основними з яких являються целюлоза і лігнін і мінеральна частина, яку представляє кремнезем. По хімічному складу в РЛ міститься більше 35 % мас. вуглецю і близько 20 %мас. діоксиду кремнію.

Виходячи із складу РЛ, вона може бути дешевою поновлюваною сировиною для отримання аморфного діоксиду кремнію, карбіду кремнію, а також для отримання вуглецьвмісних сорбентів [1- 3].

Мета роботи. Розробка технологій отримання сорбентів для збору нафтопродуктів з гідросфери на основі використання відходів сільського господарства і промисловості.

Результати та обговорення. Якщо проаналізувати дані термодинамічних розрахунків для умов термообробки РЛ в атмосфері продуктів термолізу (рис.1), можна зробити висновок, що в рівноважних складах реакційної системи що відповідає середньому елементному складу РЛ, в температурному інтервалі 300 - 1700 К, міститься в конденсованому стані вуглець і діоксид кремнію. Це свідчить про можливість модифікації їх структури в цьому температурному інтервалі і отримання композиційних матеріалів шляхом простої карбонізації.

Зразки карбонізовані при різних температурах (300 – 500 ºС), візуально відрізняються від зразків, які пройшли термообробку при більш високих температурах, при цьому мають швидше темно-буре, ніж чорне забарвлення. З цього виходить, що процес карбонізації до температури 500ºС проходить не повністю.

Встановлено, що питома поверхня карбонізованої РЛ зростає зі збільшенням температури процесу і досягає максимуму в 150 $м^2/г$ при температурі 700 ºС, а потім зменшується.

РЛ у своєму складі містить полісахариди і мінеральну частину. В ході процесу карбонізації можна чекати зміни кристалічності речовин, тобто їх структури.

При температурі карбонізації вище 750 ºС аморфний діоксид кремнію переходить в кристобаліт. Складніші перетворення зазнає вуглеводна частина сировини [4, 5]. Так карбонізація целюлози протікає в чотири стадії.

В ході першої стадії(25 – 150 ºС) відбувається десорбція вологи з поверхні, дегідратація за рахунок утворення води з гідроксильних і водневих груп, а також зростання локальної впорядкованості взаємного розміщення молекул. Процеси, що протікають на цій стадії, зворотні.

Друга стадія протікає в інтервалі температур 150-240 ºС і супроводжується внутрішньомолекулярною деструкцією з утворенням зв'язків – С = О і – С = С –.

Інтервал температур 240 – 400ºС відповідає третій стадії карбонізації. У цьому інтервалі температур протікають процеси деструкції макромолекул, що призводить до розпаду початкових полімерів на окремі кільця і утворення фрагментів C_4(- СН = СН - СН = СН -) одночасно з деполімеризацією, що підвищує вихід летких смолистих речовин і зменшує кінцевий вміст вуглецю.

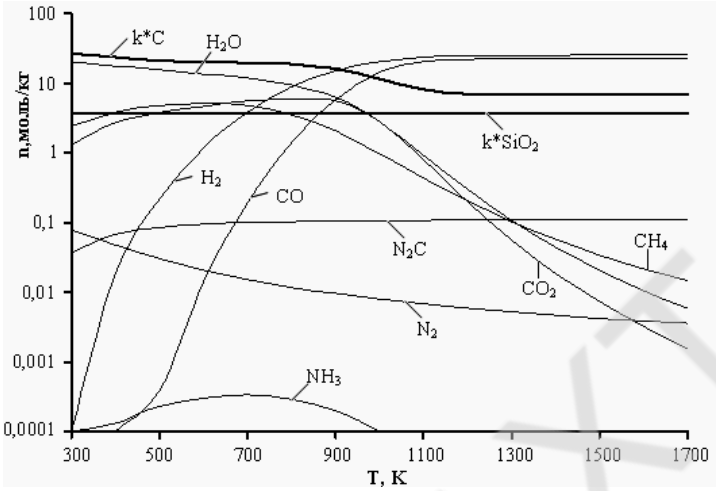


Рис. 1 – Температурна залежність рівноважного складу при термообробці РЛ в атмосфері продуктів термолізу

Основними процесами четвертої стадії (400–700 ºС) є ароматизація з виділенням водню і конденсацією фрагментів C_4 в "вуглецевий полімер". Конденсація фрагментів C_4 може приходити. по "подовжній" і "поперечній" схемах.

У разі "подовжньої" схеми фрагменти C_4 стикуються у формі ланцюгового полімеру. Зв'язування сусідніх ланцюгів призводить до утворення графітоподібних шарів. При "поперечній" полімеризації кожен фрагмент стикується зі своєю копією з утворенням вуглецевого ланцюга, що росте в поперечному напрямку. Взаємодія сусідніх ланцюгів породжує утворення шарів.

Закономірно припустити, що протікання процесів карбонізації РЛ набагато складніше і може відрізнятися як по складу продуктів, що містяться в карбонізованому зразку, так і за структурними характеристиками карбонізату. Проте, результати елементного аналізу і динаміка зміни маси зразка в ході термолізу свідчать, що процес карбонізації РЛ вписується в подібну схему.

Виходячи з розглянутого механізму карбонізації РЛ, сорбент доцільно одержувати в інтервалі 400 – 700 ^{0}С., в припущенні, що полімеризація вуглецю не закінчена.

Зразки адсорбента готували прокалкою попередньо подрібненого до середнього розміру часток 200 мкм РЛ протягом 90 хвилин в атмосфері продуктів термолізу. Вивчалась активність зразків синтезованих при різних температурах термолізу від 400 ºС до 750 ºС з кроком 50 градусів.

Вплив температури карбонізації РЛ на сорбційну здатність досліджували на зразках нафти з густиною 968 кг/м^3 при 20 ºС методом занурення зразків адсорбента в нафту.

Експериментальні результати представлені на рис. 2.

Кращі сорбційні властивості показали зразки, отримані при температурі 700 ºС. Процес карбонізації тривав 90 хвилин. Сорбційні характеристики нафтосорбенту отриманого при температурі 700 ºС вивчали в динамічних умовах шляхом фільтрації модельних сумішей нафтопродуктів з водою через нерухомий шар адсорбенту.

Адсорбційну колонку наповнювали адсорбентом, потім зверху вниз самопливом пропускали забруднену воду об'ємом 1000 мл з відомою концентрацією нафтопродуктів. Залишкову концентрацію нафтопродуктів в останніх 100 мл фільтрату визначали фотометричним методом. Результати експериментів представлені в таблиці. 1.

Досліджувався вплив часових характеристик на сорбційні здібності карбонізованого при 700 ºС РЛ. Встановлено, що процес адсорбції складається з двох фаз: швидкої і повільної.

Більша частина нафтопродуктів (близько 85 %) поглинається впродовж перших 5 хв. На другому етапі, який триває близько 60 хв. йде повільний процес до досягнення рівноваги. Первинний високий рівень нафтопоглинання пов'язаний з наявністю великої кількості макропор. Це також пояснюється адсорбцією на поверхні часток, з подальшим проникненням у внутрішні мікропори.

До важливих експериментальних характеристик адсорбенту нафтопродуктів, природно, відносяться плавучість і водопоглинання, які при зборі нафтопродуктів на водних поверхнях мають істотне значення.

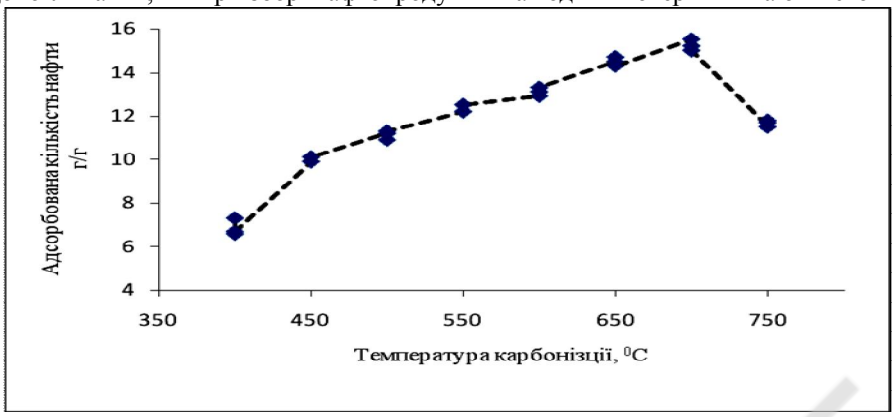


Рис. 2 – Залежність сорбційної здатності адсорбенту на основі РЛ від температури карбонізації

Для сорбентів рослинного походження характерне високе водопоглинання в силу їх природи, проте воно може знижуватися при гідрофобізації поверхні в результаті термообробки. Сорбенти повинні мати плавучість, причому запасу плавучості повинно вистачати на завершення усіх операцій по очищенню поверхні і збору відпрацьованого сорбенту.

Таблиця 1 – Результати випробувань сорбентів на основі РЛ

Забруднювач води	Маса сорбенту, г	Концентрація забруднювача у воді, г/л		Ступінь очищення, %
Мазут М-Z	2,5	10	0,002	99,0
Дизпаливо	2	12	1,1	90,8
Нафта	1,8	9	0,025	99,0

Дисперсні нафтосорбенти відрізняються меншим водопоглинанням, ніж гранульовані, що пов'язане з більшою гідрофобізацією поверхні лушпиння смолистими продуктами розкладання целюлози і лігніну, що виділяються при високотемпературному піролізі сировини. Результати дослідження адсорбції води показали, що для карбонізату, який одержано при температурах до 500^{0}C, цей показник росте, а потім поступово зменшується. Збільшення часу карбонізації також зменшує адсорбцію води, що пов'язано з гідрофобізацією поверхні лушпиння смолистими продуктами розкладання целюлози і лігніну.

Зразки РЛ карбонізовані при 700^{0}C демонстрували 90 -95 %-ну плавучість після поглинання нафти впродовж 24 годин, що є необхідною вимогою для нафтових сорбентів.

Висновки

На підставі проведених досліджень можна зробити висновок, що відходи рисового виробництва є перспективним сировинним матеріалом для одержання адсорбентів.

Сорбенти з РЛ, отримані шляхом карбонізації, мають високу адсорбційну активність по відношенню до нафти і нафтопродуктів, добру плавучість і низьке водопоглинання.

Карбонізацію доцільно проводити в інтервалі температур 650 -700^{0}C

Додатково необхідно розробити та дослідити способи активації адсорбентів.

Література

1. Сорока, П.И. Физико-химические основы процесса получения диоксида кремния из рисовой шелухи [Текст] / П.И. Сорока и др. // Вестник нац. техн. ун-та "ХПИ".– 2010. – №10.– С. 124 – 134
2. Сорока, П.И. Определение технологических параметров процессов получения кремнийсодержащих соединений из отходов рисового производства [Текст] / П.И. Сорока и др. // Наук. праці ОНАХТ. – 2011. – №39. – С. 219 –226
3. Тертышный, О.А. Получение сорбентов карбонизацией рисовой шелухи для очистки воды от нефтепродуктов [Текст] / О.А. Тертышный и др. // Праці Одеського політехнічного університету. – 2013. – Вип.3(42). – С. 306 –309
4. Махорин, К.Е. Физико-химические характеристики углеродных сорбентов [Текст] / К. Е. Махорин, И. Я. Пищай // Деминерализация воды. – 1996. – № 2. – С. 74 – 83

5. Фиалков, А. С. Углерод. Межслоевые соединения и композиты на его основе [Текст] / А. С. Фиалков // М.: Аспект пресс. – 1997. – 718 с.

УДК 66.047

КОНСТРУКТИВНІ РІШЕННЯ ТА РОЗРАХУНОК ЕКОНОМІЧНОЇ ЕФЕКТИВНОСТІ ФІЛЬТРАЦІЙНОГО СУШІННЯ СИРОВИННИХ МАТЕРІАЛІВ ВИРОБНИЦТВА ШЛАКОВОГО ГРАВІЮ

Барна І. Р., канд. техн. наук, асистент, Атаманюк В. М., д-р. техн. наук, професор,
Симак Д. М., канд. техн. наук, асистент
Національний університет «Львівська політехніка», м. Львів

У роботі наведено розроблену принципову схему установки фільтраційного сушіння сировинних матеріалів виробництва шлакового гравію, яка враховує фізико-механічні властивості досліджуваних матеріалів, розроблену методику розрахунку основних параметрів установки та зроблено порівняння енергетичних затрат на висушування сировинних матеріалів в барабанній сушарці і фільтраційним методом.

In work is developed the schematic diagram of filtration drying plant of feedstock for slag gravel production taking into account the physical and mechanical properties of the material, developed the methodic for calculations of main construction sizes was worked out and calculated a comparison of energy costs of drying materials in the drum dryer and filtration method.

Ключові слова: шлак, глина, сирцеві гранули, стаціонарний шар, тепловий агент, фільтраційне сушіння.

Постановка проблеми. Основу енергетики України сьогодні складають теплові електростанції (ТЕС) на органічному паливі, що забезпечують понад 55% усього виробництва електроенергії. Під час спалювання вугілля на ТЕС утворюється велика кількість золошлакових відходів (ЗШВ), які негативно впливають на довкілля. Тому, нагромадження ЗШВ є однією з першорядних і актуальних екологічних проблем теплової енергетики [1]. На даний час існує досвід утилізації золошлакових відходів ТЕС, який підтверджує високу ефективність їх використання в економічному та екологічному відношенні, проте частка використовуваних відходів є незначною. Відомо, що золошлакові відходи є цінною вторинною мінеральною сировиною [2]. Одним з найбільш перспективних шляхів утилізації цих відходів є виробництво пористого наповнювача – шлакового гравію. Шлаковий гравій використовується у виробництві легких теплоізоляційних, конструкційних, хімічностійких бетонів, як дрібнозернистий фільтр в газоочисних установках, системах аспірації житлових приміщень технологія виробництва якого передбачає попереднє сушіння сировини (шлаку, глини) та сирцевих гранул. Собівартість шлакового гравію в значній мірі визначається енергетичними затратами на процес сушіння сировинних матеріалів (СМ), адже відомо, що затрати на їх висушування становлять приблизно 30% усіх затрат на виробництво. В промисловості для реалізації процесу сушіння СМ шлакового гравію використовують барабанні сушарки, які є великогабаритними, енергозатратними, потребують високих капітальних затрат та забруднюють довкілля внаслідок винесення за межі сушильної установки дрібнодисперсної фракції. Окрім цього, тепловий агент на виході з сушарок цього типу має високу температуру (80 – 130^{O}C) та лише частково насичений вологою. Для усунення цих недоліків нами пропонується фільтраційний метод сушіння СМ для виробництва шлакового гравію, який належить до екологічно чистих та високоінтенсивних методів сушіння.

Метою роботи було розроблення принципової схеми установки фільтраційного сушіння СМ виробництва шлакового гравію, яка б враховувала фізико-механічні характеристики досліджуваних матеріалів та методику її розрахунку, а також розрахунок та порівняння енергетичних затрат на висушування СМ в барабанній сушарці і фільтраційним методом.

Аналіз джерел літератури. Дослідженню процесу фільтраційного сушіння присвячено ряд наукових робіт, зокрема [3 – 6]. Відомо, що фільтраційне сушіння є одним із високоефективних методів, суть якого полягає у профільтровуванні теплового агенту в напрямку "вологий матеріал – перфорована перегородка" за рахунок перепаду тисків. Автором [3], на основі одержаних експериментальних результатів з гідродинаміки фільтрування теплового агенту крізь сухий та вологий матеріал, а також кінетики сушіння, розроблена схема установки фільтраційного сушіння дисперсного матеріалу (торфу) та визначено економічний ефект від впровадження даного методу сушіння.

В роботі [4], автором досліджено фільтраційне сушіння «енергетичної» верби, запропоновано схему сушильної установки та методику розрахунку основних конструктивних розмірів. Розраховано економі-

чну доцільність сушіння запропонованим методом у порівнянні із традиційними методами сушіння. Встановлено, що економічний ефект від впровадження фільтраційного сушіння для «енергетичної» верби складає: у порівнянні із сушіння в барабанній сушарці – 631,77 кВт·год і сушарці киплячого шару – 948 кВт·год. У науковій праці [5], автором наведена комбінована радіаційно-фільтраційна сушарка барабанного типу, завдяки якій відбувається інтенсифікація процесу сушіння тканини у першому періоді в десятки раз, порівняно із традиційними методами сушіння.

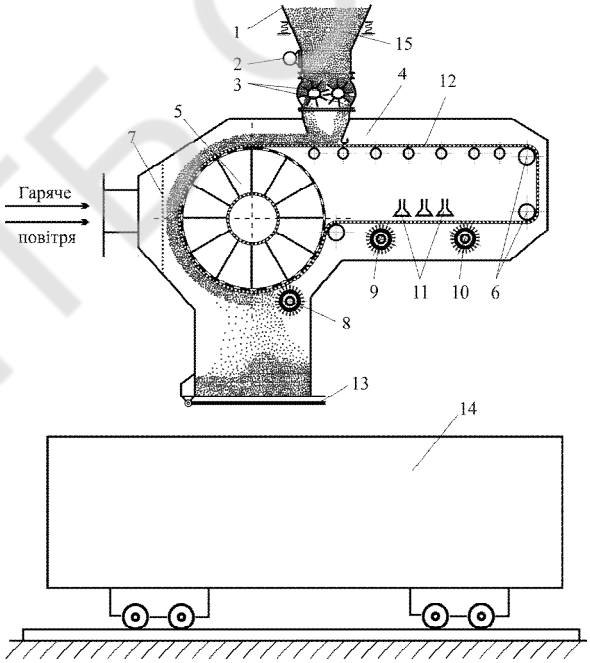
Аналіз джерел літератури показав, що фільтраційне сушіння є високоінтенсивним методом, який має ряд переваг над сушінням у барабанній сушарці та сушарці киплячого шару, а також під час сушіння листових газопроникних матеріалів у порівнянні із конвективним сушінням. Разом із цим, використати вищевказані результати досліджень для сушіння СМ шлакового гравію є неможливо через відмінність структурної будови та фізико-механічних властивостей цих матеріалів.

Експериментальна частина. В промисловості для висушування сировинних матеріалів виробництва шлакового гравію використовують: конвективний метод, сушіння в киплячому шарі, сушильні барабани, які є малоефективними. Тому нашим завданням було створити новий тип сушильної установки, яка дасть змогу знизити енергетичні затрати на процес сушіння.

На основі узагальнення теоретичних та експериментальних досліджень гідродинаміки, тепло- й масообміну та кінетики під час фільтраційного сушіння сировинних матеріалів виробництва шлакового гравію розроблено принципову схему сушильної установки, яка враховує їх фізико-механічні властивості.

1. Установка фільтраційного сушіння сировинних матеріалів виробництва шлакового гравію.

На рис. 1 зображено установку фільтраційного сушіння сировинних матеріалів виробництва шлакового гравію, яка містить бункер 1, для завантаження вологого матеріалу 15, і на якому встановлені вібратор 2 і дозатор 3. Нижня частина бункера 1 прикріплена до сушильної камери 4, у якій встановлений перфорований барабан 5 і натяжний барабан 6. Сушильна камера 4 відгороджена від системи подачі теплового агента – перфорованою металевою сіткою 7, яка виключає випадкове попадання у систему нагріву частинок матеріалу 15. На перфорованому барабані 5 у зоні вивантаження сухого матеріалу встановлена щітка 8. Система очистки містить щітки 9, 10 та пристрій подачі стисненого повітря 11 і служить для видалення дрібних частинок дисперсного матеріалу 15 з отворів газопроникної стрічки 12, яка розміщена з внутрішньої бокової сторони сушильної камери 4, після зони вивантаження сухого матеріалу. Нижня частина сушильної камери 4 закрита підпружиненою кришкою 13. Сухий матеріал вивантажується у вагонетку 14.



1 – бункер, 2 – вібратор, 3 – дозатор, 4 – сушильна камера, 5 – перфорований барабан, 6 – натяжний барабан, 7 – сітка, 8, 9, 10 – щітки для очистки стрічки, 11 – форсунки, 12 – газопроникна стрічка, 13 – підпружинена кришка, 14 – вагонетка; 15 – вологий матеріал

Рис. 1 – Установка фільтраційного сушіння сипких матеріалів

Система виносу теплового агента включає вентилятор високого тиску, засмоктуючий патрубок якого з'єднаний з внутрішньою поверхнею перфорованого барабану через втулку.

Установка працює так. Включають вібратор 2, подачу гарячого повітря, обертання барабанів 5, 6 і щіток 8, 9 і 10. Вологий матеріал 15 поступає у бункер 1 і за допомогою дозатора 3 подається у сушильну камеру 4 на газопроникну стрічку 12, на якій формується шар вологого матеріалу. У верхній частині барабану 5, за рахунок розрідження, газопроникна стрічка 12 з вологим матеріалом потоком теплового агенту міцно притискується до поверхні перфорованого барабану 5 і обертається разом з ним. Гаряче повітря подається у сушильну камеру 4 через металеву сітку 7, яка виключає попадання дрібнодисперсної фракції до системи нагріву і подачі теплового агента. При цьому тепловий агент під дією перепаду тисків профільтровується крізь шар вологого матеріалу і висушує його. Щітка 8 служить для видалення сухого матеріалу із газопроникної стрічки 12. Підпружинена кришка 13 служить для автоматичного вивантаження сухого матеріалу у вагонетку 14. Щітка 9 видаляє частинки, які не видалені щіткою 8. Форсунки 11 продувають отвори газопроникної стрічки 12 потоком стиснутого повітря, а щітки 10 видаляють частинки, які ще не видалені із отворів.

2. Порівняння енергетичних затрат на висушування сировинних матеріалів виробництва шлакового гравію в барабанній сушарці і фільтраційним методом

Економічну ефективність фільтраційного сушіння сировинних матеріалів виробництва у порівнянні із традиційними методами сушіння на установках, які сьогодні експлуатуються в промисловості проведемо за однакової продуктивності по готовому продукту (*W = 1000 кг/год*). Для більшості сушильних установок експлуатаційні затрати складають близько 90%, а капітальні лише 10% [6], тому порівнюватимемо лише експлуатаційні затрати на процес сушіння, як найбільш затратну статтю в собівартості готової продукції.

Під час розрахунку енергетичних затрат на висушування сировинних матеріалів виробництва шлакового гравію в барабанній сушарці і фільтраційним методом нами приймалась температура теплового агенту на вході в калорифер t_0 і початкова температура вологого матеріалу – 20 ^oC, відносну вологість повітря у приміщенні приймали $\varphi = 0{,}60$, початковий вологовміст повітря $x_0 = 0{,}0075$ *кг сух.пов./кг вол.* Вихідні дані для розрахунку економічної ефективності фільтраційного сушіння для досліджуваних нами матеріалів подано у табл. 1.

Таблиця 1 – Вихідні дані для розрахунку затрат енергії на сушіння

Позначення	Шлак ТЕС	Глина	Гранули
$w_o^c, кг\,H_2O/кг\,сух.м.$	0,08	0,14	0,0145
$w_к^c, кг\,H_2O/кг\,сух.м.$	0,02	0,02	0,02
$\rho_{нас.},\ кг/м^3$	1350	1170	1220
$\rho_{м.},\ кг/м^3$	2500	2000	2430
$c, кДж/кг\cdot К$	0,75	0,92	0,77

Розрахунок затрати енергії на процес фільтраційного сушіння. Тепловий баланс сушарки розраховуємо за наступними залежностями [7]:

– кількість теплового агенту, яка необхідна для випаровування вологи

$$L = \frac{W}{3600\cdot(w_0^c - w_к^c)},\ \left[\frac{кг}{с}\right] \qquad (1)$$

де W – кількість вологи, яку необхідно випарити, кг; w_0^c, $w_к^c$ – відповідно початковий і кінцевий вологовміст матеріалу розрахований на суху масу, $кг\,H_2O/кг\,сух.м.$

– об'ємну витрату теплового агенту

$$V = \frac{L}{\rho},\ \left[\frac{м^3}{с}\right] \qquad (2)$$

де ρ - густина теплового агенту за середньої температури, $\frac{кг}{м^3}$.

НТБ ОНАХТ

– необхідну кількість теплоти для нагрівання вологого матеріалу

$$Q_м = \frac{G_c}{3600} \cdot c_м \cdot (T_к - T_п) + \frac{W}{3600} \cdot c_в \cdot (T_к - T_п), \, [кВт] \quad . \tag{3}$$

де G_c – маса сухого матеріалу, кг; $c_м$, $c_в$ – теплоємність сухого матеріалу і води відповідно, $\frac{кДж}{кг \cdot К}$; $T_п$, $T_к$ – початкова і кінцева температура дисперсного матеріалу відповідно, ^oC.

– кількість теплоти для нагрівання теплового агенту

$$Q_{т.а.} = L \cdot c_{пов} \cdot (t_к - t_п), \, [кВт] \tag{4}$$

де $c_{пов}$ – теплоємність повітря, $\frac{кДж}{кг \cdot К}$; $t_п$, $t_к$ – початкова і кінцева температура теплового агенту відповідно, ^oC.

– кількість теплоти на випаровування вільної вологи

$$Q_{вип} = \frac{W}{3600} \cdot r, \, [кВт] \tag{5}$$

де r – питома теплота пароутворення, $\frac{кДж}{кг}$.

– кількість теплоти на компенсацію енергії зв'язку вологи із матеріалом

$$Q_{ком.} = \frac{a}{2} \cdot \left(w_п^c - w_к^c\right) \cdot \frac{W}{3600}, \, [кВт] \tag{6}$$

де константа $a = 4200 \frac{кДж}{кг}$ [8]

– втрати теплоти $Q_{втр}$ в навколишнє середовище визначали згідно рекомендацій [8, 9]. Для випадку, коли поверхня сушарки невідома, автор рекомендує приймати питомі втрати теплоти в навколишнє середовище в розрахунку на 1 кг випареної вологи на рівні $q_{втр} = 125 \div 420 \, {кДж}/{кг \, H_2O}$ (менші величини автор рекомендує приймати для високо вологих матеріалів), тоді

$$Q_{втр} = \frac{W \cdot q_{втр}}{3600} = \frac{W \cdot (125 \div 420)}{3600}, \, [кВт] \tag{7}$$

Необхідно зауважити, що фільтраційне сушіння є низькотемпературним і відповідно втрати теплоти в навколишнє середовище будуть значно меншими, ніж у випадку використання сушильних обертових барабанів, сушарок киплячого шару, труб сушарок тощо, тому приймаємо менше значення питомих втрат.

– сумарні затрати теплоти

$$Q = Q_м + Q_{т.а.} + Q_{вип} + Q_{ком} + Q_{втр}, \, [кВт] \tag{8}$$

Розрахунок затрат на транспортування теплового агенту:

– продуктивність вентилятора

$$Q_{вент} = \frac{L}{\rho} + \frac{W}{3600 \cdot \rho_{пари}}, \, \frac{м^3}{с} \tag{9}$$

де $\rho_{пари}$ – густина водяної пари, $\frac{кг}{м^3}$.

– необхідну потужність приводу вентилятора

$$N_{вент} = \frac{Q_{вент} \cdot \Delta P}{1000 \cdot \eta},\ [кВт] \qquad (10)$$

де ΔP втрати тиску, Па; η – ккд вентилятора.

Розрахунок експлуатаційних затрат на процес сушіння в обертовому сушильному барабані здійснюється на основі методики наведеної у [10]. Отримані результати представимо у вигляді таблиці 2, 3 з метою їх порівняння.

Таблиця 2 – Розрахунок експлуатаційних затрат на сушіння шлаку ТЕС та глини

Позначення	Шлак ТЕС		Глина	
	Барабанна сушарка	Фільтраційне сушіння	Барабанна сушарка	Фільтраційне сушіння
1	2	3	4	5
$t_п$, ^oC	650	80	650	80
$t_к$, ^oC	110	50	110	50
$T_к$, ^oC	70	40	70	40
$X_к$, $кг\ H_2O / кг\ сух.\ пов.$	0,033	0,019	0,033	0,019
W, $кг/год$	58,824		313,725	
L, $кг/с$	0,641	1,421	3,417	7,578
V, $м^3/с$	0,862	1,278	4,599	6,816
$Q_м$, кВт	13,840	8,304	31,035	18,621
$Q_{т.а.}$, кВт	405,709	85,678	2163,783	456,948
$Q_{вип}$, кВт	40,735		217,255	
$Q_{ком}$, кВт	0,428		2,281	
$Q_{втр}$, кВт	2,042		10,893	
$V_б$, $м^3$	6,536	–	34,858	–
$D_б$, м	1,000	2,000	2,000	2,000
$L_б$, м	8,000	3,000	12,000	3,500
n, $об/хв$	3,315	0,033	0,179	0,033
α, $градус$	1	–	3	–
$N_б$, $кВт$	28,854	0,862	16,234	0,871
H, м	–	0,020	–	0,020
S, $м^2$	–	14,130	–	16,485
$G_{вен}$, $кг/с$	0,883	1,923	4,707	10,254
υ_0, $м/с$	1,405	1,333	1,874	1,343
ΔP, Па	6816,720	17059,028	7112,496	17084,360
$N_{вен}$, кВт	9,400	51,635	52,309	273,727
Q_Σ, $кВт \cdot год$	501,009	189,297	2493,790	980,596
ΔQ_Σ, $кВт \cdot год$		**311,712**		**1513,194**

НТБОНАХТ

Таблиця 3 – Розрахунок експлуатаційних затрат на сушіння сирцевих гранул

Позначення	Сирцеві гранули	
	Барабанна сушарка	**Фільтраційне сушіння**
1	2	3
$t_п$, ^oC	300	80
$t_к$, ^oC	80	50
$T_к$, ^oC	70	40
$X_к$, $кг\ H_2O / кг\ сух.\ пов.$	0,033	0,019
W, $кг/год$	117,647	
L, $кг/с$	1,282	2,842
V, $м^3/с$	1,380	2,556
$Q_м$, кВт	17,594	10,556
$Q_{т.а.}$, кВт	360,631	171,335
$Q_{вип}$, кВт	81,471	
$Q_{ком}$, кВт	0,855	
$Q_{втр}$, кВт	4,085	
$V_б$, $м^3$	13,072	–
$D_б$, м	1,200	2,200
$L_б$, м	12,000	2,000
n, $об/хв$	2,184	0,033
α, *градус*	1	–
$N_б$, *кВт*	44,541	0,691
H, м	–	0,030
S, $м^2$	–	10,362
$G_{вен}$, $кг/с$	1,765	3,845
υ_0, $м/с$	1,952	0,565
ΔP, Па	16422,854	6743,598
$N_{вен}$, кВт	45,293	40,517
Q_Σ, $кВт \cdot год$	554,469	309,531
ΔQ_Σ, $кВт \cdot год$		**244,938**

Аналіз отриманих результатів поданих у таблицях 2, 3 показує, що прогнозований економічний ефект від впровадження фільтраційного сушіння у виробництво шлакового гравію із розрахунку на 1000 кг сухого матеріалу складає для: шлаку ТЕС 311,712 $кВт \cdot год$, глини 1513,194 $кВт \cdot год$ та сирцевих гранул 244,938 $кВт \cdot год$. Як бачимо з таблиць 2, 3, що витрати кількості теплоти на нагрівання матеріалу та теплового агенту для барабанних сушарок є приблизно в два рази більші ніж під час фільтраційного сушіння, що пояснюється використанням високотемпературного теплового агенту, який лише частково насичується парами вологи на виході із барабанної сушарки та втратою теплоти в навколишнє середовище із поверхні барабану за рахунок великої різниці температур.

Висновки. Розроблено принципову схему установки фільтраційного сушіння СМ виробництва шлакового гравію, яка враховує фізико-механічні характеристики досліджуваних матеріалів. Наведено роз-

НТБОНАХТ

роблену методику її розрахунку, а також розраховано та зроблено порівняння енергетичних затрат на висушування СМ в барабанній сушарці і фільтраційним методом, що доказує доцільність застосування запропонованого методу сушіння.

Література

1. Горова А.І. Дослідження екологічного стану територій розміщення золошлакових відходів теплових електростанцій / А.І. Горова, А.В. Павличенко // Розробка родовищ 2013: щорічний наук.-техн. збірник. Дніпропетровськ.: – 2013. – С.393-397.
2. Масленко Ю.В. Эколого-экономический анализ использования твердых отходов теплоенергетики / Ю.В. Масленко, Е.Ю. Горбачева // Современные проблемы управления производством: VI Междунар. научно-практическая конференция, тезисы докл.: – Донецк, 2011, – С. 453-459.
3. Кіндзера Д.П. Сушіння паливних матеріалів різнодисперсного складу у щільному шарі: Автореф. дис...канд. техн. наук: 05.17.08 / Д.П. Кіндзера; [НУ Львівська політехніка]. –Львів, 2003. – 20с.
4. Мосюк М.І. Гідродинаміка і тепломасообмін під час сушіння подрібненої "енергетичної" верби в стаціонарному шарі: Автореф. дис...канд. техн. наук: 05.17.08. / М.І. Мосюк; [НУ Львівська політехніка]. –Львів, 2012. – 22с.
5. Светлов Ю.В. Комбинированная радиационно-фильтрационная сушилка барабанного типа / Ю.В. Светлов, О.И. Старосвитский, А.А. Захарова // Кож.- обувная пром. – 2002. – № 4. – С. 43-44.
6. Атаманюк В.М. Наукові основи фільтраційного сушіння дисперсних матеріалів : монографія / В.М. Атаманюк, Я.М. Гумницький. – Львів: Видавництво Львівської політехніки, 2013. – 276 с.
7. Сажин Б.С., Сажин В.Б. Научные основы техники сушки – М.: Наука, 1997. – 448 с.
8. V.B. Sazhin, B.S. Sazhin. Scientific Principles of Drying Technology. – New York.: Begell house, 2007. – 500 p.
9. Сажин Б.С. Сушилки взвешенного слоя с управляемой гидродинамикой для дисперсных волокнообразующих полимеров / В.Б. Сажин, М.Б. Сажина, В.А. Углов, Б.С. Сажин // Известия высших учебных заведений. Технология текстильной промышленности. – 2003. – № 4. – С. 92-95.
10. Муштаев В.И. Сушка дисперсных материалов / В.И. Муштаев, В.М.Ульянов. – М.: Химия, 1988. – 352 с.

УДК 658.26:665.63:338.45

ЕКСТРАКЦІЯ ДАНИХ ДЛЯ ТЕПЛОВОЇ ІНТЕГРАЦІЇ ПРОЦЕСУ СТАБІЛІЗАЦІЇ НАФТИ НА НАФТОВОМУ ПРОМИСЛІ

Ульєв Л.М., д-р техн. наук, професор,
Кержакова М.О., аспірант
Національний технічний університет «Харківський політехнічний інститут», м. Харків

Стаття присвячена вивченню установки стабілізації нафти на нафтовому промислі. В ній наводиться короткий опис технологічного процесу стабілізації нафти. Визначені технологічні потоки і наведені їх основні характеристики. Складена таблиця потокових даних і побудована сіткова діаграма існуючого процесу.

The article is devoted to study oil stabilization unit in the oil industry. It provides a brief description of the process of stabilization of oil. Workflows are define and given their basic characteristics. The table of stream data is composed and built grid diagram for heat exchangers network design of the existing process.

Ключові слова: стабілізація нафти, сіткова діаграма, потокова таблиця, утиліти, рекуперація тепла.

Постановка проблеми. У даний час в Україні в промисловій розробці знаходиться понад 250 нафтових і газових родовищ. Більшість з них мають початкові видобуті запаси природного газу в середньому на рівні 1,2 млрд. м^3 , нафти близько 700000 т.

Шість найбільших нафтових родовищ , що мають початкові балансові запаси понад 35 млн. т, забезпечують близько 20 % усього видобутку нафти в Україні. За природному газу є чотири найбільших місце народження (з початковими балансовими запасами понад 100 млрд. м^3), де видобувається близько 24 % всього обсягу. При цьому частка найбільших родовищ в загальному видобутку вуглеводнів з кожним роком зменшується.

Легкі фракції нафти (вуглеводневі гази від етану до пентану) є цінною сировиною, з якого отримують такі продукти, як спирти , синтетичний каучук, розчинники, рідкі моторні палива, добрива, штучне волокно та інші продукти органічного синтезу, широко застосовуються в промисловості. Тому необхідно прагнути не тільки до зниження втрат легких фракцій з нафти, але і до збереження всіх вуглеводнів, видобутих з нафтоносного горизонту, для подальшої їх переробки [1].

Причини, зазначені вище, показують на необхідність підготовки нафти до транспорту. Запобігти втрати нафти можна шляхом повної герметизації всіх шляхів руху нафти. Однак деяку недосконаліть існуючих систем збору і транспорту нафти, резервуарів, технології наливу і зливу не дозволяє доставити нафту на переробку без втрати легких фракцій. Отже, необхідно гази та легкі фракції нафти відібрати в умовах нафтопромислу і направити їх для подальшої переробки. Основну боротьбу з втратами нафти необхідно починати з виходу її зі свердловини. Ліквідувати втрати легких фракцій нафти можна в основному застосуванням раціональних систем збору нафти і попутного нафтового газу , а також спорудженням установок по стабілізації нафти для її подальшого зберігання і транспорту [2].

Початкова технологічна схема одноколонної установки стабілізації нафти і її опис. Технологічна схема одноколонної установки стабілізації нафти приведена на рис. 1. Сира нафта, яка надходить з свердловини забирається сировинним насосом Н-1, прокачується через трубчасту піч П-1 і при температурі 143°С подається під верхню тарілку стабілізаційної колони РК-1. Ця колона обладнана тарілками жолобчастого типу (число тарілок може бути від 16 до 26), верхня з яких є відбійною, три нижніх – змішувальними. Надмірний тиск у колоні від 0,2 до 0,4 МПа, що створює кращі умови для конденсації нафтових газів в сепараторі С-1. Нафта, переливаючись з тарілки на тарілку, зустрічає більш нагріті пари піднімаються і звільняються від легких фракцій. Температура низу колони підтримується в межах 130 – 150 °С за рахунок тепла стабільної нафти, що циркулює через змійовики трубчастої печі П-1 [3]. Далі нафта проходить апарат повітряного охолодження Х-4 і надходить у резервуари стабільної нафти при температурі 15 °С, звідки вона і транспортується на нафтопереробні заводи.

Суміш газів і парів, що виходить з верху колони РК-1, надходить в установку компресора першого ступеня, в якій відбувається відділення газів і парів від несконденсованої частини в газосепараторі С-1. Цей несконденсований газ виходить з газосепаратора зверху і далі направляється в компресор К-1, де стискається під тиском, потім проходить через холодильник Х-1. Зріджений газ, відводиться з низу газосепаратору, направляється в приймач (на схемі не показаний) [4].

Охолоджений несконденсований газ надходить в установку компресора другого ступеня, а потім і в – третього ступеня, де проходить такий же цикл як і в установці компресора першого ступеня [5].

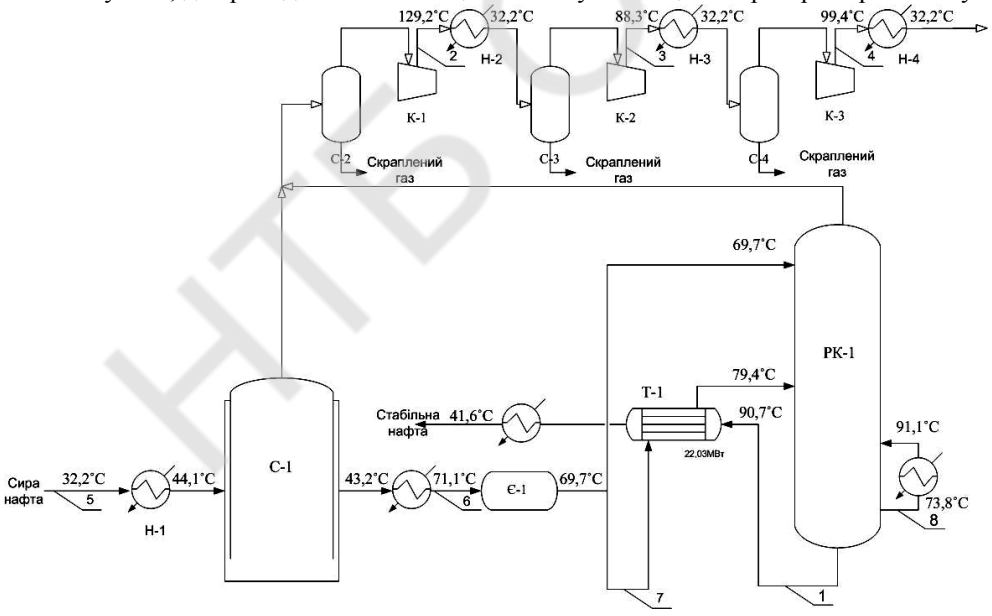


Рис. 1 – Енерго-функціональнасхема установки стабілізації нафти

Визначення технологічних потоків процесу стабілізації нафти. Сіткова діаграма. Для аналізу даних енергоспоживання та структури теплообмінної мережі необхідно виділити технологічні потоки, що приймають участь у теплообміні, а також потоки, які можуть бути включені до теплової інтеграції.

Під час обстеження процесу стабілізації нафти були визначені основні параметри технологічних потоків. Характеристика основних технологічних потоків, які беруть участь у процесі стабілізації нафти, наведена в наступному списку, який послужить основою для проведення теплової інтеграції процесу [6].

Потік №1 стабільна нафта. Виходить знизу колони РК-1, поступає в теплообмінник Т-1 та охолоджується в холодильнику Х-1. T_S = 90,7°С, T_T = 41,6°С, G = 4752 т/год.

Потік №2 атмосферний компресор першого ступеня. Виходить з компресору К-1 і прямує до компресору К-2. T_S = 129,6°С, T_T = 32,2°С, G = 1256 т/год.

Потік №3 перша ступінь компресора високого тиску. Виходить з компресору К-2 і прямує до компресору К-3. T_S = 88,3°С, T_T = 32,2°С, G = 592,2 т/год.

Потік №4 друга ступінь компресора високого тиску. Виходить з компресору К-3 та прямує у ємність. T_S = 99,4°С, T_T = 32,2°С, G = 514,8 т/год.

Потік №5 початкова сировина. Виходить зі свердловини та прямує до сепаратору С-1. T_S = 32,2°С, T_T = 44,1°С, G = 18590 т/год.

Потік №6 знесолена сировина. Виходить зі знесолювача З-1 та прямує дроселювання. T_S = 43,2°С, T_T = 71,1°С, G = 9450 т/год.

Потік №7 стабілізатор сировини. Виходить після дроселювання розділяючись на два потоки: один йде на зрошення колони, а другий у теплообмінник Т-1 та поступає у колонну. T_S = 69,7°С, T_T = 79,4°С, G = 3414 т/год.

Потік №8 гарячий струмінь РК-1. Вихід з колони РК-1 підігрівається в Н-3 і повертається назад у колону. T_S = 73,8°С, T_T = 91,1°С.

Використовуючи результати вивчення технологічної схеми, регламенту, матеріальний баланс установки, складається таблиця 1 потокових даних, які необхідні для визначення теплової потужності, яку споживає установка стабілізації нафти на даний момент [7 – 10].

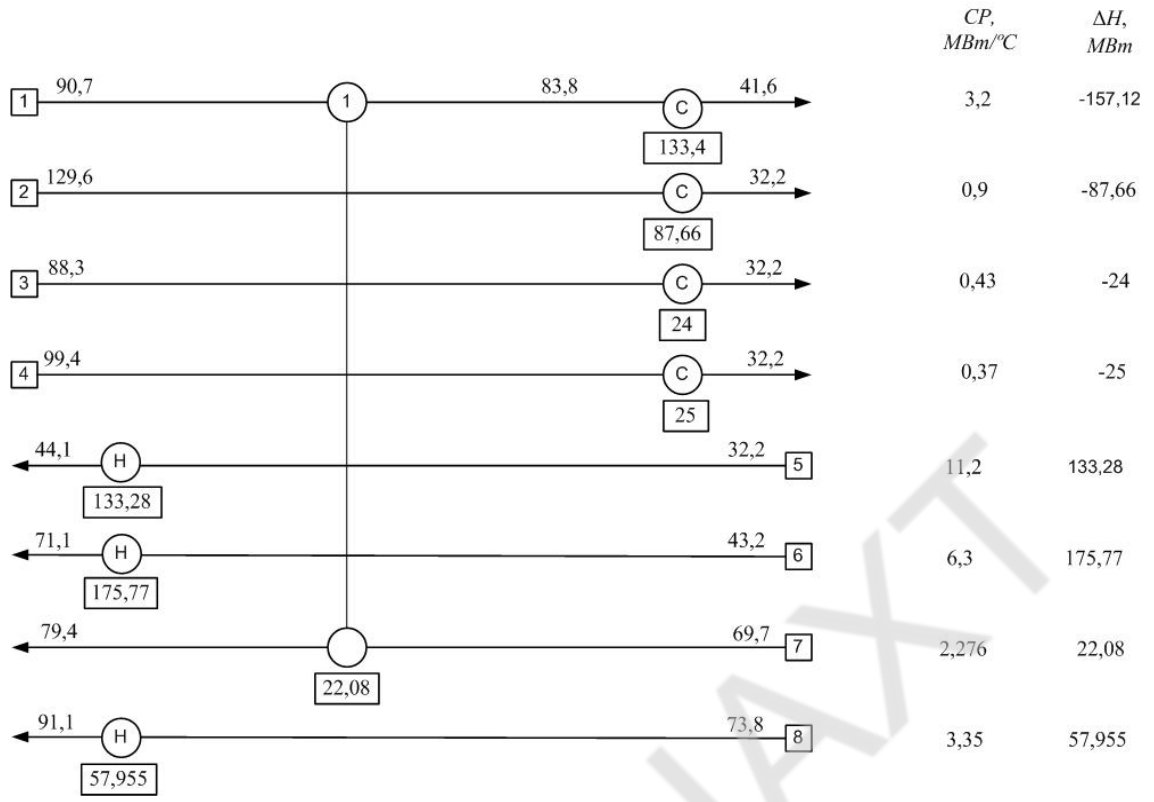
Таблиця 1 – Система потоків для аналізу енергоспоживання установки стабілізації нафти

№ потоку	Назва потоку	Тип	T_S	T_T	ΔH МВт	CP МВт/°С	α кВт/(м^2·К)	Ср кДж/кг·°С	G т/год
1	Стабільна нафта	Гар.	90,7	41,6	155,5	3,2	0,4	2,4	4752
2	Атм. компресор 1 ступеня	Гар.	129,6	32,2	31,9	0,9	0,2	2,6	1256
№ потоку	Назва потоку	Тип	T_S	T_T	ΔH МВт	CP МВт/°С	α кВт/(м^2·К)	Ср кДж/кг·°С	G т/год
3	1 ступінь компресора ВТ	Гар.	88,3	32,2	24	0,43	0,2	2,6	592,2
4	2 ступінь компресора ВТ	Гар.	99,4	32,2	25	0,37	0,2	2,6	514,8
5	Сира нафта	Хол.	32,2	44,1	133,4	11,2	0,5	2,05	18590
6	Знесолена сировина	Хол.	43,2	71,1	176,7	6,3	0,4	2,4	9450
7	Стабілізатор сировини	Хол.	69,7	79,4	22,03	2,276	0,4	2,4	3414
8	Гарячий струмінь	Хол.	73,8	91,1	58,03	3,35	0,4	2,4	

В цілому, в розпорядженні є 4 гарячих технологічних потоків і 4 холодних потоків з визначеними потоковими даними. Для подальшого аналізу необхідно визначити величину потужності рекуперації у процесі, що існує [11].

Використовуючи дані, отримані під час обстеження установки, (табл. 1), будуємо сіткову діаграму процесу стабілізації нафти, як показано на рис. 2.

За виміряними температурами технологічних потоків та їх потоковими теплоємкостями визначаємо навантаження кожного з рекуперативних теплообмінників [12 – 17].



1 - 4 – гарячі потоки; 5 - 8 – холодний потік;
CP – потокова теплоємність;
ΔH – теплові навантаження для кожного потоку

Рис. 2 – Сіткова діаграма для процесу, що існує

Гарячі утиліти в процесі, який ми розглядаємо становлять величину 269,12 МВт, а холодні утиліти – 364,42 МВт [18]. Після визначення та підсумовування теплових навантажень усіх теплообмінних апаратів отримано потужність рекуперації на установці стабілізації нафти, що дорівнює приблизно 22,08 МВт .

Висновок. У результаті проведеного обстеження установки стабілізації нафти за встановленими правилами були екстрагованих потокові дані, систематизовані і занесені в таблицю. На основі визначених потоків була побудована сіткова діаграма. Визначено величина холодних і гарячих утиліт споживані процесом на початковій стадії (до інтеграції) і існуюча рекуперація теплової енергії. Підготовчий етап завершено успішно, на основі отриманих даних можна проводити подальші розрахунки для обчислення необхідних цільових функцій процесу.

Література

1. Алиев Р.А. Трубопроводный транспорт нефти и газа / Р.А. Алиев. – М.: Недра, 1988. – 63 с.
2. Нурелдин М.Б. Снижение выбросов парниковых газов и преимущества улавливания CO2 / М.Б. Нурелдин, А.С. Азери, С. Аль-Хашими // Нефтегазовые технологии. – 2008 – №4 – С.106 – 108
3. Смит Р. Основы интеграции тепловых процессов / Р. Смит, Й. Клемеш, Л.Л. Товажнянский, П.А. Капустенко, Л.М. Ульев. – Харьков: Издательский центр НТУ «ХПИ», 2000. – 457 с.
4. Уильям Д. Леффлер. Переработка нефти / Уильям Д. Леффлер. М.: ЗАО «Олимп-Бизнес». 2004. – 223 с.
5. Товажнянский Л.Л. Интеграция тепловых процессов на установке первичной переработки нефти АВТ А12/2 при работе в зимнее время / Л.Л. Товажнянский, П.А. Капустенко, Л.М. Ульев, С.А. Болдырев, М.В. Тарновский // Теорет. основы хим. технологии. 2009. – Т. 43, – №6. – С. 665 – 676.
6. Plesu V. Catalytic, reforming plant simulation for energy saving and rational use of hydrogen / Plesu V., Baetens D., Bumbac G.// 1th Conference on process integration, modeling and optimization for energy saving and pollution reduction. PRES'01. Chemical engineering translations, 2001. – Vol. 2. – p. 489 – 492.
7. Гуревич И.Л. Общие свойства и первичные методы переработки нефти и газа / И.Л. Гуревич. – М.: Химия, 1972. – 195 с.

8. Мановян А.К. Технология переработки природных энергоносителей / А.К. Мановян. – М.: Химия, КолосС, 2006. – 456 с.
9. Эрих В.Н. Химия и технология нефти и газа / В.Н. Эрих, М. Г. Расина, М. Г. Рудин. – Л.: Химия, 1985. – 378 с.
10. Nordman R. New process integration methods for heat-saving retrofit projects in industrial systems Thesis for the degree of doctor of philosophy / R. Nordman – Göteborg: Printed by Chalmers Reproservice, Sweden. 2005. – 77 p.
11. Tovazshneanski L.L. Energy Integration of the Early Crude Oil Unit with Take Into Account Different regime / L.L. Tovazshneanski, P.A. Kapustenko, L.M. Ulyev, S.A. Boldyryev, M.V. Tarnovsky// Chemical Engineering Transaction. – 2005 – Vol. 7. – P. 103–108.
12. Суханов В.П. Каталитические процессы в нефтепереработке / В.П. Суханов. – М.: Химия, 1973. – 350 с.
13. Львова А.И. Примеры и задачи по технологии переработки нефти и газа / А.И. Львова, А.Г. Сарданашвили. – М.: Химия, 1980. – 256 с.
14. Ахметов С.А. Технология глубокой переработки нефти и газа / С.А. Ахметов. – Уфа: Гилем, 2002. – 671 с.
15. Мешалкин В.П., Товажнянский Л.Л., Ульев Л.М., Мельниковская Л.А., Ходченко С.М. Энергоэффективная реконструкция установки нефтепереработки на основе пинч-анализа с учетом внешних потерь // Теорет. основы хим. технологии. –2012. –Т. 46, –№5. –С. 491–500.
16. Клемеш Й., Костенко Ю.Т., Товажнянский Л.Л., Капустенко П.А., Ульев Л.М., Перевертайленко А.Ю., Зулин Б.Д. Применение метода пинч-анализа для проектирования энергосберегающих установок нефтепереработки // Теорет. основы хим. технологии. 1999. Т. 33, №4. С. 420–431.
17. Клемеш Й. Определение оптимальной энергетической эффективности предприятий с помощью построения составных кривых технологических процессов / Й. Клемеш, Л.Л. Товажнянский, Н.Д. Андрийчук, П.А. Капустенко, Л.М. Ульев, А.Ю. Перевертайленко, Б.Д. Зулин // Тези доповідей IXміжнародної конференції «Удосконалення процесів та апаратів хімічніх, харчових та нафтохімічних виробництв». Ч. 7. Ресурсозберігаючі та екологічно чисті енерготехнології. Теплові труби. Теплові насоси. Одеса. – 1996. – с. 24.
18. Капустенко П.А., Кузин А.К., Макаровский Е.Л., Товажнянский Л.Л., Ульев Л.М., Черная Е.Б. Альтернативная энергетика и энергосбережение: современное состояние и перспективы. – Харьков: ООО Издательский дом «Вокруг цвета». – 2004.–312 с.

НТБ ОНАХТ

УДК 661.742

ЭКСТРАКЦИЯ ДАННЫХ ДЛЯ ПИНЧ-АНАЛИЗА ПРОЦЕССА ПРОИЗВОДСТВА АКРИЛОВОЙ КИСЛОТЫ

Ульев Л.М., д-р техн. наук, проф., Васильев М. А., аспирант, Тюльпа Е.А., бакалавр
Национально технический университет «Харьковский политехнический институт», г. Харьков

Цель данного проекта заключается в исследовании процесса получения акриловой кислоты. Определены все технологические потоки, которые необходимы для интеграции процесса, с помощью метода пинч-анализа. На основании анализа технологической схемы и потоковых данных, построена сеточная диаграмма теплообменной системы, построены составные кривые в соответствии с существующей нагрузкой теплообменной системы.

The aim of this project is to study process of producing acrylic acid. Identified all the technological streams that are needed for the integration process by using the method of pinch analysis. Heat network were constructed on the basis of these data, heat exchange between process streams was determined. Composite curves for the existing process have been built using obtained technological process data. The data obtained will be used to further the process of reconstruction.

Ключевые слова: пинч-анализ, теплообмен, сеточная диаграмма, составные кривые, утилиты, рекуперация.

Введение. Сокращение потребления топливно-энергетических ресурсов в промышленности сопряжено с широкомасштабной реализацией современных энергосберегающих технологий, созданием высокоэффективных энерготехнологических комплексов. Рост цен на энергию побуждает более экономно использовать энергоресурсы с тем, чтобы уменьшить общие затраты. Более того, все предприятия, спроектированные и построенные во времена низких цен на энергоносители, в настоящее время работают далеко не в оптимальном режиме, с точки зрения потребления энергии.

Нефтехимия является энергоемким производством, и уровень энергозатрат в значительной степени влияет на себестоимость готовой продукции. Из нефтехимических производств наиболее энергоемкими являются производства низших олефинов, метанола, водорода, ароматических углеводородов [1].

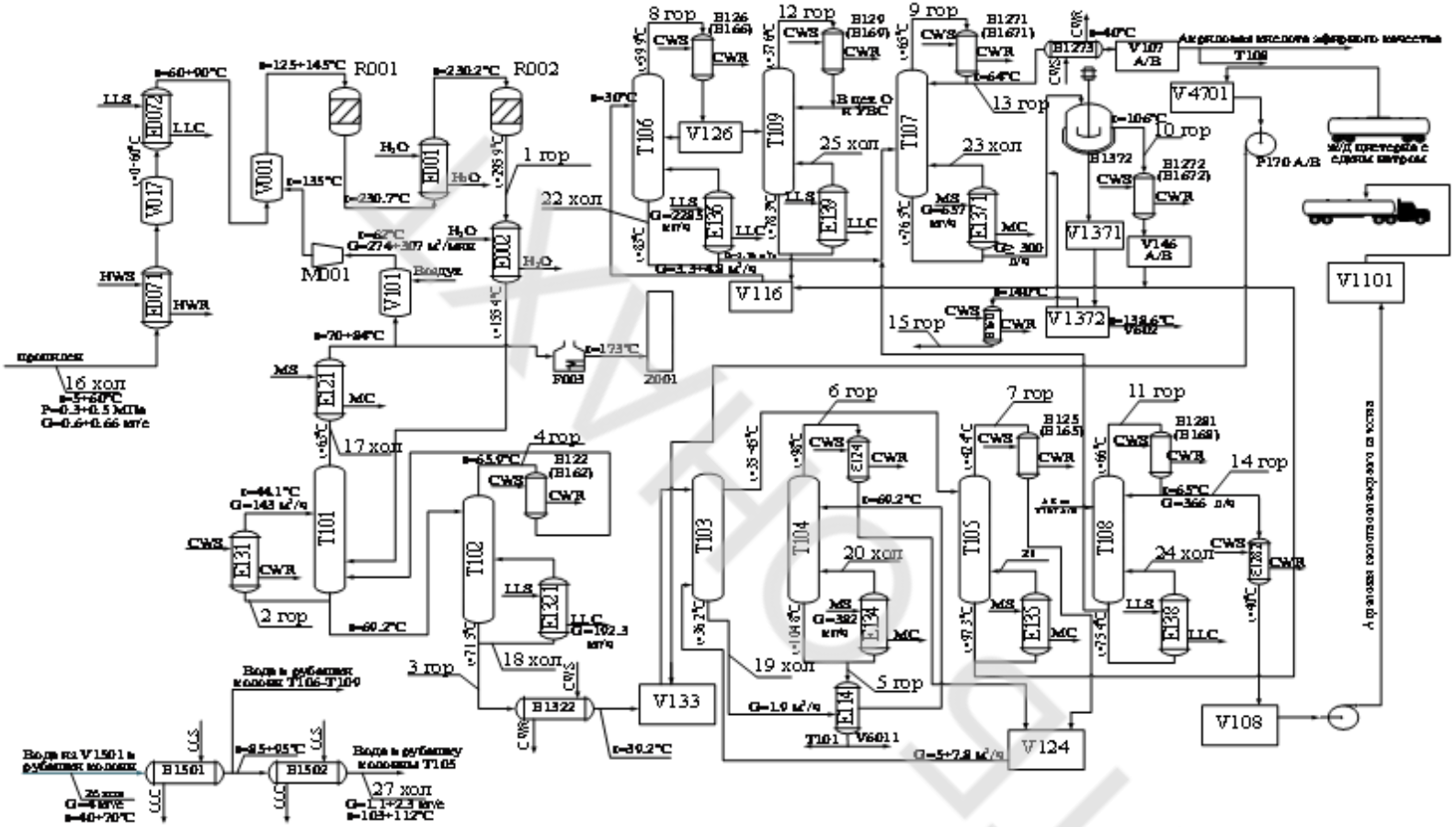
Повышения энергоэффективности производства достигаются путем модернизации отдельных систем, установок и заводов в целом, рационализации и совершенствования производственных операций.

Краткое описание технологической схемы производственного процесса получения акриловой кислоты. Производство акриловой кислоты основано на методе непрерывного двухстадийного окисления пропилена кислородом воздуха в двух реакторах трубчатого типа со стационарным слоем катализатора с рециркуляцией реакторных газов. Выделение акриловой кислоты, регенерация растворителя осуществляется на оборудовании колонного типа. Функциональная энерготехнологическая схема представлена на рисунке 1.

Пропилен поступает на производство по трубопроводу в виде газа. В первом реакторе (R001) пропилен окисляется в акролеин и частично в акриловую кислоту. Во втором реакторе (R002) акролеин практически весь окисляется до акриловой кислоты. Из реакционных газов акриловая кислота абсорбируется водой в колонне Т101. Часть отходящего после абсорбции газа рециркулируется в первый реактор (R001). В результате абсорбции в колонне образуется 50-55 % раствор акриловой кислоты. Далее водный раствор акриловой кислоты поступает в колонну поз. Т102 для отгона низкокипящих примесей после чего направляется в приемник.

Из приемника водный раствор акриловой кислоты поступает в экстрактор, где акриловая кислота из водного раствора экстрагируется растворителем – изобутилацетатом. Экстракт (33-38 % раствор акриловой кислоты в изобутилацетате) из верхней части экстрактора (Т103) поступает в колонну выделения растворителя - изобутилацетата. Акриловая кислота из куба колонны (Т105) подается в приемник.

Из приемника акриловая кислота поступает в колонну выделения низкокипящих примесей (уксусной кислоты). Из куба колонны акриловая кислота очищенная от низкокипящих примесей направляется на питание колонны. Дистиллят колонны направляется на выделение уксусной кислоты в колонне.



V017 – пропиленгольдер; R001, R002 – реакторы; E114 – рекуперативный теплообменник; F003 – сжигатель; Z001 дымовая труба; E1372 – испаритель; T101-T109 – колонна; E0072, E121, E1501, E1502 – подогреватели; M001 – компрессор; E002 – охладитель; E1322, E1282 – холодильники; E122, E162, E124, E125, E165, E1281, E168, E126, E166, E129, E169, E1271 – конденсаторы; E1321, E134, E135, E138, E136, E139, E1371 – кипятильники; V001 - смеситель питания; V101 - смеситель воздуха; V133, V124, V108, V1101, V116, V1371, V146 A/B, V4701, V107 A/B – ёмкости.

Рис. 1 – Функциональная энерготехнологическая схема производства акриловой кислоты

Отогнанная уксусная кислота из верхней части колонны Т109 направляется на дальнейшую переработку в цех ОиУСВ, а акриловая кислота из куба колонны Т109 возвращается в приемник.

Получение акриловой кислоты эфирного качества осуществляется в колонне удаления высококипящих примесей поз. Т107. Акриловая кислота, очищенная от димеров и других высококипящих примесей отгоняется из верхней части колонны и после охлаждения направляется в резервуар готового продукта или в емкость цеха СиГП. Так же из резервуара готового продукта акриловая кислота насосом передается в емкость цеха СиГП.

Часть дистиллята колонны Т107 направляется в колонну Т108 для получение акриловой кислоты полимерного качества. Акриловая кислота полимерного качества отгоняется из верхней части колонны охлаждается и направляется в резервуар готового продукта и далее передается насосом в емкость цеха СиГП. Из резервуара V1101 акриловая кислота полимерного сорта подается на сливо-наливную эстакаду. Из резервуара V1102 акриловая кислота эфирного сорта подается по трубопроводам в производство метилакрилата или этилакрилата. Из резервуара V1102 акриловая кислота эфирного сорта, подается по трубопроводам в производство бутилакрилата.

Анализ существующего теплообменного оборудования и схема рекуперации. Сбор данных и моделирование в Unisim Design позволило определить потоковую таблицу процесса, которая представляет цифровой образ системы теплообмена установки (Табл. 1).

Таблица 1 Температуры и расходы теплоносителей в теплообменном оборудовании установки производства акриловой слоты

№	Название потока	Тип	$T_{s,}$ ^{0}C	$T_{t,}$ ^{0}C	$G,$ кг/с	$C,$ Дж/(кг^{0}C)	r Дж/кг	CP кВт/^{0}C	$\Delta H,$ кВт
1.	Реакционный газ после реактора поз.R002	Гор	295,9	155,4	7,51	1,2		9	1264,5
2.	Охлаждение куба колонны Т101	Гор	69,2	44,1	43,61	3,13		136,5	3426
3.	Куб Т102 в V333	Гор	71,5	39,2	1,95	3,13		6,1	197
4.2	Конденсация паров АК из Т102	Гор	69,5	69,5	0,2		1870		374
4.3	Сконденсировавшиеся пары из Т102	Гор	69,5	62	0,2	3,65		0,73	5,5
5.	Кубовая жидкость из колонны поз.Т104 в V6011	Гор	104,8	74	1,54	4,39		6,75	207,9
6.1	Конденсация паров изобутилацетата и воды из верхней части колонны Т104	Гор	98	98	0,05		2036		101,8
6.2	Охлаждение дистиллята Т104	Гор	98	50	0,05	3,9		0,19	9,3
7.1	Пары воды и азеотропа изобутилацетата из верхней части колонны Т105	Гор	42,4	41	3,58	1.5		5,37	7,5
7.2	Конденсация паров Т105	Гор	41	41	3,58		760		2721
8.1	Пары низкокипящих компонентов из верхней части колонны Т106	Гор	63	62	3	1,2		3,6	3,6
8.2	Конденсация паров Т106	Гор	62	62	3		703		2109
9.1	Акриловая кислота из верхней части колонны Т107	Гор	65	64	1,53	1,2		1,83	1,83
9.2	Конденсация паров из Т107	Гор	64	64	1,53		722		1104
10.1	Конденсация паров Е1372	Гор	106	106	0,56		644		360
10.2	Охлаждение конденсата паров Е1372	Гор	106	40	0,56	2		1,12	74
11.1	Акриловая кислота из верхней части колонны Т108	Гор	66	65	0,34	1,2		0,4	0,4
11.2	Конденсация паров Т108	Гор	65	65	0,34		681		231,5
12.1	Уксусная кислота из верхней части колонны Т109	Гор	39	37	0,35	1,13		0,39	0,78

Продолжение табл. 1

№	Название потока	Тип	T_s, ^{0}C	T_t, ^{0}C	G, кг/с	C, Дж/(кг^{0}C)	r Дж/кг	CP кВт/^{0}C	ΔH, кВт
12.2	Конденсация паров Т109	Гор	37	37	0,35		740		259
13	Акриловая кислота в резервуар готового продукта V107A/B	Гор	66	40	0,9	2		1,8	46,8
14	Акриловая кислота в V108	Гор	65	40	0,1	2,1		0,21	5,25
15.1	Отходящие газы из V1372	Гор	140	81	0,017	1,36		0,02	1,18
15.2	Конденсация паров V1372	Гор	81	81	0,017		668		11,7
16	Пропилен в V001	Хол	20	85	0,6	1,55		0,93	60,4
17	Рецикловый газ, отходящий из абсорбера Т101	Хол	63	80	4	1,21		4,84	82
18.1	Подогрев колонны Т102	Хол	71	72	2,2	3,1		6,82	6,82
18.2	Испарение	Хол	72	72	2,2		1463		3218,6
19	Рафинат экстрактора поз. Т103 и водная фаза V124 в колонну Т104	Хол	36.2	69.2	1,47	4,29		6.3	207,9
20.1	Подогрев колонны Т104	Хол	104	105	1,55	4,4		6,8	6,8
20.2	Подогрев колонны Т104 испарение	Хол	105	105	1,55		2267		3513,8
21.1	Подогрев колонны Т105	Хол	95	97	5,27	2,1		11	22
21.2	Испарение	Хол	97	97	5,27		656		3457
22.1	Подогрев колонны Т106	Хол	89	90	3,88	2,1		8,15	8,15
22.2	Испарение	Хол	90	90	3,88		670		2599
23.1	Подогрев колонны Т107	Хол	80	81	1,8	2,1		3,78	3,78
23.2	Испарение	Хол	81	81	1,8		670		1206
24.1	Подогрев колонны Т108	Хол	78	79	0,43	2,1		0,9	0,9
24.2	Испарение	Хол	79	79	0,4		670		268
25.1	Подогрев колонны Т109	Хол	78	80	0,59	2,1		1,24	2,5
25.2	Испарение	Хол	80	80	0,59		676		398
26	Горячая вода в рубашки колонн	Хол	50	87	5,83	4.35		25,36	938
27	Горячая вода в рубашку Т105	Хол	87	103	1,66	4.4		1,65	117

Для определения мощности рекуперации в теплообменной системе установки, нам необходимо знать температуры технологических потоков на выходе из системы разделения процесса и выходе из системы рекуперации. Для того чтобы определить эффективность работы теплообменных аппаратов, были измерены температуры теплоносителей на каждом теплообменном аппарате (таблица 1).

На основании обследования технологической схемы, была построена сеточная диаграмма [2], были определены теплообменные связи между технологическими потоками, а также была посчитана мощность рекуперации теплоты, которая составила 207,9 кВт (рис 2).

Для определения ΔT_{min} существующего проекта в пинч-анализе используется аппарат составных кривых [3-5]. Составные кривые показывают суммарное энтальпийное изменение в системе потоков (холодных или горячих соотв.) во всех интервалах температуры.

По сеточной диаграмме исходной технологической схемы (Рис. 2) определяем мощность рекуперации тепловой энергии. Для горячих потоков - это температура крайняя слева рисунка на данном потоке и температура после крайнего правого рекуперативного теплообменника. Для холодных потоков наоборот: крайняя правая и после последнего левого рекуперативного теплообменного аппарата.

В теплообменной схеме процесса производства акриловой кислоты только один рекуперативный теплообменный аппарат [6] (рис. 2), следовательно, мощность рекуперации составит ~ 207.9 кВт.

Используя технологические данные из таблицы 1, построим на энтальпийно-температурной диаграмме горячую и холодную составные кривые выбранной системы технологических потоков, и далее разместим их таким образом, чтобы интервал перекрытия между ними составил величину в 207.9 кВт (рис. 3). Горячие утилиты отобразились на диаграмме величиной Q_{Hmin} = 15.913 МВт, а холодные утилиты, изображенные на диаграмме составных кривых, равны Q_{Cmin} = 12.332 МВт (рис. 3).

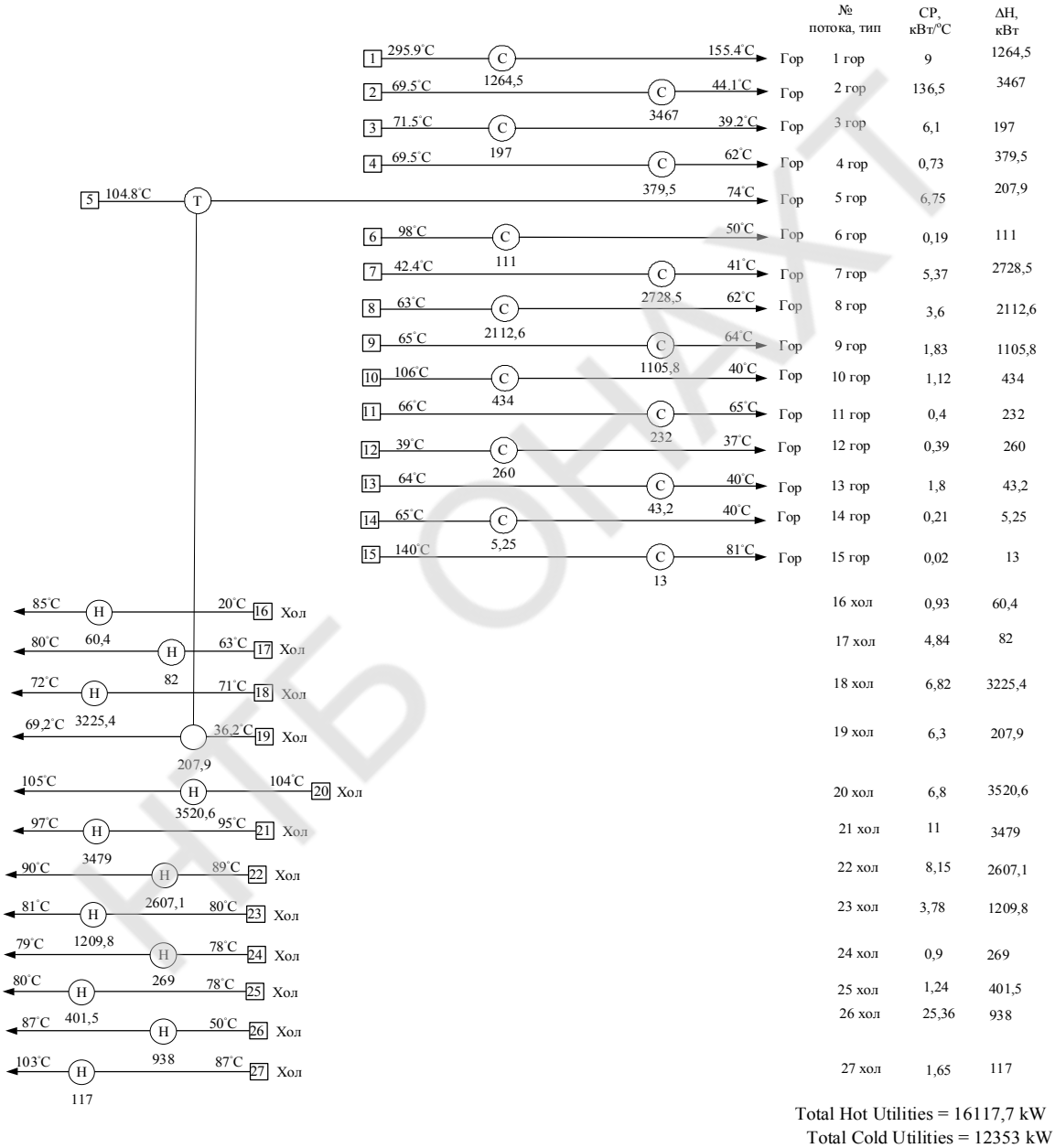
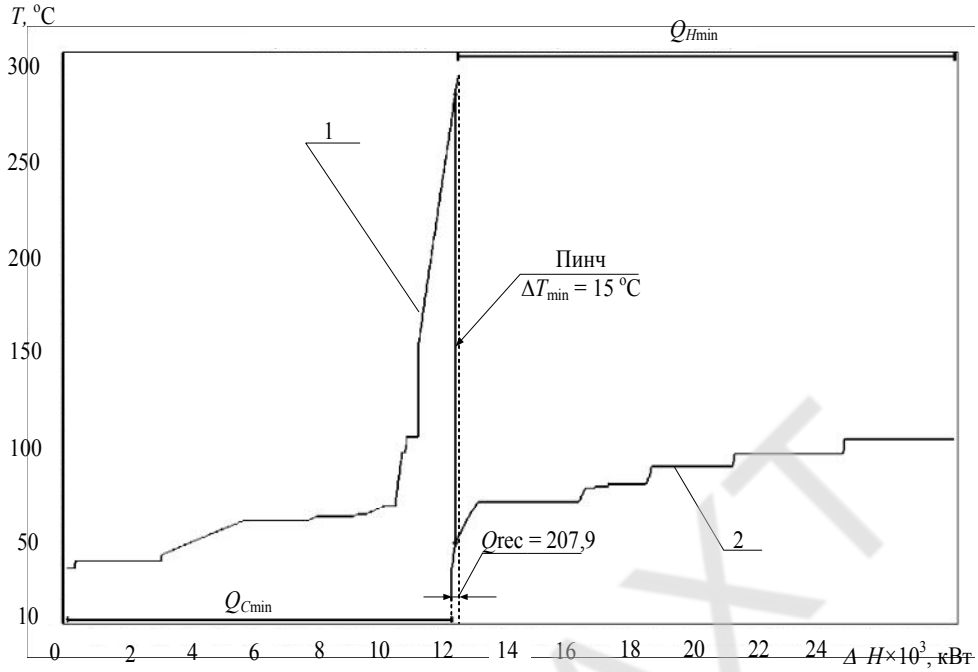


Рис. – 2 Сеточная диаграмма существующей системы теплообмена процесса синтеза акриловой кислоты. Технологические потоки 5 и 19 связаны рекуперативным теплообменником, на остальных потоках установлены утилитные теплообменные аппараты



1 – составная кривая горячих потоков; 2 – составная кривая холодных потоков. $Q_{Hmin,}$ $Q_{Cmin,}$ Q_{Rec} – потребляемая мощность горячих утилит, холодных утилит и мощность рекуперации. Q_{Hmin} =15913 кВт, Q_{Cmin} = 12332 кВт, Q_{Cmin} = 207,9 кВт

Рис. 3 – Составные кривые процесса синтеза акриловой кислоты, для существующей в настоящее время теплообменной системы

Локализация пинча [7], для действующего процесса составляет: $T_{гор}$ = 50 °С и $T_{хол}$ = 286 °С. Разность температур в области пинча равна ΔT_{min} = 236 °С.

Выводы. В результате исследования процесса производства акриловой кислоты была составлена таблица потоковых данных, которая в дальнейшем послужит основой для интеграции существующего процесса. Также, на основании обследования технологической схемы, была построена сеточная диаграмма, определены теплообменные связи между технологическими потоками, а также была посчитана мощность рекуперации теплоты, которая составила 207,9 кВт для существующего процесса. Построенная составная кривая выявила недостатки существующей теплообменной системы, которые приводят к увеличению энергопотребления. Экстракция данных процесса производства акриловой кислоты показала большой потенциал энергосбережения обследуемой установки.

Литература

1. Степанов А.В., Сульжик Н.И., Горюнов В.С. Рациональное использование сырьевых и энергетических ресурсов при переработке углеводородов.– Киев: Техника. – 1989. – 170 с
2. Смит Р., Клемеш Й., Товажнянский Л.Л., Капустенко П.А., Ульев Л.М. Основы интеграции тепловых процессов. –Харьков: ХГПУ.– 2000. – 457 с.
3. Linnhoff B., Townsend D.W., et al. User guide on process integration for the efficient use of energy. – Rugby: The Institution of Chemical Engineering. –1994. – 247 p.
4. Nordman R. New process integration methods for heat saving retrofit projects in industrial systems. Chalmers University of Technology. –Goteborg, Sweden. –2005. –77 p.
5. Капустенко П.А., Кузин А.К., Макаровский Е.Л., Товажнянский Л.Л, Ульев Л.М., Черная Е.Б.– Альтернативная энергетика и энергосбережение: современное состояние и перспективы – Харьков: ООО Издательский дом «Вокруг цвета»– 2004.–312 с.
6. Hesselgreaves J.E. Compact heat exchangers. Selection, design and operation. Amsterdam: Elsevier – 2001. – 417p.
7. Kemp I. Pinch Analysis and Process Integration (Second edition) – Amsterdam: Elsevier – 2007. – 396p.

УДК 547.53

ЭКСТРАКЦИЯ ДАННЫХ ДЛЯ ПИНЧ-АНАЛИЗА ПРОЦЕССОВ ВЫДЕЛЕНИЯ БЕНЗОЛ-ТОЛУОЛ-КСИЛОЛЬНОЙ ФРАКЦИИ И ГИДРОДЕАЛКИЛАТА В ПРОИЗВОДСТВЕ БЕНЗОЛА

Ульев Л.М., д-р техн. наук, проф.,
Яценко О.А., аспірантка
Ильченко М.В., аспірантка
Национальный технический университет «Харьковский политехнический институт», г. Харьков

В работе выполнена экстракция данных для процесса производства бензола. Исследована технологическая схема установки производства бензола, выделены потоки, принимающие участие в получении бензол-толуол-ксилольной фракции и гидродеалкилата. Определены коэффициенты теплоотдачи, разработана сеточная диаграмма существующего процесса.

Data extraction for process benzene production was performed. The technological scheme of installation of benzene was investigated, the flows involved in the preparation of benzene-toluene-xylene fractions and gidrodealkilate was highlighted. The coefficients of heat transfer was determined; the grid diagram of the existing process was made.

Ключевые слова: установка, экстракция, БТК-фракция, гидродеалкилат, сеточная диаграмма.

Введение. При современных темпах развития человечества крупнейшими потребителями природных ресурсов становятся предприятия химической и нефтехимической промышленности. С каждым годом возрастает потребность в сырьевой базе для производства нефтепродуктов. Сейчас значительно повысилось потребление продуктов переработки бензол-толуол-ксилольной фракции и в частности потребление бензола.

Бензол входит в состав бензина, широко применяется в промышленности, является исходным сырьём для производства лекарств, различных пластмасс, синтетической резины, красителей. Хотя бензол входит в состав сырой нефти, в промышленных масштабах он синтезируется из других её компонентов.

Одним из способов производства бензола является метод гидродеалкилирования толуола, побочного продукта каталитического риформинга. Следует отметить, что выход бензола на установке гидродеалкилирования достигает 96-98 % [1].

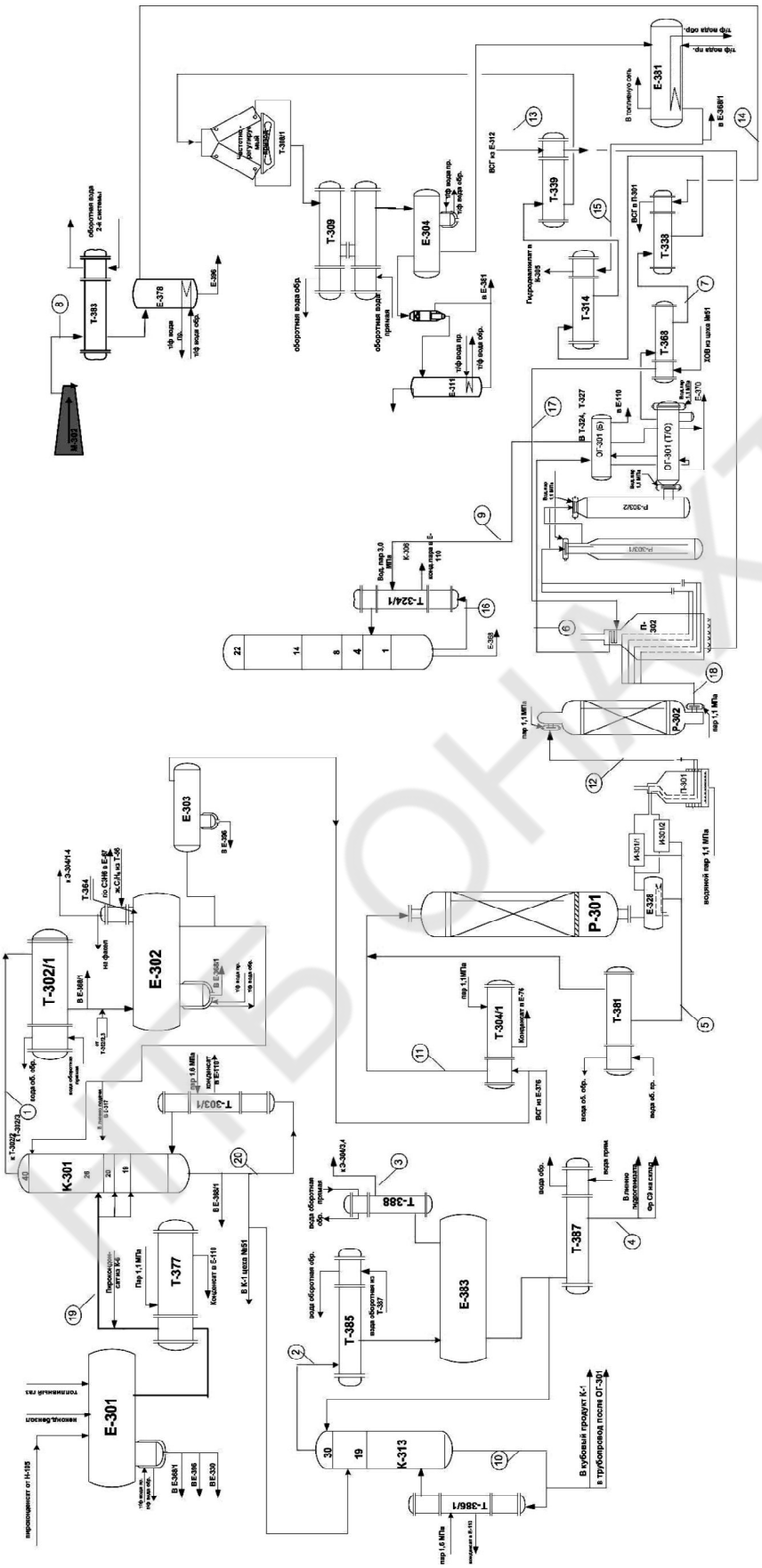
Обеспечить рациональное потребление ресурсов и сократить вредное воздействие химических производств можно на основе всестороннего анализа и оптимизации составляющих их химико-технологических систем. Одним из методов, который позволяет достичь всех этих целей является пинч-анализ [2]. При модернизации существующих производств методы пинч-технологии позволяют максимально использовать уже установленное оборудование, а в новых рабочих сетях снижают инвестиции в проектировочный и строительный процессы.

Описание технологической схемы. Сырьем для получения бензола является бензол- толуол- ксилольная фракция (БТК-фракция), которая выделяется из пироконденсата в ректификационной колонне К-301. Пироконденсат из депентанизатора цеха газоразделения подается в сырьевую емкость (рис. 1).

Пироконденсат из емкости через подогреватель Т-377 подается в колонну К-301. Температура питания К-301 регулируется подачей пара. Ректификация пироконденсата в колонне К-301 производится под вакуумом с целью поддержания температуры куба не выше 180^{o}С во избежание полимеризации непредельных углеводородов. Пары БТК-фракции с верха колонны К-301 частично конденсируются в параллельно работающих дефлегматорах Т-302/1-3 и поступают во флегмовую емкость.

Отходящие газы с верха конденсатора Т-364 поступают к эжекторным модулям. Жидкая фаза подается в колонну К-301 в качестве флегмы. Теплообмен в колонне выделения БТК-фракции осуществляется путем циркуляции кубовой жидкости колонны К-301 через кипятильник Т-303.

БТК-фракция откачивается на первую ступень гидрирования. Кубовый продукт колонны выделения БТК-фракции К-301 подается в колонну К-313. Ректификация в колонне К-313 производится под вакуумом с целью поддержания температуры куба не выше 170^{o}С во избежание полимеризации непредельных углеводородов.



П-301, П-302 – печи; К-301, К-313, К-306 – ректификационные колонны; И-301/1,2 – смесители;
Р-301, Р-302 – реакторы гидрирования I и II ступени; Р-303/1,2 – реактор гидродеалкилирования и гидрокрекинга;
М-302 – компрессор; Т – кожух трубчатые теплообменники; ОГ – охладитель газов; Е – емкости;

Рис. 1 – Технологическая схема процессов выделения бензол-толуол-ксилольной фракции и гидродеалкилата на установке производства бензола

Пары фракции C_9 с верха колонны К-313 частично конденсируются в дефлегматоре Т-385 и поступает во флегмовую емкость. Газовая фаза углеводородов из флегмовой емкости дополнительно конденсируется в конденсаторе Т-388 и жидкость стекает в емкость. Отходящие газы из обратного конденсатора Т-388 поступают к эжекторным модулям. Жидкая фаза подается в колонну К-313 в качестве флегмы. Теплообмен в колонне К-313 осуществляется путем циркуляции кубовой жидкости колонны К-313 через кипятильник Т-386.

БТК-фракция после коагулятора смешивается с водородсодержащим газом (ВСГ) от компрессора М-302 и поступает через подогреватель Т-304 в реактор гидрирования БТК-фракции I ступени Р-301. В качестве теплоносителя в Т-304 используется водяной пар. В реакторе Р-301 на осерненном палладиевом катализаторе осуществляется жидкофазное гидрирование диеновых и частично олефиновых соединений БТК - фракции.

Гидрогенизат I ступени с низа реактора Р-301 поступает в сепаратор. Постоянство разницы температур по реактору обеспечивается за счет возврата части жидкого гидрогенизата из сепаратора через водяной холодильник Т-381 на вход в реактор Р-301.

Жидкий гидрогенизат из сепаратора подается в смесители И-301/1,2. Смесь гидрогенизата I ступени и ВСГ из смесителей И-301/1,2 подогревается в печи П-301, и поступает в реактор гидрирования II ступени Р-302. В реакторе Р-302 на алюмокобальтмолибденовом катализаторе осуществляется парофазное гидрирование оставшихся олефиновых соединений и гидрообессеривание гидрогенизата I ступени.

Смесь ВСГ, ароматического рецикла и гидрогенизата II ступени подогревается в печи П-302 и поступает в реактор Р-303/1. Реактор Р-303/1 предназначен для проведения реакций гидродеалкилирования ароматических углеводородов и гидрокрекинга неароматических углеводородов. Поток с верха реактора Р-303/1 поступает в реактор Р-303/2. В нем процесс доводится до удовлетворительной степени конверсии алкилбензолов в бензол и завершается гидрокрекинг незначительных количеств неароматических углеводородов.

Гидродеалкилат из реактора Р-303/2 поступает в охладитель газов ОГ-301 и далее направляется в Т-368. Гидродеалкилат из теплообменника Т-368 проходит последовательно теплообменники Т-338, где подогревает водородную фракцию поступающую в П-301; Т-314, где подогревает питание стабилизационной колонны К-305; Т-339, где подогревает ВСГ от компрессора М-301 для узла гидрокрекинга и гидродеалкилирования.

Гидродеалкилат из теплообменника Т-339 охлаждается в воздушном и водяном холодильниках Т-308 и Т-309, и поступает в сепаратор. Газовая фаза с верха сепаратора направляется на узел компримирования водородсодержащего газа и частично поступает в теплообменник Т-339. Гидродеалкилат в жидкой фазе из сепаратора поступает в сепаратор низкого давления.

Водородная фракция с компрессора М-302 проходит водяной холодильник Т-383 и поступает в сепаратор, откуда подается в реактора гидрирования Р-301, Р-302.

Экстракция данных. Для анализа данных энергопотребления и структуры теплообменной сети необходимо выделить технологические потоки, принимающие участие в теплообмене, а так же потоки, которые могут быть включены в тепловую интеграцию.

В результате обследования установки были получены следующие данные:

Пироконденсат. Следует из сырьевой емкости через подогреватель в колонну К-301. $T_{нач}$=126 °С, $T_{кон}$=135°С, расход – 30.59 т/ч.

Пары БТК-фракции. Выходят с верха колонны К-301, частично конденсируются в дефлегматорах и поступают во флегмовую емкость. $T_{нач}$=67.1°С, $T_{кон}$=27°С, расход – 23.84 т/ч.

Кубовая жидкость К-301. Выходит снизу колонны К-301, нагревается в кипятильнике и поступает назад в колонну. $T_{нач}$=146°С, $T_{кон}$=159°С, расход – 90.95 т/ч.

Пары фракции C_9. Выходят с верха колонны К-313, частично конденсируются в дефлегматоре и поступают во флегмовую емкость. $T_{нач}$=126°С, $T_{кон}$=96°С, расход – 2.51 т/ч.

Кубовая жидкость К-313. Выходит снизу колонны, нагревается в кипятильнике и поступает назад в колонну. $T_{нач}$=133°С, $T_{кон}$=145°С, расход – 37.41 т/ч.

Газовая фаза углеводородов из Е-383. Выходят из емкости, дополнительно конденсируются и из обратного конденсатора поступают к эжекторным модулям. $T_{нач}$=96°С, $T_{кон}$=30°С, расход – 0.58 т/ч.

Фракция C_9. Выходит из емкости, охлаждается и поступает в линию гидрогенизата. $T_{нач}$=90 °С, $T_{кон}$=30°С, расход – 1.1 т/ч.

ВСГ в Р-301. БТК-фракция после коагулятора смешивается с ВСГ от компрессора М-302, через подогреватель поступает в реактор гидрирования I ступени Р-301. $T_{нач}$= 20°С, $T_{кон}$=41°С, расход – 91.75т/ч.

Рецикловый гидрогенизат. Выходит с низа реактора Р-301, поступает в сепаратор, частично охлаждается в водяном холодильнике и возвращается назад в реактор. $T_{нач}$=146 °С, $T_{кон}$=159°С, расход – 90.95 т/ч.

Гидрогенизат. Смесь гидрогенизата I ступени и ВСГ, подогревается в печи и поступает в реактор гидрирования II ступени Р-302. $T_{нач}$=130°С, $T_{кон}$=278°С, расход –15.38 т/ч.

Гидрогенизат II-й ступени. Смесь ВСГ, ароматического рецикла и гидрогенизата II-й ступени, после Р-302, подогревается в печи и поступает в реактор Р-303/1. $T_{нач}$=270°С, $T_{кон}$=565°С, расход – 15.01 т/ч.

Охлаждение газов из П-302. Гидродеалкинат из реактора Р-302 поступает в охладитель газов и далее следует в блок охлаждения продуктов гидротермопереработки. $T_{нач}$=680 °С, $T_{кон}$=163°С, расход – 11.02 т/ч.

Гидродеалкинат. Выходит из охладителя газов, проходит серию рекуперативных и утилитных теплообменников, и направляется в сепаратор. $T_{нач}$=220°С, $T_{кон}$=35°С, расход – 23.12 т/ч.

ХОВ из цеха 51. Выходит из цеха пиролиза, подогревается и поступает в сепаратор охладителя газов. $T_{нач}$=142°С, $T_{кон}$=161,6°С, расход – 26.3 т/ч.

Пар из ОГ. Выходит из сепаратора, охлаждается и выводится в емкость. $T_{нач}$=215°С, $T_{кон}$=215°С, расход – 2.55 т/ч.

Гидродеалкинат в К-305. Выходит из сепаратора, подогревается в теплообменнике и поступает на питание колонны стабилизации К-305. $T_{нач}$=16°С, $T_{кон}$=46.8°С, расход – 8.96 т/ч.

Кубовая жидкость К-306. Выходит снизу колонны К-306, нагревается в кипятильниках и поступает назад в колонну. $T_{нач}$=192°С, $T_{кон}$=211°С, расход – 93.78 т/ч.

ВСГ из М-302. Проходит компрессор М-302, охлаждается в водяном холодильнике и поступает в сепаратор. $T_{нач}$=142°С, $T_{кон}$=161,6°С, расход – 26.3 т/ч.

ВСГ из Е-312. Выходит из емкости, нагревается и поступает на узел гидродеалкилирования. $T_{нач}$=52°С, $T_{кон}$=104°С, расход – 12.1 т/ч.

ВСГ из Е-378. Выходит из емкости, нагревается и подается в реактора гидрирования Р-301, Р-302. $T_{нач}$=32°С, $T_{кон}$=62.2°С, расход – 21.86 т/ч.

Используя результаты изучения технологической схемы, регламента установки, справочной литературы составляется таблица потоковых данных (табл. 1), которые необходимы для определения тепловой мощности, потребляемой установкой на процессы выделение БТК-фракции и гидродеалкилата [3, 4].

Таблица 1 – Характеристика технологических потоков процессов выделения БТК-фракции и гидродеалкилата

№	Название потока	Тип	TS, °С	TT, °С	G, т/ч	С, кДж/(кг·°С)	СР, кВт/°С	r, кДж/кг	α, кВт/м^{2}К	dH, кВт
1	Пары БТК-фракции из К-301	гор	67,1	27	23.84	1,695	11,225		0,764	450,11
2	Пары фракции С9 из К-313	гор	126	96	2.5	6,933	4,832		0,764	144,47
3	Газовая фаза углеводородов из Е-383	гор	96	30	0.58	2,700	0,435		0,764	28,71
4	Фракция С9	гор	90	30	1.11	2,385	0,735		0,142	44,29
5	Рецикловый гидрогенизат	гор	146	41	2.76	2,342	1,801		0,714	189,11
6	Охлаждение газов из П-302	гор	680	163	11.02	2,300	7,043		0,467	3 641,29
7	Гидродеалкинат	гор	220	35	23.12	2,119	13,605		0,544	2 517,01
8	ВСГ из М-302	гор	65	32	21.86	11,094	67,365		0,484	2 223,05
9	Пар из Ог	гор	215	215	2.55			1924	0,818	1 364,97
10	Кубовая жидкость К-313	хол	133	145	37.41	2,555	26,557		0,173	324,00
11	ВСГ в Р-301	хол	20	41	91.75	4,705	119,912		0,818	2 506,16
12	Гидрогенизат	хол	130	278	15.38	2,142	9,156		0,818	1 355,07
13	Жидкость К-302	хол	52	104	12.10	11,21	37,695		0,5	1 960,13
14	ВСГ из Е-378	хол	32	141	21.86	2,725	16,547		0,375	1 795,33
15	Гидродеалкилат в К-305	хол	16	112	8.96	3,585	8,926		0,5	856,86

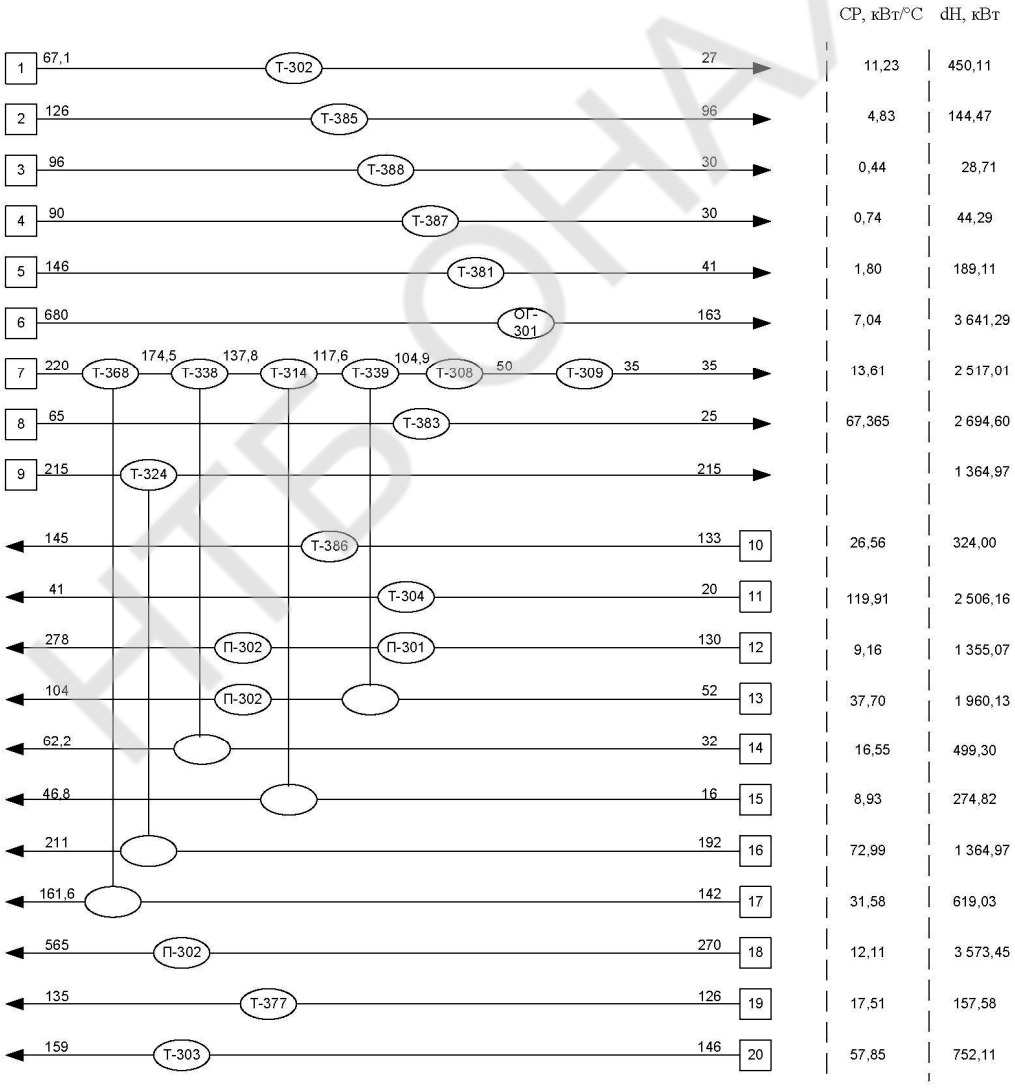
16	Кубовая жидкость К-306	хол	192	211	93.78	2,802	72,993		0,818	1 364,97
17	ХОВ из цеха	хол	142	166	26.30	4,322	31,575		0,714	764,11
18	Гидрогенизат 2й ст	хол	270	565	15.01	2,905	12,113		0,818	3 573,45
19	Пироконденсат	хол	126	135	30.59	2,061	17,509		0,173	157,58
20	Кубовая жидкость К-301	хол	146	159	90.95	2,290	57,854		0,173	752,11

В целом, в распоряжении имеется 9 горячих технологических потоков и 11 холодных потоков с определенными потоковыми данными.

Анализ существующей теплообменной сети. Используя полученные технологические потоковые данные, построим популяцию горячих и холодных потоков на сеточной диаграмме существующего процесса (рис. 2) .

По измеренным температурам технологических потоков и их потоковыми теплоемкостями определяем мощность каждого из рекуперативных теплообменников [5].

На сеточной диаграмме были построены теплообменные связи между технологическими потоками, а также была определена мощность рекуперации, которая составила 2 930,90 кВт.



Т – теплообменные аппараты; П – печи; ОГ – охладитель газов;
СР– потоковая теплоемкость, кВт/К; ΔН– изменения потоковой энтальпии, кВт

Рис. 2 – Сеточная диаграмма существующего в настоящее время теплоэнергетической системы процессов выделения БТК-фракции и гидродеалкилата

Выводы. Исследовав процессы выделения БТК-фракции и гидродеалкилата на установке производства бензола, были получены необходимые потоковые данные, систематизированы и внесены в таблицу. С помощью сеточной диаграммы было рассчитано количество горячих 10455,72 кВт и холодных 8 143,66 кВт утилит, потребляемые процессом и существующую 2 930,90 кВт рекуперацию тепловой энергии. Результаты данной работы можно использовать для анализа энергосберегающего потенциала и реконструкции существующего процесса.

Литература

1. Бардик Доналд Л., Леффлер Уильям Л. Нефтехимия. – М.: ЗАО «Олимп – Бизнес». – 2001. – 416 с.
2. Смит Р. Основы интеграции тепловых процессов. Харьков. НТУ «ХПИ» / Р. Смит, Й. Клемеш, Л.Л. Товажнянский, П.А. Капустенко, Л.М Ульев. – Харьков: НТУ «ХПИ». – 2000. – 457 с.
3. Linnhoff B., Townsend D.W., et al. User guide on process integration for the efficient use of energy. – Rugby:The Institution of Chemical Engineering. –1994. – 247 p.
4. Капустенко П.А., Кузин А.К, Макаровский Е.Л., Товажнянский Л.Л., Ульев Л.М., Черная Е.Б. Альтернативная энергетика и энергосбережение: современное состояние и перспективы. – Харьков: Вокруг цвета. – 2004. – 312 с.
5. Методичні вказівки для вивчення учбових матеріалів по розділу «Вступ до пінч-аналізу» за курсом «Вступ до спеціальності» для студентів хіміко-технологічних спеціальностей усіх форм навчання / Уклад. Товажнянський Л.Л., Ульєв Л.М. – Харків: НТУ «ХПІ». – 2010. – 40 с.

УДК 658.26:665.63:338.45

ЕКСТРАКЦІЯ ДАНИХ ПРОЦЕСУ АТМОСФЕРНОЇ ПЕРЕГОНКИ НАФТИ З БЛОКОМ ЕЛЗУ НА АВТ-А12/6

Ульєв Л.М., д-р техн. наук, проф.,
Хіміч О.І., аспирант,
Каніщев М.В., здобувач
Національний технічний університет
«Харківський політехничний інститут», м. Харків

Представлена робота присвячена вивченню процесу первинної переробки нафти, визначенню енерговитрат за схемою, що існує , визначення потоків, які будуть використані під час теплової інтеграції процесу.

Presented work is dedicated to study of the process of primary oil refining, determination heat exchange on existing scheme, defined streams that will be used during thermal integration process.

Ключові слова: ректифікація, переробка нафти, система потоків, теплообмін, пінч–аналіз, інтеграція, сіткова діаграма.

Постановка проблеми

У зв'язку з постійним подорожчанням енергоносіїв, зв'язаному з майбутнім повним їх вичерпанням, не викликає сумнівів необхідність раціонального використання енергоресурсів, особливо в такій енергоємній галузі, як хімічна та нафтохімічна промисловість [1].

Нафтопереробні заводи (НПЗ) є найбільшим споживачем паливно-енергетичних ресурсів, в тому числі котельно-пічного палива, теплової та електричної енергії. Ефективність, раціональність їх використання в процесах переробки нафти визначається ефективністю роботи технологічного обладнання заводу. Однак технологічні установки діючих НПЗ - це, в основному, великотоннажні потужності, побудовані в більшості випадків багато років тому і не відповідають сучасним вимогам по якості продукції, безпеки, рівню автоматизації управління процесами і т. д.

Для того, щоб задовольнити сучасним вимогам існуючі установки переробки нафти піддаються реконструкції [2]. У ході такої реконструкції капіталовкладення в нове обладнання повинні бути мінімальні. Це можна здійснити шляхом найбільш повного використання вже існуючого обладнання.

Одним із таких методів оптимізації є метод пінч аналіз. Пінч-аналіз використовується для визначення цільових значень вартості енергії , яка споживається хіміко-технологічною системою (ХТС) і необхідних інвестицій у створення теплообмінної системи, яка і виконує енергозбережну функцію [3]. Застосування пінч-методу дозволяє домогтися істотної фінансової економії за рахунок мінімізації використання зовнішніх енергоносіїв шляхом максимального застосування рекуперації теплоти в рамках розглянутої енерготехнологічної системи. При цьому даний метод дозволяє мінімізувати теплообмінну поверхню і кількість теплообмінних одиниць, оптимізувати перепад тиску в мережі та розміщення силових установок, мінімізувати кількість стічних вод і емісію вуглекислого газу.[4]

Опис технологічного процесу і технологічної схеми установки. Комбінована установка ЕЛЗУ АВТ-А12/6 призначена для знесолення та зневоднення сирої нафти, атмосферної перегонки знесоленої нафти, вакуумної перегонки мазуту, стабілізації та вторинної перегонки бензину з метою отримання сировини для установок (каталітичного риформінгу ЛЧ-35-11/600, Л-35-11/300, гідроочищення дизельних палив і гасу Л-24-6, виробництва бітуму) і отримання компонентів товарних нафтопродуктів (бензину, дизельного палива, мазуту, вакуумного газойлю).

Проектна потужність установки 6,0 млн. тонн нафти на рік. Рік введення в експлуатацію - 1988. Екстракція даних для подальшого використання пінч-технологій була проведена для двох блоків установки, а саме блоку електрознесолення і зневоднення нафти та блоку атмосферної перегонки знесоленої нафти.

Сира нафта з резервуарів Р-1/1, Р-2/1 "Бази нафт" за двома трубопроводами, які об'єднуються в один трубопровід перед установкою ЕЛЗУ-АВТ-А12/6, надходить на прийом сировинних насосів Н-1/1,2,3. З сирої нафти на блоці знесолення видаляються хлористі солі, вода і механічні домішки (рис.1). Далі нафту двома паралельними потоками для нагріву направляється в теплообмінники:- Перший потік проходить трубне простір теплообмінників Т-1 / 1,2, Т-3, де за рахунок регенерації тепла верхнього циркуляційного зрошення колони К-10 (Т-1 / 1,2), фракції (350-420) °С (Т -3). Другий потік проходить трубне простір теплообмінників Т-2/1, Т-4/1, Т-2/2, Т-4/2, де за рахунок регенерації тепла першого циркуляційного зрошення колони К-2, гудрону або мазуту (Т- 2/1, 2), другого циркуляційного зрошення колони К-2 (Т- 4/1,2). Для підвищення ефективності знесолення нафти перед першою і другою ступенями електродегідраторов подається вода з ємності Е-20. Далі нафту чотирма паралельними потоками

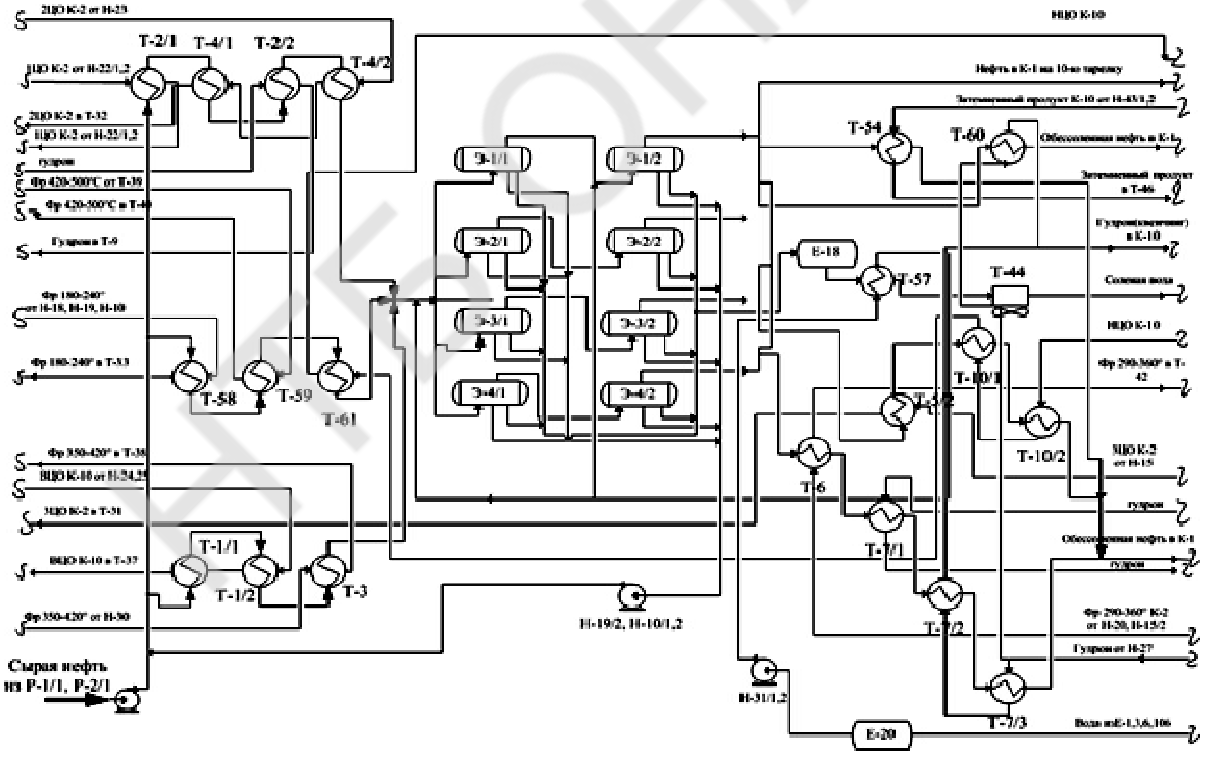


Рис. 1 – Схема блоку ЕЛЗУ

У колоні попереднього випаровування К-1 відбувається випаровування легкокиплячих фракцій - газу, бензину та води. З верху колони К-1 легкокіпящі фракції, через повітряні конденсатори-холодильники Т-15 / 1,2,3,4 надходять в компаблок-холодильника Т-15/5, де охолоджуються і конденсуються, потім надходять в ємність Е-1. В атмосферній колоні К-2 відбувається випаровування легкокиплячих фракцій.

З верху колони К-2 головний погон в паровій фазі надходить в повітряні холодильники-конденсатори Т-17 / 1,2,3,4, Т-19/1.2, потім надходить у компаблок-холодильника Т-17/5 де, охолоджується, конденсується і надходить у ємність Е-3. З атмосферної колони К-2 здійснюється виведення чотирьох фракцій у вигляді бічних погонів: фракція (120-180)°С (прямогонний бензин, компонент сировини каталітичного риформінгу); фракція (180-240)°С (дизельна фракція, компонент сировини установки гідроочищення); фракція (240-290)°С (дизельна фракція, компонент сировини установки гідроочищення); фракція (290-360)°С (дизельна фракція, компонент сировини гідроочищення, дизельного і пічного палива). Фракції (120-180) °С, (180-240) °С, (240-290) °С надходять у відповідні колони-стріппінг К-6, К-7, К-9.

З верху колони К-6 легкі фракції і водяна пара виводяться в колону К-2 під10-у тарілку. Дизельна фракція (180-240)°С виводиться з 21-23-й тарілок колони К-2 на першу тарілку колони К-7. З низу колони К-7 фракція (180-240)°С насосами прокачується через водяний холодильник Т-27, де нагріває теплофікаційну воду, повітряний холодильник Т-33, водяний холодильник Т-24, де охолоджується і виводиться з установки. Фракція (240-290)°С виводиться з 31-28-й тарілок колони К-2 на першу тарілку колони К-9. З низу колони К-9 фракція (240-290)°С насосами Н-18, Н-19 / 1,2 прокачується через теплообмінники Т-12, Т-11, де нагріває нестабільний бензин, що надходить у колону К-8, через повітряний холодильник АВО Т-34, через компаблок-холодильник Т-34/1, де охолоджується і виводиться з установки.

З низу колони К-2 залишок атмосферної перегонки (мазут) забирається насосом Н-21 / 1,2,3 і надходить на блок вакуумної перегонки (рис. 2).

Виділення технологічних потоків для визначення енергозберігаючого потенціалу установки АВТ-А12/6 та визначення енергозберігаючого потенціалу для процесу, що існує

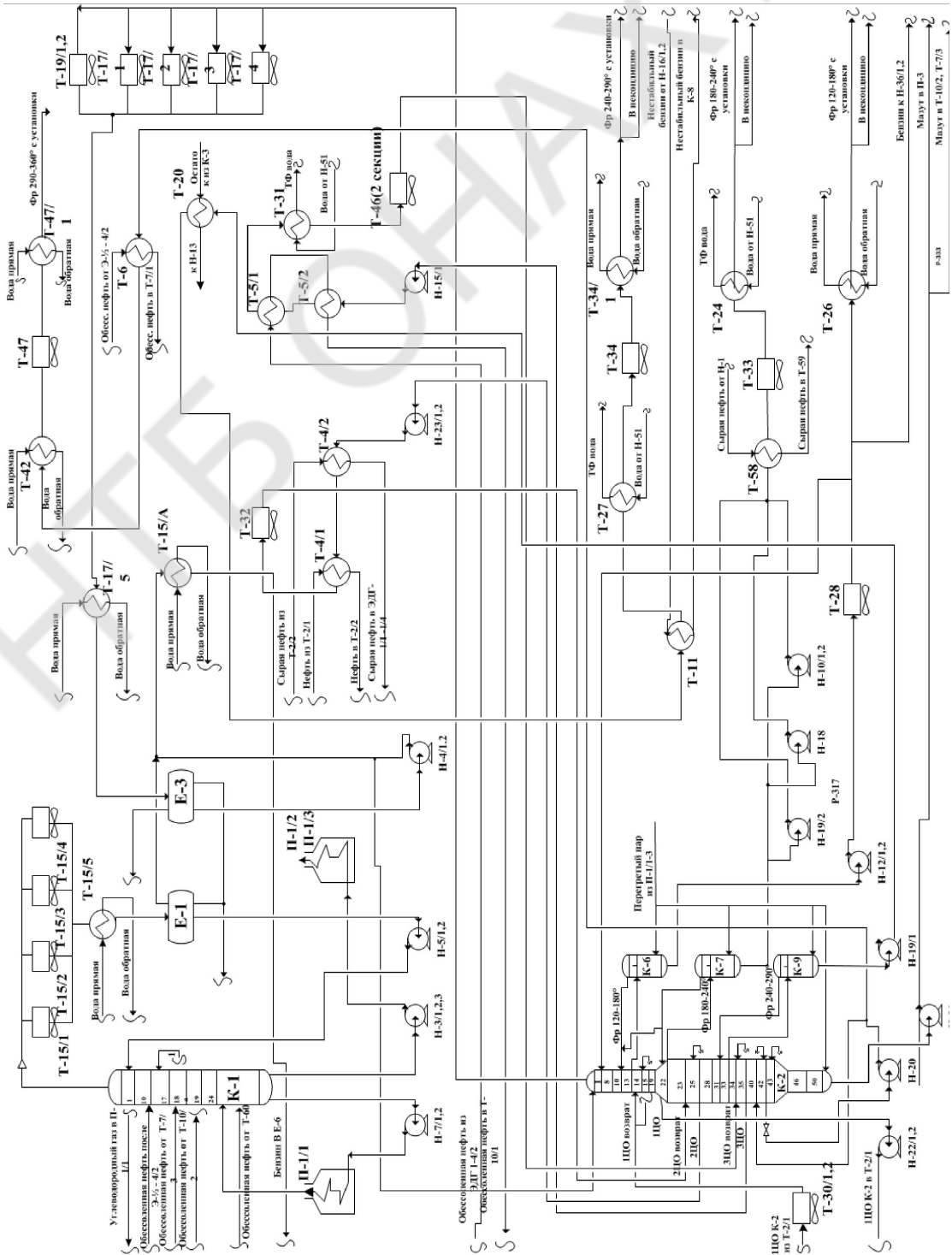


Рис. 2 – Атмосферний блок установки АВТ-А12/6

НТБ ОНАХТ

Виділення технологічних потоків для визначення енергозберігаючого потенціалу установки АВТ-А12/6 та визначення енергозберігаючого потенціалу для процесу, що існує.

Збір даних, необхідних для розрахунку матеріального і теплового балансів, здійснювався шляхом прямих вимірювань температур і витрат потоків на устаткуванні за допомогою витратомірів, стаціонарних і переносних термометрів . В ході такого обстеження установки були отримані дані, приведені нижче (табл. 1). В інтеграції приймають участь 28 потоків, 19 гарячих та 9 холодних потоків.

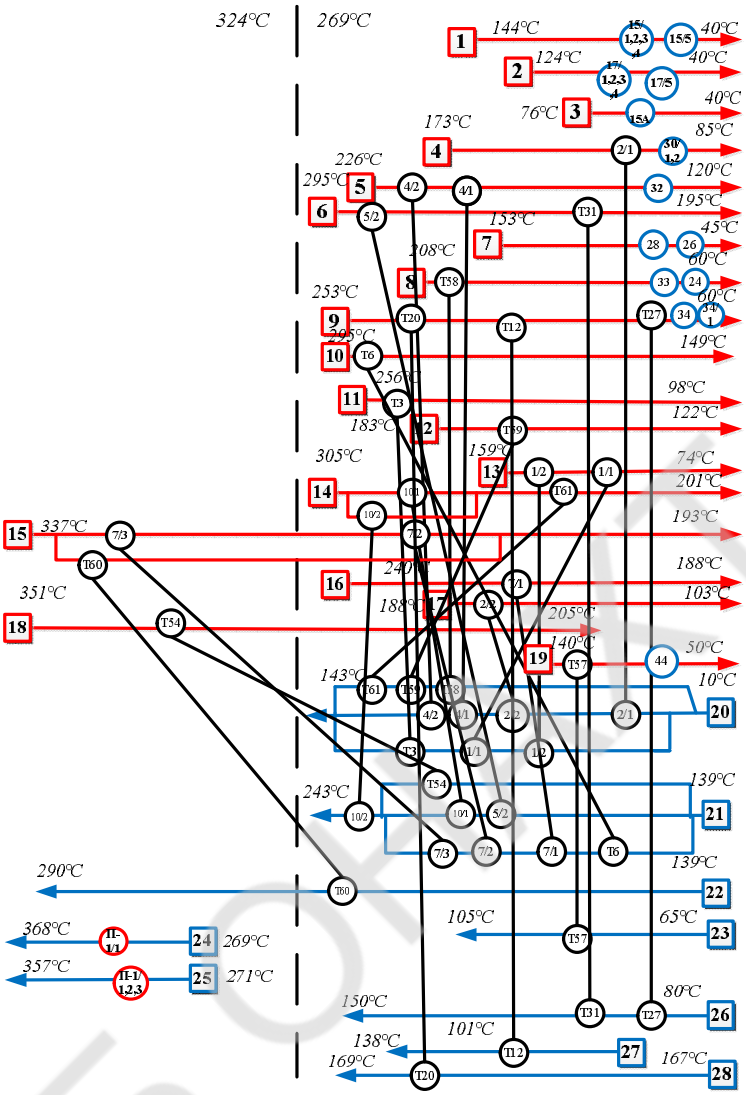
Таблиця 1 - Система потоків для аналізу енергоспоживання установки

№	Назва потоку	Тип	T_S, ºС	T_T, ºС	М, кг/с	С,кДж/(кг·К)	r, Дж/кг	CP, кВт/К	Н,кВт
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
1	Верх К-1 конденсація	Г	144	144	43,19		310,06	13391,	13391,5
	Охолодження конд. К-1	Г	144	60	43,19	2,217		95,8	8014,5
2	Верх К-2 конденсація	Г	124	124	31,51		310,06	9770,0	9770,0
	Охолодження конд. К-2	Г	124	40	31,51	2,217		69,9	5875,0
3	Балансовий надлишок бензину колон К-1 і К-2	Г	76	40	31,23	2,379		74,3	2674,7
4	1 ЦО К-2	Г	173	85	46,53	2,315		107,7	9436,0
5	2 ЦО К-2	Г	226	120	69,44	2,439		169,4	17884,9
6	3 ЦО К-2	Г	295	195	38,89	2,564		99,7	9961,4
7	Фр. 120-180ºС	Г	153	110	15,27	2,183		33,3	1436,7
8	Фр. 180-240ºС	Г	208	60	21,25	2,227		47,3	6989,7
9	Фр. 240-290ºС	Г	253	60	22,22	2,414		53,6	10363,1
10	Фр. 290-360ºС	Г	295	149	24,44	2,557		62,5	9180,2
11	Фр. 350-420ºС	Г	256	98	25,00	2,621		65,5	10339,8
12	Фр. 420-500ºС	Г	183	122	27,75	2,520		69,9	4251,7
13	ВЦО К-10	Г	159	74	61,60	2,500		154,0	13074,6
14	НЦО К-10	Г	305	201	97,19	2,417		234,9	24453,9
15	Гудрон 1	Г	337	193	76,04	2,552		194,1	27943,8
16	Гудрон 2	Г	240	188	36,94	2,552		94,3	4930,4
17	Гудрон 3	Г	188	103	22,70	2,552		57,9	4883,5
18	Затемнений продукт	Г	351	205	3,68	2,782		10,2	1498,8
19	Солевой раствор	Г	140	50	7,19	4,190		30,1	2696,3
20	Нафта до ЕД	Х	10	143	232,2	2,051		476,2	63096,7
21	Нафта після ЕД	Х	139	243	184,8	2,485		459,0	47739,0
22	Нафта після ЕД	Х	139	290	27,76	2,485		69,0	10409,6
23	Вода на ЕЛЗУ	Х	65	105	6,94	4,190		29,1	1163,1
24	Гаряча струя К-1	Х	269	368	51,60	2,796		144,3	14182,1
25	Гаряча струя К-2	Х	271	357	206,0	2,921		601,7	51868,8
26	ТО вода	Х	80	150	27,78	4,190		116,4	8194,4
27	Нестабільный бензин	Х	101	138	31,23	3,010		94,0	3440,5
28	Перетік з К-3 в К-4	Х	167	169	25,55	2,930		74,9	149,7

Використовуючи дані, отримані при обстеженні установки, будуємо сітковий діаграму процесу первинної переробки нафти, як показано на рисунку 3

Після визначення та підсумовування теплових навантажень усіх теплообмінних апаратів отримано потужність рекуперації 135 557 кВт.

Далі на підставі отриманих даних буде запропонована модернізація існуючого виробництва, що дозволить максимально використовувати вже встановлене обладнання , але в нових робочих мережах, що знижує інвестиції в реконструкцію.



1 19 – гарячі потоки, 20-28 – холодні потоки

Рис. 3 – Сіткова діаграма для процесу, що існує (з лінією пінча)

Висновок

В ході екстракції даних була отримана необхідна інформація, яка в подальшому буде використана для застосування пінч технологій на установці атмосферної перегонки з блоком ЕЛЗУ на АВТ-А12/6.

Література

1. Товажнянский Л.Л., Капустенко П.А., Ульев Л.М., Болдырев С.А., Арсеньева О.П., Тарновский М.В. Интеграция тепловых процессов на установке первичной переработки нефти АВТ А12/2 при работе в зимнее время // Теорет. основы хим. технологии. – 2009. –Т. 43, –№6. –С. 665–676.
2. Мешалкин В.П., Товажнянский Л.Л., Ульев Л.М., Мельниковская Л.А., Ходченко С.М. Энергоэффективная реконструкция установки нефтепереработки на основе пинч-анализа с учетом внешних потерь // Теорет. основы хим. технологии. –2012. –Т. 46, –№5. –С. 491–500.
3. Капустенко П.А., Кузин А.К., Макаровский Е.Л., Товажнянский Л.Л., Ульев Л.М., Черная Е.Б. Альтернативная энергетика и энергосбережение: современное состояние и перспективы. – Харьков: ООО Издательский дом «Вокруг цвета». – 2004.–312 с.
4. Смит Р., Клемеш Й., Товажнянский Л.Л., Капустенко П.А., Ульев Л.М. Основы интеграции тепловых процессов: Харьков: НТУ “ХПИ”. – 2000.– 457 с.

УДК 612.461.2

ТЕПЛОЭНЕРГЕТИЧЕСКАЯ ИНТЕГРАЦИЯ ПРОЦЕССА ПРОИЗВОДСТВА КАРБАМИДА НА АГРЕГАТЕ АК-70

Ульев Л.М., д-р техн. наук, проф.,
Яценко О.А., аспирантка
Национально технический университет «Харьковский политехнический институт»,
г. Харьков

В работе выполнена пинч-интеграция процесса производства гранулированного карбамида. С помощью методов пинч-проектирования построена сеточная диаграмма предложенного проекта рекуперации тепловой энергии. На основе сеточной диаграммы системы рекуперации предложена энерготехнологическая схема процесса гранулированного карбамида, в которой мощность рекуперативной энергии увеличена в полтора раза.

Pinch-integration of the process granulated urea was made in the paper. With the help of pinch-design methods was built the grid diagram for proposal heat energy recuperation system. Power technology scheme for process of granulated urea was proposed on basis of grid diagram. This design allows increase of recuperation capacity more then 1.5 times.

Ключевые слова: химико-технологическая система (ХТС), энергосбережение, пинч-анализ, сеточная диаграмма.

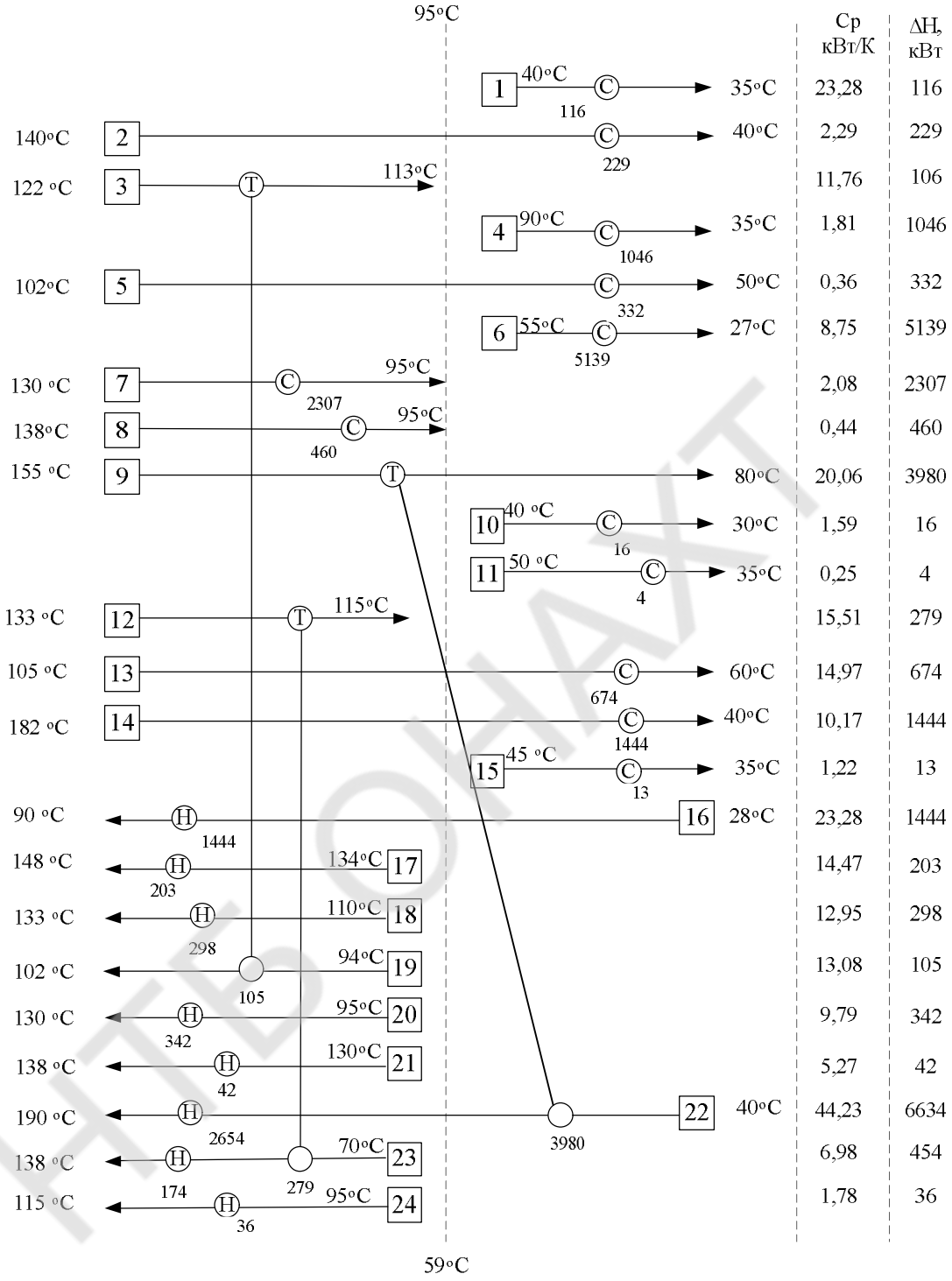
Введение. В третьем тысячелетии ограниченность запасов материальных, особенно топливно-энергетических, ресурсов выдвинула на первый план задачу обеспечения долговременного устойчивого развития человечества и всех сфер обеспечения его жизнедеятельности. Химическая промышленность и ее различные отрасли являются одними из крупнейших потребителей разнообразных природных ресурсов, оказывающими к тому же неблагоприятное воздействие на окружающую среду за счет выбросов загрязняющих веществ, парниковых газов, отходов производства и тепловой эмиссии. Обеспечить рациональное потребление ресурсов и сократить вредное воздействие химических производств можно на основе всестороннего анализа и оптимизации составляющих их химико-технологических систем [1, 2]. Именно поэтому необходим переход к действиям, которые, во-первых, обеспечат уменьшение потребление энергии, во-вторых, позволят создать новые более эффективные способы получения энергии. В этом плане возможности химии велики. Первое направление, где химия может быть эффективной – разработка технологий, обеспечивающих уменьшение затрат энергии на производство единицы продукта. Вторым является создание новых видов химического топлива, обеспечивающих энергетическую и экологическую эффективность. Третье – новые эффективные технологии получения энергии, как с известными так и с новыми энергоносителями.

Одним из важных направлений ресурсосбережения в химической промышленности является энергосбережение. На первоначальном этапе разработки методологии создания ресурсосберегающих ХТС были предложены методы синтеза рекуперативных тепловых систем. Одним из наиболее известных методов синтеза оптимальных тепловых систем является пинч-метод с использованием составных тепловых кривых.

Литературные данные, опубликованные в различных источниках [3-5], говорят о том, что при использовании методов пинч-анализа, можно сократить энергопотребление на предприятия практически в 2 раза. С помощью методов интеграции тепловых процессов можно достичь качественного улучшения процесса проектирования, сокращения затрат на энергоносители, уменьшения выбросов вредных веществ в окружающую среду, лучшего использования капитальных вложений, повышение продуктивности после реконструкции.

Раннее, в работе [6], было начато решение проблемы по энергосбережению процесса производства гранулированного карбамида на агрегате Ак-70. Были выявлены недостатки существующей теплообменной системы, которые приводят к увеличению энергопотребления. Определено оптимальное значение минимальной разности температур между теплоносителями на теплообменном оборудовании процесса [7] $\Delta T\min = 5°C$.

Теплоэнергетическая интеграция. В работе [6] была получена сеточная диаграмма существующего процесса производства гранулированного карбамида (рис. 1) и определены технологические потоки доступные для теплоэнергетической интеграции. Найдены технологические данные этих потоков, которые представлены в потоковой таблице (табл. 1)



T – теплообменные аппараты, C и H – холодные и горячие теплоносители,
CP– потоковая теплоемкость, кВт/К; ΔH– изменения потоковой энтальпии, кВт

Рис. 1 – Сеточная диаграмма существующего в настоящее время теплоэнергетической системы производства карбамида на агрегате АК-70

В работе [7] показано, что при минимальной разности температур $\Delta T\min$ = 5°C, горячие утилиты приобрели значение, равное Q_{Hmin}= 2941,6 к Вт, что на 43% меньше, чем процесс получает от утилитной

системы в настоящее время. Холодные утилиты уменьшаться на 19% с Q_{Cmin} = 11762 кВт до Q_{Cmin} =9529,9 кВт.

Таблица 1 – Характеристика технологических потоков процесса производства карбамида

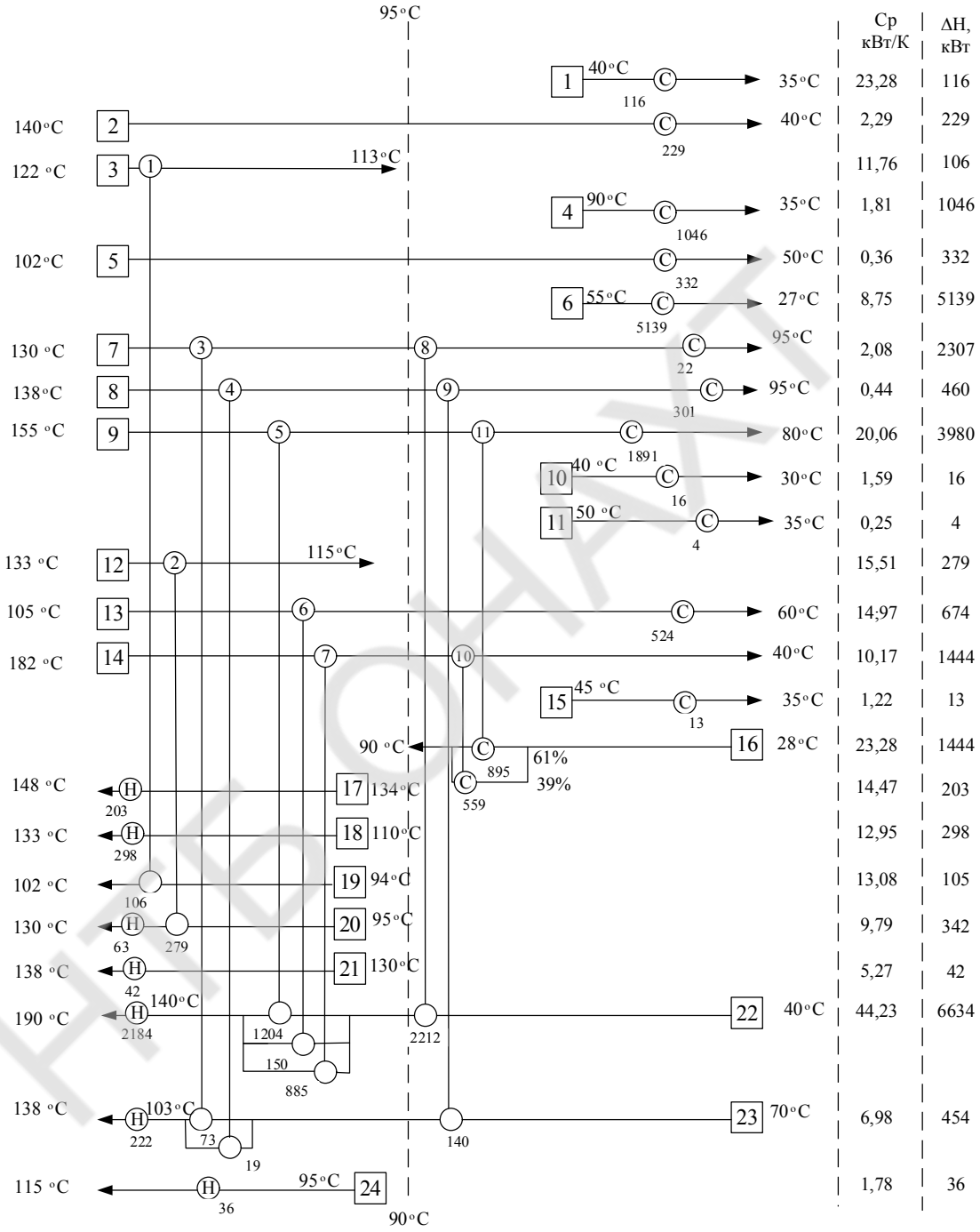
№	Наименование потока	Тип	t_S, °С	t_T, °С	G, кг/ч	G, кг/с	С, кДж/(кг·град)	СР, кВт/К	ΔН, кВт
1	Аммиак на синтез-1 (до насоса)	гор	40	35	16765	4,66	5,00	23,28	116,42
2	СО2 после 4й ступ. комп.	гор	140	40	9487	2,64	0,87	2,29	229,27
3	Газы дист. 1 в 32а	гор	122	113	21171	5,88	2,00	11,76	105,86
4	Газы в конд. 27	гор	90	35	3104	0,86	2,10	1,81	99,59
	конденсация		35	35			r (кДж/кг)=	1223,10	946,72
5	Газы из 24 в 39	гор	102	50	608	0,17	2,12	0,36	18,62
	конденсация		50	50			r (кДж/кг)=	1852,94	313,10
6	Газы в конд. 14	гор	55	27	14714	4,09	2,14	8,75	244,91
	конденсация		27	27			r (кДж/кг)=	1197,41	4894,12
7	Втор. пар из 122	гор	130	95	3992	1,11	1,88	2,08	72,96
	конденсация		95	95			r (кДж/кг)=	1981,32	2234,54
8	Втор. пар из 126	гор	138	95	903	0,25	1,77	0,44	19,09
	конденсация		95	95			r (кДж/кг)=	1758,34	441,22
9	Парожид. из гидрол.	гор	155	80	38000	10,56	1,90	20,06	1504,17
	конденсация		80	80			r (кДж/кг)=	2013,00	2475,83
10	Ам. вода из 312 в 31	гор	40	30	1382	0,38	4,13	1,59	15,85
11	Раствор азотн. кисл. в К-6	гор	50	35	288	0,08	3,18	0,25	3,82
12	Раствор в 104	гор	133	115	12863	3,57	4,34	15,51	279,12
13	Раствор из 104 в 95	гор	105	60	12863	3,57	4,19	14,97	673,67
14	Конд. В 13	гор	182	40		0,00	4,19	10,17	1443,65
15	Конд. Соков. Пара в 312	гор	45	35	1047	0,29	4,19	1,22	12,19
16	Аммиак на синтез-2	хол	28	90	16765	4,66	5,00	23,28	1443,65
17	Жид. фаза из дист. 1 в 8	хол	134	148	21182	5,88	2,46	14,47	202,64
18	Жид. фаза из дист. 2 в 20	хол	110	133	21000	5,83	2,22	12,95	297,85
19	Жид. фаза из 21 в 24	хол	94	102	18398	5,11	2,56	13,08	104,66
20	Жид. фаза из 120 в 122	хол	95	130	16234	4,51	2,17	9,79	342,49
21	Раствор карб. в 126	хол	130	138	12242	3,40	1,55	5,27	42,17
22	Сок. конд. в 318	хол	40	190	38000	10,56	4,19	44,23	6634,17
23	Раствор из 50 в 42	хол	70	135	11317	3,14	2,22	6,98	453,60
24	Раств. Карб. из 68 в 34	хол	95	115	4000	1,11	1,60	1,78	35,56

Для того чтобы синтезировать интегрированную систему теплообмена рассматриваемых процессов построим сеточную диаграмму технологических потоков с указанием локализации пинча [8].

На рисунке 2 представлена сеточная диаграмма для проекта реконструкции теплообменной сети. Размещения теплообменных аппаратов связывает технологические потоки с наибольшими тепловыми нагрузками. Минимальная разность температур между теплоносителями на теплообменном оборудовании для верткального теплообмена равна ΔTmin = 5 °С,

Тепловая интеграция выполняется для двух энергетически независимых подсистем ниже и выше пинча [9]. В подсхеме выше пинча холодные потоки находятся в тепловом балансе с горячими потоками и горячими утилитами. Аналогично, в системе ниже точки пинча горячие потоки находятся в тепловом балансе с холодными потоками и холодными утилитами.

Для выполнения теплового баланса выше и ниже точки пинча, который соответствует составным кривым, горячие потоки должны быть приведены к целевой температуре за счет теплообмена с холодными потоками. Аналогично ниже пинча все холодные потоки должны быть приведены к своей температуре, в результате взаимодействия с горячими потоками [10].



CP – потоковая теплоемкость, кВт/К; ΔН– изменения потоковой энтальпии, кВт;
1-11– рекуперативные теплообменные аппараты; С, Н – утилитные теплообменные аппараты

Рис. 2 – Сеточная диаграмма процесса производства гранулированного карбамида на агрегате АК- 70

НТБОНАХТ

С помощью методов пинч-проектирования можно создать проект реконструкции для процесса производства гранулированного карбамида. Энерготехнологическая схема процесса гранулированного карбамида на агрегате АК-70 после реконструкции представлена на рисунке 3.

НТБ ОНАХТ

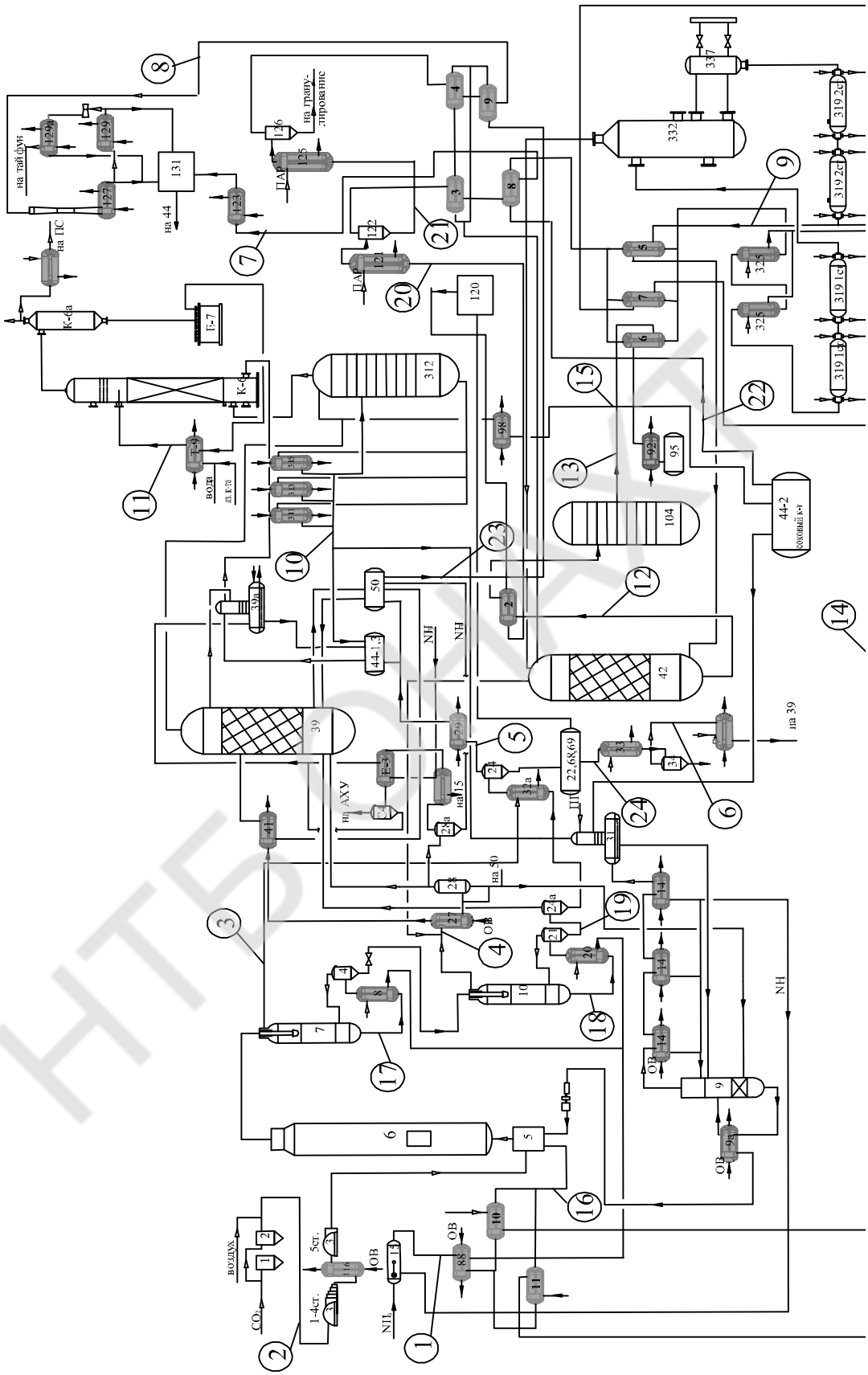


Рис. 3 – Проект реконструкции процесс гранулированного карбамида в агрегатах АК-70

Наглядно рассмотреть энергопотенциал реконструированной энерготехнологической схемы и возможную экономию энергии можно с помощью таблицы 2.

Таблица 2 – Энергопотребление и рекуперация системы теплообмена

	Существующий процесс	Интегрированный процесс	Экономия
ΔTmin,°С	36	5	–
Мощность рекуперации, кВт	4383	6615	–
Горячие утилиты, кВт	5174,1	2941,6	2232,5
Холодные утилиты, кВт	11762	9529,9	2232,1
Затраты на энергию, млн. долл.США/год	16,76	10,28	6,48

Выводы. В результате применения пинч-методов получена новая система теплообмена и представлена работоспособная, экономически выгодная энерготехнологическая схема. Получена сравнительная характеристика существующего процесса производства гранулированного карбамида и интегрированного процесса. Показано, что теплоэнергетическая интеграция процесса позволит снизить энергопотребление горячих утилит на 43% по горячим и 19% по холодным утилитам. Экономический потенциал энергосбережения, доступный интеграции процессов, равен 6,48 млн. долл. США/год.

Литература

1. Мешалкин В.П. Основы теории ресурсосберегающих интегрированных химико-технологических систем /В.П. Мешалкин, Л.Л. Товажнянский, П.А. Капустенко. – Харьков: НТУ «ХПИ», 2006. –412с.
2. Капустенко П.А. Альтернативная энергетика и энергосбережение: современное состояние и перспективы / П.А. Капустенко, А.К. Кузин, Е.Л. Макаровский, Л.Л. Товажнянский, Л.М. Ульев, Е.Б. Черная.– Харьков: ООО Издательский дом «Вокруг цвета», 2004.–312 с.
3. Ульев Л.М. Теплоэнергетическая интеграция газофракционирующей установки / Л.М. Ульев, Е.В. Поливода// Вестник НТУ «ХПИ» – Харьков: НТУ «ХПИ», 2011. – №21. – с. 97-104
4. Tovazshneanski L.L. Energy Integration of the Early Crude Oil Unit with Take Into Account Different regime / L.L. Tovazshneanski, P.A. Kapustenko, L.M. Ulyev, S.A. Boldyryev, M.V. Tarnovsky // Chemical Engineering Transaction. – 2005 – Vol. 7. – p. 103–108.
5. Plesu V. Catalytic, reforming plant simulation for energy saving and rational use of hydrogen / Plesu V., Baetens D., Bumbac G.// 1th Conference on process integration, modeling and optimization for energy saving and pollution reduction. PRES'01. Chemical engineering translations, 2001. – Vol. 2. –p. 489-492.
6. Ульев Л.М. Экстракция данных для пинч-анализа производства карбамида на агрегате АК-70 / Л.М. Ульев, О.А. Яценко // Інтегровані технології та енергозбереження. Щоквартальний науково-практичний журнал – Харків: НТУ«ХПІ». 2013. – №2. С.114-120
7. Ульев Л.М.Определение энергосберегающего потенциала на установке АК-70 с помощью пинч-анализа / Л.М. Ульев, О.А. Яценко // Наукові праці ОНАХТ.– Одесса. 2013. Вип.43.Том.1. С.11-15.
8. Nordman R. New process integration methods for heat – saving retrofit projects in industrial systems. Thesis for the degree of doctor of philosophy. Chalmers University of Technology / Roger Nordman. – Goteborg, Sweden, – 2005. – 77 p.
9. Интеграция тепловых процессов на установке первичной переработки нефти АВТ А12/2 при работе в зимнее время / Л.Л. Товажнянский, П.А. Капустенко, Л.М. Ульев [и др.] // Теорет. основы хим. технологии. – 2009. –Т. 43, –№6. –С. 665–676
10. Смит Р. Основы интеграции тепловых процессов / Р. Смит, Й. Клемеш, Л. Л. Товажнянский, П. А. Капустенко, Л. М. Ульев. – Харьков: ХГПУ, 2000. – 457 с.

УДК 65.011.56:665.63

СОЗДАНИЕ АВТОМАТИЗИРОВАННОЙ ФУНКЦИОНАЛЬНОЙ СХЕМЫ УСТАНОВКИ ПЕРВИЧНОЙ ПЕРЕРАБОТКИ НЕФТИ

Литвиненко И.И., канд. техн. наук, профессор[1],
Юзбашьян А.П., аспирантка[1],
Рахманиан М.А., инженер[2]
[1]Национальный технический университет
«Харьковский политехнический институт», г. Харьков,
[2]Государственное учреждение «Государственный научно-исследовательский
и проектный институт основной химии», г. Харьков

Цель данного проекта заключается в создании автоматизированной системы управления технологическим процессом первичной переработки нефти предназначенной для улучшения технико-экономических показателей переработки нефти путем повышения качества ведения технологического процесса.

The purpose of this project is to create automated process control system of primary oil processing is designed to improve technical and economic indicators of oil processing by improving the quality of the process.

Ключевые слова: первичная переработка, нефть, автоматизация, контур регулирования, микропроцессор.

Введение. Роль нефти в мировой экономике велика. Нефть и продукты её переработки используются почти во всех отраслях народного хозяйства и поэтому очень актуальна проблема качества выходных продуктов.

Первый этап переработки нефти происходит на установке атмосферно-вакуумной перегонки нефти, которая на НПЗ обозначается аббревиатурой АВТ − атмосферно-вакуумной трубчатки.

От работы АВТ зависят выход и качество компонентов топлив и смазочных масел и технико-экономический показатель последующих процессов переработки нефтяного сырья. Проблемам повышения эффективности работы и интенсификации установок АВТ всегда уделялось и уделяется серьезное внимание [1,2].

Автоматизация технологических процессов является одним из решающих факторов повышения производительности и улучшений условий труда. Функции контроля и управления технологическими процессами предаются автоматическим установкам. Это приводит к улучшению основных показателей эффективности производства и снижению себестоимости продукции [3].

Поэтому, создание автоматизированной системы управления, предназначенной для улучшения качества ведения технологического процесса является важным условием повышения технико-экономических показателей.

SIMATIC S7-300 − это модульный программируемый контроллер, предназначенный для построения систем автоматизации низкой и средней степени сложности [4].

Объект исследования. В данной работе рассматривается установка атмосферно-вакуумная трубчатая с блоком ЭЛОУ предназначена для первичной переработки нефти с выработкой сухого газа, бензина, дизельного и печного топлива, мазута, вакуумного газойля и гудрона. Данная установка находиться на Херсонском нефтеперерабатывающем заводе.

Ранее, в работах [5,6] был предложен проект реконструкции данной установки с огромным энергосберегающим потенциалом. Мощность рекуперации увеличилась на 6,9 МВт, т.е. примерно на 21% от начального значения рекуперации.

Проект реконструкции установки представлен на рис. 1.

Однако для эффективной работы установки с заданными параметрами необходимо создать надежную систему автоматизации, которая могла бы поддерживать заданные параметры и отвечала всем правилам безопастности.

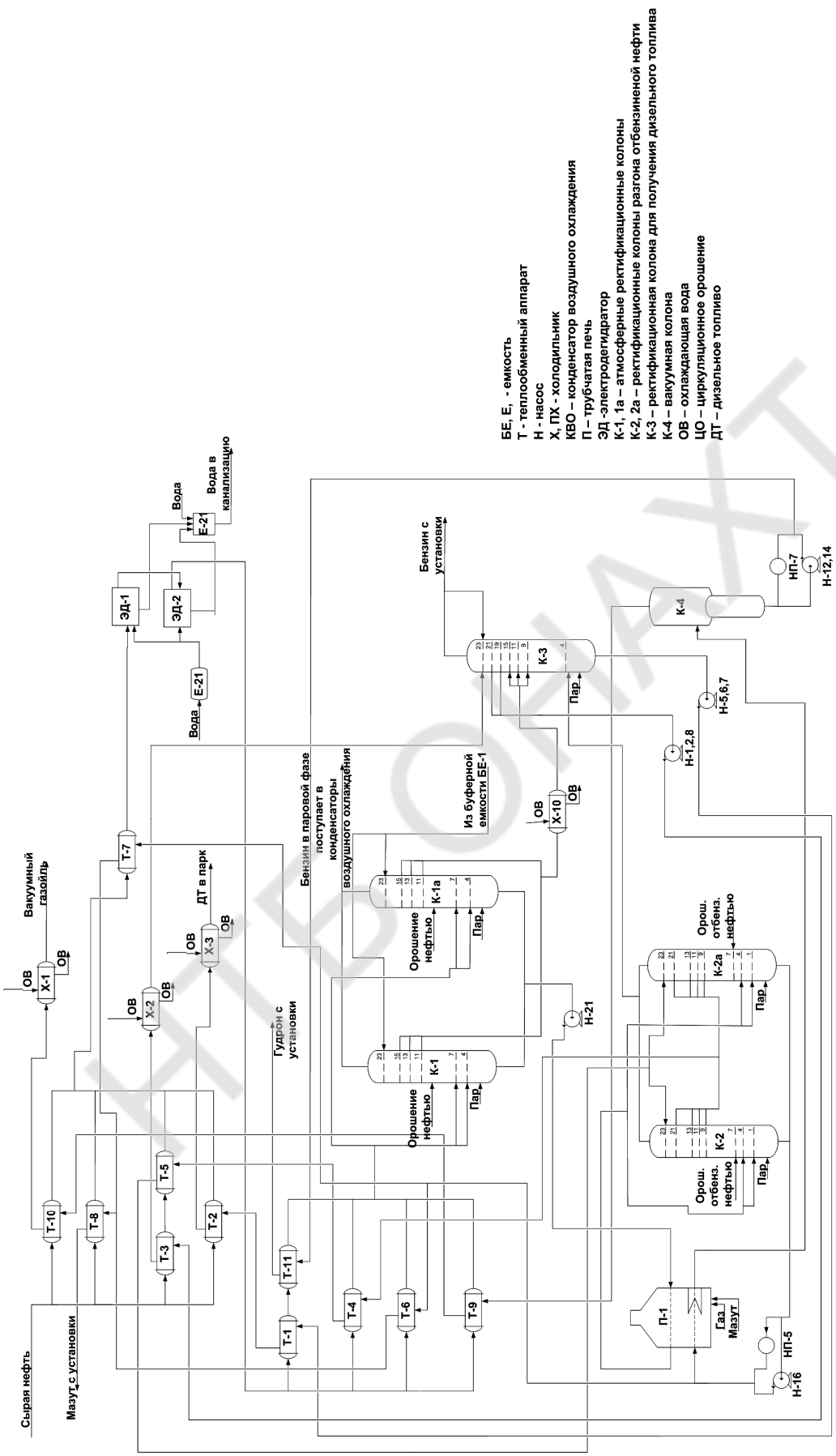


Рис. 1 – Схема проекта реконструкции установки АВТ А12/2

НТБОНАХТ

Назначение и цель создания системы автоматизации. На данный момент на установке первичной переработки нефти автоматизация заключается в использовании систем, основой которых являются щитовые (приборные) средства контроля и управления. При этом вся информация о ходе процесса выводится на вторичные показывающие и регистрирующие приборы.

Электронные агрегатные комплексы долгое время были представлены аналоговыми средствами контроля и управления. Однако современный этап развития электронных средств характеризуется появлением и внедрением в промышленную практику новых цифровых средств обработки информации – микро-ЭВМ и микроконтроллеров. Указанные средства отличаются сравнительной дешевизной, компактностью и надежностью и могут встраиваться в существующие аналоговые средства автоматизации, в том числе в датчики и исполнительные механизмы, выполнять функции цифровых регуляторов, вычислительных устройств и т.д [7].

К преимуществам микропроцессорных средств по сравнению с традиционными аналоговыми и цифровыми (логическими) схемами относятся гибкость (программируемость), более высокий уровень унификации, меньшие габариты и меньшая стоимость.

Автоматизированная система управления технологическим процессом первичной переработки нефти предназначена для улучшения технико-экономических показателей переработки нефти путем повышения качества ведения технологического процесса.

Из изложенного следует, что создаваемая система должна быть распределенной микропроцессорной системой управления. Её реализация должна быть ориентирована на применение современных технических средств, серийно выпускаемых приборостроительными предприятиями.

Наряду с этим предусматривается также решение ряда других задач, основными из которых является замена физически изношенных и морально устаревших средств автоматизации и реконструкция операторной с заменой щитовой системы на пультовую. Это позволит улучшить условия труда оперативно-технического персонала, даст ему возможность получать систематизированную, оперативную, достоверную информацию о ходе технологического процесса и в конечном итоге улучшить качество их ведения [8].

Основные контуры контроля и регулирования. Функциональные схемы автоматизации являются основным техническим документом, определяющим функционально-блочную структуру отдельных узлов автоматического контроля, управления и регулирования. Объектом управления в системах автоматизации технологических процессов является совокупность основного и вспомогательного оборудования [9].

При разработке функциональных схем решаются следующие задачи:

- получение первичной информации о состоянии технологического процесса и оборудования;
- контроль и регистрация технологических параметров процесса и состояния оборудования;
- стабилизация технологических параметров процесса;
- непосредственное воздействие на процесс для управления им.

Для обеспечения оптимального режима работы технологического оборудования необходимо производить регулировку и контроль за следующими контурами.

Контуры регулирования:

- расход сырой нефти;
- температура на выходе из Х-1, Х-2, Х-3 и Т-9;
- температура в верху колон К-1, К-1а, К-2, К-2а и К-3;
- уровень жидкости в низу колон К-1, К-1а, К-2, К-2а и К-3.
- контроль температуры после теплообменников;
- управление электродвигателями насосов.

Данные контура контроля и регулирования были выбраны на основании того, что:

- при выборе места установки контура регулирования температуры мы исходим из того, что в теплообменнике для более эффективной работы нужно держать определенную температуру;
- нам необходимо знать расход сырой нефти поступающей в теплообменник, потому что это коммерческий параметр;
- уровень в ректификационной колонне с сигнализацией для контроля выходящей жидкостей и для обеспечения нормальной (эффективной) работы.

Приведем описание выбранных приборов и средств автоматизации.

Для измерения расхода сырой нефти мы используем датчик-диафрагму камерную ДКС 0,6-100. Её выбор обоснован тем, что сырая нефть поступает в теплообменники под давлением 0,2-1,0 МПа. Диафрагма представляет собой тонкий диск с внутренним отверстием, в зависимости от расхода пара меняется величина перепада давления, которая преобразовывается преобразователем Сапфир-22М-ДД. Верхние пределы измерения 1,0 МПа. Предел допускаемой основной погрешности 0,5% Диапазон измерения в данной работе 230-260 т/ч.

Для регулирования подачи вещества используем электрический исполнительный механизм МЭО-100/63. Принцип работы исполнительных механизмов МЭО заключается в преобразовании электрического сигнала поступающего от регулирующего или управляющего устройства во вращательное перемещение выходного вала.

Датчиком температуры является термопреобразователь сопротивления ТСМУ-0288. Он предназначены для преобразования величины измеряемой температуры в унифицированный токовый сигнал 4-20 мА. Пределы измерения от 0 до +200 ^{o}C. Что соответствует нашим измеряемым температурам после Х-1, Х-2, Х-3, Х-10, верха колон К-1, 1а и К-3, а также перед и после теплообменника Т-7 и Т-9.

Для измерения более высоких температур в верху колон К-2, 2а, перед поступлением в колоны К1, 1а, а также после печи П-1 используем ТСПУ-0289. Диапазон измерений от +200 до +400 ^{o}C. Он предназначен для преобразования величины измеряемой температуры в унифицированный токовый сигнал 4-20 мА. Изготавливается во взрывозащищенном исполнении.

В качестве пускателя охлаждающей воды и потоков входящих в колоны используется пускатель бесконтактный реверсивный ПБР-2М. Он предназначен для бесконтактного управления электрическими исполнительными механизмами, в приводе которых используются однофазные конденсаторные электродвигатели.

В качестве пускателя насосов используется электромагнитный пускатель типа ПМЛ-3100. Он предназначен для дистанционного пуска непосредственным подключением к сети, остановки и реверсирования трехфазных асинхронных электродвигателей с короткозамкнутым ротором при напряжении переменного тока до 660В частотой 50Гц.

Как вторичный прибор мы используем РМТ 49. Он предназначен для измерения и регистрации температуры в диапазоне -50 – +200 ^{o}C и других неэлектрических величин, преобразованных в электрические сигналы силы, напряжения постоянного тока и активное сопротивление постоянному току.

РМТ 49 является аналого-цифровым показывающим, самопишущим, регистрирующим и регулирующим измерительным прибором, который конфигурируется по типу входного сигнала, диапазонам измеряемой величины и типу шкалы с помощью клавиатуры или по последовательному интерфейсу.

Уровень отбензиненной нефти измеряется с помощью механического уровнемера буйкового типа BW 25. Диапазон температур до +400 ^{o}C. Давление до 40 бар.

В данной работе используется преобразователь измерительный Сапфир-22Р-ДУ-Ех. Выбор этой модели обоснован тем, что преобразователь может быть перенастроен потребителем на требуемый режим по диапазону напряжения питания, виду выходного сигнала, плотности измеряемой среды. Это исполнение является искробезопасным, а для нефтепереработки это очень важно.

Преобразователь частоты преобразовывает входное напряжение 220В/380В частотой 50 Гц, в выходное импульсное напряжение. Плавно увеличивая частоту и амплитуду напряжения подаваемого на обмотки асинхронного электродвигателя обеспечивает плавное регулирование скорости вращения вала электродвигателя.

Кроме контуров регулирования и контроля в данной работе используется дистанционное управление электродвигателями, управление производится нажатием на кнопку управления КЕА-100, сигнал с которой поступает на электромагнитный пускатель типа ПМЛ-3100. Сигнализацией включенности прибора является лампа.

Функциональная автоматизированная схема реконструированной установки представлена на рис. 2.

Выводы. Внедрение новой, более совершенной системы автоматизации на установке первичного подогрева нефти дает более точную поддержку параметров технологического процесса на заданном регламентом уровне. Отклонение от этих параметров от регламентированного уровня привело бы к нарушению технологии и к перерасходу материальных и энергетических ресурсов, снижению объема производства, повышенному износу технического оборудования и увеличению затрат на проведение его ремонта. При этом снижение качества продукции привело бы к снижению ее цены и недополучению прибыли.

Также данная система не дает повышаться концентрации вредных компонентов в производственных выбросах, которые привели бы к увеличению платы за выбросы и т.д.

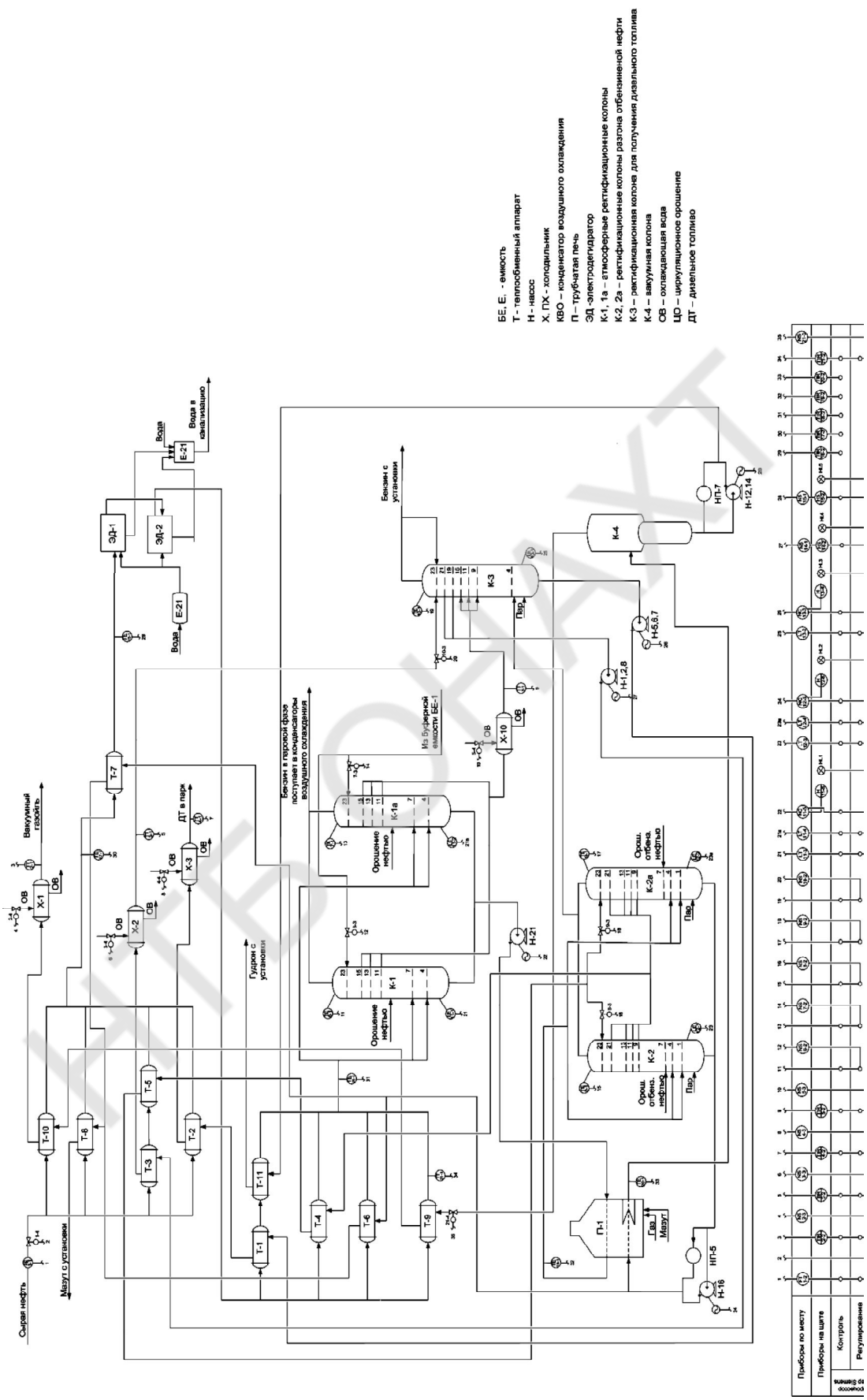


Рис. 2 – Функциональная автоматизированная схема установки

Литература
1. Пичугин А.П. Переработка нефти / А.П. Пичугин. – М.: Гостоптехиздат, 1960. – 182 с.
2. Суханов В.П. Каталитические процессы в нефтепереработке / В.П. Суханов. – М.: Химия, 1973. – 350 с.
3. Технические средства автоматизации химических производств: Справ. изд. / В.С.Балакирев, Л.А.Барский, А.В.Бугров и др. – М.: Химия, 1991. – 272 с.
4. www.siemens.ru/ad/as
5. Ульев Л.М. Экстракция потоковых данных на установке первичной переработки нефти на АВТ А12/2 при работе с вакуумным блоком / Л.М. Ульев, А.П. Юзбашьян // Вестник НТУ "ХПИ" – 2011 №21, с. 118-125
6. Ульев Л.М. Экономическое обоснование теплоэнергетической интеграции на установке первичной переработки нефти / Л.М. Ульев, М.А. Рахманиан // Вестник НТУ "ХПИ". Серія: Інноваційні дослідження в наукових роботах студентів. Х.: НТУ "ХПІ". 2013. - №55 (1028). С. 48-58
7. Вершинин О.Е. Применение микропроцессоров для автоматизации технологических процессов. Л.: Энергоатомиздат. 1989. – 208 с.
8. Микропроцессорные автоматические системы регулирования. Основы теории и элементы: Учеб. пособие / В.В.Солодовников, В.Г. Клньков, В.А. Суханов, О.В. Шевяков; под ред. В.В. Солодовникова. – М.: Высшая школа, 1991. – 225 с.
9. Проектування систем автоматизації технологічних процесів: Навч. посібник / В.І.Тошинський, М.О.Подустов та ін. – Харків НТУ "ХПІ», 2006. – 412 с.

УДК 66.047

ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНЕ ДОСЛІДЖЕННЯ КІНЕТИКИ ВИДАЛЕННЯ ВОЛОГИ З ЗЕРНИСТИХ МАТЕРІАЛІВ В БАГАТОСТУПЕНЕВІЙ ГРАВІТАЦІЙНІЙ ПОЛИЧНІЙ СУШАРЦІ

Артюхова Н.О., асистент
Сумський державний університет, м. Суми

Наведено результати експериментальних досліджень кінетики видалення вологи з зернистих матеріалів в багатоступеневих поличних сушарках. Показано вплив конструкції багатоступеневої сушарки на ефективність кожного ступеню. Визначено зміни кінетичних параметрів процесу видалення вологи залежно від кута нахилу полиці. Результати досліджень можуть бути застосовані в методиці інженерного розрахунку гравітаційних поличних сушарок.

The experimental studies results of the moisture removal kinetics from the grained materials in multistage shelf dryers are presented. The influence of the multistage dryer design on the efficiency of each stage is shown. The changes of the kinetic parameters of moisture removal process depending on the shelf's angle are determined. The research results can be used in the engineering calculation methodology of gravitational shelf dryers.

Ключові слова: полична сушарка, кінетика, ефективність, конструкція

Процеси зневоднення дисперсних матеріалів досить ефективно можна здійснювати в апаратах з активним гідродинамічним режимом, до яких відносять багатоступеневі поличні сушарки зваженого шару [1,2].

При застосуванні активного гідродинамічного режиму в апараті істотно інтенсифікується технологічний процес без зниження економічної ефективності його роботи і забезпечується висока якість готового продукту з необхідною залишковою вологістю.

Підвищення активності гідродинамічної обстановки в сушильному апараті пов'язано із збільшенням міжфазних відносних швидкостей, рухливості і зіткнення частинок дисперсного матеріалу, а, відповідно, середнього коефіцієнта тепловіддачі, що інтенсифікує процес , однак вимагає зростання витрат. В кожному конкретному випадку необхідно вирішувати задачу оптимізації - пошуку умовного мінімуму витрат при накладенні ряду зв'язків , які визначаються з математичного опису сушильного процесу та ряду експериментальних досліджень. Для цього слід розглянути і порівняти оптимальні варіанти роботи декіль-

ких можливих для сушки даного матеріалу конструкцій багатоступеневої поличної сушарки зваженого шару.

Визначимо ефективність сушіння у вигляді простої експоненціальної функції, по аналогії з іншими описами тепломасообміну, хоча в принципі може бути використана інша емпірична, теоретична або інша адекватна апроксимація, яка враховує характер процесу [3]:

$$E_i = \frac{x_i - x_{i+1}}{x_i - b_{i+1}} = \frac{1 - \exp\left[-A_i \tau_i (1 + Q_i^{-1})\right]}{1 + Q_i^{-1}}. \quad (1)$$

У чисельнику - різниця вологості матеріалу до й після сушіння (фактична), у знаменнику - максимальна різниця вологості матеріалу та сушильного агента (рушійна сила процесу), де $Q^{-1} = {}^{q}\!/_{Q}$ - відношення витрат дисперсного матеріалу, який висушують, до витрати сушильного агента на і-ому ступеню сушарки.

Для визначення максимальної ефективності процесу на кожному зі ступенів гравітаційної поличної сушарки в експериментальному стенді створені такі умови, при яких сушіння проводилось до моменту відсутності зміни вологості зернистого матеріалу. Відповідно до формули (1) можливо досягти одиниці в чисельнику при нескінченному часі перебування матеріалу на ступені. В такому разі в експериментальному стенді полиця встановлювалась горизонтально без розвантажувального зазору і проводився забір навіски зернистого матеріалу з визначенням його вологості.

Враховуючи теоретичні викладення і те, що на кожному зі ступенів властивості сушильного агенту (вологість та температура) є різними, при постійному співвідношенні потоків зернистого матеріалу і сушильного агенту у формулі (1) змінюється лише чисельник. Тому доцільним є визначення відносної ефективності процесу при постійному співвідношенні потоків.

Результати обрахунку максимальної різниці вологостей, які на кожному ступені сушарки відповідають максимальній ефективності, наведено в таблиці 1.

Таблиця 1 – Максимальна різниця вологостей, яка відповідає максимальній ефективності ступеню сушарки

Номер ступеню (по ходу матеріалу)	Максимальна різниця вологостей Δx, мас. долі
1	0,083
2	0,076
3	0,069
4	0,06

Відповідно до порядку проведення експерименту досліджено вплив таких конструктивних характеристик гравітаційної поличної сушарки на ефективність видалення вологи:

- кут нахилу полиці до горизонту;
- зазор між кінцем полиці та стінкою сушарки (розвантажувальний зазор);
- площа вільного перерізу полиці;
- діаметр отворів перфорації в полиці.

Також встановлено закон зміни параметрів потоків залежно від початкової температури сушильного агента.

Експериментальні дослідження проводились при зміні одного з параметрів, який досліджується, зі збереженням значення інших параметрів.

Результати досліджень по кожній конструктивній характеристиці гравітаційної поличної сушарки та температурі сушильного агента представлені у вигляді графічних залежностей, що відображають зміну вологості і температури зернистого матеріалу та сушильного агенту. За результатами порівняння одержаних значень вологості зернистого матеріалу на кожному ступені сушарки та їх порівняння з даними табл. 1 побудовано графічні залежності, які відображають ефективність ступенів залежно від конструкції апарату.

Проаналізуємо вплив зміни конструктивних елементів поличної сушарки на характер зміни параметрів зернистого матеріалу та сушильного агенту на прикладі кута нахилу полиці.

Зміна кута нахилу полиці до горизонту впливає на перерозподіл складових сили тяжіння: збільшення його призводить до збільшення скочуючої складової сили тяжіння і навпаки. При цьому необхідно враховувати, що кут нахилу полиці може мати мінімальне значення, яке відповідає куту природного відкосу

матеріалу. Цей випадок було розглянуто, але внаслідок того, що в такому разі відбувалось руйнування матеріалу внаслідок перегріву, розрахунок ефективності не проводився. При такому значенні кута нахилу матеріал висушувався з ефективністю, яка наближалась до одиниці, але його руйнування не дає можливості для застосування в якості товарного продукту.

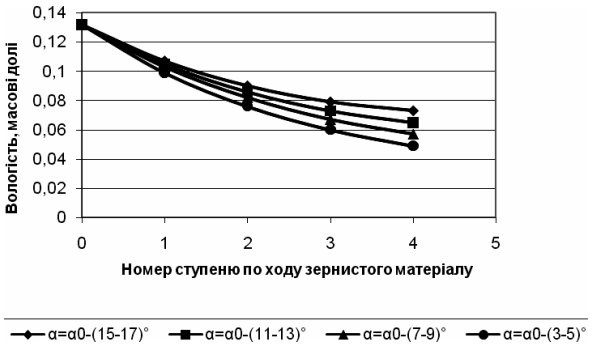


Рис. 1 – Вплив кута нахилу полиці на зміну вмісту вологи в зернистому матеріалі

При зменшенні кута нахилу полиці у вказаному на графічних залежностях діапазоні час перебування зернистого матеріалу поступово збільшується, що призводить до більш тривалого його контакту з потоком сушильного агента. Внаслідок цього відбувається більш повне видалення вологи з матеріалу і крутизна кривої, яка показує зміну вологи в ньому, збільшується зі зменшенням кута нахилу полиці (рис. 1), відповідно, збільшується крутизна кривої, яка показує зміну вологи сушильного агенту по ступеням сушарки (рис. 2). Внаслідок збільшення часу контакту з сушильним агентом підвищення температури матеріалу відбувається інтенсивніше (рис. 3,4).

Загальна ефективність ступенів при зміні кута нахилу полиці відносно кута природного відкосу матеріалу, одержана за результатами аналізу даних зміни вологості зернистого матеріалу, наведена на рис. 5.

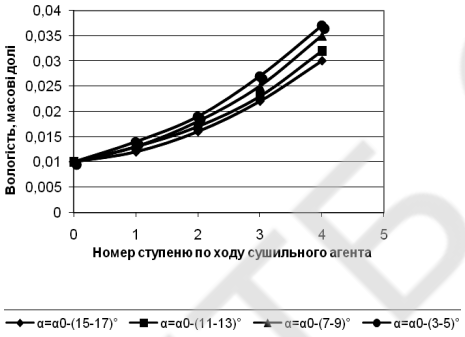


Рис. 2 – Вплив кута нахилу полиці на зміну вмісту вологи в сушильному агенті

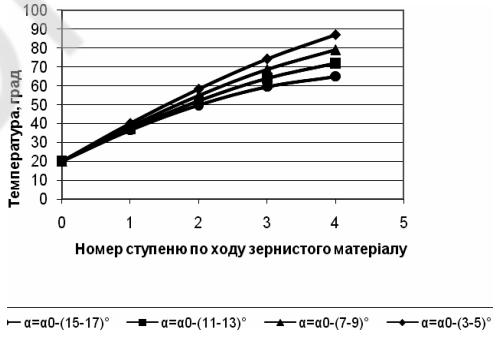


Рис. 3 – Вплив кута нахилу полиці на зміну температури зернистого матеріалу

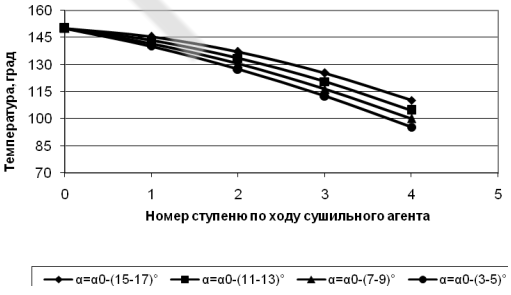


Рис. 4 – Вплив кута нахилу полиці на зміну температури сушильного агенту

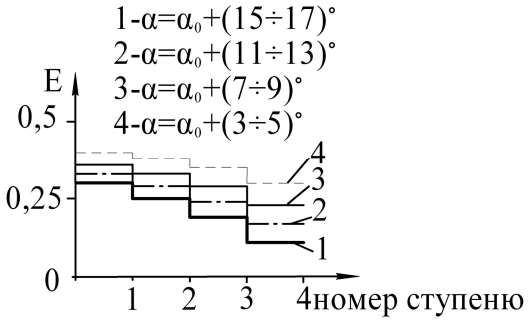


Рис. 5 – Вплив кута нахилу полиці на ефективність процесу сушіння

Аналіз наведених рисунків показує, що зміна характеристик зернистого матеріалу та сушильного агенту відбувається за одним законом. З рисунків видно, що екстремум функції на графічних залежностях відсутній, що пояснюється закономірностями кінетики конвективного сушіння – зміна параметрів контактуючих потоків у кожному з періодів відбувається монотонно, що підтверджується численними результатами експериментальних досліджень.

Накоплений експериментальний матеріал дозволяє підвищити ефективність кожного ступеню сушарки шляхом підбору оптимального кута нахилу полиці, який забезпечить необхідний час перебування дисперсного матеріалу в межах ступеню.

Одержані в результаті експерименту результати в подальшому стають частиною методики інженерного розрахунку багатоступеневих гравітаційних поличних сушарок.

Література

1. Артюхова Н.О. Гравітаційні поличні апарати для сушіння зернистих матеріалів / Н.О. Артюхова, М.П. Юхименко, М.О. Кочергін // Вісник Східноукраїнського національного університету імені Володимира Даля. – Луганськ. – 2012. – № 17(188). – Ч.1. – С. 234-239.
2. Artyukhova N.A. Multistaged drying-classification apparatus of energy recovery / N.A. Artyukhova, N.P. Yukhimenko // II International Kazakhstan-Russian Conference on Chemistry and Chemical Engineering. – Karaganda, Kazakhstan. – 2012. – Vol. 1. – pp. 41-43.
3. Артюхова Н.О. Оцінка енергетичної ефективності багатоступінчастого конвективного сушіння концентратів і мінеральної сировини / Н.О. Артюхова, О.Б. Шандиба, А.Є. Артюхов // Науковий вісник Національного гірничого університету. – Дніпропетровськ. – 2014. - №1. – С. 92-98.

УДК 66.099

ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСІВ СЕПАРАЦІЇ ТА КЛАСИФІКАЦІЇ ГРАНУЛ У ВИХРОВИХ ГРАНУЛЯТОРАХ

Артюхов А.Є., канд. техн. наук, доцент, Фурса О.С., студент,
Москаленко К.В., студент, Покотило В.М., провідний фахівець
Сумський державний університет, м. Суми

Наведено актуальність застосування вихрових апаратів в технології одержання гранульованих продуктів. Обґрунтовано можливість проведення процесів сепарації та класифікації під час проведення гранулювання у вихровому газовому потоці. Представлена експериментальна база для проведення досліджень, особливості конструкції газорозподільних пристроїв. Описано основні закономірності руху гранул у вихровому газовому потоці.

The relevance of the vortex devices usage in technologies for granulated products producing is shown. The possibility of separation and classification processes conducting during granulation in a vortex gas flow is determined. The experimental base for research, features of gas distribution devices design are presented. The basic regularities of granules motion in the vortex gas flow are described.

Ключові слова: вихровий гранулятор, класифікація, сепарація, експеримент

Серед різноманіття способів інтенсифікації теплообміну закрутка потоків робочих середовищ є одним з найбільш простих і поширених способів. Це пов'язано з тим, що застосування закручених потоків призводить до поліпшення ефективності тепломасообмінних процесів, вирівнюванню температурних нерівномірностей і стабілізації течій.

Важливими задачами, які потребують вирішення на етапі моделювання процесу гранулювання у вихрових апаратах, є:

- закономірності класифікації гранул в робочому просторі гранулятора;
- механізми сепарації дрібних гранул.

Мета роботи - вивчення гідродинаміки вихрових потоків в малогабаритних апаратах при проведенні процесів сепарації та класифікації гранул.

Гранулятори з постійною площею поперечного перерізу не забезпечують в повній мірі процеси класифікації гранул та сепарацію нетоварної фракції в об’ємі гранулятора. Це пояснюється тим, що в робочому просторі вихрового гранулятора зберігається постійність висхідної швидкості газового потоку, яка відповідає робочій швидкості руху гранули (або фракції гранул у вузькому діапазоні). Проводити проце-

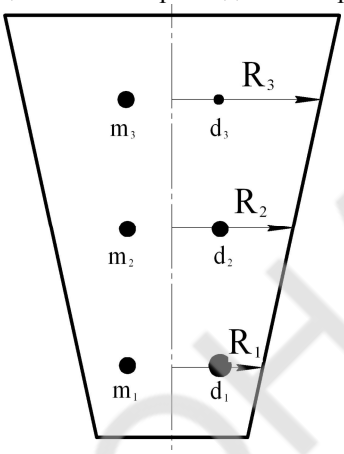
си класифікації гранул в апаратах з постійною площею поперечного перерізу можливо у разі введення газу до апарату кількома потоками з розташуванням місць введення на різних висотних позначках. Такий спосіб класифікації є досить енергоємним та широкого застосування не набув.

Значно більш ефективним методом класифікації твердої фази є використання апаратів із змінною площею поперечного перерізу робочого простору [1]. Завдяки створенню в об'ємі апарату полів складових швидкості руху газового потоку по висоті гранулятора створюється різні гідродинамічні умови для руху гранул. За висотою апарату відбувається розподіл гранул за різного діаметру (за умов, що класифікуються гранули з одного матеріалу) або різної маси (в умовах створення гранул пористої структури або багатошарових гранул) (рис.1). Це дозволяє не тільки отримати продукт заданої якості, але й при одночасному проведенні сепарації і гранулюванні змінювати умови гранулоутворення.

В ході проведення експерименту було досліджено такі випадки:

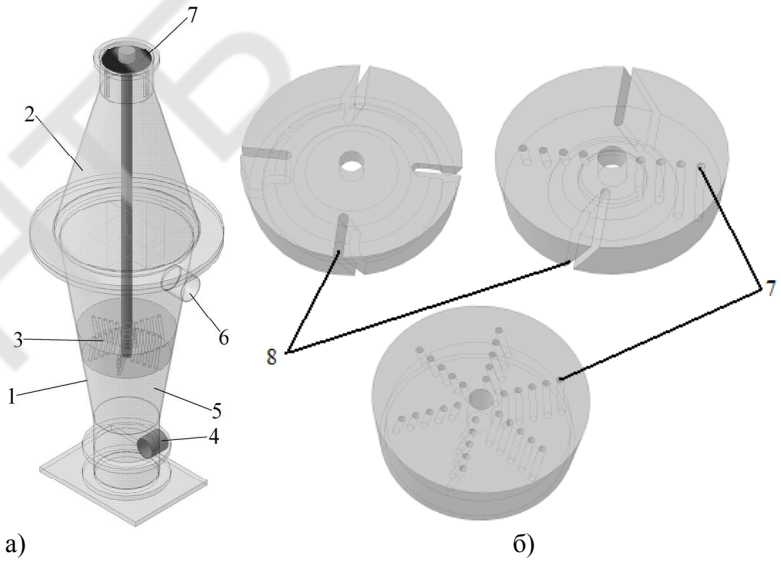
- рух гранул різного розміру, які одержано з одного матеріалу;
- рух гранул різного матеріалу та однакового розміру;
- рух гранул різної форми і широкого фракційного складу.

Для проведення експериментальних досліджень використано дослідні стенди з перфорованими газорозподільними пристроями (рис. 2) і щілинним газорозподільним пристроєм (рис. 3).



$R_1>R_2>R_3$; $m_1>m_2>m_3$

Рис. 1 – Розподіл гранул за розмірами і масою в робочому просторі вихрового гранулятора



а) б)

1 – робочий простір гранулятора; 2 – зона сепарації; 3 – газорозподільний пристрій; 4 – введення газового потоку; 5 - зона перерозподілу газового потоку; 6 – відведення дрібних гранул; 7 – отвори перфорації газорозподільного пристрою; 8 – похилі щілини перфорації газорозподільного пристрою

Рис. 2 – Експериментальний стенд вихрового гранулятора (а) з різними типами перфорованих газорозподільних пристроїв (б)

Результати проведених експериментальних досліджень виявили наступні закономірності руху гранул у робочому просторі вихрового гранулятора:

1. У всіх випадках гранули рухаються по спіралеподібній траєкторії, радіус якої зменшується по мірі збільшення висоти робочого простору вихрового гранулятора або збільшення витрати газового потоку.

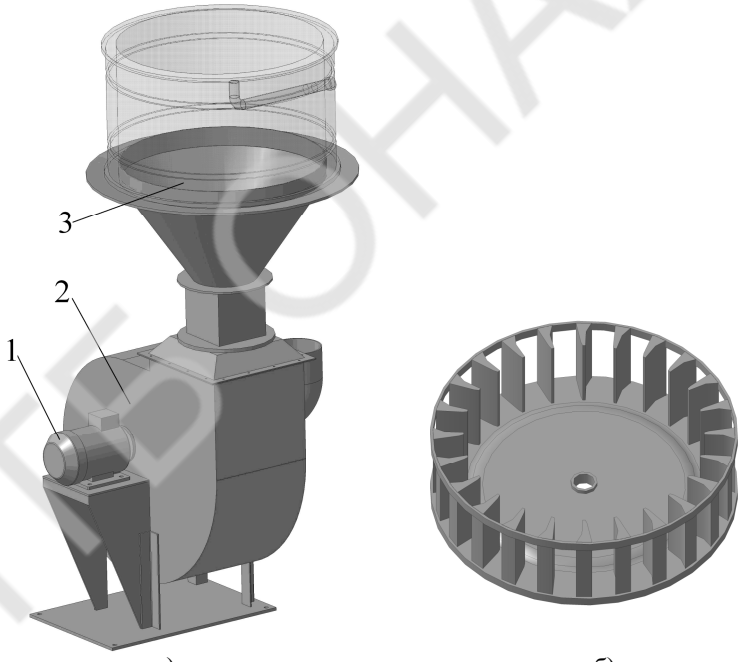
2. Класифікація гранул за розмірами відбувається на визначеній ділянці робочого простору вихрового гранулятора відповідно до умов рівності сил тяжіння та аеродинамічного опору. При цьому гранули одного розміру (полідисперсна система одного фракційного складу) займають певний діапазон висот, що пояснюється незначною зміною площі перерізу робочого простору гранулятора при невеликому куті розкриття його робочого простору. Для зосередження гранул одного розміру на визначеній висоті апарату необхідно значно збільшити кут розкриття конусу.

3. Для гранул різної маси фізична картина руху і класифікації є подібною до руху полідисперсної системи.

4. Формування вихрового зваженого шару в апаратах з перфорованим (рис. 2) і щілинним (рис. 3) газорозподільним пристроєм дещо відрізняються: в першому випадку вихровий зважений шар формується на деякій висоті від газорозподільного пристрою, у другому – безпосередньо над газорозподільним пристроєм. Це пояснюється особливістю конструкції направляючого елементу газорозподільних пристроїв, які формують закручений газовий потік.

5. Сепарація дрібних або найлегших гранул

6. Конфігурація вихрового зваженого шару (крок спіралі, кількість спіралей, радіус спіралі) регулюється зміною кута розташування отворів перфорованого газорозподільного пристрою або кута нахилу лопаток щілинного газорозподільного пристрою.



а) б)

Рис. 3 – Експериментальний стенд вихрового гранулятора (а) з щілинним газорозподільним пристроєм (б)

Результати експериментальних досліджень, наведених у роботі, покладені в основу інженерного розрахунку вихрових грануляторів. Стає можливим прогнозування траєкторії руху гранул у робочому просторі апарату і підбір оптимального часу перебування дисперсної фази залежно від технічного завдання на проектування [2]. Інженерний розрахунок обладнання такого типу базується також на результатах комп'ютерного моделювання [3] і дослідно-промислових випробувань [4].

Література

1. Artyukhov A.E. Vortical type granulators in the chemical industry // Materials of scientific conference, staff and students of SSU, 2006, part 2, pp. 32-33.

2. Artem Artyukhov. The influence of the work space design of the vortex granulator on the nature of the granules movement // Chemistry and Chemical Technology: Proceedings of the 3rd International Conference of Young Scientists CCT-2013, 2013, pp. 174-175.
3. Artem Artyukhov. Computer simulation of vortex flow hydrodynamics // Journal of Manufacturing and Industrial Engineering, 2013, vol.12(3-4), pp. 25-29.
4. Vsevolod Sklabinskyi, Artem Artyukhov, Nikolay Kononenko. Environmental aspects implementation of high-granulation equipment for the production of nitrogen fertilizers // International Journal of Sustainable Development, 2013, vol. 13, pp. 10-16.

УДК 665.6; 662.6/9

ИСПОЛЬЗОВАНИЕ МЕТОДА ДИВЭ ДЛЯ НАГРЕВАНИЯ И СБОРА РАЗЛИТОЙ НЕФТИ

Грабов Л.Н., канд. техн. наук, вед. науч. сотр., Степанова О.Е., науч. сотр.
Институт технической теплофизики НАН Украины, г. Киев

Рассмотрены существующие методы и установки нагревания разлившейся нефти для ее сбора. Для снижения вязкости и ее сбора предложен метод и установка для нагрева и плавления вязких нефтепродуктов, разработанные в ИТТФ НАНУ.

The existing methods and plants of heating of spilled petroleum to her collection. To reduce the viscosity and its collection propose a method and plant for heating and melting viscous petroleum products developed ITTF NASU.

Ключевые слова: вязкие нефтепродукты, локальный термоконтактный нагрев.

Население планеты в 1900 г. составляло 1,2 млрд. человек, в 2000 г. – 6 млрд. человек, по прогнозам в 2030 г. население планеты составит 9 млрд. человек. Такую нагрузку планета не сможет выдержать. Поэтому необходимо принять все возможные меры для охраны окружающей среды. Институт технической теплофизики работает в направлении охраны окружающей среды, разрабатывая экологически чистые и ресурсосберегающие технологии и оборудование.

С каждым годом возрастают темпы и масштабы антропогенного воздействия нефтяной отрасли промышленности на объекты природной среды, превышая ее адаптационные возможности и создавая условия для повышенного экологического риска. С целью улучшения экологической обстановки, а также в связи с сокращением сырьевой базы, прослеживаемой с середины 90-х годов прошлого века, одной из важных задач является сокращение потерь углеводородов на всех стадиях ее производства, включая ликвидацию амбаров-накопителей высокопарафинистой нефти, а также возврат в оборот ее разлитой части во время аварийных процессов. Хранение, образовавшихся амбаров-накопителей связано с большими затратами, а также с опасностью попадания содержимого в почву и грунтовые воды. Кроме того, испарения с открытых поверхностей амбаров нефти загрязняют углеводородами и сероводородом воздух, что приводит к нарушению экологического равновесия в природе. В связи с этим в последнее время в научной среде стали понимать неотложность и необходимость исправления негативной экологической ситуации, поэтому вопросы охраны окружающей среды на основе разработки и внедрения ресурсосберегающих и экологически чистых технологий являются приоритетами экологической политики стран [1].

В нефтяной промышленности с помощью обогрева цистерн с продуктом решается одно из наиболее трудных и трудоемких заданий, которые связаны с операциями слива-налива нефтепродуктов с низким коэффициентом теплопроводности. Эти операции связаны со значительными материальными и энергетическими затратами, а также длительным простоем емкостей и цистерн, которые находятся под загрузкой.

Вязкие нефтепродукты доставляются к месту слива в специальных цистернах, оборудованных нагревателями и тепловой изоляцией, что позволяет в процессе транспортировки сохранять тепло, которое имел продукт при наливе в цистерну, или в нефтепродукт при загрузке в цистерны вносят дорогие присадки, которые снижают вязкость и температуру его застывания. Налив и, особенно, слив высоковязких нефтепродуктов (мазута, битума, тяжелой нефти и др.) требует их предварительного разогревания, применения сливно-наливного специального оборудования, а также оснащения цистерн и емкостей средствами разогрева. Отсутствие средств разогрева приводит к увеличению времени обработки цистерн и емкостей и неполного слива из них нефтепродуктов. Часть этих остатков безвозвратно утрачивается из-за

невозможности утилизации. Значительное количество нефтепродуктов остается на стенках транспортных емкостей, уменьшая их грузовместимость и ухудшая качества продукта, который опять загружается.

Известны такие методы разогрева нефтепродуктов с низким коэффициентом теплопроводности в железнодорожных цистернах: подогревом открытым паром; цистерны с паровой рубашкой; высокочастотный нагрев нефтепродукта; циркуляционный подогрев; разогрев цистерн в закрытых тепляках.

Также существуют территории высокопарафинистой нефти, которая собирается в амбарах накопителях и называется амбарной нефтью, которая представляет собой большое количество разлившейся нефти, что заполняет различные углубления и на поверхности земли образуются целые нефтяные озера, образующейся в результате аварий на нефтепромысловых трубопроводах (рис. 1). Аэрофотосъемка показывает наличие более 3000 амбаров разлитой нефти, загрязняющее территорию нефтяных месторождений и оказывающие негативное воздействие на окружающую среду. И в тоже время амбарная нефть является полезным углеводородным сырьем, хотя и претерпевает серьезные структурные изменения. За длительный промежуток времени такие амбары нефти загрязнились водной фазой, механическими примесями, а также осмолились. Их подготовка обычными приемами не представляется возможной.

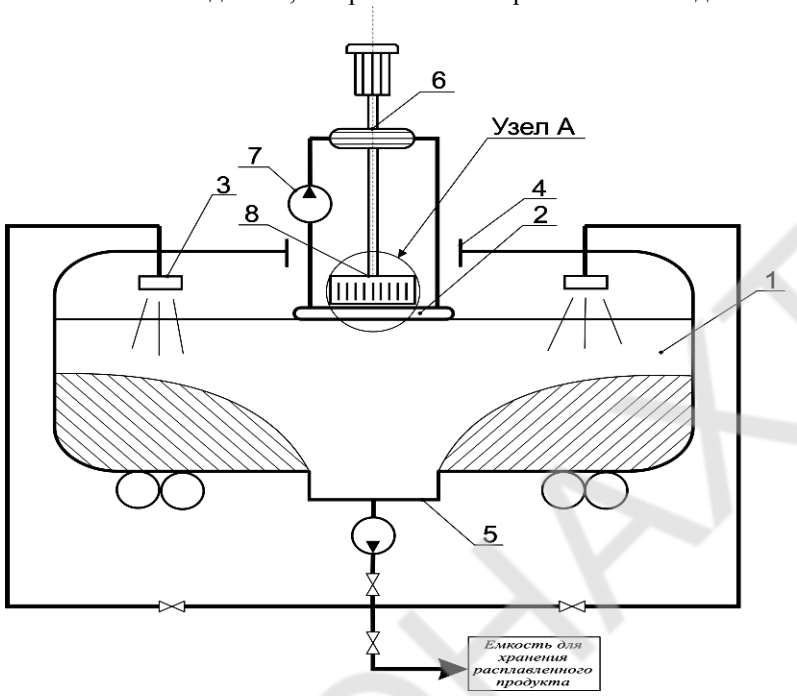
Известен способ подготовки амбарной нефти [2], включающий разжижение этой нефти углеводородным растворителем и введение деэмульгатора. После разжижения нефти углеводородным растворителем в образовавшуюся смесь амбарной нефти и углеводородного растворителя последовательно вводят промысловую нефть и полярный неэлектролит и нагревают до температуры 60…80 ^{o}C, а после введения деэмульгатора в смесь вводят щелочную добавку в количестве 0,02…0,2 об.% с последующим отстоем и отделением воды, при этом разжижение амбарной нефти углеводородным растворителем осуществляют до снижения вязкости нефти в пределах 100…700 мПа•с.

Рис. 1 – Амбар-накопитель разлившейся нефти

Также для сбора разлитой нефти используется термомеханический способ разжижения амбарной нефти паровой сверхзвуковой зонтичной струей в комплексе с передвижной установкой для сбора амбарной нефти [3, 4]. Сверхзвуковой насадок выполняется в виде кольцевого сопла Лаваля с центральным телом с определенным углом конусности и позволяет получить зонтичную паровую струю с несколько избыточными параметрами на выходном сечении сопла. Разжижение загустившейся амбарной нефти производится кольцевой сверхзвуковой паровой струей, генерируемой передвижной паровой установкой ППУА-1600/100, снабженной стрелой со сгибом и передвижной платформой, позволяющей доставлять насадок со сверхзвуковой струей на разные участки амбара. Разжиженную водонефтяную эмульсию отбирают насосом и подают на вход гидроциклона или центрифуги, где производится предварительная очистка эмульсии от механических примесей. После предварительной очистки амбарная нефть транспортируется в цех подготовки нефти для получения товарной продукции.

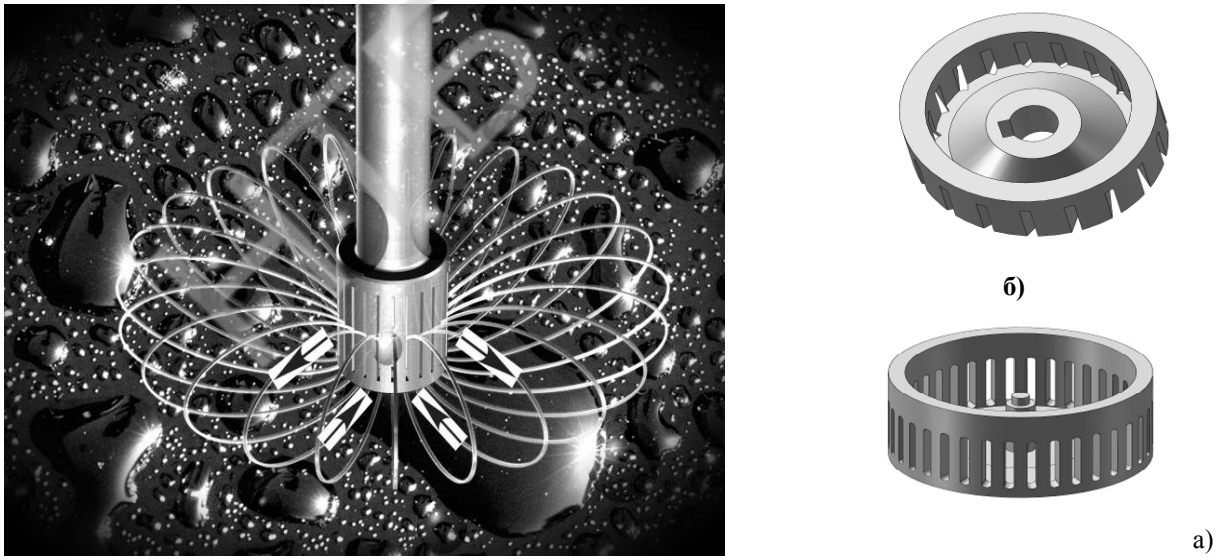
Но, использование метода обработки амбарной нефти паром, приведет к обводнению нефти, уменьшая качество конечного продукта.

В ИТТФ НАНУ, основываясь на опыте предыдущих работ [5-7], предложены способ и оборудование для нагревания нефтепродуктов с низким коэффициентом теплопроводности в железнодорожных цистернах с использованием методов локального термоконтактного нагрева и дискретно-импульсного ввода энергии (рис. 2, 3). Использование этих двух методов обеспечит повышение эффективности работы установки, ускорения расплавления системы и полный слив ее из емкости, а также уменьшение потерь тепла в окружающую среду [8]. На стадии нагревания и расплавления амбарной нефти он даст возможность избежать дополнительного обводнения, по сравнению с паротепловым воздействием.



1 – емкость с продуктом; 2 – нагреватель; 3 – форсунки; 4 – загрузочный люк; 5 – сливное отверстие; 6 – теплообменник; 7 – циркуляционный насос; 8 – погружной диспергатор.

Рис. 2 – Установка для разогревания и плавления вязких нефтепродуктов



а)

б)

в)

Рис. 3 – Узел А (а), ротор (б) и статор (в) диспергатора

Через загрузочный люк 4 в емкость 1 с вязким нефтепродуктом, устанавливается нагреватель 2. Над нагревателем размещается погружной диспергатор 8, который состоит из цилиндрической пары ротор-статор с прорезями. Поверхность нагревателя 2, контактируя с нефтепродуктом, разогревает и расплавляет его, постепенно опускаясь до дна емкости. Расплавленный нагревателем продукт через нижний торец поступает в ротор диспергатора. При перекрытии рабочей поверхностью ротора прорезей в диспергаторе образуются пульсации давления и высокие сдвиговые напряжения. Это воздействие приводит к гомогенизации и дополнительному нагреванию продукта. После прохождения через прорези внешней стороны статора струи расплава разбрызгиваются в необходимом направлении, расплавляя вязкий нефтепродукт в боковых частях емкости.

Выводы

1. Известные способы сбора амбарной нефти являются экономически невыгодными. Механическая очистка с применением экскаваторной техники не применима из-за прилипания органической массы к ковшу экскаватора. Обычное паротепловое воздействие – процесс медленный, энергоемкий и требует больших затрат. Сверхзвуковая паровая струя хоть и оказывает механическое разрушающее воздействие на амбарную нефть, но приводит к большому обводнению нефти, чем уменьшая качество расплавленной нефти, и приводит к негативному влиянию на окружающую среду.

2. Предложенная установка для разогревания и плавления вязких нефтепродуктов обеспечивает быструю и полную очистку цистерн от нефтепродуктов за счет использования методов локального термоконтактного нагрева и дискретно-импульсного ввода энергии, а также может быть использована для сбора разлитой (амбарной) нефти.

Литература

1. Бисенова Л.Е. Разработка ресурсосберегающих и экологически целесообразных способов извлечения нефти и нефтепродуктов из амбаров-отстойников: автореф. дис. на соискание ученой степени канд. техн. наук: 03.00.16 / Бисенова Лаура Есеновна; Каспийский гос. ун-т технологии и инжиниринга им. Ш. Есенова. – Казахстан, 2010. – 20 с.
2. Пат. 2169169 RU, C10G 33/04. Способ подготовки амбарной нефти/ Шипигузов Л.М., Глущенко В.Н., Антропов А.И., Герин Ю.Г., Середин В.В. – № 2000122372/04; заявл. 24.08.2000; надр. 20.06.2001.
3. Ершина А.К., Ершин Ш.А., Жапбасбаев У.К. Термомеханический метод сбора амбарной нефти // Пром. теплотехника. – 2013. – Т. 35, № 7. – С. 200-204.
4. Пат. 10116 РК, E02B 15/04, B09C 1/06, A01G 11/00. Способ сбора амбарной нефти и устройство для его осуществления/ Ершин Ш.А., Жапбасбаев У.К., Айсаев С.У. и др. – № 2000/0143.1; заявл. 10.02.2000; опубл. 17.12.2002, Бюл. № 12.
5. Пат. 31435 Україна, МПК7 B 01 J 6/00. Спосіб плавлення речовини та пристрій для його здійснення/ Грабов Л. М. та інші; заявник та патентовласник: Грабов Л.М., Мерщій В.І., Бондарь С.І. – № 98094668; заявл. 01.09.98; надр. 17.12.01, Бюл. № 11.
6. Грабов Л.Н., Мерщий В.И., Ващенко В.Н., Писаренко Т.В. Оптимизация процесса термоконтактного плавления материалов // Пром. теплотехника. – 2000. – Т. 22, № 1. – С. 94-99.
7. Долінський А.А., Грабов Л.М., Степанова О.Є. Теплообмін при нагріванні і плавленні основ для виготовлення косметичних та фармацевтичних препаратів // Пром. теплотехника. – 2011. – Т. 33, № 3. – С. 12-19.
8 Пат. 77487 Україна, МПК B 01 J 6/00. Установка для розігріву та плавлення в'язких систем / Долінський А.А. та інші; заявник та патентовласник: Долінський А.А., Грабов Л.М., Посунько Д.В., Степанова О.Є. – № 11634; заявл. 08.10.2012; надр. 11.02.2013, Бюл. № 3.

УДК 66.021.4

ИССЛЕДОВАНИЕ ТЕРМОКИНЕТИЧЕСКИХ ХАРАКТЕРИСТИК ОХЛАЖДЕНИЯ В СРЕДАХ НА ОСНОВЕ ГЕОМИНЕРАЛЬНЫХ РАСТВОРОВ

Грабов Л.Н., канд. техн. наук, пр.н.с.,
Москаленко А.А., канд. техн. наук, ст.н.с.,
Грабова Т.Л., канд. техн. наук, ст.н.с.
Институт технической теплофизики НАН Украины, г. Киев

Проведены экспериментальные исследования термокинетических характеристик охлаждения в солевых растворах, на основе которых рассчитаны эффективные коэффициенты теплоотдачи цилиндрического зонда. Сравнение традиционных и сред на основе геоминеральных растворов показывает ряд преимуществ для использования таких сред в качестве закалочных жидкостей.

The experimental studies of continuous cooling transformation characteristics were carried out in salt solutions. The effective heat transfer coefficients of the cylindrical probe were calculated using the obtained data. The media based on geo-mineral solutions have a number of advantages for using such media as quenching bath compared to the traditional quenching media.

Ключевые слова: теплообмен, скорость охлаждения, солевой раствор, кипение

Процесс закалки относится к методам тепловой обработки твердых объектов с целью получения заданных свойств и структуры. Закалка относится к быстрому охлаждению очень горячего твердого объекта в закалочной среде с температурой значительно ниже охлаждаемого объекта. Явления закалки происходят в природе и применяются в промышленности. Например, быстрое замораживание пищи можно осуществлять путем закалки в жидкой двуокиси углерода. Закалка (охлаждение) также играет важную роль в смягчении последствий в условиях термомеханических напряжений при аварии с потерей теплоносителя в ядерных реакторах [1-2].

Широко используют закалку при создании стальных изделий в течение многих столетий. Известно, что сущностью многих видов термической обработки, в т.ч. и закалки, является нагрев стали до сверхкритических температур с образованием аустенита и последующим охлаждением с соответствующей скоростью. Этот процесс осуществляется путем погружения в закалочную среду: воду (жесткая закалка) или масел (медленная закалка).

Выбор закалочной среды зависит от кинетики структурных превращений определенной марки сплава, геометрии, габаритов стальных изделий и должно обеспечивать получение желаемых микроструктур по сечению изделий без закалочных дефектов. Охлаждающие жидкости на основе воды или минеральных масел являются самыми распространенными. Разрыв между чрезвычайно высокой охлаждающей способностью воды и весьма умеренной охлаждающей способностью масел, несмотря на весьма многочисленные попытки многих исследователей, все еще остается незаполненным: тысячи закалочных сред (солевые и щелочные растворы, расплавленные соли и металлы, полимерные среды), предлагающиеся в качестве промежуточных между водой и маслом, по тем или иным причинам не удовлетворяют практику, в том числе с точки зрения экологичности и безопасности использования [2-5]. Таким образом, эта очень актуальная проблема все еще ждет своего решения.

Цель и задачи экспериментальных исследований – разработка эффективных экологичных закалочных сред с высокой охлаждающей способностью.

В последнее время в мире возрастает интерес к проблеме поиска возобновляемых экологичных охлаждающих сред и теплоносителей [3-6].

В ИТТФ НАНУ проведен комплекс работ по разработке новых закалочных сред на основе растительных масел и методов их получения. Экспериментальные исследования показали, что охлаждение в таких средах имеет ряд преимуществ, связанные с отсутствием таково явления как пленочное кипение. Добавление мезо- и наноразмерных твердых частиц позволяет регулировать интенсивность теплоотвода от изделия на разных стадиях процесса охлаждения. Жидкости на основе растительных масел являются альтернативой минеральным маслам [7-8].

Вторая группа охлаждающих сред, представляющая интерес, геоминеральные водные растворы. Авторами исследованы исходные геоминеральные солевые растворы со сложным минеральным и элементным составом со скважин глубиной 2150-2500 м (Прилукский район, Черниговской области, Украина),

смесь, полученная на основе одного из растворов и традиционные охлаждающие среды, такие как вода и 10% водный раствор хлорида натрия.

Таблица 1 – Основной композиционный состав геоминеральных растворов

Показатель	Геоминеральтый раствор №1	Геоминеральтый раствор №2 «Бишофит»
Общая минерализация, г/дм^3	300	322
Хлориды, г/дм^3	167,15	187,05
Бромиды, г/дм^3	–	1,75
Сульфаты, г/дм^3	1,75	0,71
Кальций, г/дм^3	6,03	1,93
Магний, г/дм^3	0,57	128,20
Калий, г/дм^3	0,43	1,72
Натрий, г/дм^3	122,00	1,94
Плотность при 20^{o}C, кг/м^3	1192	1250

Для уменьшения коррозионной активности в геоминеральный раствор №1 вводится 1% ингибитора коррозии. Смесь получена за 1 проход в проточном дисково-цилиндрическом аппарате, в котором реализуется метод дискретно-импульсного ввода энергии в гетерогенную среду [8,9].

Рис. 1 – Цилиндрический зонд для исследования термокинетических свойств охлаждающих сред

Экспериментальные исследования термокинетических характеристик охлаждения проведены на автоматической установке для диагностики охлаждения изделий и тестирования закалочных сред. Термозонд выполнен в виде цилиндра из жаропрочного сплава Inconel 600 с термопарой типа К, вмонтированной в центре зонда. Зонд нагревается в печи до 850 ^{o}C и погружается в емкость с исследуемой средой объемом 2 л. Температура зонда фиксируется с дискретностью 0,1 секунда. Измеренная информация передается в ПК для последующей обработки, хранения результатов в виде базы данных и построения зависимостей в координатах: температура – время; скорость охлаждения – время (или температура). Методика проведения исследований и оценка термокинетических свойств охлаждающих сред проводится в соответствии с требованиями международных стандартов ISO и ASTM [10-13].

Наложение кривых охлаждения на диаграммы структурной трансформации для различных марок стали позволяет оценить пригодность охлаждающей среды для закалки стали определенной марки. Структурные трансформации в стали зависит от скорости охлаждения и температуры протекания этих превращений оказывает основополагающие влияние на эксплуатационные свойства из-

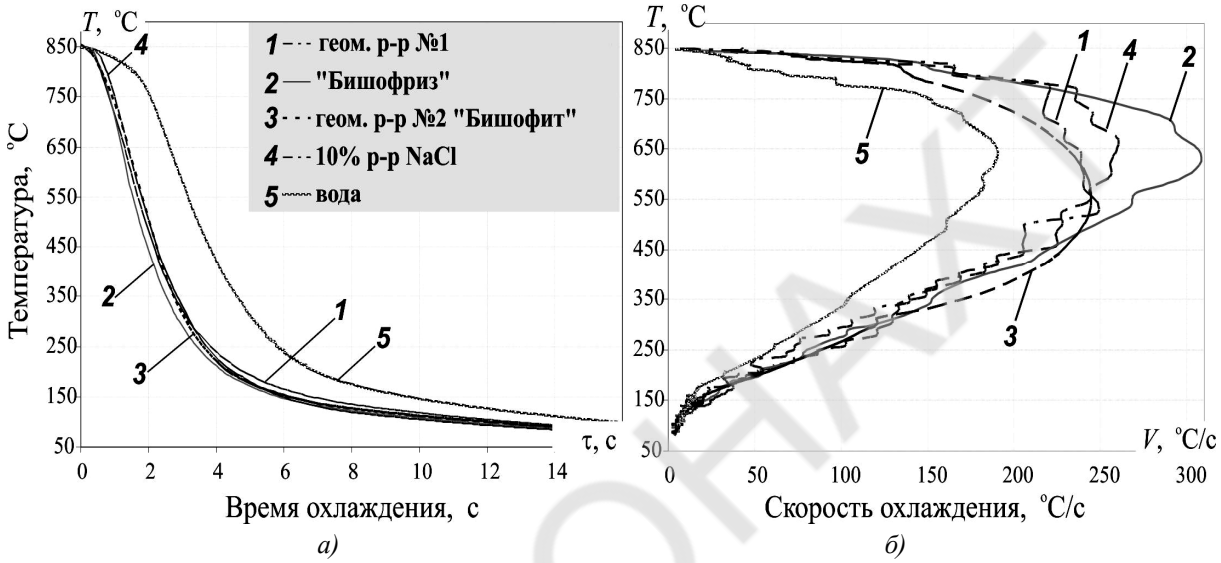
НТБОНАХТ

делий после термообработки.

Термокинетические кривые (рис. 2) получены в исследуемых средах с температурой 18-20 °С.

В процессе погружной закалки основополагающее значение в механизме теплообмена имеют процессы кипения. Типичен трехстадийный ход теплообмена при охлаждении в средах с температурой кипения ниже температуры закаляемой детали: пленочное кипение, пузырьковое кипение и конвективное охлаждение. Каждый этап характеризуется различными скоростями охлаждения зонда и тестируется по параметрам, приведенным ниже [2, 4].

Необходимо обеспечить максимально возможную скорость охлаждения при 700 °С, чтобы избежать перлитной области трансформации стали. Параметры V^{max} и T^{max} – пиковая скорость охлаждения и температура, при которой она достигается. При разработке закалочных сред следует максимизировать эти параметры. Скорости охлаждения при температурах 200 °С и 300 °С является важным параметром, так как они связаны с возможностью образования трещин и искажений в стали связаны в области мартен ситного превращения. Малая скорость охлаждения в этой области температур (400–200 °С) желательна



а) *б)*

1 – геоминеральный раствор №1; 2 – охлаждающая среда на основ геоминерального р-ра №1; 3 – геоминеральный раствор №2 «Бишофит»; 4 – 10% водный раствор NaCl; 5 – вода; а) температурно-временные кривые; б) кривые скорости охлаждения

Рис. 2 – Термокинетические кривые охлаждения цилиндрического зонда

потому, что приводит к небольшому температурному градиенту, что благоприятствует практически однородному протеканию процесса структурной трансформации по всему объему изделия и тем самым уменьшает структурные напряжения [4,14].

Для анализа интенсивности охлаждения зонда в исследуемых средах, весь диапазон был разделен на три температурных интервала: высококих температур (850–600 °С), средних температур (600–400 °С) и низких (400–100 °С). Результаты исследований представлены в таблице 2.

При охлаждении в воде (поз. 5, рис. 2) образуется неустойчивая паровая пленка в диапазоне температур 850-790 °С. Интенсивность охлаждения в средах на геоминеральной основе (поз. 1-3, рис. 2 и табл. 2) выше, чем в воде в 1,3…3,4 раза во всем температурном диапазоне. Несколько другая картина при сравнении интенсивности охлаждения геоминеральных растворов с раствором хлорида натрия (поз.4, рис.2): наблюдается увеличение скорости охлаждения в среде «Бишофриз» (поз. 2, рис. 2) в диапазоне высоких и средних температур, а в диапазоне низких температур уменьшение скорости охлаждения в 1,1…1,8 раз для всех сред на геоминеральной основе.

Сравнительный анализ сред на геоминеральной основе (рис. 3) показывает, что за счет введения 1% ингибитора коррозии в раствор №1 увеличивается скорость охлаждения в 1,1…1,3 раза практически во всем диапазоне температур за исключением начального участка (850-780 °С). Сравнение 2-х геоминеральных растворов показывает, что солевой состав влияет на интенсивность охлаждения. Так, в геоминеральном растворе №1 с преобладанием хлорида натрия скорость охлаждения выше в диапазоне высоких температур и ниже в диапазоне средних и низких.

Таблица 2 – Результаты исследования охлаждающей способности исследуемых сред

Исследуемая среда	Обозначение	Время охлаждения в темп. интервале			Средняя скорость охлаждения в темп. интервале			Максимальная скорость охлаждения	Температура зонда при макс. ск-ти охлаждения	Скорость охл. при 700 ° С	Скорость охл. при 300 ° С	Скорость охл. при 200 ° С
		850-600 °С	*600-400* °С	*400-200* °С	*850-600* °С	*600-400* °С	*400-200* °С					
		τ, с			$V^{ср}$, °С/с			V^{max}, °С/с	T^{max}, °С	V^{700}, °С/с	V^{300}, °С/с	V^{200}, °С/с
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
Геоминеральный раствор №1	геом. р-р №1	1,09	0,95	10,34	202,2	218,65	74,53	249,35	553	222,17	102,81	38,85
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
Геоминеральный р-р № 1 с ингибитором	«Бишофриз»	1,39	0,86	9,04	241,09	244,72	85,96	309,67	640	287,72	118,72	48,9
Геоминеральный раствор №2	геом. р-р №2 «Бишофит»	1,61	0,87	9,41	182,35	234,05	91,04	244,71	548	212,84	127,53	46,95
Вода	Вода	2,63	1,28	11,75	139,03	158,81	58,63	190,97	641	174,8	83,68	30,94
Солевой раствор NaCl	10% р-р NaCl	1,64	0,94	8,18	253,88	222,52	86,37	254,74	627	251,31	120,33	52,59

Для анализа интенсивности теплообмена в исследуемых средах проведен расчет эффективных коэффициентов теплоотдачи α Значения α были рассчитаны путем решения обратной задачи теплопроводности с использованием нелинейного уравнения теплопроводности (1) с граничным условием (2) и начальным условием (3) [6,14]:

$$\frac{\lambda}{a}\frac{\partial T}{\partial \tau} = \mathrm{div}(\lambda \mathrm{grad} T) \tag{1}$$

$$\left[\frac{\partial T}{\partial r} + \frac{\alpha}{\lambda}(T - T_m)\right]_{r=R} = 0 \tag{2}$$

$$T(r,0) = T_o \tag{3}$$

Для расчета α из (1-3) на основе регулярной теории теплового состояния [15] получены уравнения (4-8):

$$V = \frac{aKn}{K}(T - T_m) \tag{4}$$

$$K = \frac{1}{\frac{\nu_0^2}{R^2} + \frac{\pi^2}{Z^2}} \tag{5}$$

$$Kn = \frac{Bi_V}{\left(Bi_V^2 + 1.437 Bi_V + 1\right)^{0.5}} \tag{6}$$

$$Bi_V = \frac{\alpha}{\lambda} K \frac{S}{V} \tag{7}$$

$$\alpha_{conv} = \frac{\nu_0^2 \lambda Bi_V}{D} \tag{8}$$

где: V – скорость охлаждения (°С/с), a – температуропроводность зонда (м^2/с), Kn – число Кондратьева [15], K – форм-фактор Кондратьева (м^2), T – температура зонда (°С), T_m – температура среды (°С), Bi_V – обобщенное число Био, λ – коэффициент теплопроводности материала зонда (Вт/м·К), S – площадь по-

НТБ ОНАХТ

верхности (м^2), V – объем (м^3), D – диаметр (м), α – эффективный коэффициент теплоотдачи (Вт/м^2·K) и $\nu_0^{\frac{1}{2}} = 5.784$.

Обоснование выбора математической модели и погрешности расчета рассмотрено в работе [6]. Результаты расчетов α для всех испытанных сред представлены на рис. 4.

Расчеты показали, что пиковое значение коэффициентов теплоотдачи α^{max} у раствора №1 с преобладанием хлорида магния. Однако, α^{max} находится на границе средних и низких температур, что свидетельствует о том, что стадия интенсивного охлаждения находится в области мартенситного превращения. Как видно на рис. 4 (поз. 1,2), для сред на основе раствора №1 с преобладанием солей натрия имеется по 2 значения α^{max}, что свидетельствует о том, что процесс пузырькового кипения имеет неустойчивый характер. Наиболее интенсивно процесс теплоотдачи происходит в области высоких и средних температур при охлаждении в растворе «Бишофриз» (поз. 2, рис.4).

Для детального изучения процессов охлаждения, понимания механизмов теплоотдачи и факторов влияния на охлаждающую способность солевых растворов необходимы дополнительные исследования ряда теплофизических свойств (теплоты испарения и теплоемкости), визуализации процессов кипения и согласования с кривыми охлаждения, что планируется авторами в дальнейшем. Такой комплекс исследований позволит разработать механизмы направленного регулирования охлаждающими свойствами закалочных сред.

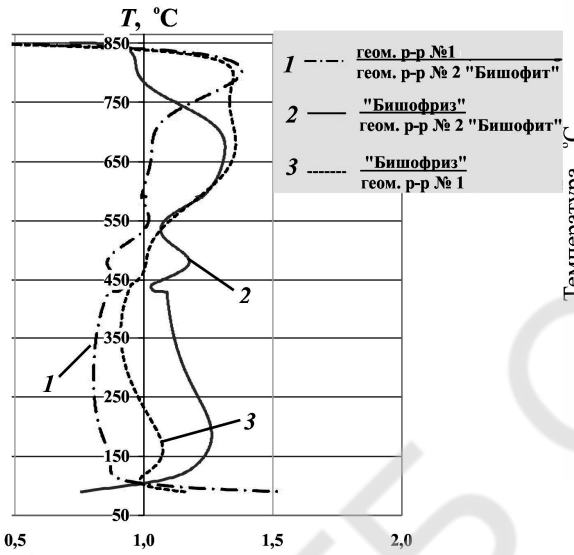
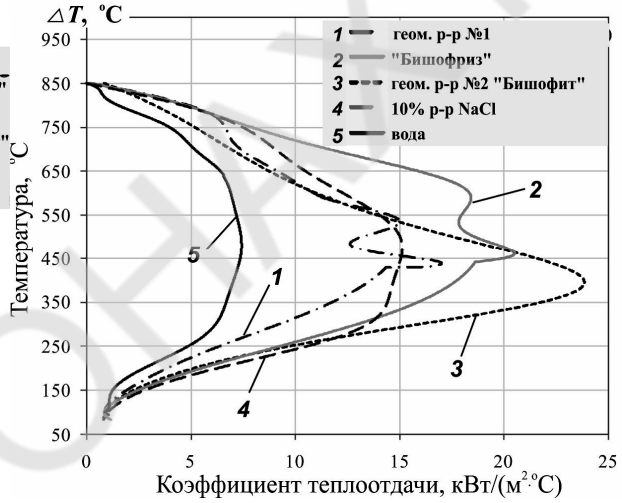


Рис. 3 – Интенсивность охлаждения в средах на геоминеральной основе



1 – геоминеральный солевой раствор №1; 2 – охлаждающая среда на основ геоминерального р-ра №1; 3 – геоминеральный солевой раствор №2 «Бишофит»; 4 – 10% водный раствор NaCl; 5 – вода

Рис. 4 – Коэффициенты теплоотдачи цилиндрического зонда в охлаждающих средах

Выводы

- Исследования показали, что при охлаждении в солевых растворах не наблюдается стадия пленочного кипения, что повышает равномерность охлаждения образцов. Охлаждающая способность растворов на геоминеральной основе выше, чем у традиционных сред.
- Результаты исследований могут быть положены в основу разработки новых охлаждающих сред для промышленной закалки и эффективных теплоносителей.

Литература

1. Kim, H.On the Quenching of Steel and Zircaloy Spheres in Water-Based Nanofluids with Alumina, Silica and Diamond Nanoparticles / Kim, H., DeWitt, G., McKrell, T., Buongiorno, J., Hu, L.-W., // Int. J. Multiphase Flow. – 2009. – Vol. 35. – pp. 427–438.
2. Люты В. Закалочные среды : Справочник / Люты В. перевод с польского Г.Н.Мехеда, под ред. Масленникова С.Б. – Челябинск.: Металлургия, 1990 – 192 с.
3. Totten, G.E., Tensi, H.M., Lainer, K., "Performance of Vegetable Oils as a Cooling Medium in Comparison to a Standard Mineral Oil", J. Materials Engineering and Performance, Vol. 8, No. 4, 1999, pp.409–416.

4. Ramesh, G., Prabhu, N.K., “Review of Thermo-physical Properties, Wetting and Heat Transfer Characteristics of Nanofluids and their Applicability in Industrial Quench Heat Treatment”, Nanoscale Res. Lett., Vol. 6, No. 1, 2011, pp. 334–349.
5. Moore, D., “Safer Liquid Quenchants”, Heat Treating Progress, Vol. 1, 2001, pp. 29–33.
6. Kobasko, N. I., Batista, A. A., Jr., Canale, L.C.F., Totten, G.E., Dobryvechir, V.V., “Cooling Capacity of Coconut Oil, Palm Oil, and a Commercial Petroleum Oil by Solving the Heat Conductivity Inverse Problem”, Materials Performance and Characterization, Vol. 2, No. 1, 2013, pp. 1–21.
7. Dolinsky A.A., Moskalenko A.A., Grabova T.L., Kobasko N.I., Logvinenko P.N. Cooling Intensity of Micro- and Nanofluids to Be Used as a Quenchant for Hardening of Steel Parts and Tools // Proceeding of the 4th WSeaS International Conference on Fluid Mechanics and Heat & Mass Transfer (FLUIDSHEAT '13), Dubrovnik, Croatia, June 25-27, 2013, p. 88-93.
8. Долинский А.А., Грабов Л.Н., Москаленко А.А., Грабова Т.Л., Логвиненко П.Н. Исследование влияния дискретного энергетического воздействия на охлаждающую способность микро- и наножидкостей // Промышленная теплотехника. – 2013. – Т. 35, № 1. – С. 5-12.
9. Долинский А.А. Метод ДИВЭ в инновационных технологиях и тепломассообменном оборудовании / А.А. Долинский, Л.М. Грабов, Т.Л. Грабова // Промышленная теплотехника. – 2012. – Т. 34, № 3. – С. 18–30.
10. Moskalenko, A.A., Kobasko, N.I., Protsenko, L.N., Logvinenko, P.N. et. al., “Development of Methods and Equipment to Determine the Cooling Capacity of the Quenching Media”, The Tenth Anniversary of the International Industrial Conference "Efficiency of Research, Resources and Industrial Potential in Modern Conditions" Slavsk, 18-22 Feb., 2010, pp. 209–212.
11. ISO 9950:1995: Industrial Quenching Oils Determination of Cooling Characteristics–Nickel-Alloy Probe Test Method, International Standard, International Organization for Standardization, Geneva, Switzerland, 1995.
12. ASTM D6200: Standard Test Method for Determination of Cooling Characteristics of Quench Oils by Cooling Curve Analysis, Annual Book of ASTM Standards, ASTM International, West Conshohocken, PA, 2007.
13. ASTM D6200-01. Standard Test Method for Determination of Cooling Characteristics of Quench Oils by Cooling Curve Analysis, 2001, p. 6.
14. Kobasko, N.I., Souza, E.C., Canale, L.C.F., Totten, G.E., “Vegetable Oil Quenchants: Calculation and Comparison of the Cooling Properties of a Series of Vegetable Oils”, J. Mechanical Engineering, Vol. 56, No. 2, 2010, pp. 131–142.
15. Kondratjev, G.M., Thermal Measurements, Mashgiz, Moscow, 1957, p. 240.

УДК 532.137: 666.97

ВІБРОЕКСТРУЗІЯ ФІБРОБЕТОННИХ ПЛИТ ПОКРИТТЯ

Воронін Л.Г., канд. техн. наук, Андреєв І.А., канд. техн. наук,
Шмельова Д.Ю., студентка
Національний технічний університет України “Київський політехнічний інститут”, м. Київ

Встановлена можливість віброекструзійного виготовлення бетонних плит покриття, армованих базальтовими фібрами. Запропоновано метод розрахунку процесу ізотермічного, ламінарного плину ньютонівської рідини в каналах складних поперечних перерізів. Визначено розміри каналу віброекструдера для формування базальтофібробетонних плит покриття.

The possibility of making concrete slabs vibroextrusion coating reinforced with basalt fiber. A method for calculating the isothermal process, laminar flow of a Newtonian fluid in the channels of complex cross-sections. The sizes of the channel forming vibroextruder basalt fibroconcrete cover plates.

Ключовы слова: фібробетон, віброекструдер, бетон, плита покриття, базальтова фібра.

Вступ

Дисперсне армування бетону фібрами покращує його основні фізико-механічні характеристики і зменшує масу виробів порівняно з їх залізобетонними аналогами. Властивості базальтофібробетону дозволяють виготовляти з цього матеріалу різноманітні будівельні конструкції, які в наш час знаходять широке застосування.

Спеціально розроблений в НТУУ «КПІ» процес віброекструзії фібробетону забезпечує виробництво тонкостінних будівельних виробів з повною або частковою заміною металевої арматури на будь-яку фіброву (у тому числі і відходи виробництва). При цьому виключається грудкування чи руйнування фібр при змішуванні і формуванні, підвищується ефективність використання дисперсної арматури за рахунок можливості її орієнтування у виробі, підвищується густина кінцевого продукту і т. ін.

Постановка задачі

Задачею роботи є розробка процесу і обладнання для віброекструзії фібробетонних плит покриття.

Застосування і експериментальне виготовлення базальтофібробетонних плит покриття замість залізобетонних аналогів

Ребристі залізобетонні плити (рис. 1) використовують в основному для створення покриття промислових будов. При виготовленні таких плит використовують металеву арматуру, з якої роблять сітки потрібної форми й розмірів. Сітки укладають у форму, заливають бетоном і формують вироби під впливом вібрації. Такі плити мають великий попит, їх транспортування здійснюється звичайними тягачами с причепами і напівпричепами, що дозволяє швидко доставити їх на місце будування.

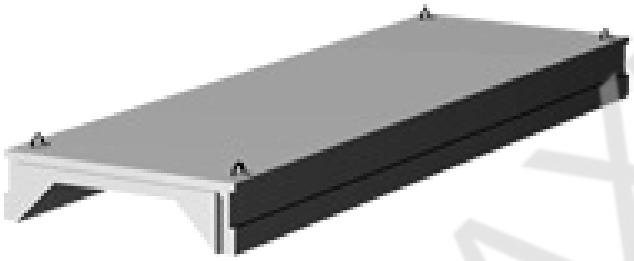


Рис. 1 – Плита ребриста залізобетонна 2ПГ6-3АтVт

Віброекструзійне виготовлення базальтофібробетонних виробів було відпрацьоване на дослідно-промисловій установці. Встановлена можливість виготовлення таких плит покриття замість аналогічних залізобетонних виробів 2ПГ6-3АтVт і визначені їх розміри (рис. 2). При цьому металева напружена арматура закладається тільки у ребрах плити [1]. Ефективність використання саме базальтових фібр, як найкращих з класу неметалевої дисперсної арматури підтвердили результати останніх дослідів, які були проведені в Інституті електрозварки ім. Е.О.Патона НАН України, НДІСК, КНУСА і закордоном [2].

Рис. 2 – Базальтофібробетонна плита покриття

Характеристики плит покриття наведені у таблиці.

Таблиця – Габаритні розміри і маси плит покриття

Найменування	Довжина, мм	Ширина, мм	Висота, мм	Маса, т
Плита ребриста залізобетонна 2ПГ6-3АтVт	5980	1490	300	1,5
Плита базальтофібробетонна	5980	1490	250	1,08

Випробування показали, що міцність виготовлених базальтофібробетонних плит покриття на руйнівне навантаження перевищує розрахункову у 1,4 рази. Але, після термовологої обробки на деяких плитах у тонкій стінці виявлялися пошкодження, які можна пояснити меншою швидкістю віброекструзії в цьому місці.

Математичний опис процесу Для вирішення задачі плину в каналі скористаємося прямокутною системою координат (x, y, z) з напрямком руху вздовж осі z.

У випадку ламінарного ізотермічного плину нестисливої ньютонівської рідини у каналі довільного поперечного перерізу рівняння Нав`є-Стокса приймає наступний вигляд:

$$\Delta U_z = \frac{\partial^2 U_z}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 U_z}{\partial y^2} = \frac{1}{\mu}\frac{\partial p}{\partial z}. \quad (1)$$

де U – швидкість, м/с; μ– динамічна в'язкість рідини, Па·с; p – тиск, Па.

Для області з контуром криволінійної форми Г:

$$U_z(x, y)|_\Gamma = 0. \quad (2)$$

Крайові умови задачі встановлені з припущення про нерухомість рідини біля стінок каналу.

Розв`язання задачі (1), (2) проводимо методом скінчених різниць. З цією метою введемо рівномірну по кожному напрямку різницеву сітку:

$$\overline{\omega} = \{x_i = (i-1)h;\ y_i = (j-1)l;\ i = 1, 2, \ldots, n;\ j = 1, 2, \ldots, k;\},$$

де h і l – кроки сітки по координатам x і y.

На сітці $\overline{\omega}$ задачі (1), (2) поставимо у відповідність різницеві рівняння, апроксимуючи похідні скінчено-різницевими співвідношеннями. Тоді в індексних позначеннях отримаємо:

$$\left[\left(U_{i-1,\,j} - 2U_{i,\,j} + U_{i+1,\,j}\right)/h^2\right] + \left[\left(U_{i,\,j-1} - 2U_{i,\,j} + U_{i,\,j+1}\right)/l^2\right] = \frac{1}{\mu}\frac{\partial p}{\partial z}; \quad (3)$$

$$U_{i,\,j}|_\Gamma = 0. \quad (4)$$

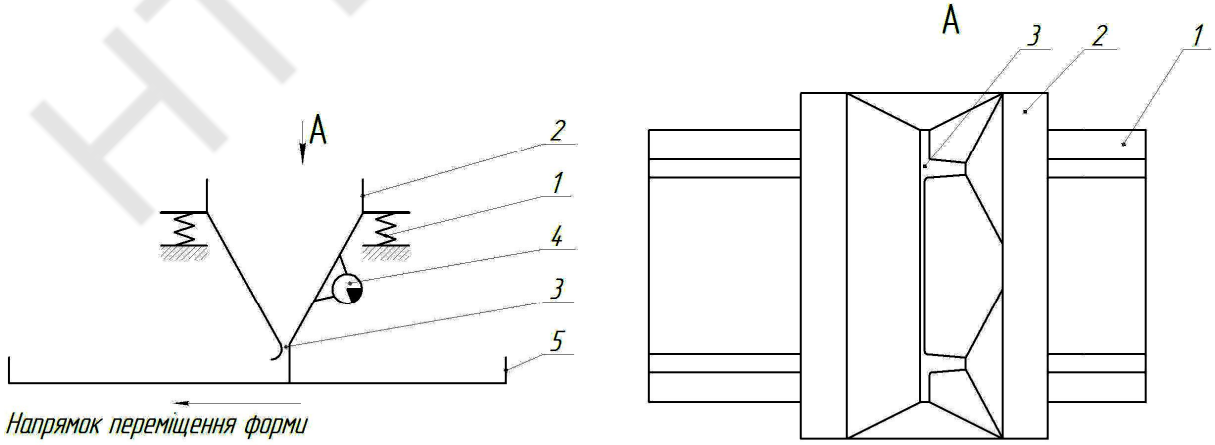
У випадку області довільної форми накладаємо умову, що лінії сітки, які паралельні осі y, можуть перетинати границю Г тільки у двох точках. Тоді систему алгебраїчних рівнянь (3), (4) можна розв'язати методом блочної ітерації із застосуванням прогонки по рядку [3].

Практичне застосування запропонованого методу розрахунку

Для унеможливлення появлення пошкоджень у тонкій стінці плит покриття було запропоновано живий переріз роздавального вікна зменшити в місцях, де формуються ребра і торцеві стовщені частини виробу порівняно з відповідними ділянками поперечного перерізу плит покриття. При цьому необхідно було забезпечити однакову продуктивність різних ділянок роздавального вікна (місць формування робер, торцевих стовщених частин стінки і середньої частини стінки плит), що припадають на одиницю відповідних площ поперечного перерізу виробів, які формуються.

Геометрія каналу віброекструдера була визначена в результаті використання запропонованого методу розрахунку. При цьому вважалось, що фібробетонна суміш у вібраційному полі є псевдоньютонівською системою [4], а плин – ізотермічний і ламінарний.

За результатами виконаних досліджень запропонована конструкція віброекструдера для виготовлення плит покриття, в якому живий переріз роздавального вікна звужений (порівняно з поперечним перерізом виробів) в місцях, де формуються ребра і торцеві стовщені частини стінки виробу [5]. (рис. 4).



1 – пружні опори; 2 – бункер; 3 – роздавальне вікно; 4 – збудник коливань; 5 – форма.

Рис. 4 – Віброекструдер для формування фібробетонних плит покриття

Висновки і перспективи подальших досліджень. Встановлена можливість віброекструзійного виготовлення бетонних плит покриття, армованих базальтовими фібрами.

Запропонований метод розрахунку може застосовуватися для опису процесу ізотермічного, ламінарного плину будь-якої суміші, які являють собою псевдоньютонівські системи, в каналах складних поперечних перерізів.

У подальших дослідженнях планується розглянути особливості процесу віброекструзійного формування фібробетонних виробів іншої конфігурації.

Література

1. *Андреєв І.А.* Виготовлення фібробетонних плит покриття / І.А.Андреєв, Д.Ю.Шмельова // Ресурсоенергозберігаючі технології та обладнання: V міжнародна науково-практична конференція студентів, аспірантів і молодих вчених (Київ, 20-23 листопада 2013 р.): тез. допов. – 2013.– С. 33-34.
2. Влияние материала фибры на эксплуатационные свойства бетонов // Будівельний журнал. – 2012. – № 7-8 (82-83). С. 61-62.
3. *Демидович Б.П.* Численные методы анализа / Б.П. Демидович, И.А.Марон, Э.З.Шувалова. – М.: Наука, 1967. – 368 с.
4. *Андреев И.А.* Вискозиметр для виброэкструдируемого фибробетона / И.А.Андреев, П.Н. Магазий // Хим. машиностроение: Респ. межвед. науч.-техн. сб. – 1987.– Вып. 45.– С. 95-99.
5. Заявка на пат. України № u201402784 від 19.03.2014, МПК (2014.01) B28B 13/00. Віброекструдер для формування фібробетонних плит покриття / Андреєв І.А., Воронін Л.Г., Шмельова Д.Ю.

УДК 678.027

РЕСУРСО-ЕНЕРГООЩАДНИЙ ПРОЦЕС ЕКСТРУЗІЇ НА КАСКАДНОМУ ДИСКОВО-ШЕСТЕРЕННОМУ ЕКСТРУДЕРІ

Мітусов Р.О., магістрант, Швед М.П., канд. техн. наук, доц., Швед Д.М., інж.
Національний технічний університет України«Київський політехнічний інститут», м. Київ

Проведено аналіз каскадних схем екструзії, дозуючого шестеренного насосу і його продуктивності. Проаналізовано вплив опору зазорів шестеренного насосу на точність дозування.

Analysis of cascadeextrusion schemes, gear pump and his productivity have been done. The affect the accuracy of dosing by the clearance resistance have been analyzed.

Ключові слова: екструзія, каскадний екструдер, продуктивність, точність дозування.

Постановка проблеми

На сьогоднішній день широкого розповсюдження отримали одночерв'ячні екструдери в яких процеси завантаження, плавленя, гомогенізації, створення тиску та дозування виконуються одним робочим органом – черв'яком. Його геометрія найкраще підходить для якогось одного полімеру, а для переробки інших він працює зі зниженою продуктивністю, яка сягає 45-75 % [1].

Для підвищення ефективності переробки полімерних матеріалів, коли необхідно забезпечити підвищену пластифікацію і змішування, введення добавок, фарбування, переробку композиційних матеріалів часто використовують каскадні схеми екструзії, де вищезгадані процеси розділено на окремі операції з автономним керуванням. Каскадні установки порівняно з традиційними черв'ячними екструдерами мають кращі питомі показники і більш широку номенклатуру матеріалів, що перероблюються. Технологія багатостадійної екструзії використовується фірмами :Battenfeld, Barmag(Німеччина), Buss (Швейцарія і іншими.[2,3]

Аналіз одночерв'ячних каскадних екструдерів, коли за створення тиску та дозуваннявідповідає в'язкісний черв'ячний насос показав, що такий насос дуже чутливий навіть до незначної зміни опору формуючого інструментупри цьому відбувається пульсація продуктивності, що призводить до збільшення допуску на геометричні розміри виробів і, як наслідок, до перевитрат сировини і енергії.

Мета

Створення ресурсо-енергоощадної каскадної схеми екструзії та відповідного обладнання.

Викладення основного матеріалу

Використання каскадних установок дозволяє встановлювати раціональні режими роботи окремих операцій або їх груп при якісному веденні всього технологічного процесу.

Розмежування операцій дає змогу більш точно корегувати і більш просто досягати оптимальних режимів роботи. При створенні таких екструдерів необхідно вирішувати ряд наступних задач :

- виділення з технологічного процесу основних операцій;
- інтенсифікація цих процесів ;
- можливість автономного керування ними.

З урахуванням вище приведених вимог в Національному технічному університеті України «Київському політехнічному інституті» на кафедрі «Машин та апаратів хімічних і нафтопереробних виробництв» був розроблений каскадний дисково-шестеренний екструдер для переробки полімерних матеріалів [4] в якому на першій стадії в якості розплавлювача-гомогенізатора використовується дисковий екструдер з дозованим живленням. Цей екструдер працює в «голодному» режимі, забезпечуючи кероване інтенсивне плавлення й змішування в зоні завантаження й пластикації завдяки можливості змінення частоти обертання черв'ячно-дискової частини, а також кероване змішування в дисковій зоні завдяки можливості змінення величини робочого зазору без зміни продуктивності. Дисковий екструдер має просту конструкцію і низькі питомі енергетичні показники. Проте тиск, що створюється дисковим екструдером складає 0,6 -1 МПа, чого не достатньо для формування виробів [5].

Для подолання цього недоліку на другій стадії все частіше встановлюється шестеренний насос,який працює при вхідному тиску 0,5-5 МПа і вихідному від15 до 30 МПа[6]. З сучасної точки зору шестеренні насоси не можуть бути ігноровані, якщо виробляється високоякісний продукт. Незважаючи на просту конструкцію шестеренного насосу це високоточний об'ємний насос з можливістю створювати високі тиски з мінімальним температурним навантаженням.Встановлення шестеренного насосу між черв'ячним екструдером і формуючим інструментом чи в каскадномудисково-шестрененному екструдері дозволяє :

- створювати необхідний тиск ;
- згладжувати пульсацію тиску ;
- запобігати термодеструкції полімеру;
- зменшувати перевитрати сировини і кількість браку;
- зменшувати загальні ресурсо-енерго затрати. [7]

Продуктивність каскадного дисково-шестеренного екструдера лімітується продуктивністю шестеренного насосу, яка може бути визначена за формулою [8]:

$$Q_{\Phi} = 2 \cdot \pi \cdot b_1 \cdot n \cdot \left(R_B^2 - R^2 - \frac{t_0^2}{12} \right) \pm \frac{U \cdot b \cdot h}{2} - \frac{\Delta p}{12 \cdot \mu \cdot l} \cdot b \cdot h^3 , \quad (1)$$

де: Q_{Φ} – фактична продуктивність;

b_1 – ширина шестерні;

R_B – радіус кола виступів шестерні;

R – радіус основного кола;

t_0 – крок зачеплення зубів по основному колу;

n – гастотаобертання шестерень;

U – колова швидкість рухомих поверхонь відносно нерухомих;

h –зазор між поверхнями тертя;

μ – не ньютонівська в'язкість, що залежить від швидкості зсуву та температури;

Δp – перепад тиску в насосі;

b – середня ширина каналу;

l – довжина каналу.

Перша складова рівняння відображає теоретичну продуктивність, яка залежить тільки від геометрії зубчатого зачеплення. Друга складова виражає втрати цієї продуктивності в зазорах в залежності від швидкості рухомої пластини відносно нерухомої. Третя складова виражає втрати продуктивності в зазорах, і яка залежить від перепаду тиску Δp , в'язкості μ і від величини зазорів h . Оскільки з одного боку втрати продуктивності через зазори є небажаними, а з іншого боку необхідно змащувати поверхні тертя, то значення другою складової не повинна перевищувати значення третьої, бо це призведе, до «сухого тертя» і, як наслідок, до заклинювання насосу. Тобто колова швидкість рухомої частини не повинна перевищувати критичне значення обертання шестерні, яка визначається за рівнянням [8].

$$U_{кр} = \frac{\Delta p \cdot h^2}{6 \cdot L \cdot \mu} \tag{2}$$

Приймаючи до уваги, що найбільша колова швидкість буде на радіусі кола виступів шестерень, то тоді критична частота обертання буде визначатись рівнянням [8].

$$n_{кр} = \frac{\Delta p \cdot h^2}{12 \cdot L \cdot \mu \cdot \pi \cdot R_B} \tag{3}$$

Як видно з цього рівняння критична частота обертання шестерень залежить окрім геометричних розмірів насосу також від в'язкості розплаву. Це значить, що для різних матеріалів з різною в'язкістю при тих же геометричних розмірах насосу, максимальна продуктивність буде різною - для більш в'язких матеріалів нижчою, ніж для менш в'язких.

Теоретична продуктивність шестеренного насосу на виході ділиться на два потоки обернено пропорційно до сумарного опору каналів : один потік проходить через формуючий інструмент, а інший повертається в зону всмоктування через зазори. Продуктивність через формуючий інструмент визначається по формулі . [9].

$$Q = \frac{\Delta p \cdot B \cdot H^3}{12 \cdot L \cdot \mu} \tag{4}$$

де:B – ширина каналу;

L – довжина каналу;

μ - в'язкість розплаву;

H – висота каналу.

Порівнюючивираз 4 і третю складову рівняння 1 видно, що вони однакові за формою запису, але величини, що характеризують геометричні розміри каналівдля формуючого інструменту: $B = 0{,}3 \ldots 1{,}2м$, $H = 2 \ldots 4мм$, а величини, що характеризують геометричні розміри зазорів шестеренного насосу : $b = 20 \ldots 40мм$, $h = 30 \ldots 60 \cdot 10^{-3}$ мм. Таким чином, видно, що витрата продуктивності через зазори буде приблизно в 100 разів менша ніж витрата через формуючий інструмент. Це означає, що при зміні опору формуючого інструмента на 1% продуктивність шестеренного насосу зміниться лише на 0,01 % і загальна продуктивність екструзійної лінії залишиться фактично не змінною. Попередньо проведені дослідження показали, що перевитрата сировини через пульсації тиску не перевищує 1...2% проти 5..8% в черв'ячному екструдері без шестеренного насосу [10].

Висновок

Було створено систему каскадної дисково-шестеренної екструзії, де в якості розплавлювача гомогенізатора встановлено дисковий екструдер, а для створення тиску використано шестеренний насос. Шестеренний насос, що встановлюється після дискового екструдера внаслідок його конструктивних особливостей згладжує пульсації продуктивності на формуючому інструменті і дозволяє зменшити перевитрати сировини і енергії.

Література

1. Раувендаль К. Экструзия полимеров [Текст]: пер. с англ. А.Я.Малкина. – сПб.: Профессия, 2006 – 768с.
2. Сайт «Вітман-груп» [Електронний ресурс]. – Режим доступу :http://www.wittmann-group.com/
3. Сайт «БассКомаундінг» [Електронний ресурс]. – Режим доступу :http://www.busscorp.com/ru
4. Швед М.П., Швед Д.М., Мурдід Н.В, Мікульонок І.О. «Каскадний дисково-шестеренний екструдер для переробки полімерних матеріалів» с. 74–77, укр., Іл. 2. Табл. 1. Бібліогр.: 13 назв.
5. Швед М. П.; Швед Д. М.; Петренко О. В. Використання каскадних схем і дозуючих шестеренних насосів в екструзії полімерів
6. Сайт «Мааг-Пумп» [Електронний ресурс]. – Режим доступу :http://www.psgdover.com/
7. Корнієнко Я. М., Кузьміна В. О., Швед М. П., Швед Д. М., «Високоточне ресурсоощаднеекструдування полімерів »., Хімічна інженерія, екологія та ресурсозбереження. Випуск №1, 2011

8. Кузьміна В.О., Корнієнко Я.М. Швед М.П., Швед Д.М, “Дослідження продуктивності шестеренного насоса в лінії для виробництва рукавної плівки”. “Наукові праці Одеської національної академіїї харчових технологій” – О.: 2010. – с. 321-327.
9. Ким В.С. Теория и практика екструзии полимеров [текст].: \ В.С. Ким. – М.: Химия. 2005-2005 567 с.
10. Швед М. П., Швед Д. М., Луценко І. В., Богатир А. С. Переваги використання каскадних схем та дозуючих шестеренних насосів при екструзії полімерів // Технологический аудит и резервы производства. 2013.№2 (9).

УДК 547; 54.01; 66.096.5-932.2

ПРОЦЕС УТВОРЕННЯ КРИСТАЛІЧНО-АМОРФНИХ ТВЕРДИХ СТРУКТУР З ОРГАНІЧНИМИ СПОЛУКАМИ

Слободянюк К.С., магістрант, Степанюк А.Р., канд. техн. наук, доц.
Національний технічний університет України
“Київський політехнічний інститут”, м. Київ

Представлено фізичну модель утворення кристалічно-аморфних твердих структур, основні положення фізичної моделі. Надана технічна реалізація процесу утворення кристалічно-аморфних структур із заданими властивостями. Обґрунтовано застосування техніки псевдозрідження.

Presented by the physical model of the crystal-amorphous solid structures, the main provisions of the physical model. The technical realization of the formation of crystalline-amorphous structures with desired properties. The use of pseudo liquefaction technology.

Ключові слова: фізична модель, мікрокристали, масопередача, диспергатор, композити, колоїдні частинки.

Мінеральні добрива – це екзогенні хімічні сполуки, за своїм складом поділяють на прості (містять лише один компонент із головних елементів живлення) і комплексні (містять не менше двох головних елементів живлення). Прості мінеральні добрива, залежно від елементу живлення, поділяють на азотні, фосфорні, калійні, магнієві, сірчані, тощо, а комлексні – на складні, складно-змішані і змішані. За характером безпосередньої дії на грунт і рослини мінеральні добрива класифікують як фізіологічно й біологічно кислі, хімічно й фізіологічно лужні та фізіологічно нейтральні [1].

Світова тенденція компенсації втрат родючості грунтів проводилась за рахунок внесення мінеральних добрив. Серед комплексних заходів, спрямованих на вирішення проблеми забезпечення власних продовольчих потреб України, важливе місце займає створення нового покоління органо-мінеральних добрив.

Сульфат амонію є високоефективним азотним добривом, застосування якого забезпечує високу агрономічну і економічну ефективність вирощування основних сільськогосподарських культур [2].

Розробка теоретичних засад процесу утворення кристалічно-аморфних структур при переробці розчинів сульфату амонію з підвищеним вмістом органічних сполук – є актуальною.

Для одержання кристалічно-аморфних структур з розподіленням компонентів на нанорівні доцільно застосовувати ізотермічну кристалізацію з високими коефіцієнтами переносів [3]. Розміри кристалів повинні бути в межах 1-5·10^-6 м , серед яких розподілені колоїдні частинки аморфних органічних речовин (гумінові речовини). Розмір кристалів визначається інтенсивністю теплових потоків. Утворені мікрокристали служать центрами для кристалізації в разі повторного нанесення рідкої фази. Таким чином утворюється дендровидна кристалічна структура з мінеральних компонентів. У просторі мікрокристалів за рахунок багатократної кристалізації утворюється кристалічний каркас з мінеральних речовин , між якими розподіляються гумати. Кристалічний каркас забезпечує міцність утвореного композита , в якому хаотично розподілені наночастинки гумінових речовин. Кристалічно-аморфна структура, що утворилася, має: розгалужену мережу мікроструктур, високу абсорбційну здатність (рис.1).

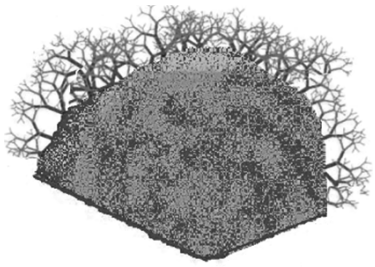


Рис. 1 – Структура кристалічно-аморфних твердих композитів

Відбувається суттєве покращення розподілення органічних речовин по всьому об'єму гранул.

Основою процесу утворення кристалічно-аморфних структур є масова кристалізація, яка проходить в умовах далеких від рівноважних, що збільшує швидкість масопередачі. Наявність домішок органічних речовин або тонкодисперсних суспензій прискорюють зростання кристалів, з одночасною зміною їх форми, та збільшенням числа і міцності фазових контактів. Фізична сутність процесу утворення кристальчно-аморфних структур з рідких композитних систем полягає у дрібнодисперсному розпиленні композитних рідких систем в обмежену область в середині псевдозрідженого шару, в якій досягається майже повне насичення парами вологи зріджуючого агента, з інтенсивним рухом нагрітих твердих частинок через цю область. На поверхні гранул формується, за рахунок дії адгезійно-сорбційних сил, надтонка плівка рідини. Тверді частинки переходять у зону релаксації, де розподіляються між сухими гранулами. Всі гранули при контакті в зоні інтенсивного тепло-масообміну поглинають теплову енергію , яка витрачається на випаровування вологи і створення мікрошару сухої речовини на їх поверхні. Це запобігає їх перегріву. Описаний цикл повторюється багатократно. За рахунок цього композити мають каркасну структуру. Схема механізму утворення кристалічно – аморфних структур наведена на рис. 2.

а) б) в)

а) – канал пор і-ї ітерації; б) – сорбція рідини; в) – утворення додаткових шарів і збільшення кількості осаджених частинок.

Рис. 2 – Схема руху рідин в порах кристалічно-аморфних структур

Стійкість кінетики утворення твердих кристалічно-аморфних структур визначається активним гідродинамічним режимом. Для макрокінетики процесу утворення кристалічно-аморфних композитів визначається вплив диспергатора рідкої фази і пристроїв, які забезпечують заданий режим гідродинаміки.

Узагальнена фізична модель процесу масової кристалізації в присутності органічних домішок полягає в тому, що до композитної рідкої фази, яка являє насичений водяний розчин мінеральних добрив з домішками колоїдних частинок органічних речовин , інтенсивно підводиться теплота. Внаслідок цього відбувається випаровування розчинника і тому пересичення розчину. При цьому відбувається вилучення частини маси мінеральних дому шків у вигляді зародків мікрокристалів, до яких в подальшому приєднуються молекули мінеральної речовини. Розміри мікрокристалів залежать від щільності теплового потоку і концентрації домі шків, особливо органічних. Утворення кристально-аморфних структур можна представити як процес об'єднання мікрочастинок органічного та мінерального походження.

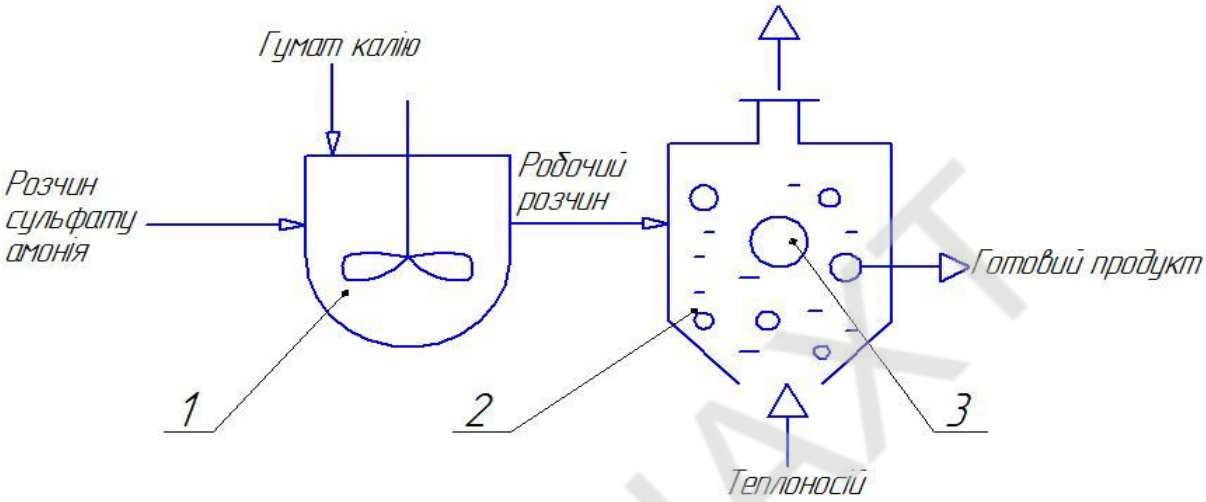
Для реалізації макрокінетики утворення кристалічно-аморфних структур із заданими властивостями використовується техніка псевдозрідження, яка дозволяє більш повно реалізувати фізичну модель [2].

Ідея процесу одержання кристалічно-аморфних структур наведена на рисунку 3.

Робочий розчин диспергується в двофазну систему: зернистий матеріал – газовий теплоносій. При цьому рідка фаза за рахунок дії адгезійно-абсорбційних сил утримується на поверхні твердих частинок у вигляді надтонкої плівки, до якої від нагрітих твердих частинок і газового теплоносія підводиться тепло-

та. Внаслідок інтенсивного випаровування розчинника відбувається утворення мікробару з мікрокристалів та колоїдних частинок.

Багатократне повторення цих процесів зумовлює адекватне збільшення розмірів частинок. При досягненні розмірів більше 4:4,5 мм тверді частинки виводяться з апарату. Для забезпечення стійкості кінетики процесу необхідно компенсувати число частинок, які виведені з апарату, за рахунок нових центрів грануляції, які можуть подаватися із зовні або утворюватися безпосередньо в апараті за рахунок подрібнення частини гранул. Найбільш раціональний спосіб – безперервний процес утворення кристалічно – аморфних структур є безрецикловим.



1-апарат змішалкою, 2 – гранулятор, 3 - диспергатор

Рис. 3 – Фізична модель утворення кристалічно-аморфних твердих композитів

Висновок

Застосування мінеральних добрив дозволяє відновити екологічну рівновагу при активному землекористуванні та запобігти деградації грунтів [3].

Для одержання добрив з органічними домішками необхідно забезпечити умови масової кристалізації з тонкої плівки рідини, нанесеної на поверхню гранули шляхом інтенсивної спрямованої циркуляції матеріалу в апараті з псевдо зрідженим шаром з висотою, який визначається стійкою кінетикою гранулоутворення.

Розроблено фізичну модель утворення кристалічно-аморфних твердих структур. Визначено основні положення фізичної моделі. Надана технічна реалізація процесу утворення кристалічно-аморфних структур із заданими властивостями. Обгрунтовано застосування техніки псевдозрідження.

Література

1. О.Ф.Смаглій, А.Т.Кардашов, П.В.Литвак «Агроекологія: Навч. посібник» -К.: Вища освіта.2006р.-671 стор.;
2. Корнієнко Я.М. «Дослідження процесів утворення комплексних кристалічно – аморфних структур з промислових відходів для захисту та екобезпечного розвитку довкілля» НТУУ «КПІ», 2009р.;
3 Корнієнко Я.М., Мельник М.П., Мартинюк О.В. «Струменево-пульсаційний режим псевдозріджен ня»,Монографія,НТУУ «КПІ», Київ, 2013р.

УДК 547.1-3; 628.5

СТВОРЕННЯ КРИСТАЛІЧНО-АМОРФНИХ СТРУКТУР ПРИ ПЕРЕРОБЦІ РОЗЧИНІВ СУЛЬФАТУ АМОНІЮ З ПІДВИЩЕНИМ ВМІСТОМ ОРГАНІЧНИХ СПОЛУК

Слободянюк К.С., магістрант, Степанюк А.Р., канд. техн. наук, доц.
Національний технічний університет України
"Київський політехнічний інститут", м. Київ

Обгрунтовано утворення кристалічно – аморфних структур при додаванні до розчину сульфату амонію та гумату калію. Виявлено особливості кристалізації компонентів та їх суміші.

Proved the formation of crystal - amorphous structures when added to a solution of ammonium sulfate and potassium humate. The features of the crystallization components and mixtures thereof.

Ключові слова: кристалізація, сульфат амонію, гумат калію, мінеральні добрива, азотне добриво, хімічне споживання кисню.

В Україні, в результаті переважного розвитку галузей важкої промисловості, які є основними постачальниками відходів, накопичено 25-28 млрд. т відходів. Вони займають більш ніж 180 тис.га. З 90-х років, в результаті спаду виробництва, обсяг утворення відходів знизився на 35-40 %, але щорічні обсяги складування не скоротилися. Це обумовлено прогресуючою тенденцією зменшення обсягів та утилізації відходів.

У 2000 році, в порівнянні з 1990 роком, рівень використання відходів вуглевидобутку і вуглезбагачення склав 25,5 %, деревини – 7,8, склобою – 33,5, макулатури – 45,7, шин зношених – 20,6, вторинної сировини полімерної – 10,6 %.

Відходи, як якісна техногенна сировина, мають значний енергетичний та ресурсний потенціал. Його ефективне використання за рахунок впровадження нових технологій сприятиме вирішенню проблем екологічної реструктуризації господарського комплексу промислових регіонів України [1].

Щодо господарського комплексу, то на земній кулі придатних для рільництва ґрунтів є лише 9% (3,2 млрд га). Якраз вони й визначають благополуччя. В Україні ці показники трохи кращі. Знаменитий український чорнозем - найродючіша частина оброблюваних ґрунтів - становить, за різними оцінками, від 8 до 15% світових запасів.

За 100 років (1881-1991рр.) вміст найціннішого складника - гумусу зменшився у ґрунтах України майже на третину (з 4,2 до 3,2 %). Нині ж він становить 3,1%, і цей процес триває. За даними експертів аграрного ринку, середній урожай пшениці з гектара українських чорноземів ледь дотягує до 3 т, а у Великобританії, Франції, Німеччині з далеко нечорноземного гектара намолочують у середньому більш ніж 7 т. Одна з причин такої ситуації - низька поживність наших ґрунтів. За останні сто років вміст гумусу зменшився з 13-14 % до 3-5 %, причому лише за останні п'ять років - на 0,04 %. І тому, щоб підтримати необхідний баланс гумусу, у грунт необхідно вносити мінеральні добрива [2].

Мінеральні добрива - це важливий фактор підвищення родючості грунтів. Їх застосування при вирощуванні сільськогосподарських культур є одним з головних напрямків підвищення ефективності сільськогосподарського виробництва і застосування мінеральних добрив є основним засобом хімізації.

Застосування сульфату амонію забезпечує високу агрономічну і економічну ефективність вирощування основних сільськогосподарських культур [3]. Сульфат амонію – побічний продукт виробництва капролактаму, виробляється у кристалічному вигляді. Кількість азоту не перевищує 21 %, але сірка, що входить до складу речовини, є необхідним елементом живлення багатьох сільськогосподарських культур. Кристалічний сульфат амонію використовується на грунтах, що мають РН більше 7, так як він має кислу реакцію гідролізу. В умовах українських чорноземів він є високоефективним для будь-яких культур.

Сульфат амонію (сірчано-кислий амоній) - ефективне азотне добриво, яке забезпечує значний приріст врожаю чаю, жита, картоплі, бавовни, рису, вівсу, цукрового буряку. З успіхом конкурує з кращими азотними добривами (нітрат амонію, нітрат калію, нітрат кальцію, нітрат натрію, хлорид амонію, карбамід, рідкий аміак, аміачна вода, КАС, кальцієва селітра). Азот – це критичний елемент для росту рослин, він є важливою частиною хлорофілу, речовини, що надає рослинам зеленого кольору. Азот дуже мобільний елемент, що може легко вимиватися з грунту. Тому його слід регулярно поповнювати для підтримки

росту рослин [4]. Крім азоту сульфат амонію має в своєму складі сірку - необхідний елемент живлення сільськогосподарських культур. Містить 20,8-21 % азоту в амонійній формі і до 24 % сірки [5]. Сірку застосовують переважно у хімічній промисловості (для виробництва сірчаної кислоти, синтетичного волокна, сірчистих барвників, димного пороху), у ґумовій промисловості, також у сільському господарстві, фармацевтиці тощо; досить поширений елемент, на неї припадає близько 0, 1% маси земної кори. Сірка міститься в кам'яному вугіллі і нафті, а також в усіх рослинних і тваринних організмах, оскільки вона входить до складу білків. На рисунку а зображено кристал сульфату амонію(20 %) з водою(30 %). Вода – єдина хімічна речовина,що формує, просторово структурує , робить ажурною, гідратує будь-яку біологічну компоненту, підтримує конформацію молекул органічних сполук, обсотує поверхню всіх колоїдних частинок. Без цієї гідратації жодна макромолекула чи структура просто не здатні функціонувати [6].

а)

б)

Показник, який характеризує сумарний вміст у воді органічних речовин за кількістю витраченого на окиснення хімічно зв’язаного кисню, називається хімічним споживанням кисню. Також хімічним споживанням кисню (ХКС) є кількість розчиненого кисню, витрачена на хімічне окислення органічних і неорганічних домішок води під дією сильного окислювача - біхромату калію. Результати визначення окиснення виражаються в міліграмах спожитого кисню на 1 л води. На рисунку б зображено сульфат амонію з вмістом ХСК[7].

Теоретичним значенням ХСК називають кількість кисню (чи окисника в перерахунку на кисень в мг/л), необхідного для повного окиснення органічних речовин, що містяться в пробі.

Теоретичні значення ХСК: щавлева кислота – 0,18 мгО/л; синильна кислота – 0,59 мгО/л; гликоколь – 0,64 мгО/л; глюкоза – 1,07 мгО/л; уксусна кислота – 1,07 мгО/л; сахароза – 1,12 мгО/л; масляна кислота – 1,82 мгО/л; етанол – 2,09 мгО/л; додецилбензоат натрію – 2,34 мгО/л; фенол – 2,38 мгО/л; бутанол – 2,59 мгО/л.

Недоліком кристалів сульфату амонію є їх не стійка структура і здатність до руйнування з часом, тому за мету створення кристалічно-аморфних структур сульфату амонію з органічними домішками взято вдосконалення кристалічної структури даного добрива.

Родючість грунтів обумовлена наявністю в них органічних сполук під загальною назвою – гумінові речовини, які накопичувались в грунті протягом тривалого часу. Як відомо, гумус – основа родючості грунту, збагачена біологічно активними речовинами, так званими гуміновими кислотами та їх солями – гуматами. Технологія виробництва гумінових добрив свого роду унікальна і проста. Вона дає можливість витягнути з природної сировини цілий комплекс біологічно активних речовин, макро- і мікроелементи, які потім забезпечують високу якість та ефективність препарату. До таких природних субстратів відносяться буре вугілля, торф, перепрілий гній тощо [8].

Гумати - солі гумінових кислот, які вилучають з торфу та бурого гумусового вугілля слабкими водними розчинами лугів. Гумати — багато функціональні сполуки, що мають різноманітні хімічні та біологічні властивості.

Основними напрямками використання гуматів є:

- у сільському господарстві — як біоактивні сполуки — регулятори росту та адаптогени;
- при бурінні свердловин — як стабілізатори і регулятори якості бурових розчинів;
- у тваринництві та рибальстві — для підвищення стійкості молодняку та мальків у перші дні життя;
- у будівництві — як пластифікатори та суперпластифікатори цементних розчинів;
- як складних мінеральних добрив;
- як стабілізатор та регулятор характеристик водовугільних суспензій;
- як сировина для ліків.

Гумат калію є продуктивним регулятором росту рослин. Має 100 % розчинність, включає більш ніж 80 % солей гумінових кислот, макро- і мікроелементи. Гумат калію володіє високою біологічною активністю [4], відновлює:

- фізичні властивості ґрунту, в тому рахунку покращують механічні властивості ґрунту;

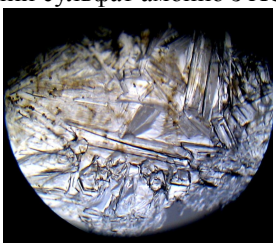
- хімічну і гідрологічну структури ґрунту;
- біологічні характеристики ґрунту, у тому числі відроження бактеріальних спільнот;
- протекторні властивості ґрунту.

В зв'язку з тим що гумати калію є органо-мінеральними добривами з протекторними та біостимулюючими властивостями, вони сприяють:

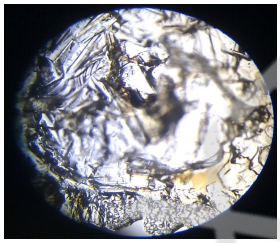
- вирощуванню екологічно чистої, а значить здорової для всіх людей агропродукції;
- зниження змісту важких металів, радіонуклідів і біотоксикантів в продуктах;
- виробленню харчової продукції з збільшеним вмістом вітамінів, вуглеводів, білків і ліпідів;
- покращенню товарного вигляду овочів, фруктів та іншої продукції.

Гумат калію робить нашу їжу більш чистою, та збільшує зміст корисних для здоров'я речовин! Використовуючи наші добрива ви виростите продукцію, відповідно світовим стандартам якості.

На рисунку в показано кристал розчиненого сульфату амонію з гуматом калію,а на рисунку г – розчинений сульфат амонію з ХСК та гуматом калію.



в)



г)

Висновки

За результатами дослідів встановлено, що кристали чистого сульфату амонію мають лінійну структуру (рис.а), за рахунок додавання органічних домішків набуває об'ємної, пористої і більш стійкої структури (рис.б,в,г).

Обгрунтовано метод утворення кристалічно-аморфних структур сульфату амонія з органічними добавками на базі гумату калія.

Література

1. Корнієнко Я.М. «Дослідження процесів утворення комплексних кристалічно – аморфних структур з промислових відходів для захисту та екобезпечного розвитку довкілля» НТУУ «КПІ», 2009р.;
2. Агро-бізнес: http://www.agro-business.com.ua/2010-06-11-12-53-00/694-2011-10-20-13-13-53.html;
3. http://www2.agroscience.com.ua;
4. Азотні добрива: http://www2.agroscience.com.ua/stat/naukov-stat/azotn-dobriva-vidi-ta-osoblivost-h-vikoristanja.html;
5. Хімічно-аналітичний портал: http://www.anchem.ru;
6. Мураєва О.О. «Аналітична хімія» Конспект лекцій, ХНАМГ, Харків, 2009р.;
7. http://www.anchem.ru/literature/books/muraviev/027.asp;
8. http://www.agro-business.com.ua/2010-06-11-12-53-00/1136-2012-07-07-13-58-16.html.

НТБОНАХТ

УДК 678.023

ЧЕРВ'ЯЧНО-ШЕСТЕРЕННИЙ ЕКСТРУДЕР ПРИ ПЕРЕРОБЦІ ПОЛІМЕРНИХ МАТЕРІАЛІВ

Швед М.П., канд. техн. наук, доц. Швед Д.М., інж., Степанюк Д.А., магістрант
Національний технічний університет України
“Київський політехнічний інститут”, м. Київ

Проведено аналіз черв'ячного і черв'ячно шестеренного екструдерів, наведена їх порівняльна характеристика: точності дозування розплаву, зміни тиску та температури.

The analysis of the worm and worm gear extruder, given their comparative characteristics: precision dispensing melt, changes in pressure and temperature.

Ключові слова: екструзія, шестеренний насос, тиск, температура.

Постановка проблеми

На сьогоднішній день розширюється асортимент полімерних матеріалів. Суттєве збільшення їхнього виробництва потребує створення високопродуктивного та ресурсоенергоощадного обладнання для їх переробки у найрізноманітніші вироби. Найбільш ефективним є екструзійне обладнання, серед якого найчастіше використовуються одночерв'ячні екструдери [1].

Для отримання виробів високої якості необхідно, щоб робота екструдера і процеси, які проходять в ньому, були стабільними і протікали в оптимальному режимі. Однак, практично це важко реалізується через ряд факторів від яких залежать продуктивність екструдера і якість екструдата [2].

Основна задача при створенні нових та модернізації існуючих установок полягає у підвищені продуктивності обладнання при високій якості виробів та при низьких питомих енергозатратах.

Важливою проблемою при екструзії полімерів є пульсація тиску, яка призводить до перевитрати сировини. Для усунення нестабільності в роботі екструдера змінюють геометрію та конструкцію шнека, модернізують систему керування приводом, але ці засоби вимагають значних капіталовкладень та лише частково вирішують вищезгадану проблему [3].

Цілі статті

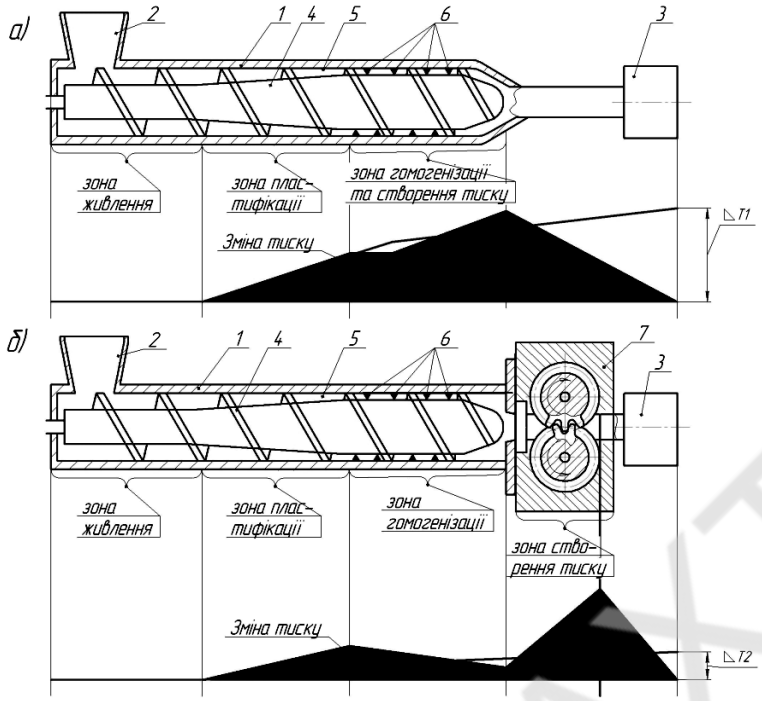
Метою статті є аналіз та шляхи вирішення проблеми перевитрат сировини та енергії при екструзії полімерів.

Виклад основного матеріалу

Вирішенням проблем пульсацій тиску та перевитрат сировини й енергії може бути встановлення між екструдером і формуючим інструментом дозуючого шестеренного насосу який має жорстку напірну характеристику, і використання якого дозволяє заощаджувати полімер [4].

Завдяки тому, що шестеренний насос не просто перекачує розплав полімеру, а й створює та стабілізує необхідний тиск для проходження розплаву через головку екструдера, то робота самого екструдера тепер спрямована тільки на розплавлення та гомогенізацію полімеру, що є перевагою в використанні черв'ячного екструдера з шестеренним насосом.

При використанні шестеренного насосу черв'як екструдера потребує удосконалень для роботи в нових умовах. В першу чергу необхідні зміни геометрії черв'яка, такі як глибина та крок нарізки, щоб на виході створювався тиск 3–5 МПа та відбувалася достатня гомогенізація розплаву. На рисунку 1 наведені зміни тиску та температури по зонах екструдера у вигляді порівняльних характеристик [5, 6] з яких видно, що використання шестеренного насоса між черв'ячним екструдером і формуючим інструментом дозволяє збільшити довжину зони гомогенізації, та знизити температурне навантаження на розплав, підвищуючи його якість. Попередні дослідження показали, що після встановлення шестеренного насосу, коливання тиску та продуктивності в системі практично повністю згладжуються і стабілізуються, зростає продуктивність, вирівнюється температурна однорідність розплаву, значно знижується можливість місцевого перегрівання розплаву, а його середня температура зменшується на $\Delta T = 8\ldots15^{\circ}C$. При цьому економиться вихідна сировина, так як передозування не перевищує 1…2%, проти 5-8% в екструдерах без шестеренного насосу.



а – схема черв'ячного екструдера; б – схема черв'ячно-шестеренного екструдера
1 – корпус; 2 – завантажувальний отвір; 3– формуючий інструмент; 4 – черв'як;
5 – робочий канал; 6 – змішуючий елемент; 7 – шестеренний насос.

Рис.1 – Зміна тиску та температури по зонах в екструдері

Продуктивність зони дозування черв'ячного екструдера де відбувається створення тиску та гомогенізації визначається за формулою [7] :

$$Q = \frac{U_z \cdot \omega \cdot h}{2} F_d - \frac{\omega \cdot h^3}{12 \cdot \eta} \frac{dP}{dz} F_p \qquad (1)$$

де ω – ширина каналу;

h – висота зазору;

η – не ньютонівська в'язкість, що залежить від швидкості зсуву та температури;

$\frac{dP}{dz}$ – зміна тиску на вході і на виході;

F_d – коефіцієнт форми вимушеного потоку;

F_p – коефіцієнт форми під дією градієнту тиску;

U_z – швидкість рухомої поверхні відносно нерухомої.

Перший член наведеного рівняння характеризує течію розплаву, яка спричинена різницею швидкостей рухомої та нерухомої пластин, при плоско паралельній моделі. Друга складова – відображає рух полімеру за рахунок різниці тисків, коли обидві складові рівні між собою об'ємний видаток дорівнює 0, а розплав циркулює в зоні дозування. За рахунок зміни співвідношення різниці тисків між входом в зону гомогенізації і формуючим інструментом, швидкістю та глибиною каналу досягають необхідної гомогенізації розплаву в цій зоні. З іншого боку зміна швидкості призводить до значної зміни об'ємної продуктивності, тому як правило необхідна гомогенізація досягається за рахунок зміни глибини каналу при проектуванні черв'яків і зміни опору перед формуючим інструментом при експлуатації екструдерів.

Продуктивність черв'ячного екструдера з шестеренним насосом обмежується продуктивністю шестеренного насосу, так як він створює тиск для формуючої головки. Розрахунок його продуктивності зводиться по суті до визначення параметрів шестеренного насосу, який в кожному конкретному випадку має вибиратися в узгодженні з параметрами черв'ячного екструдера. Продуктивність шестеренного насосу може бути розрахована за формулою [8]:

$$Q = 2 \cdot [\pi \cdot в \cdot n \cdot (R_в^2 - R^2 - \frac{t_0^2}{12}) - \frac{\Delta P}{12 \cdot \eta \cdot L} \cdot b \cdot h^3 \pm \frac{U \cdot b \cdot h}{2} \quad (2)$$

де в – ширина шестерні;

$R_в$ – радіус кола виступів шестерні;

R – радіус основного кола;

t_0 – крок зачеплення зубів по основному колу;

n – число обертів шестерні.

U – середня швидкість рухомої поверхні відносно нерухомої;

b – ширина каналу;

h – радіальний чи торцевий зазор;

ΔP –різниця тисків на вході і виході в шестеренному насосі;

L – довжина каналу;

η – не ньютонівська в'язкість, що залежить від швидкості зсуву та температури.

В наведеному виразі перша складова відображає теоретичну продуктивність шестеренного насосу, яка розраховується на основі теорії евольвентного зачеплення, друга і третя складові відображають втрати цієї продуктивності через зазори між рухомими та нерухомими поверхнями шестеренного насосу. Наведені втрати необхідні так як розплав змащує поверхні тертя, а третя складова, з метою уникнення заклинювання, ніколи не можу бути більшою за другу.

Втрати продуктивності за рахунок протитечії в рівнянні (1) і втрати продуктивності через зазори шестеренного насоса в рівнянні (2) залежать від опору формуючого інструмента та геометричних розмірів каналів. Приймаючи до уваги, що висота каналу в зоні дозування черв'ячного екструдера складає 3-6 мм, а в шестеренному насосі висота зазорів складає $(30\text{-}60)\cdot 10^{-3}$ мм, то втрати продуктивності в шестеренному насосі будуть в сто разів менші чим в черв'ячному екструдері без шестеренного насосу.

Аналіз рівнянь (1, 2) показує, що черв'ячний екструдер більш чутливий до зміни опору формуючої головки, що негативно впливає на геометричні розміри виробів. Для забезпечення номінальних розмірів допуски на полімерну продукцію йдуть в сторону збільшення, що призводять до перевитрати сировини, а також енергії яка витрачається на її перероблення.

В свою чергу при встановленні шестеренного насосу в черв'ячному екструдері при зміні опору формуючої головки пульсація продуктивності черв'ячно-шестеренного екструдера значно менша чим в черв'ячному екструдері без шестеренного насосу, тому що дозування та створення тиску залежить від шестеренного насосу. Завдяки цьому допуски на геометричні розміри виробів прямують в бік зменшення, що призводить до економії сировини, та енергії на її переробку.

Висновки

Використання шестеренного насосу в лініях для екструзії полімерів зменшує пульсацію тиску, знижує середню температуру розплаву, суттєво підвищує точність дозування та якість продукції, дозволяє економити сировину і енергію, яка витрачається на перероблення полімерних матеріалів.

Література

1. Сайт Bronto [Електронний ресурс]. – Режим доступу : http://bronto.ua/ru/products/category/1Extruders.html
2. Раувендааль К. Экструзия полимеров / К. Раувендааль, М. д. ПиларНорьега Е., Х. Харрис; Пер. с англ, под ред. В. П. Володина–СПб.: Профессия, 2008. – 850 стр.
3. Раувендааль К. Выявление и устранение проблем в экструзии / К. Раувендааль, М. д. ПиларНорьега Е., Х. Харрис; Пер. с англ, под ред. В. П. Володина–СПб.: Профессия, 2008. – 328 стр.
4. Сайт Oerlikon [Електронний ресурс]. – Режим доступу : http://www.oerlikon.com.
5. Швед М. П., Швед Д. М., Петренко О. В. Використання каскадних схем і дозуючих шестеренних насосів в екструзії полімерів. Хімічна інженерія, екологія та ресурсозбереження/ Випуск №1 — 2012р
6. М. П. Швед, М. П. Швед, І.В. Луценко, А.С. Богатир Переваги використання каскадних схем та дозуючих шестерних насосів при екструзії полімерів. Резерви ппризводства технологический аудит и резервы производства — No1/2(9), 2013 с.21.
7. Торнер Р.В. Теоретические основы переработки полимеров. М.: Химия, 1976. - 608 с.
8. В. О. Кузьміна , Я. М. Корнієнко, М. П. Швед, Д.М. Швед Дослідження продуктивності шестеренного насоса в лінії для виробництва рукавної плівки. Хімічна інженерія, екологія та ресурсозбереження випуск №1 – 2012р

УДК 658.28:665.63:338

ТЕПЛОВА ІНТЕГРАЦІЯ ПРОЦЕСУ КОНЦЕНТРУВАННЯ СУМІШІ У ВИРОБНИЦТВІ БРОМІДУ НАТРІЮ

Хіміч О. І., асп., Перевертайленко О.Ю., ст.наук.спів.,
Горбунов К.О., канд.техн.наук, доцент, Рябова І.Б., канд.техн.наук, доцент
Національний технічний університет «Харківський політехнічний інститут», м. Харків

Представлена робота присвячена застосування методу пінч-аналізу для визначення оптимальних параметрів роботи установки концентрування суміші у виробництві броміду натрію. Проведена теплова інтеграція потоків дозволила отримати технологічну схему з мінімальним споживанням необхідних утиліт.

The work is dedicated to pinch-analysis method use for optimal parameters determination for brine thickenening in sodium bromide production .Heat integration of evaporation unit lets to obtain flowsheet with minimal consumption of appropriate utilities.

Ключові слова: випарювання, теплообмін, корисна різниця температур, складові криві, енерговитрати.

Вступ

Хімічний комплекс України за рівнем своєї впливовості залишається важливим чинником промислового і технологічного розвитку країни. Зменшення питомих енерговитрат при виробництві натрію броміду позитивно діє не тільки на конкурентоздатність виробника, але й на зовнішнє середовище внаслідок зменшення викидів шкідливих речовин та емісії парникових газів [1].

Постановка проблеми

У цій роботі розглядається процес випарювання натрію броміду у трьохкорпусній випарній установці. Оптимальні параметри багатокорпусної випарної установки визначаються по мінімальному критерію оптимальності, у якості якого звичайно приймаються сумарні витрати на проведення процесу. Вони складаються з вартості пари, що гріє, використовуваного в першому корпусі, вартості охолодної води, застосовуваної для конденсації пари, що виходить з останнього корпуса, вартості експлуатації устаткування, включаючи амортизацію, ремонт апаратів і т.д., а так само вартості електроенергії, яка витрачається вакуум-насосами і насосами для перекачування розчину. Вибір оптимального варіанта проводиться на підставі опору техніко-економічних показників ряду розрахункових варіантів [2].

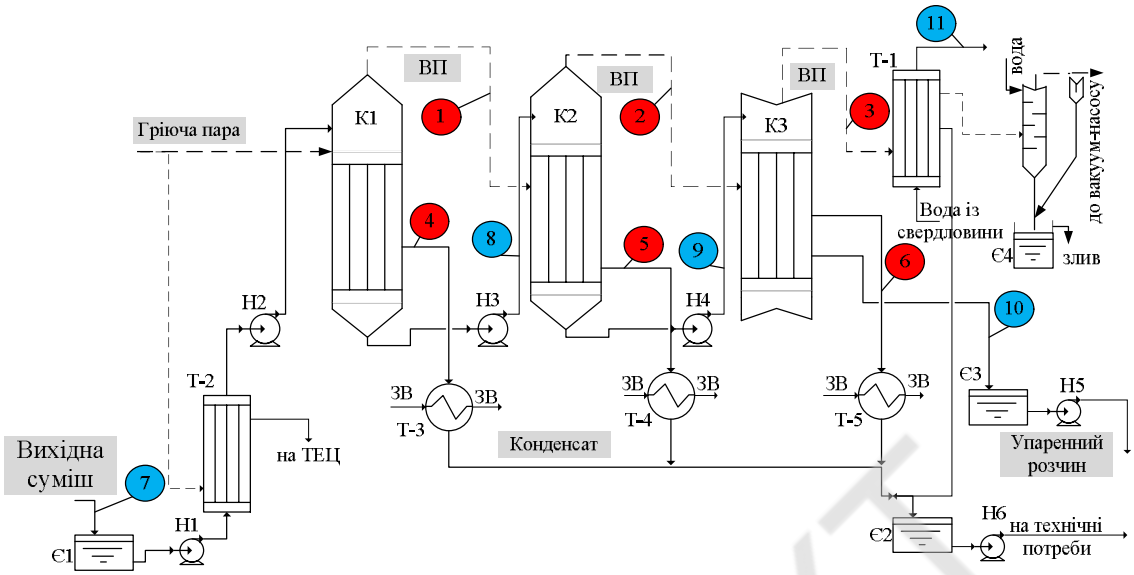
Виділення технологічних потоків для визначення енергозберігаючого потенціалу установки концентрування суміші натрій бром NaBr

Збір даних, необхідних для розрахунку матеріального і теплового балансів, здійснюється шляхом прямих вимірювань температур і витрат потоків на устаткуванні за допомогою витратомірів, стаціонарних і переносних термометрів. В ході такого обстеження установки (рис. 1) були отримані дані, приведені нижче (табл. 1). В інтеграції приймають участь 11 потоків, 6 гарячих та 5 холодних потоків.

Використовуючи дані, отримані під час обстеження установки, будуємо сіткову діаграму процесу концентрування суміші, що містить бромід натрію, як показано на рис. 2.

Використавши дані з таблиці 1 та сіткової діаграми (рис. 2), будується складова крива обраної системи технологічних потоків [2,3]. Розташування кривих повинне бути таким, щоб інтервал перекриття між ними складав розраховану величину рекуперації потужності. Наступним кроком буде визначення оптимальної різниці температур з допомогою програмного забезпечення HINT. В нашому випадку ΔT_{min} = 4 °С. На рисунку 3 представлено порівняльну характеристику процесу при різних ΔT_{min} (в існуючому процесі (рис. 3а), та запропонованому процесу інтеграції (рис. 3б)).

Складові криві містять великий об'єм інформації про систему технологічних потоків, утилітну систему і ефективність використання теплової енергії в процесі. Проекція гарячої складової кривої на ентальпійну вісь (абсцис) показує значення теплової потужності, яку можливо відвести від системи гарячих потоків і використовувати для підігріву холодних технологічних потоків. Аналогічно, проекція холодної складеної кривої на ентальпійну вісь показує значення потужності, яку необхідно підвести до холодних потоків для виконання процесу. Величину рекуперації енергії показує зона перекриття кривих.



Є1 – Є4 – ємкості, Н1 – Н6 – насоси, К1 – К3- корпуси випарної установки, Т-1, Т-2 – конденсатори, Т-3 – Т-5 – теплообмінники, ЗВ – зворотна вода, ВП – вторинна пара

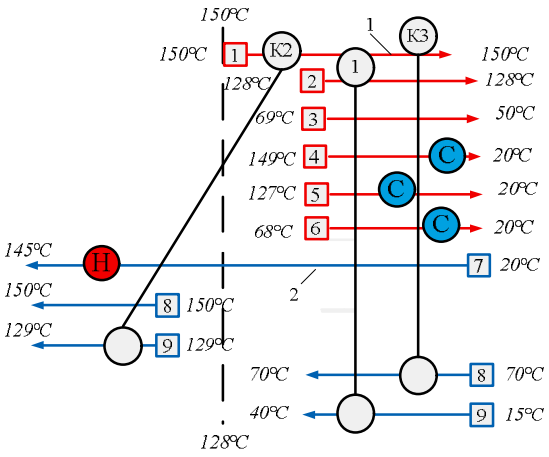
Рис. 1 – Принципова схема трьохкорпусної вакуум-випарної установки концентрування суміші натрій бром NaBr

Таблиця 1 – Система потоків для аналізу енергоспоживання установки

№	Назва потоку	Тип	T_S, °С	T_T, °С	М, кг/с	С, кДж/(кг·К)	r, Дж/кг	СР, кВт/К	Н, кВт
1	Вторинна пара 1-го корпусу	Г	150	150	0,15		2118	317,8	318
2	Вторинна пара 2-го корпусу	Г	128	128	0,13		2181	283,6	284
3	Вторинна пара 3-го корпусу	Г	69	69	0,12		2334	280,2	280
3а	Охолодження ВП 3-го корпусу	Г	70	50	0,12	4,19		0,5	10
4	Конденсат ВП 1-го корпусу	Г	149	20	0,15	4,19		0,6	81
5	Конденсат ВП 2-го корпусу	Г	127	20	0,14	4,19		0,6	61
6	Конденсат ВП 3-го корпусу	Г	68	20	0,12	4,19		0,5	25
7	Вихідна суміш (NaBr)	Х	20	145	0,64	2,92		1,9	233
8	NaBr в 1-му корпусі	Х	151	151	0,15		2115	313,1	313
9	NaBr в 2-му корпусі	Х	129	129	0,13		2181	277,0	277
10	NaBr в 3-му корпусі	Х	70	70	0,12		2332	268,2	268
11	Вода із свердловини	Х	15	40	2,78	4,19		11,6	290

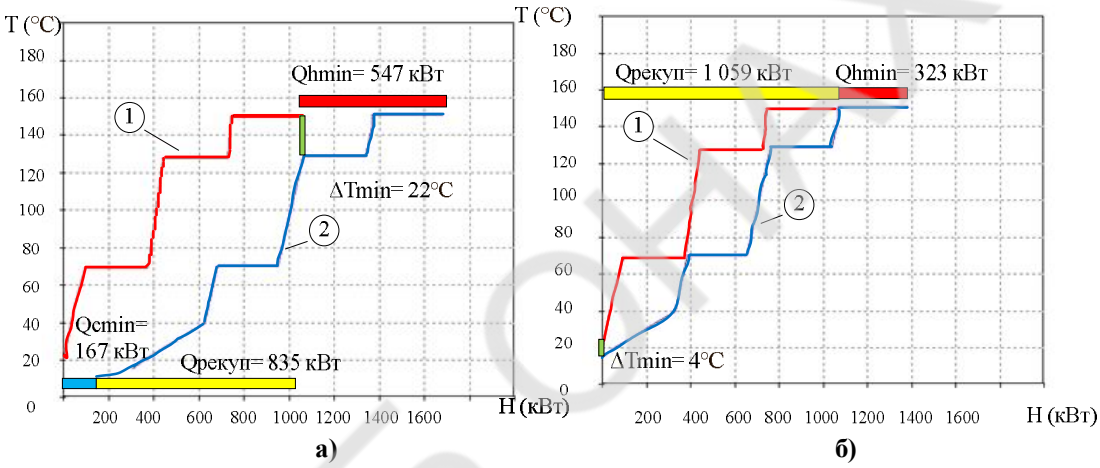
Подальшою задачею є розміщення теплообмінних апаратів, використовуючи значення енергії, отриманої з складових кривих [2]. Для цього потрібно розділити систему на дві підсистеми – вище та нижче пінча. В нашому випадку ми маємо порогову задачу, тому система нижче пінча відсутня (не використовуються холодні утиліти).

РЕПОЗИТАРІЙ ОНАХТ



1 – гарячий потік, 2 – холодний потік; К – корпус випарної установки, Н – підігрівач, С – охолоджувач

Рис. 2 – Сіткова діаграма для процесу, що існує (з нанесеною лінією пінча)



1 – гаряча складова крива, 2 – холодна складова крива
а) до реконструкції б) після реконструкції

Рис. 3 – Складові криві процесу концентрування суміші, що містить бромід натрію

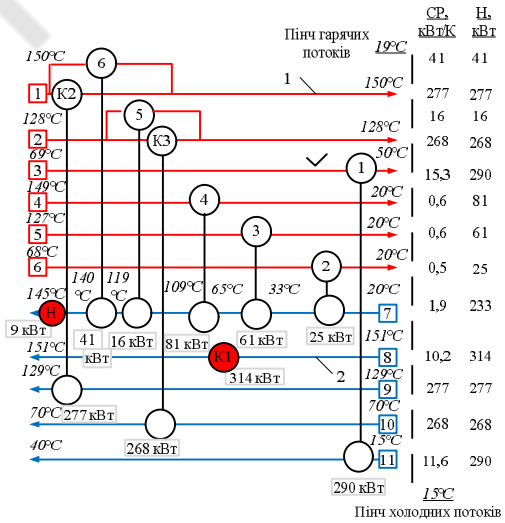
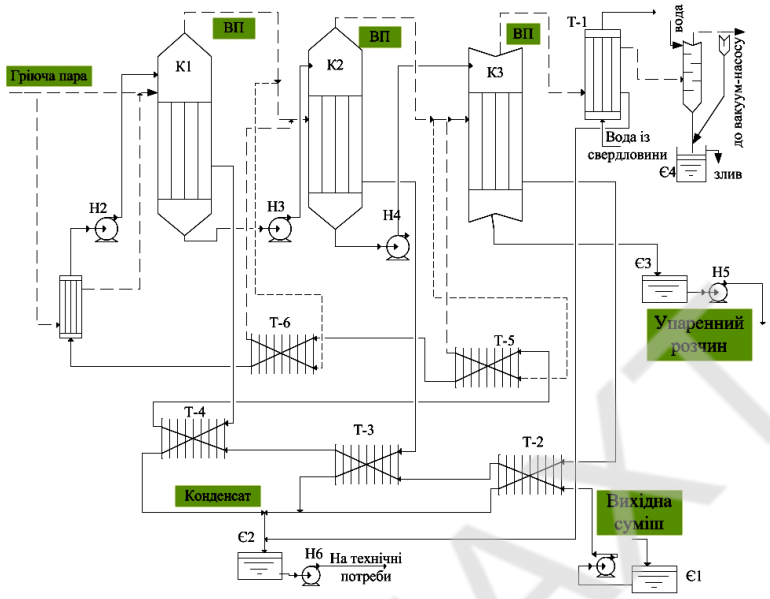


Рис. 4 – Сіткова діаграма після реконструкції системи

Гарячі утиліти зменшуються приблизно на 224 кВт, а холодні – на 167 кВт.

Завдяки розрахунку пінчу і побудуванню діаграми складових кривих процесу, що існує та інтегрованого процесу, можна створити нову інтегровану схему (рис. 5) установки концентрування суміші, що містить бромід натрію.



Є1 – Є4 – ємкості, Н1 – Н6 – насоси, К1 – К3- корпуси випарної установки, Т-1– конденсатори, Т-2 – Т-6 – пластинчасті теплообмінники, ЗВ – зворотна вода, ВП – вторинна пара

Рис. 5 – Принципова схема трьохкорпусної вакуум-випарної установки концентрування суміші, що містить бромід натрію, після інтеграції

Нова техніка та технологія, що розробляються і впроваджуються у виробництво, повинні давати корисний результат (ефект). Тому техніко-економічне обґрунтування – обов'язкова частина будь-якого інноваційного проекту, яка включає фінансову оцінку передбачуваних витрат і одержуваного результату, а також оцінку прибутковості проекту і, зрештою, економічну доцільність його розробки і впровадження [4]. Згідно з економічними розрахунками, ефект з енергозбереження складає 650 тис. грн на рік. Термін окупності запропонованого проекту реконструкції складе 9 місяців.

Висновок

Застосування пінч-методу дозволяє домогтися істотної фінансової економії за рахунок мінімізації використання зовнішніх енергоносіїв шляхом максимального застосування рекуперації теплоти. При цьому даний метод дозволяє мінімізувати теплообмінну поверхню і кількість теплообмінних одиниць. Для схеми, що існує та інтегрованої схеми збудовані сіткові діаграми і проведені розрахунки споживаної теплоти, за допомогою яких були визначені оптимальні параметри роботи схеми. Збудовані складові криві інтегрованого процесу, в якому немає перехресного теплообміну та перенесення теплової енергії через пінч, досягнуте найбільш оптимальне використання енергії.

На основі розрахунків складена принципова енерготехнологічна схема проекту реконструкції, впровадження якої дозволить знизити питоме енергоспоживання гарячих утиліт на 224 кВт, а холодних – на 167 кВт.

Література

1. Ксензенко В.И., Стасиневич Д.С., Химия и технология брома, йода и их соединений.– М. «Химия», 1995, 432 с.
2. Смит Р. Основы интеграции тепловых процессов / Р. Смит, Й. Клемеш, Л.Л. Товажнянский, П.А. Капустенко, Л.М. Ульев. – Харьков: ХГПУ, 2000. – 457 с.
3. Мешалкин В.П., Товажнянский Л.Л., Капустенко П.А. Основы теории ресурсосберегающих интегрированных химико-технологических систем.– Харьков, НТУ «ХПИ», 2006, 412 с.
4. D. Zhao et al. Theoretical analyses of thermal and economical aspects of multi-effect distillation desalination with high-salinity wastewater, «Desalination», 2011, 273, p. 292–298.

УДК 574.248.2

СОЗДАНИЕ КАТАЛИТИЧЕСКОГО БЛОКА ОЧИСТКИ ГАЗОВЫХ ВЫБРОСОВ МУСОРОПЕРЕРАБАТЫВАЮЩЕЙ УСТАНОВКИ ПРОИЗВОДИТЕЛЬНОСТЬЮ 100 КГ/Ч

Пономаренко А.В., ассистент, Ведь В.Е., доктор техн. наук, профессор,
Краснокутский Е.В., ассистент
Национальный технический университет «Харьковский политехнический институт», г. Харьков

Рассмотрен метод проектирования и расчета блока каталитической очистки газовых выбросов для мусороперерабатывающей установки производительностью 100 кг/ч.

The method of design and calculation of catalytic purification block of gas emissions for waste processing unit with performance 100 kg/h was considered.

Ключевые слова: каталитическая очистка, твердые отходы, газовые выбросы, мусороперерабатывающая установка.

Постановка и актуальность задачи

Жизнедеятельность человека всегда была связана с образованием огромного количества разнообразных отходов. Резкий прирост населения и общее повышение уровня жизни привели к увеличению потребления товаров и, особенно, упаковочных материалов разового пользования, которые составляют более трети образующегося на сегодняшний день городского мусора. Количество образующихся твердых бытовых отходов (ТБО) в среднем на душу населения составляет 150–300 кг/год. При этом ежегодно масса ТБО увеличивается на 3 %, а в некоторых странах даже 10 % [1].

На сегодняшний день удельные показатели образования отходов по Украине в среднем достигают 250–300 кг в год на одного человека, а в больших городах – 330–380 кг в год. По данным работы [2] ежегодный прирост содержимого свалок возрастает на 70 млн м³ (11 млн т), всего накоплено около 1 млрд м³ (250 млн. т) ТБО.

Научно-производственной фирмой «Технология» Северо-Восточного научного центра Национальной академии наук Украины созданы мобильные и стационарные мусороперерабатывающие установки (МПУ) [3], способствующие устранению негативного влияния накопления твердых промышленных и потребительских отходов на среду обитания человека на сравнительно небольших территориальных объектах. Установки предназначены для обезвреживания твердых бытовых, горючих промышленных, пищевых и сельскохозяйственных отходов, непригодных к использованию лекарственных средств, ядохимикатов и т.п. При этом такие МПУ могут обслуживать определенное число производителей отходов на значительном территориальном пространстве без нанесения ущерба окружающей среде накоплением мусора или вывоза его на полигоны большегрузным автотранспортом не оснащенным каталитическими нейтрализаторами отходящих газов [4].

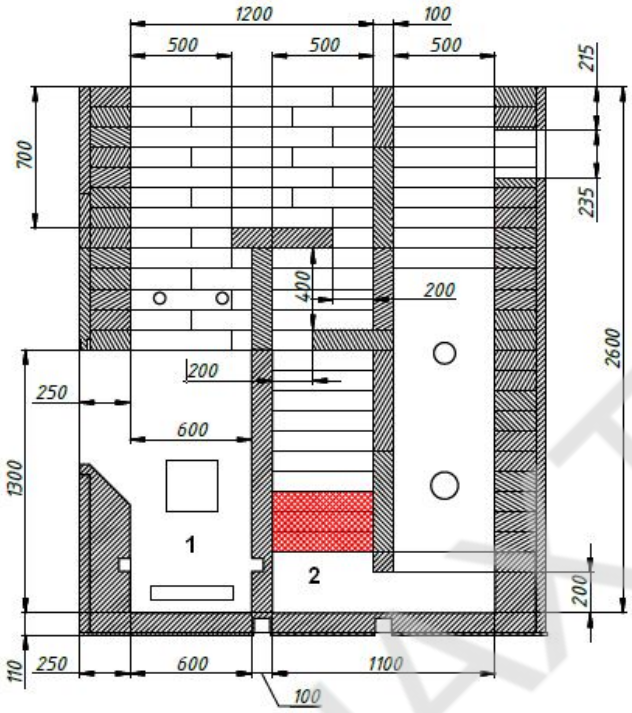
Одна из таких мусороперерабатывающих установок производительностью 100 кг/ч эксплуатируется морским торговым портом «Октябрьск» г. Николаев и предназначена для сжигания отходов, прибывающих в порт на пароходах. Состав отходов, поступающих на утилизацию, приведен в табл. 1.

Таблица 1 – Отходы, поступающие на утилизацию МПУ морского торгового порта «Октябрьск» г. Николаева

Состав	Содержание, %
Бумага, картон	50–55
Текстиль	5–8
Пластмасса	15–20
Пищевые отходы	8–12
Деревоотходы	3–4
Резина	2–3
Неорганические отходы (песок, камни, глина)	6–8

Схема основных узлов установки термокаталитической утилизации отходов представлена на рис. 1. Каталитический нейтрализатор представляет собой совокупность керамических блоков, на рабочую по-

верхность которых нанесен катализатор. Процесс каталитической конверсии вредных газовых выбросов протекает при температуре 800 °С.



1 – камера сжигания отходов; 2 – блок каталитических преобразователей

Рис. 1 – Схема основных узлов установки термокаталитической утилизации мусора

Проектирование каталитического блока

Для термокаталитической конверсии образующихся в МПУ углеводородов был создан каталитический преобразователь, представляющий собой профилированный отверстиями керамический носитель с нанесенными на его рабочую поверхность каталитически активными центрами на основе Co_3O_4.

Керамический носитель изготовлен из смеси, составленной из кордиерита и корунда, взятых в соотношении 70:30, и алюмофосфатного связующего – 10 % (сверх 100 % сухого вещества).

Опыт эксплуатации трубчатых керамических каталитических преобразователей на МПУ различного диаметра показал [4], что каналы диаметром менее 17 мм склонны к закупорке их проходных сечений пылью и сажей, образующейся в результате термической утилизации отходов. Однако увеличение радиуса отверстий в керамическом блоке влечет за собой рост значения критерия Рейнольдса, что, в свою очередь, приводит к снижению степени термокаталитической конверсии углеводородов [5]. Это дало основание принять как наиболее рациональный диаметр отверстий в керамическом блоке, соответствующий 20 мм.

Известно [6], что шахматное расположение отверстий в керамическом блоке позволяет наиболее полно использовать рабочую поверхность. Поскольку параметры поперечного сечения каталитического блока соответствуют конструктивным размерам камеры – 0,6×0,5 м, то посредством уравнения 1 можно рассчитать максимально возможное количество отверстий (N) заданного диаметра

$$N = 1,27 \cdot f \cdot F \,/\, d_0^2, \tag{1}$$

где f – коэффициент живого сечения; F – площадь поперечного сечения каталитического блока, м^2; d_0 – диаметр единичного отверстия, d_0 = 0,02 м.

Значение f определяется уравнением (2) при известном расстоянии между центрами единичных отверстий (s = 0,025 м) [6]:

$$f = \left(\frac{0,82 \cdot d_0}{s}\right)^2. \tag{2}$$

Формула (1) позволила получить максимальное число отверстий диаметром 0,02 м в площади поперечного сечения 0,6м ×0,5м единичного каталитического блока – 441 шт.

Поскольку высота камеры 1 (рис. 1) составляет 1 м, то расчеты по определению оптимальной высоты каталитического блока выполнялись путем варьирования ее значений от 0,1 до 1 м. Изучение влияния поверхностной концентрации Co_3O_4 на степень термокаталитической конверсии углеводородов [7] показали, что данный показатель должен находиться в пределах 5–20 мг/см^2.

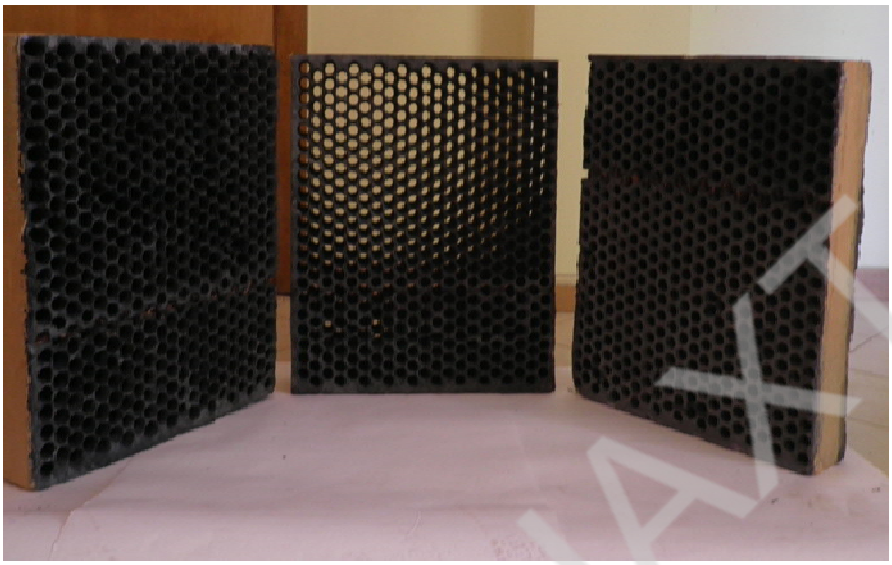


Рис. 2 – Внешний вид керамический блок с нанесенным катализатором Co_3O_4

Определение оптимальной высоты блока и, следовательно, поверхностной концентрации Co_3O_4, необходимой для достижения максимальной степени конверсии углеводородов, были произведены в математическом пакете Octave с использованием уравнений (3) и (4) [8, 9] посредством расчетов степени конверсии в кинетической (x_k) и диффузионных областях (x_d).

$$x_k = 1 - \exp\left(-t_k \cdot K \cdot C_k^{0,547} \cdot \frac{S_k}{V_p}\right), \tag{3}$$

$$x_d = 1 - \exp(-\beta \cdot t_k \cdot \frac{S_k}{V_p}), \tag{4}$$

где t_k – время контакта газового потока с катализатором, с; K – константа скорости химической реакции, с$^{-1}$; C_k – поверхностная концентрация катализатора, мг/см^2; S – площадь поверхности каталитического блока с катализатором, м^2; V_p – объем каталитического блока, м^3; β – коэффициент массоотдачи, м/с.

Обсуждение результатов

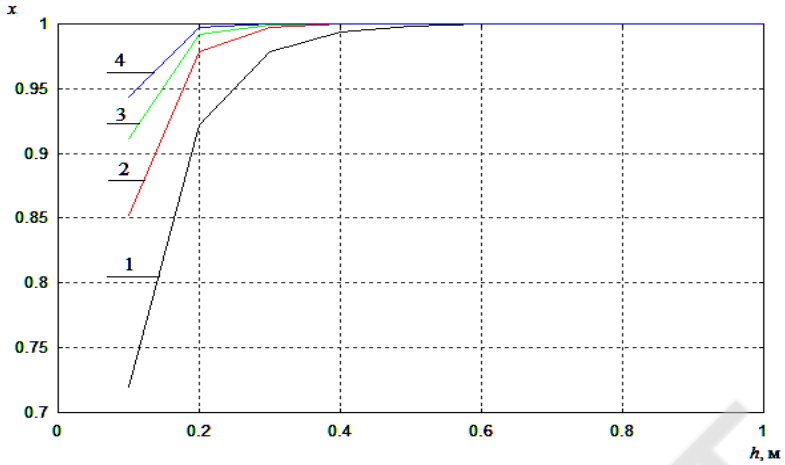
Результаты произведенных расчетов позволили получить матрицу, состоящую из 1500 значений степени превращения углеводородов, зависящих от высоты каталитического блока, поверхностной концентрации Co_3O_4, концентрации углеводородов на входе в каталитический блок. Варьирование изучаемых параметров в указанных пределах позволило установить, что лимитирующей стадией гетерогенно-каталитического процесса конверсии углеводородов является стадия диффузии.

По полученным расчетным данным построена зависимость термокаталитической конверсии углеводородов от высоты каталитического блока (рис. 3) при различной поверхностной концентрации Co_3O_4 на носителе.

Для значений поверхностной концентрации Co_3O_4 выше 10 мг/см^2 (рис. 3) увеличение высоты каталитического блока более 0,3 м не является экономически оправданным, поскольку степень термокаталитической конверсии достигает для этих условий 98 % и выше. Для высоты блока 0,3 м наиболее оправданной является поверхностная концентрация Co_3O_4 15 мг/см^2.

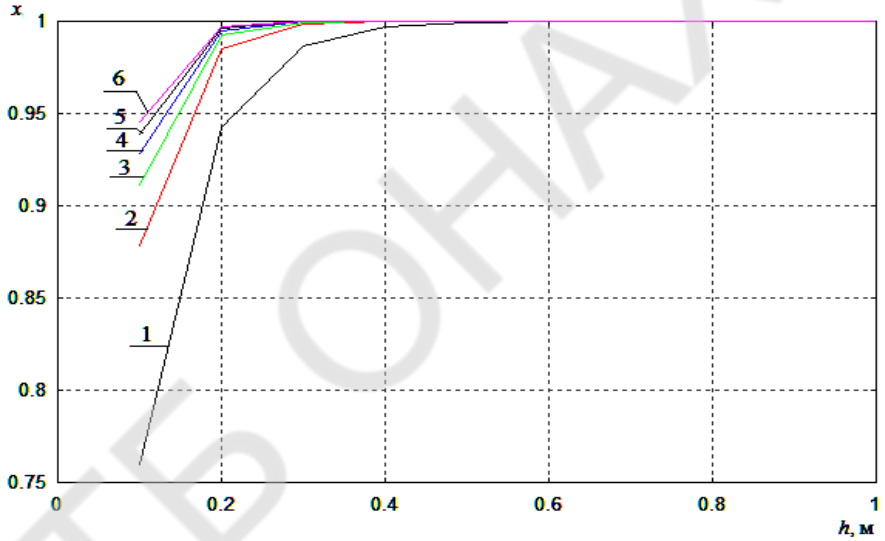
Поскольку в камеру термической утилизации отходов могут попадать включения с различным содержанием углеводородов, были произведены расчеты, учитывающие влияние концентрации углеводоро-

дов на входе в каталитический блок на каталитическую эффективность такого преобразователя (рис. 4).



кривая 1 – 5; кривая 2 – 10; кривая 3 – 15; кривая 4 – 20

Рис. 3 – Зависимость степени термокаталитической деструкции углеводородов (x) от высоты каталитического блока (h, м) с поверхностной концентрацией Co_3O_4 на керамическом носителе, мг/см^2



кривая 1 – 10 ; кривая 2 – 30 ; кривая 3 – 50; кривая 4 – 70; кривая 5 – 90; кривая 6 – 110

Рис. 4 – Зависимость степени термокаталитической деструкции углеводородов (x) от высоты каталитического блока (h, м) с поверхностной концентрацией Co_3O_4 15 мг/см^2 при начальной концентрации углеводородов г/м^3

Полученные данные, представленные на рис. 4, позволяют заключить, что увеличение концентрации углеводородов на входе в каталитический блок не сказывается негативно на его эффективность, а высота блока равная 0,3 м обеспечивает высокую степень очистки для всего интервала исследуемых концентраций углеводородов.

Также было изучено влияние температуры в каталитическом блоке на его каталитическую эффективность (рис. 5).

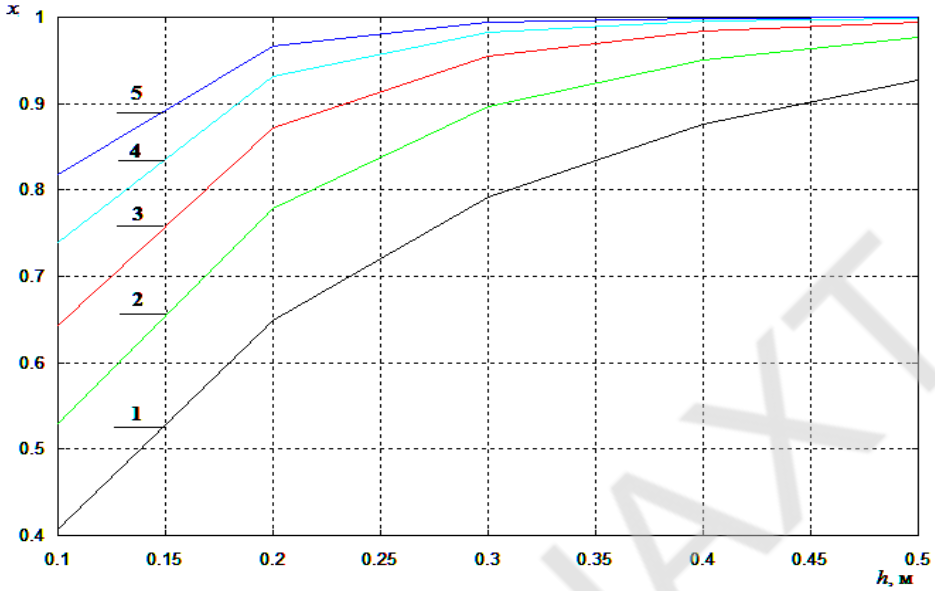
Результаты, представленные на рис. 5, приводят к выводу о том, что в каталитическом блоке высотой 0,3 м степень температурной конверсии углеводородов не опускается ниже 90% даже при падении температуры в нем до 600°С.

Выводы

Проведенные расчеты послужили основой для проектирования и изготовления каталитического преобразователя МПУ для морского торгового порта «Октябрьск» г. Николаева. Каталитический преобразователь представлял собой блоки керамического носителя состава кордиерит – корунд в соотношении

НТБ ОНАХТ

70:30 на алюмофосфатном связующем, полученные обжигом при температуре 300 °С, с последующим нанесением методом пропитки катализатора – Co_3O_4. Размеры единичного блока составили 0,6×0,5×0,1 м. Носитель состоял из трех блоков общей высотой 0,3 м. В продольном сечении каждого блока были сформированы 441 цилиндрических отверстия диаметром 0,02 м, расположенные в шахматном порядке. Поверхностная концентрация Co_3O_4 на носителе составляла 15 мг/см^2.



кривая 1 – 500;
кривая 2 – 600; кривая 3 – 700; кривая 4 – 800; кривая 5 – 900

Рис. 5 – Зависимость степени термокаталитической деструкции углеводородов (x) от высоты каталитического блока (h, м) с поверхностной концентрацией Co3O4 15 мг/см2, начальной концентрации углеводородов 50 г/м3 и при температуре °С

Эффективность работы газоочистного оборудования МПУ морского торгового порта «Октябрьск» определялась путем отбора проб в процессе его эксплуатации при использовании газоанализатора «Инфракар» для определения содержания оксида углерода (II), а также фильтров АФА и жидкостных поглотителей типа Шотта с последующим анализом проб на хроматографе для прочих соединений, приведенных в табл. 2.

Таблица 2 – Количество выбросов от МПУ токсичных веществ до и после установки каталитического блока

Наименование компонентов	Количество выбросов, кг/ ч		
	до очистки	после очистки	степень очистки
Оксид углерода (II)	15,2	1,54	99,2
Полициклические ароматические углеводороды	0,402	0,005	98,0
Хлорсодержащие углеводороды	0,101	0,0024	98,0
Предельные углеводороды C_3–C_{20}	1,514	0,021	99,0
Бенз(а)пирен	$0{,}135\times10^{-5}$	$0{,}1\times10^{-9}$	99,72

Результаты, представленные в табл. 2, позволяют заключить, что разработанный каталитический блок отличается высокой эффективностью процесса очистки газовых примесей.

Литература

1. Горлицкий Б.А. Обращение с бытовыми и промышленными отходами // XIV Междунар. научно-практич. конф. «Экология и здоровье человека. Охрана воздушного и водного бассейна. Утилизация отходов». – Харьков – Щелкино, 2006. –С. 192
2. WasteECo: ежегодная выставка и конференция по природоохранным технологиям и обращению с отходами 2012 / Особенности образования твердых бытовых отходов в Украине / Михайленко В.П., Алексеевец И.Л., Денафас Г., Шмарин С.Л., Лучко И.А.
3. Ровенский А.И., Кухтик Е.В., Рыжавский А.З. Особенности термического обезвреживания бытовых отходов передвижной установкой // Вестник Национального технического университета "ХПИ": Сб. науч. тр. Тематический выпуск «Химия, химическая технология и экология». №3 – Харьков: НТУ "ХПИ". – 2001. – С. 179–183.
4. L.L. Tovazhnyanskyy, V.E. Ved, V. A. Koshchii, A.I. RRovenskii, E.V. Krasnokutskii // Mobile Thermocatalytic Waste Processing Complex. Chemical Engineering Transaction. Volume 35. – 2013. – 16th Conference on Process integration, Modelling and Optimisation for Energy Saving and Pollution Reduction. – PRES'13. 29 September – 2 October 2013, Rhodes, Greece. – PART 2, – P. 907–912.
5. Пономаренко А.В., Ведь В.Е. Определение коэффициента массоотдачи в оформлении гетерогенно-каталитических процессов // Восточно-европейский журнал передовых технологий. – 2014. – №2/6(68). – С. 42–46.
6. Идельчик И.Е. Справочник по гидравлическим сопротивлениям. – М.: Машиностроение. – 1992. – 672 с.
7. Пономаренко А.В., Ведь В.Е. Влияние поверхностной концентрации катализатора на интенсификацию процесса массоотдачи в реакции термокаталитической деструкции бензола / Інтегровані технології промисловості. – 2013. – № 3. – С. 45–50.
8. Пономаренко А.В., Ведь В.Е. Термокаталитическое разложение бензола. Интенсификация процесса массоотдачи / Хімічна промисловість України. – №5 (112). – 2012. – С. 10–14.
9. Краснокутский Е.В., Ведь В.Е., Кощий В.А., Пономаренко А.В. Стенд для изучения кинетических и газодинамических параметров каталитических процессов очистки газов / Інтегровані технології та енергозбереження. – № 2. – 2013. – С. 82–86.

НТБ ОНАХТ

СУЧАСНЕ ОБЛАДНАННЯ ТА АВТОМАТИЗАЦІЯ ВИНОРОБНИХ, М'ЯСНИХ, КОНСЕРВНИХ, МОЛОЧНИХ, ХЛІБОПЕКАРНИХ, ЗЕРНОПЕРЕРОБНИХ, ХАРЧОКОНЦЕНТРАТНИХ І КОНДИТЕРСЬКИХ ВИРОБНИЦТВ

НТБ ОНАХТ

ЗМІСТ

СУЧАСНЕ ОБЛАДНАННЯ ТА АВТОМАТИЗАЦІЯ ВИНОРОБНИХ, М'ЯСНИХ, КОНСЕРВНИХ, МОЛОЧНИХ, ХЛІБОПЕКАРНИХ, ЗЕРНОПЕРЕРОБНИХ, ХАРЧОКОНЦЕНТРАТНИХ І КОНДИТЕРСЬКИХ ВИРОБНИЦТВ

СОВМЕЩЕННЫЙ ПРОЦЕСС ТОНКОГО ИЗМЕЛЬЧЕНИЯ И СУШКИ РАСТИТЕЛЬНЫХ ОТХОДОВ
Опарин С.А., Сорока П.Г…….....249
ВИКОРИСТАННЯ КАВІТАЦІЙНИХ ТЕХНОЛОГІЙ ПРИ ОБРОБЦІ РІДКИХ ГЕТЕРОГЕННИХ СИСТЕМ
Долінський А.А., Авдєєва Л.Ю., Жукотский Є.К., Макаренко А.А……..…254
СУЧАСНІ МЕТОДИ ВПЛИВУ НА СТРУКТУРУЮЧІ ВЛАСТИВОСТІ СКЛАДНИХ МАТЕРІАЛІВ ЯК ОБ'ЄКТІВ РОЗПИЛЮВАЛЬНОГО СУШІННЯ
Долінський А.А., Турчина Т.Я., Жукотський Э.К…….....258
ТЕПЛОТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ АСПЕКТЫ СУШКИ РАСПЫЛЕНИЕМ ВОДНЫХ ЭКСТРАКТОВ ЛЕКАРСТВЕННОГО РАСТИТЕЛЬНОГО СЫРЬЯ
Малецкая К.Д., Переяславцева Е.А., Турчина Т.Я……..263
УСОВЕРШЕНСТВОВАНИЕ КОНСТРУКЦИИ ОВОЩЕРЕЗАТЕЛЬНЫХ МАШИН ПРЕДПРИЯТИЙ ПИТАНИЯ
Заплетников И.Н., Пильненко А.К., Гордиенко А.В., Севаторова И.С., Ревякин Д.А……..267
ВИЗНАЧЕННЯ ПРОДУКТИВНОСТІ ПУЛЬСАЦІЙНОГО АПАРАТУ З ВІБРУЮЧИМ РОТОРОМ
Самойчук К.О., Івженко А.О……..…270
АДСОРБЦІЯ АЛЬДЕГІДІВ ІЗ ВОДНО-СПИРТОВИХ РОЗЧИНІВ ШУНГІТОМ
Турчун О.В., Мельник Л.М., Ткачук Н.А., Мельник З.П…….....275
НЕЙТРАЛІЗАЦІЯ КИСЛИХ ВОДНИХ РОЗЧИНІВ МЕТОДОМ ДИСКРЕТНО-ІМПУЛЬСНОГО ВВЕДЕННЯ ЕНЕРГІЇ
Целень Б.Я., Яроцький С.М……...279
РОЗРОБКА ТЕХНОЛОГІЧНОЇ СХЕМИ ЕКСТРАГУВАННЯ ОЛІЇ З ДОПОМОГОЮ МІКРОХВИЛЬОВОГО ІНТЕНСИФІКАТОРА
Бандура В.М., Коляновська Л.М…… 285
ОПРЕДЕЛЕНИЕ ВЗАИМОСВЯЗИ ТЕХНИЧЕСКИХ ПАРАМЕТРОВ В ПЕРИОД ЗАМЕСА ТЕСТА
Янаков В.П…….....288
КЛАССИФИКАЦИЯ ТЕСТОМЕСИЛЬНЫХ МАШИН И АЛГОРИТМ ИХ ВЫБОРА
Русалин С.М., Юшко В.Л., Кривич Т.Э……..294
ЕКСПЕРЕМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ВПЛИВУ НАДВИСОКОЧАСТОТНОГО ПОЛЯ НА ПЕРВИНИЙ ПРОЦЕС ОЧИСТКИ СОНЯШНИКОВОЇ ОЛІЇ
Осадчук П. І……...300
АНАЛІЗ СТРУКТУРИ СОКУ ЯБЛУЧНОГО ПРИ РІЗНИХ СПОСОБАХ ОТРИМАННЯ
Сидоренко О.П., Зубрій О.Г., Семінський О.О……...303
ВСТАНОВЛЕННЯ ОПТИМАЛЬНИХ РЕЖИМІВ РОБОТИ ХЛІБОПЕКАРСЬКИХ ПЕЧЕЙ
Ковальов О.В., Миколів І.М., Федорів В.М…….....307
ИНТЕНСИФИКАЦИЯ ТЕПЛОМАСООБМЕННЫХ ПРОЦЕССОВ ПОЛУЧЕНИЯ ГАЛЕНОВІХ ПРЕПАРАТОВ
Грабов Л.Н., Посунько Д.В…….312
DYNAMICS OF MANUFACTURING INJURIES IN MEAT PROCESSING OF FOOD INDUSTRY OF UKRAINE
Evtushenko Olga, Lych Inna, Vlasyuk Ivanka…….316
ДЕЯКІ АСПЕКТИ ЕКОЛОГІЧНОЇ БЕЗПЕКИ ПОЛІМЕРНОЇ ТАРИ ТА ПАКУВАННЯ ХАРЧОВОЇ ПРОМИСЛОВОСТІ
Бухкало С.І…….....322
СТЕНДОВЫЕ ИСПЫТАНИЯ МИКРОВОЛНОВОГО ЭКСТРАКТОРА ДЛЯ ПРОИЗВОДСТВА КОФЕПРОДУКТОВ
Терзиев С.Г., Макиевская Т.Л., Ружицкая Н.В…….326
ЭФФЕКТИВНОСТЬ СИСТЕМ ДЕМИНЕРАЛИЗАЦИИ ВОДЫ
Орловская Ю.В., Бурдо О.Г., Тришин Ф.А…….....330

КОМПЬЮТЕРНОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ РАСПЛЕДЕЛЕНИЯ ТЕПЛОВОГО ПОТОКА В ИК-СУШИЛКЕ
Киптелая Л.В., Саенко С.Ю., Загорулько А.Н.……....335
ПОВЫШЕНИЕ ЭФФЕКТИВНОСТИ ПРОИЗВОДСТВА ФРУКТОВЫХ ПАСТ ИЗ ПЛОДОВО-ЯГОДНОГО СЫРЬЯ
Киптелая Л.В., Загорулько О.Є……..339
ЗАСТОСУВАННЯ МЕТОДУ ДИСКРЕТНО-ІМПУЛЬСНОГО ВВЕДЕННЯ ЕНЕРГІЇ ДЛЯ ОТРИМАННЯ ВОДНО-СПИРТОВИХ СУМІШЕЙ
Дубовкіна І.О…….....343

НТБ ОНАХТ

УДК 621.926.4

СОВМЕЩЕННЫЙ ПРОЦЕСС ТОНКОГО ИЗМЕЛЬЧЕНИЯ И СУШКИ РАСТИТЕЛЬНЫХ ОТХОДОВ

Опарин С.А., канд. техн. наук, доцент, Сорока П.Г., д-р техн. наук, профессор
ГВУЗ «Украинский государственный химико-технологический университет», г.Днепропетровск

Установлено закономерности влияния технологических параметров совмещенного процесса тонкого измельчения и сушки растительных отходов на характеристики продуктов измельчения. Разработана, спроектирована и изготовлена установка совмещенного процесса тонкого измельчения и сушки растительных отходов.

The regularities of influence of technological parameters of the combined process of fine grinding and drying plant waste on characteristics of products of grinding. Developed, designed and manufactured installation of the combined process of fine grinding and drying plant waste.

Ключевые слова: растительные отходы, тонкое измельчение, сушка, дисперсность, мельница

Одним из направлений совершенствования технологических процессов является совмещение нескольких стадий в одном аппарате, что приводит к интенсификации процессов и к снижению капитальных затрат.

Одними из самых энергоемких процессов химической технологии являются процессы измельчения, в особенности процессы тонкого и сверхтонкого помола, а также процессы сушки.

Существует измельчающее оборудование, в котором процессы измельчения и сушки материала проводят совместно, при этом в качестве сушильного агента используют предварительно подогретый воздух или инертный газ, что значительно повышает энергозатраты процесса.

В работе [1] показано, что при тонком помоле материалов в мельницах ударно-отражательного действия выделяется значительное количество тепла. Это явление связано с ударным действием и трением частиц материала по рабочим поверхностям мельницы, возникновением новых поверхностей при разрушении, а также за счет турбулизации пылегазовой смеси в рабочей зоне мельницы. Таким образом, возникновение тепла при тонком помоле в мельницах ударно-отражательного действия позволяет объединить процессы измельчения и сушки различных материалов.

Объемы растительных отходов достигают значительных размеров. Так при переработке семян подсолнечника на маслоперерабатывающих предприятиях образуется более 400 тыс. т/год подсолнечниковой лузги, неиспользованные объемы пшеничной соломы достигают 4 млн. тонн/год, а при переработке риса образуется 20 млн т/год рисовой шелухи. То есть такие растительные отходы являются многотоннажными отходами сельскохозяйственного производства, однако, ввиду отсутствия рациональной технологии по их переработке до настоящего времени не нашли широкого применения, в особенности в химической технологии.

Многими исследователями установлена целесообразность применения в различных отраслях промышленности растительных отходов измельченных до 100 мкм. В частности, продукты тонкого измельчения растительных отходов могут являться конечным продуктом и могут быть использованы в качестве кормов в сельском хозяйстве [2,3,4,5] либо являться промежуточным продуктом в производстве пластиковых композитов [6,7], в технологиях получения диоксида кремния [9,10,11], карбида кремния [12,13] и т.д.

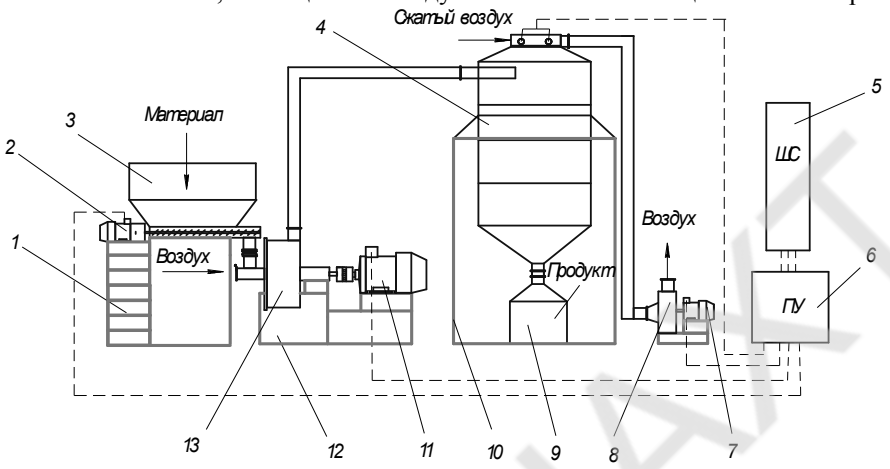
Существуют различные способы и устройства, предназначенные для тонкого измельчения растительных отходов [14]. Однако они требуют значительных энергозатрат и не позволяют получать продукт с заданными характеристиками, в частности дисперсностью и влажностью, что в значительной степени влияет на качество дисперсных материалов, которые получают из продуктов тонкого измельчения растительных отходов.

Проанализировав способы тонкого помола материалов и учитывая, что растительные отходы имеют волокнистую структуру, установлено, что наиболее рациональным способом помола данных видов материалов является комбинация ударных нагрузок и истирания. Ударные нагрузки способствуют разрушению волокнистой структуры, а стирающие нагрузки, которые действуют в поле интенсивных турбулентных потоков, приводят к деструкции волокон растительных материалов. Комбинация ударных и истирающих нагрузок позволяет получать из растительных отходов высокодисперсные продукты.

Поэтому целью представленной работы является разработка технологии и оборудования, позволяющие получать измельченный продукт из растительных материалов с заданными характеристиками.

Для проведения исследований изготовлена установка совмещенного процесса тонкого измельчения и сушки растительных отходов. Принципиальная схема установки представлена на рис.1.

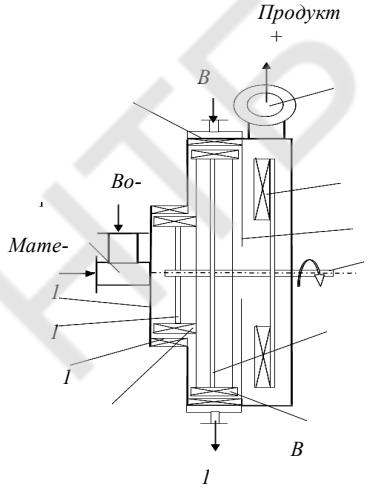
Установка работает следующим образом. Исходный материал из бункера питателем 3 с помощью шнека, который приводится в действие электродвигателем с частотным регулятором через редуктор 2, поступает в загрузочный патрубок мельницы 13. Пройдя стадию измельчения в ударно-отражательной мельнице, смесь продукта и воздуха выносится из мельницы через разгрузочный патрубок и направляется в фильтр-циклон 4. В фильтре-циклоне происходит разделение пылевоздушной смеси на продукт и воздух. Очищение рукавных фильтров осуществляется с помощью сжатого воздуха, который подается в зависимости от гидравлического сопротивления фильтр-циклона. Отделенный от воздуха измельченный материал направляется в емкость 9, а очищенный воздух выносится с помощью вентилятора 8.



1, 10, 12 – рама, 2 – электродвигатель с частотным регулятором; 3 – питатель, 4 – фильтр-циклон, 5 – силовой шкаф, 6 – пульт управления, 7 – электродвигатель вентилятора, 8 – вентилятор, 9 – емкость, 11 – электродвигатель мельницы, 13 – мельница

Рис. 1 – Принципиальная схема установки совмещенного процесса тонкого измельчения и сушки растительных отходов

На данной установке использована горизонтальная двухступенчатая ударно-отражательная мельница с пороговой сепарацией (рис. 2), которая работает следующим образом.



1-загрузочный патрубок; 2,10-отбойные элементы; 3-разгрузочный патрубок; 4-разгрузочное устройство; 5-сепаратор; 6-вал; 7,11-диски ротора; 8,9-бильные элементы; 12-корпус.

Рис. 2 – Схема горизонтальной ударно-отражательной мельницы с пороговой сепарацией

Исходный материал через загрузочный патрубок 1 поступает в корпус мельницы 2, где попадает на диск 11 первой ступени. За счет действия центробежной силы материал отбрасывается в зону интенсивного измельчения, которая создается бильными 9 и отбойными 10 элементами. Образовавшийся полидисперсный продукт поступает на диск 7 второй ступени с более высоким уровнем нагрузки. После второй ступени установлено сепарационное кольцо 5, с помощью которого происходит разделение продукта на мелкую и крупную фракции. При превышении аэродинамической силы, создаваемой разгрузочным уст-

ройством 4, над центробежной силой второй ступени ротора, измельченный материал выносится из мельницы через разгрузочный патрубок 3.

Одним из параметров, влияющих на влажность измельченных растительных отходов, является температура пылегазовой смеси выходящей из мельницы. Необходимость контроля данной температуры обусловлена также с тем, что аэровзвеси из тонкоизмельченных растительных материалов пожаровзрывоопасны и поэтому повышенные температуры при тонком измельчении растительных отходов недопустимы.

В результате проведенных теоретических исследований установлена зависимость между температурой пылегазовой смеси, выходящей из мельницы, от технологических параметров процесса измельчения в мельнице ударно-отражательного действия [15].

$$t_2 = \frac{Q_д - Q_п + L_0(1-X_0)\cdot[C_{с.в.}\cdot t_0 - X_0\cdot(i_{п2}-i_{п0})] - \frac{G_0}{100-\omega_2}\cdot[(\omega_0-\omega_2)\cdot(i_{п2}-C_{вл.}\cdot t_0)-(100-\omega_0)\cdot C_м\cdot t_0]}{L_0\cdot(1-X_0)\cdot C_{с.в.}+\frac{G_0\cdot(100-\omega_0)\cdot C_м}{100-\omega_2}}, \quad (1)$$

где

$Q_д$ - теплота, возникающая в рабочей зоне мельницы при измельчении (теплота измельчения), *Вт*;

$Q_п$ - потери тепла в окружающую среду, *Вт*;

L_0 – количество влажного воздуха, поступающего в мельницу, *кг/с*;

X_0 – влагосодержание исходного влажного воздуха, *кг/кг*;

$C_{с.в.}$, $C_{вл.}$, $C_м$ – теплоемкость свежего воздуха, влажного материала и высушенного материала, соответственно, *кДж/кг·К;*

t_0 – температура влажного воздуха, поступающего в мельницу, ^{O}C;

G_0 – расход исходного материала, кг/с;

ω_0 , ω_2 – начальная и конечная влажность воздуха, *%*.

Для подтверждения полученной математической зависимости (1) по определению температуры пылевоздушной смеси, выходящей из мельницы, проведены экспериментальные исследования по влиянию массового соотношения материала к воздуху на конечную температуру пылевоздушной смеси при тонком измельчении различных видов растительных отходов.

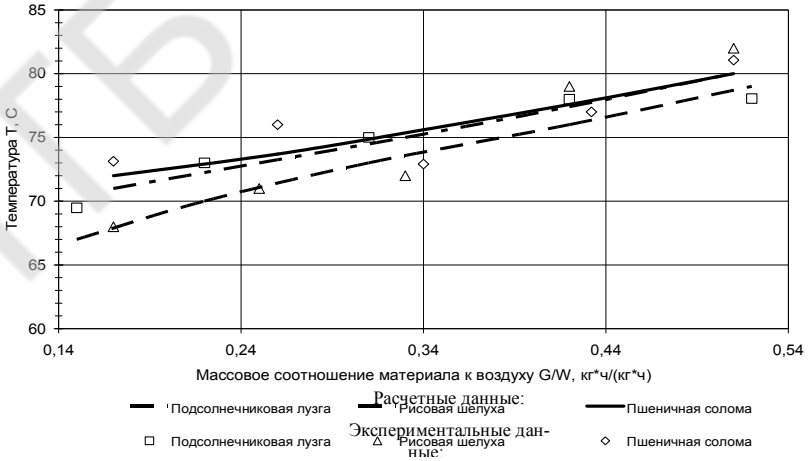


Рис. 3 – Зависимость температуры пылевоздушной смеси, выходящей из мельницы, от массового соотношения материала к воздуху и вида растительных отходов

Как видно из результатов экспериментальных исследований, которые представлены на рис.3, увеличение массового соотношения материала к воздуху приводит к повышению температуры пылегазовой смеси, выходящей из мельницы, что связано с увеличением концентрации частиц в рабочей зоне мельницы. Так повышение массового соотношения материала к воздуху до G/W = 0,53 кг·ч/кг·ч при измель-

чении подсолнечниковой лузги, рисовой шелухи и пшеничной соломы приводит к увеличению температуры пылегазовой смеси до 78-80 ^{0}C.

Сопоставление расчетных значений температур пылегазовой смеси и экспериментальных данных говорит о достоверности полученных результатов и возможности использования расчетной зависимости для определения температуры пылегазовой смеси, выходящей из мельницы.

Проведенные экспериментальные исследования показали, что продукты измельчения из пшеничной соломы, подсолнечниковой и рисовой лузги не содержат частиц менее 100 мкм. Из результатов экспериментальных данных, которые представлены на рис. 4, видно, что содержание фракции менее 63 мкм в измельченных растительных материалах составляет 96-100%. Повышение массового соотношения материала к воздуху приводит к незначительному снижению дисперсности за счет снижения турбулизации пылегазовой смеси в рабочей зоне мельницы.

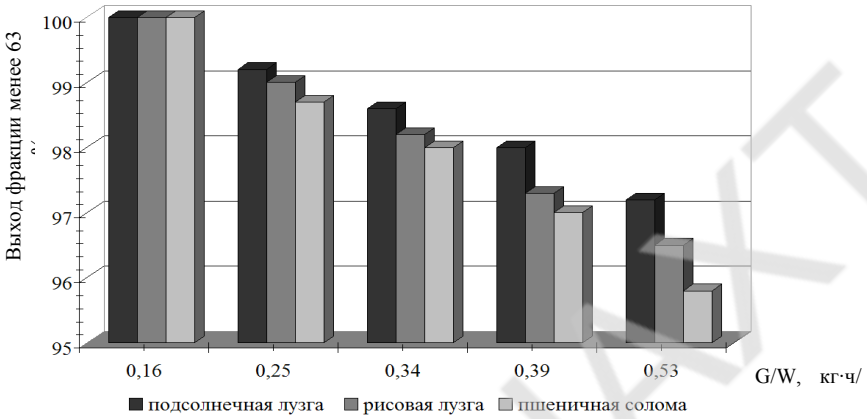
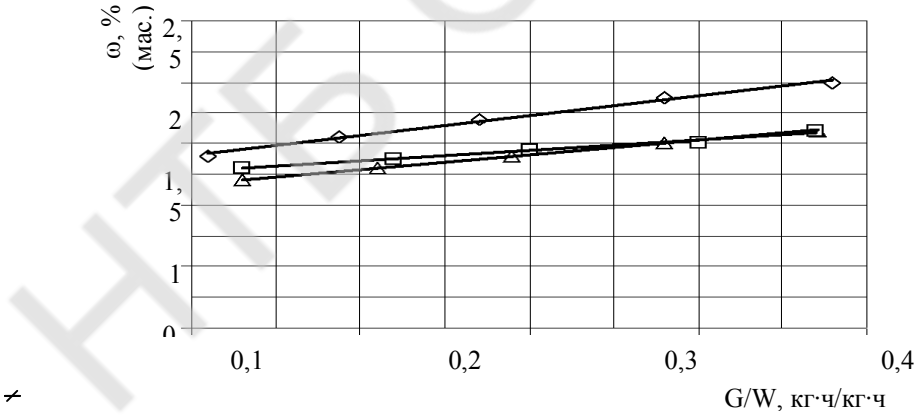


Рис. 4 – Зависимость выхода фракции менее 63 мкм от массового соотношения материала к воздуху и вида растительных отходов

На рис. 5 представлена зависимость влажности продукта измельчения растительных материалов от массового соотношения материала к воздуху. Даная зависимость показывает, что увеличение массового соотношения материала к воздуху приводит к некоторому повышению влажности продуктов, что происходит за счет увеличения общей массы влаги при увеличении количества подаваемого материала.



◊ – *подсолнечная лузга;* Δ – *рисовая лузга;* □ – *пшеничная лузга*

Рис. 5 – Зависимость влажности продукта измельчения растительных материалов от массового соотношения материала к воздуху и вида растительных отходов

Проведенные экспериментальные исследования позволили установить, что при массовом соотношении материала к воздуху 0,51 – 0,53 кг·ч/кг·ч удельные энергозатраты на измельчение минимальны и составляют для подсолнечниковой лузги, пшеничной соломы и рисовой шелухи 320, 350 и 370 кВт·ч/т, соответственно.

На основании проведенных теоретических и экспериментальных исследований разработана мельница тонкого помола растительных материалов [16].

Основываясь на результатах проведенных исследованиях, в конструкторском бюро «Южное» спроектирована, а на Южном машиностроительном заводе изготовлена установка тонкого измельчения растительных отходов (рис.6). Установка предназначена для тонкого измельчения таких материалов как подсолнечниковая лузга, рисовая шелуха и пшеничная солома. На рис. 7 приведены исходные растительные отходы и продукты их измельчения. Технические характеристики установки приведены в табл.1.

Таблица 1 – Технические характеристики установки

Производительность, кг/ч……300
Энергозатраты, кВт·ч/т……250-300
Дисперсность продуктов помола, мкм……не более 100
Влажность продукта …… …не более 5 %.
Частота вращения ротора мельницы, об/мин….3000
Мощность электродвигателя мельницы, кВт….75
Габаритные размеры установки, мм:
- Длина…….....8080
- Ширина…….…..….3460
- Высота……....5850

В компании «Bio-Fine SA» (г. Моресбург, Южная Африканская Республика) установка прошла опытно-промышленные испытания, которые показали, что производительность установки достигает 300 кг/ч, при этом получен продукт измельчения с содержанием фракции менее 100 мкм 97-100 % с влажностью до 5% при энергозатратах на измельчение до 300 кВт•ч/т.

Рис. 6 – Установка совмещенного процесса тонкого измельчения и сушки растительных отходов

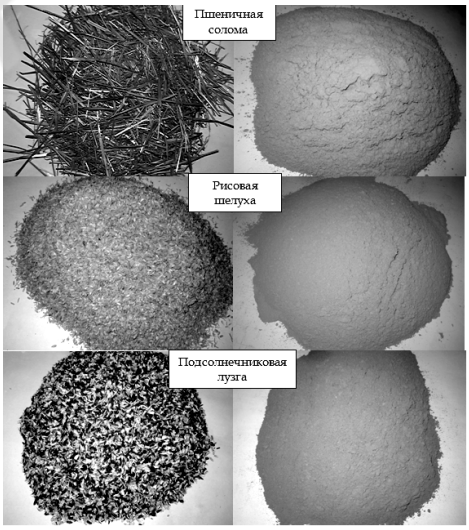


Рис. 7 – Исходные растительные отходы и продукты их измельчения

Выводы

1. Проведение теоретических и экспериментальных исследований позволили установить зависимости влияния технологических параметров совмещенного процесса тонкого измельчения и сушки на характеристики продуктов измельчения растительных отходов.

2. На основании проведенных исследований разработана и изготовлена установка совмещенного процесса тонкого измельчения и сушки растительных отходов опытно-промышленного образца.

Литература

1. Шишков Н.И. Исследование совмещенных процессов измельчения и сушки в мельнице ударно-отражательного действия / Шишков Н.И., Опарин С.А., Сорока П.И., Зражевский В.И. // Матеріали V Міжнародної науково-практичної конференції “Наука і освіта – 2002”.- Том 19.- Дніпропетровськ - Донецьк. - 2002.- С. 49-50.

2. Миров Г.И. К вопросу об использовании подсолнечниковой лузги для кормовых целей // Масложировая промышленность. - 1987. - №1. - С.9.
3. Гуменюк Г.Д. Использование отходов промышленности и сельского хозяйства в животноводстве / Г.Д. Гуменюк, А.М. Жадан, А.Н. Коробко.- 3-е изд. перераб. и доп.- К.: Урожай, 1991. - 216 с.
4. Рекомендации по использованию подсолнечниковой лузги в кормлении сельскохозяйственных животных и птицы / Ольшанский А.В., Солоха Д.И., Мельников К.А. и др. – Днепропетровск: ДГАУ, 1998. - 20с.
5. Килятач Е.И. Наш опыт использования подсолнечниковой лузги для кормовых целей / Килятач Е.И., Чертков А.С. // Масложировая промышленность. – 1987. - № 1. – с. 8.
6. Двойнос Я.Г., Реологические и физико-механические свойства древесно-полиэтиленовой композиции / Радченко Л.Б., Сезонов В.Н., Швед Н.П. // Экотехнология и ресурсосбережение. – 1998. - №2. – С.35-38.
7. Лукасик В.А. Композиционные материалы на основе полимерных и других органических отходов / Лукасик В.А., Жирков А.Г., Анцуков Ю.А. и др. // Пластические массы. – 2000. - № 7. – с. 39-40.
8. Цывин М.М. Производство древесной муки / Цывин М.М., Котцов С.Г., Шмаков И.В. – М: Лесная промышленность. 1982 – 135 с.
9. Сорока П.И. Получение соединений кремния из отходов рисового производства / П.И. Сорока, О.А. Тертышный., Т.В. Гриднева // Наукові праці Одеської нац. академії харчов. технологій. – 2006. – Вып. 28. – Т.2. – С. 4 -10.
10. Гура Д. В. Совместное получение диоксида кремния и тепловой энергии из отходов рисового производства // Д. В. Гура, П. И. Сорока // Матеріали міжнародної науково-технічної конференції "Технологія 2012". − 6 - 7 квітня − Ч.1. − м. Сєвєродонецьк.− 2012 р.
11. Гура Д. В. Определение технологических параметров процесса получения кремний-углеродных композиций из отходов рисового производства методами термодинамических и кинетических исследований // Д. В. Гура, П. И. Сорока // Праці Одеського політехнічного університету.− 2013. − Вип. 3(42).− С. 310 − 314.
12. Пат. №88108 Україна, МПК С 01 В31/36. Спосіб одержання карбіду кремнію/Сорока П.Г., Біла А.О. та ін.; заявник та патентовласник ДВНЗ «УДХТУ».-№ а 200802934; заявл.06.03.08; опубл.10.09.09, Бюл.№ 17.
13. Пат. №78894 Україна, МПК С 01 В31/36. Спосіб одержання карбіду кремнію/ Попов О.В., Сорока П.Г.; заявник та патентовласник ДВНЗ «УДХТУ».-№ а 200506587;заявл.04.07.05;опубл.25.04.07, Бюл.№ 5. 4.
14. Усков Ю.Н., Казарновский А.М. Измельчение растительных материалов в шаровых и вибрационных мельницах // Гидролизная и лесохимическая промышленность. – 1983. - №8.- С. 4-5.
15. С.А. Опарин, Е.В. Лещенко, П.И. Сорока Расчет технологических параметров процесса измельчения в мельнице ударно-отражательного действия / Наукові праці ОНАХТ. – 2010. - №37. – с. 118-122.
16. Пат. №96082 Україна МПК В02С13/14 Відцентровий млин ударної дії / Сорока П.Г., Опарин С.О.; заявник та патентовласник ДВНЗ «УДХТУ». - № а 2001096302 Заявл. 25.05.2010. – Опубл. - 27.12.2010. - Бюл. №18.

УДК 532.5

ВИКОРИСТАННЯ КАВІТАЦІЙНИХ ТЕХНОЛОГІЙ ПРИ ОБРОБЦІ РІДКИХ ГЕТЕРОГЕННИХ СИСТЕМ

Долінський А.А., академік НАНУ, д-р техн. наук, професор,
Авдєєва Л.Ю., д-р техн. наук, ст. наук. сп. , Жукотский Є.К., ст. наук. сп., Макаренко А.А., аспірант
Інститут технічної теплофізики НАН України, м. Київ, Україна

Розглянуті механізми виникнення і розвитку кавітаційних явищ. Показані переваги використання кавітаційного обладнання. Наведені приклади використання різних видів кавітаційних впливів для інтенсифікації процесів обробки рідких гетерогенних систем.

The mechanisms of occurrence and development of cavitation are examined. Advantages of cavitation equipment are shown. The examples of the use of different types of cavitation effects in order to intensify the processing of liquid heterogeneous systems are given.

Ключові слова: кавітація, масообмін, інтенсифікація, дискретно-імпульсне введення енергії.

Постановка проблеми

Інтенсифікація виробничих процесів, а також вирішення проблем енерго- та ресурсозбереження в різних галузях промисловості останнім часом набуває все більш важливого значення. Одним з найбільш ефективних способів досягнення високих технологічних результатів в масообмінних і гідродинамічних процесах при обробленні рідких гетерогенних систем є імпульсні енергетичні впливи на оброблювані середовища. Наукова база процесів з такими впливами представляє собою актуальну проблему і знаходиться в стані активного розвитку і поширення на різні галузі промисловості. Ефективним методом інтенсифікації процесів в рідинних гетерогенних дисперсних системах є метод дискретно-імпульсного введення енергії (ДІВЕ), розроблений вченими Інституту технічної теплофізики НАН України. Принцип ДІВЕ дозволяє провести перетворення введеної в апарат енергії в короткочасні імпульсні впливи високої потужності, дискретно розподілені в робочому об'ємі. Через те, що енергія концентрується в малій локальній зоні - на поверхні окремої дисперсної частинки, створюються умови раціонального її використання для виконання корисної роботи і максимального зниження за рахунок цього непродуктивних втрат. При реалізації умови дискретного розподілу введеної в апарат енергії у формі коротких локальних імпульсів, в робочому об'ємі апарату виникають такі явища як вибухове скипання, гідродинамічна, акустична та парова кавітації, а також супутні цим явищам ефекти - високочастотні осциляції, зсувні напруження, сферичні ударні хвилі та ін. На думку багатьох учених, саме кавітаційні явища в значній мірі визначають високу ефективність механізмів ДІВЕ [1, 2].

Кавітаційні явища відносяться до жорстких способів обробки гетерогенних середовищ, пов'язаних з руйнуванням твердих або рідких дисперсних частинок. Різні гідродинамічні ефекти кавітації пов'язані з порушенням суцільності рідкого середовища при виникненні каверн. Для реалізації цього явища, в результаті різкого скидання тиску ініціюється формування і зростання каверн і виникнення кавітації в окремих точках системи з мінімальним тиском або їх околицях. Подальше зменшення тиску до певного критичного значення призводить до того, що зона кавітації починає поширюватися далі від точок її виникнення. Потім, при різкому підвищенні тиску створюється велика різниця тисків між рідкою і паровою фазами, каверни рухаються із зони низького тиску в зону високого тиску, в результаті чого відбувається їх схлопування. Різниця тисків визначає рівень акумульованої в системі потенційної енергії, яка перетворюється в кінетичну енергію радіального руху рідини бульбашки, яка стискається, а при повторній трансформації - в короткочасний імпульс, що поширюється у формі ударної сферичної хвилі. При схлопуванні каверни безпосередньо поблизу твердих частинок кінетична енергія радіального руху рідини перетворюється на механічну енергію рідкого кумулятивного мікроструменя з великою інтенсивністю впливу. Викид кумулятивного мікроструменя супроводжується виникненням аномально високих локальних тисків, температур, швидкостей і прискорень. Така трансформація енергії сприяє значному підвищенню ефективності динамічного впливу на складні гетерогенні системи [3, 4, 5].

Кавітація може бути створена різними методами. До їх числа відносяться: іскровий розряд, імпульсне пропускання струму високої напруги (електрогідравлічний удар), ультразвукове випромінювання, гідродинамічне зниження тиску в потоці до критичних значень (гідродинамічна кавітація) [6, 7, 8].

Значення кавітації визначається її проявами, які можна розділити на небажані і позитивні. Некерована кавітація може привести до серйозних змін роботи обладнання і навіть руйнування конструкції [4, 5, 7]. Однак, в той же час, використання кавітаційних явищ дозволяє вирішити питання інтенсифікації багатьох технологічних процесів, забезпечити значну економію енерговитрат і високу якість обробки [1, 3, 6, 8].

Іскровий розряд і ефект електрогідравлічного удару використовується для обробки обмежених обсягів рідин. При іскровому розряді і електрогідравлічному ударі розрив цілісності потоку в рідині з наступним поширенням ударної хвилі спостерігається на ділянці між електродами. Внаслідок електричного пробою в рідини в об'ємі потоку, що оточує канал розряду, розвиваються високоімпульсні тиски, що генерують локальну кавітацію, яка в даному випадку виступає як допоміжний фактор при обробці середовища. Енергія сферичної ударної хвилі, що розповсюджується від центру об'єму рідини до його периферії, обернено пропорційна квадрату відстані від ділянки електричного розряду. Це призводить до нерівномірності силової дії на рідину, а при збільшенні об'єму оброблюваної рідини вимагає нарощування потужності й кількості електричних розрядів, що призводить до зростання енерговитрат на процес обробки. Крім того, утворення потужних ударних хвиль по всьому об'єму рідини вимагає зміцнення робочої камери установки [4, 8].

Зазначені недоліки виключає ультразвуковий метод, що полягає в застосуванні коливань ультразвукової частоти для створення умов зростання ядер кавітації, які являють собою газові включення, що містяться в рідині. Ударні хвилі генеруються на малій ділянці навколо кожної кавітаційної каверни. Це забезпечує рівномірність силового впливу на рідину і відсутність ударних навантажень на стінку робочої

камери установки. Енергія ультразвукового випромінювання локалізується у великій кількості малих об'ємів рідин і дозволяє на порядок знизити енерговитрати на проведення процесу обробки в порівнянні з іскровим і електрогідравлічним ударом. Однак у процесі ультразвукової обробки кавітація виникає і на робочій поверхні акустичного випромінювача, викликаючи його руйнування внаслідок ерозії. Крім того, проходження ультразвуку через рідину пов'язано з великими втратами енергії акустичних хвиль. Деякі із зазначених проблем вирішуються в проточних ультразвукових апаратах, де відбувається обробка не всього об'єму рідини відразу, а лише її частини, що протікає через робочу ділянку апарату, що дозволяє уникнути великих витрат на випромінювання ультразвуку [2, 8].

Перехід до перспективної проточної схеми обробки обумовлює можливість використання гідродинамічного методу генерації кавітації. У цьому випадку виникнення кавітації визначається зниженням тиску в потоці до значень, що відповідають тиску насичених парів оброблюваної рідини. При цьому захоплюється ядра кавітації різних розмірів, що інтенсифікує розвиток гідродинамічної кавітації і процес обробки рідини в порівнянні з ультразвуковим методом. Для інтенсифікації промислових технологій найбільш придатні всі способи гідродинамічної кавітації, що дозволяють проводити обробку великих обсягів рідинних середовищ в потоці. Гідродинамічна кавітація може здійснюватися в апаратах різної конструкції і різними методами. Розрізняють такі її різновиди: статична, динамічна, переміжна, відцентрова, соплова, щілинна, струменева, примусова, термічна, парова, газова та ін . Апарати, основані на використанні явищ гідродинамічної кавітації, призначаються для обробки рідких гетерогенних систем: змішування, емульгування, розчинення, диспергування, гомогенізації, аерації, сатурації та ін. На ефект кавітації значно впливають конструкція і принципи роботи апарату. Обладнання, в якому використовуються кавітаційні ефекти мають наступні переваги: підвищення продуктивності процесів за рахунок високої пропускної здатності, підвищенням темпів якості продукції за рахунок високої дисперсності частинок, підвищення стійкості й однорідності системи, зниження питомих витрат енергії на обробку за рахунок локальної концентрації зусиль, забезпечення універсальності застосування. У даному випадку газова каверна є одночасно і трансформатором енергії, що вводиться і об'єктом впливу. При інтенсивному розширенні, стисненні або пульсації каверн під впливом зовнішнього тиску, який періодично змінюється, активізуються процеси перемішування як на мікрорівні, в околиці окремої каверни, так і макрорівні, для всього об’єму, внаслідок турбулізації міжфазної поверхні. Сукупна дія цих факторів підвищує загальний коефіцієнт масопередачі в системі [1, 2, 11, 12, 13].

Явища кавітації використовуються у різних галузях промисловості для інтенсифікації масообмінних і гідромеханічних процесів при обробленні рідких гетерогенних систем і створенні сучасних енергозберігаючих технологій. На сьогодні кавітаційні технології є актуальними для енергетики, машинобудування, хімічної і харчової промисловостей.

В енергетиці кавітацію застосовують як спосіб отримання дешевої теплової енергії, за рахунок виділення енергії при схлопуванні каверн. Це дозволяє суттєво зменшити енергоспоживання, збільшити теплову продуктивність, виключення застосування кислот, лугів та інших хімічних реагентів [10].

Застосування кавітаційних технологій при отриманні паливних сумішей дозволяє знизити собівартість одержання теплової і електроенергії, зменшити витрати матеріалів і кількість шкідливих викидів в атмосферу. Перспективним напрямком в енергетиці є використання високодисперсних паливних систем [3, 11]. Кавітаційний вплив на мазут дозволяє знизити його в'язкість на 20 - 30% і збільшити температуру спалаху на 5-10%. Після кавітаційної обробки в мазуті утворюється до 35 % дизельного палива (температура відгону 250 ... 290 ° С). Використання якісних вугле-мазутних суспензій дозволяє зменшити витрати мазуту на 20 - 25 %. Спалювання вугле-мазутних і водо-вугільних суспензій дозволяє знизити шкідливі викиди, утилізувати вугільний шлам, знизити собівартість одержання теплової та електричної енергії. При спалюванні водо-мазутних емульсій отримують суттєвий економічний ефект, підвищення ККД на 3 - 5 % і зниження емісії забруднюючих речовин (СО, сажі, оксидів азоту, бензопірену та інших канцерогенних поліциклічних ароматичних вуглеводнів) в атмосферу. Найбільший економічний ефект і одночасне зниження газових викидів забезпечує додавання в паливо 10 - 15% води, а найбільший екологічний ефект в частині утилізації забруднених органічними продуктами вод реалізується при рівні водної фази до 50 %. Таким чином забезпечується можливість спалювання некондиційних високов'язких і обводнених мазутів, а в якості водної фази з’являється можливість використання забруднених промислових стоків підприємств.

Експериментальні дослідження показали, що нафта, оброблена в кавітаційному генераторі, починає переганятися під атмосферним тиском при температурі нижче на 10...15 °С , ніж необроблена нафта, 50% необробленої нафти переганяється при температурі 328 °С, а 50 % обробленої нафти переганяється при температурі 265°С під атмосферним тиском, що нижче на 63 °С [3, 11].

Кавітаційний вплив в машинобудівній промисловості дозволяє швидко і ефективно очищувати елементи деталей, агрегатів і систем мобільних машин різного призначення від забруднення, яке здебільшо-

го представляє собою суміші твердих дрібних частинок, продуктів корозії і окислів із полімеризованими залишками масел, жирів олив, нагару тощо. Проведені дослідження показали, що запропонований спосіб очищення має високу ефективність, простоту, низьку собівартість [12].

Ефективним є використання кавітаційних технологій для отримання наноструктур і наноматеріалів. За рахунок впливу на матеріал ультразвукової або гідродинамічної кавітації досягається значне збільшення продуктивності процесу їх отримання і зниження питомих витрат енергії на одиницю продукції [11, 13].

В хімічній промисловості кавітаційний вплив допомагає підвищити ефективність окисно-відновних реакцій в рідині використовуючи енергію каверн, які утворюються при кавітації для підсилення потужності електричного розряду [14].

На даний час кавітаційний ефект широко використовується як спосіб для дезінфекції, стерилізації та аерації води та водних систем. Кавітаційний вплив дозволяє провести якісне знезараження природних і стічних вод без використання хімічних реагентів і широко застосовується в системах господарського, питного та промислового водопостачання, а також для знезараження каналізаційних стоків переробних підприємств [15, 16].

В харчовій промисловості кавітаційний влив на рідину дозволяє отримати високоякісні технологічні, харчові і біологічно активні розчини, екстракти, емульсії, суспензії, наприклад при виробництві молочних продуктів, майонезів і соусів, фруктових і овочевих пюре, паст і соків.

При виробництві молока кавітаційний вплив підвищує ефективність його гомогенізації і пастеризації, зменшує кількість мікроорганізмів. Така обробка молока при температурі 70 °С дозволяє знизити загальну кількість мікроорганізмів в 10^3 -10^5 разів. При цьому відбувається повне знищення вегетативних форм дріжджів і плісняви, а також патогенних мікроорганізмів групи кишкової палички і нейтралізація фосфатази. Таким чином, така обробка дозволяє збільшити терміни зберігання молока при температурі 9 ... 12 °С в несептичній упаковці до не менше 5 діб без ознак його скисання. Також кавітація використовується для підготовки води, яка використовується при відновленні молока з сухого знежиреного залишку [17].

Кавітаційний вплив ефективно використовувати для інтенсифікації процесів розчинення і екстрагування біологічно активних речовин, наприклад, пектину, каротину, таніну і інших цінних речовин. Кавітація змінює властивості водних розчинів і гідрогелів полісахаридів: крохмалю, амілопектину, альгінату натрію, хітозану і ін. Внаслідок її використання досягається однорідність фракційного молекулярного складу отримуваних розчинів і екстрактів [18]. Багато лікарських речовини отримують методами екстрагування сировини рослинного і тваринного походження. Застосування кавітаційних технологій дозволяє підвищити якість м'яких лікарських форм суспензійного і емульсійного типів [19].

Висновки

Кавітаційні технології є актуальними і використовуються у різних галузях промисловості для інтенсифікації масообмінних і гідромеханічних процесів при обробленні рідких гетерогенних систем і створенні сучасних енергозберігаючих технологій. Використання кавітаційних впливів дозволяє отримати високу якість обробки, надає матеріалам нових властивостей і одночасно забезпечує значну економію енерговитрат.

Література

1. Долинский А.А. Тепломассообмен и гидродинамика в парожидкостных дисперсных средах/ А.А.Долинский, Г.К. Иваницкий.– К.: Наукова думка, 2008. – 382 с.
2. Долинский А.А. Дискретно-импульсный ввод энергии в теплотехнологиях/А.А. Долинский, Б.И. Басок, И.С. Гулый, А.И. Накорчевский, Ю.А. Шурчкова.– К.: Наукова думка, 1996. – 208 с.
3. Промтов М.А. Перспективы применения кавитационных технологий для интенсификации химико-технологических процессов / М.А. Промтов. - Вестник ТГТУ, 2008.–Т.14, № 4.– С. 861 – 869.
4. Перник А.Д. Проблемы кавитации / А.Д. Перник.- М., Судостроение, 1966. - 439 с.
5. Кнэпп Р. Кавитация /Кнэпп Р., Дейли Дж., Хэммит Ф. - М.: Мир, 1974. - 687 с.
6. A review and assessment of hydrodynamic cavitation as a technology for the future/ P.R. Gogate, A.B. Pandit Ultrasonics Sonochemistry – 2005. - №12. – P. 21–27.
7. Young F.R. Cavitation/ London, U.K. : Imperial College Press, 1999. – 418 p.
8. Вітенько Т.М. Гідродинамічна квітація у масообмінних, хімічних і біологічних процесах/ Т.М.Вітенько.-Тернопіль: ТДТУ ім.І.Пулюя, 2009. - 220 с.
9. Role of Different Parameters in the Optimization of Hydrodynamic Cavitation/ P. Braeutigam, M. Franke, Zhi-Lin Wu, B. Ondruschka - Chem. Eng. Technol. – 2010,33. – No. 6 – P. 932–940.
10. Пат. 2261942 Российская Федерация, МПК7 C25D1/04. СПОСОБ ПОЛУЧЕНИЯ ТЕПЛОВОЙ ЭНЕРГИИ/ Запорожец Е.П., Зиберт Г.К.; заявитель и патентообладатель Дочернее открытое акционерное

общество "Центральное конструкторское бюро нефтеаппаратуры" Открытого акционерного общества "Газпром" (ДОАО ЦКБН ОАО "Газпром")– № 2003132260/15, 05.11.2003; опубл. 10.10.2005.
11. Перспектива развития кавитационных нанотехнологий / Кулагин В.А. – ФГОУ ВПО « Сибирский федеральный университет» - 2010, - С 48-51.
12. Очищення елементів гідроапаратури за допомогою кавітаційних технологій. / Тарасенко Т.В, Зайончковський Г.Й. – Technology and production reserves - №2/2(10), 2013. – С 7-10.
13. Пат. 2448810 Российская Федерация, МПК7 B22F9/24 ,B82B3/00. СПОСОБ ПОЛУЧЕНИЯ НАНОЧАСТИЦ СЕРЕБРА / Галиахметов Р. Н., Мустафин А. Г., Шарипов Т. В., Шарипов Т. И.,; заявитель и патентообладатель Государственное образовательное учреждение высшего профессионального образования "Башкирский государственный университет" (ГОУ ВПО БашГУ). – № 2011113035/02; 05.04.2011; опубл. 27.04.2012.
14. Пат. 81835 Україна, МПК7 F24J 3/00 СПОСІБ ПІДВИЩЕННЯ ЕФЕКТИВНОСТІ ОКИСНОВІДНОВНОЇ РЕАКЦІЇ В РІДИНІ, ЯКА ПІДЛЯГАЄ КАВІТАЦІЇ/ ГЛОТОВ Є. О., СУРНЄВ В. О., ЩЕБЕТУН В. І. заявник и патентовласник ГЛОТОВ Є. О., СУРНЄВ В. О., ЩЕБЕТУН В. І – № u201301309, 04.02.2013; опубл. 10.07.2013, бюл. № 13.
15. Пат. 2424194 Российская Федерация, МПК7 C02F1/34 СПОСОБ ДЕЗИНФЕКЦИИ ВОДЫ/ Ковалев А. К. ,Сидоров С. М.; заявитель и патентообладатель Общество с ограниченной ответственностью "ГИДРОМАШ ЭКОЛОГИЯ" – № 2009140635/05, 02.11.2009; опубл. 20.07.2011.
16. Пат. 2396216 Российская Федерация, C02F1/34. УСТРОЙСТВО ДЛЯ ОБЕЗЗАРАЖИВАНИЯ ВОДЫ / Новиков С. А., Кузнецов А. В., Алешин А. А. ; заявитель и патентообладатель Новиков С. А., Кузнецов А. В.,. – № 2008146492/15, 26.11.2008; опубл. 10.08.2010.
17. Використання ефектів кавітації для оброблення рідких середовищ. /Матиящук А.М., Матиящук О.В. – Современные проблемы и пути их решения в науке, транспорте, производстве и образовании 2013. Доклад/ Технические науки , Технологии продовольственных товаров – SWorld – 18-29 June 2013.
18. Пат. 95112627 Российская Федерация, МПК7 A23L1/236. СПОСОБ ПОЛУЧЕНИЯ ИНУЛИНА/ Голубев В.Н., Волкова И.В.; заявитель и патентообладатель Институт экологии человека АТН РФ– № 95112627/13, 27.07.1995; опубл. 10.10.1996.
19. Пат. 2007120349 Российская Федерация, МПК7 B01F3/00. ПРЕДВАРИТЕЛЬНАЯ ДИСПЕРСИЯ/ ПОЛЕН Алфред, СПЕДДИНГ Джеффри, КЕРН Герхард; заявитель и патентообладатель ПОЛЕН Алфред, СПЕДДИНГ Джеффри,.– № 2007120349/15, 31.05.2007; опубл. 10.12.2008

УДК 66.047

СУЧАСНІ МЕТОДИ ВПЛИВУ НА СТРУКТУРУЮЧІ ВЛАСТИВОСТІ СКЛАДНИХ МАТЕРІАЛІВ ЯК ОБ'ЄКТІВ РОЗПИЛЮВАЛЬНОГО СУШІННЯ

Долінський А.А., академік НАН України, Турчина Т.Я., ст. наук. співр., канд. техн. наук, Жукотський Э.К., ст. наук. співр.
Інститут технічної теплофізики НАН України, м. Київ

Досліджено вплив гідродинамічної обробки рідинних гетерогенних систем та структуруючих добавок на формо- та структуроутворюючі властивості матеріалів при розпилювальному сушінні.

Studied the influence of hydrodynamic fluid handling heterogeneous systems and application structuring additives on the formation and structure-properties of materials in spray drying.

Ключові слова: дискретно-імпульсне введення енергії, гетерогенна система, структурування, розпилювальне сушіння.

Ефективність висушування багатьох матеріалів методом розпилювання залежить від цілого комплексу факторів, ключовими серед яких, що визначають кінетику процесу і характеристики отриманих порошків, є процеси формо- та структуроутворення [1, 2]. При розпилювальному сушінні особливо важливо, щоб в момент відриву краплі від кромки дискового розпилювача, вона мала сферичну форму, на її поверхні в процесі зневоднення утворилась достатньо міцна структура кірочки, здатної забезпечити миттєве висушування і збереження її первинної форми, а внутрішня її структура була максимально щільною, монолітною. Тому питання структурування матеріалів є актуальним при створенні технологій отримання

порошкової форми різних за природою і зовсім нових композиційних матеріалів, у т.ч. збагачених біологічно активними речовинами, лікувальних засобів, функціональних ліпосомальних препаратів і т.д..

Відкладення порошку або адгезійні утворення продукту в розпилювальній камері залежать від процесів формо- та структуроутворення при зневодненні крапель і обумовлені фізико-хімічним складом вихідного матеріалу або недосконалістю його вихідних параметрів на момент подачі в сушильну камеру [3-10]. Висока в'язкість розчину при дисковому розпилюванні погіршує умови його поділу на краплі сферичної форми. При вмісті сухих речовин в розчині до 10 % втрати продукту з відпрацьованим повітрям пов'язані з проблемою циклонної сепарації часток розміром до 10 мкм. При розпилювальному сушінні харчових гетерогенних систем ймовірне зростання показників кислотності, через що підвищуються термопластичні, адгезійні якості матеріалів і погіршуються умови їх висушування, а наявність в суспензіях часток розміром ≥300 мкм неприпустима, оскільки призводить до низки негативних наслідків [3].

Складності процесу сушіння колоїдних розчинів пов'язані з опором процесам вологопереносу з боку утвореної на поверхні краплі в'язкої оболонки: збільшується час їх сушіння, що вимагає більших габаритів сушильної камери, для чого доцільно проводити уточнений розрахунок її діаметра з урахуванням малої дифузійної здатності цих систем при сушінні і організації стадії досушування порошку в камері або поза її межами [3, 7 – 9]. Крім того, в стадії кипіння таких розчинів під кіркою відбувається багатократне роздування часток, які по завершенні процесу залишаються більшими за початкові $\delta_{кін} \geq \delta_o$. При транспортуванні таких часток у складі двофазного потоку до циклону певна їх частина при наявності термопластичних складових (соки, лецитин, солодовий екстракт) грудкується в результаті їх деформації, когезії та агломерації, що погіршує сипкість порошку, а у випадках більш крихкої структури часток - руйнується, перетворюючись на дрібнодисперсну фракцію з розміром часток ≤10 мкм, що ускладнює її циклонну сепарацію і сприяє втратам продукту з відпрацьованим теплоносієм.

Мета даних досліджень полягала у визначенні ефективних методів покращення формо- та структуроутворюючих властивостей матеріалів як об'єктів розпилювального сушіння, збільшення виходу порошкового продукту та підвищення його якості.

Дослідження проводились в Інституті технічної теплофізики НАН України на стендовому та експериментальному обладнанні, характеристики яких наведені у роботах [1 – 3].

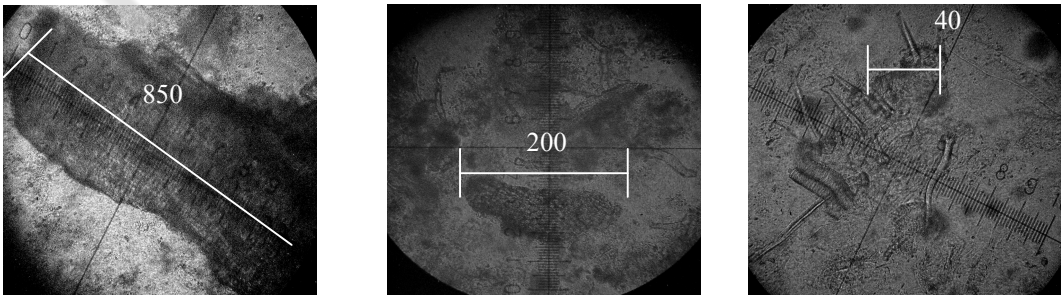
У дослідженнях використовувались складні багатокомпонентні матеріали, при розпилювальному сушінні яких порошок відкладався або утворював адгезій ний шар на стінках камери:

- гетерогенні системи - пасти і пюре із свіжої фруктово-овочевої, ягідної та зернової сировини [3 – 5];
- колоїдні розчини, зокрема жиро- та вуглеводовмісні продукти – солодові і полісолодові екстракти, розчини фосфоліпідів та ін. [3, 6 – 9].

Вплив на властивості складних рідинних систем проводилось за умов дії на них різними чинниками:

- методом дискретно-імпульсного введення енергії (ДІВЕ-обробки), який реалізовувався у роторно-пульсаційних апаратах дискового та циліндричного типу;
- структурування матеріалу шляхом введення структуруючої добавки під час його ДІВЕ-обробки;
- змінення вмісту сухих речовин шляхом концентрування самого рідинного продукту, за рахунок введеної структуруючої добавки і створення композиційного складу на їх основі;
- змінення температурних режимів сушіння та охолодження часток матеріалу.

ДІВЕ-обробка гетерогенних систем із свіжої нефракціонованої сировини у лічені хвилини (до 5 хв) покращує їх реологічні властивості, поліпшує умови їх подачі в камеру сушарки, забезпечує однорідність дисперсного складу крапель у факелу розпилу і рівномірність їх висушування. Це стало можливим завдяки підвищенню ступеня дисперсності часток нерозчинних фракцій гетерогенних систем, як видно на рис. 1, в результаті їх ДІВЕ-обробки у роторно-пульсаційному апараті циліндричного типу [3].

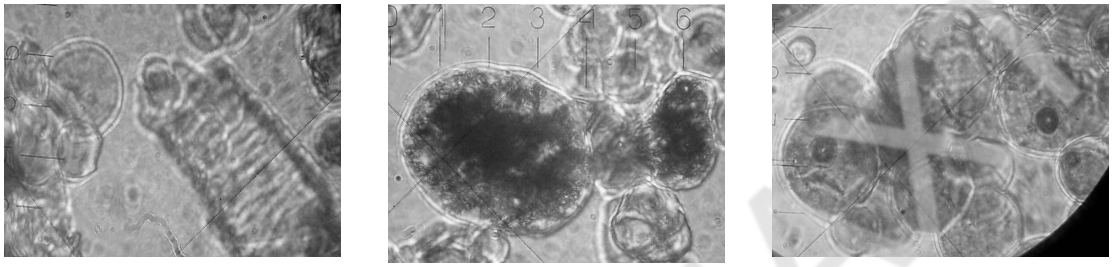


а б в

Рис. 1 – Динаміка змінення дисперсного складу часток нерозчинних фракцій фруктово-овочевого пюре в процесі його ДІВЕ-обробки протягом: а) 1 хв; б) 2 хв; в) 5 хв. Масштаб: 1 поділка = 4 мкм

Як виявилось, при гідродинамічній обробці вихідних сировинних матеріалів проблеми відкладень й грудкування порошків, адгезійних явищ в сушарці, гігроскопічності порошків та малого терміну їх зберігання не вирішуються. Для вирішення цих питань нами було вивчено фізико-хімічний склад продуктів з фруктово-овочевої, ягідної, зернової сировини як об'єктів розпилювального сушіння [3, 10]. Більшість з них (малина, вишня, томати та ін.) містять кислоти низької температури плавлення, що обумовлює підвищену термопластичність і адгезійність цих порошків в сушильній камері.

Крім того, певна частина висушених часток, отриманих з нормалізованих за дисперсним складом фруктово-овочевих суспензій, представляють окремі фрагменти клітковини з відкритими для негативного впливу температури та кисню з повітря структурами м'якоті (рис. 2, а), вкритими тонким шаром сухих речовин соку, у т.ч. тих, що проявляють термопластичні властивості. Решта часток (рис. 2, б), сформованих з мікрочасточок більш дрібної фракції дисперсної фази, мають округлу форму, але виражена рихлість, пористість їх поверхонь обумовлює гігроскопічність і скорочення терміну їх зберігання [3, 11, 12].



а б в

Рис. 2 – Мікроструктура часток фруктово-овочевих порошків, одержаних на сушарці РЦ-1,3 (масштаб: 1 под.=16 мкм) при ДІВЕ-обробці продукту а, б) без структуруючої добавки; в) із структурючою добавкою

Термопластичні і адгезійні властивості проявляли й частки солодових екстрактів та фосфоліпідів. При цьому вони мали роздуту, полу структуру, а їх розміри були переважно більші за початкові $\delta_{кін} \geq \delta_o$ (рис. 3, а-в). Навіть після охолодження до 20°С такі частки перебувати протягом 3-5 хв. у в'язкопластичному стані, проявляли адгезійні властивості і схильність до деформації і руйнування.

Для підвищення термостійких та паропровідних властивостей матеріалів застосовувались структуруючі декстриновмісні (патока, мальтодекстрин) і білкові добавки рослинного і тваринного походження.

Структуруючі добавки, як показали експериментальні дослідження, для підвищення ефективності їх структуруючої дії мали вводитись виключно при ДІВЕ-обробці вихідного матеріалу, що покращило умови висушування складних гетерогенних систем з плодово-ягідної сировини, солодових екстрактів, фосфоліпідів та ін. матеріалів, що містять високов'язкі і термопластичні складові [3-5, 10-12].

Мікроструктурний аналіз показав, що частки фруктово-овочевих порошків, висушені з декстриновмісними структуруючими добавками відрізняються сферичністю і більшою монолітністю, що сприяло покращенню їх структурно-механічних характеристик, а також захищеністю термолабільних структур м'якоті, як видно на рис. 2 (в), завдяки ефекту їх мікрокапсулювання при розпилювальному сушінні.

δ_o=1,5 мм

$\delta_{кін}$= 2,0мм 0,9 мм 1,7 мм 0,6 мм 0,8 2,1 мм 1,2 мм

а б в г д ж к

а) розчин фосфоліпідів (Со=7,5%); б) розчин фосфоліпідів з глюкозою (Со=7,5%; 2:1); в) з мальтодекстрином (Со=10%; 1:1); г) з гідролізованих білком (Со= 7,5%; 2:1); д) з гідролізованих білком (Со= 10%; 1:1); ж) з соєвим ізолятом (Со= 15%; 2:1); к) з соєвим ізолятом (Со= 15%;1:2)

Рис. 3 – Форма та структура висушених часток при сушіння крапель колоїдних систем при температурі теплоносія 160 ºС

Застосування білкових добавок при сушінні розчинів солодових екстрактів та фосфоліпідів дозволило підвищити термостійкість матеріалу, а за рахунок ущільнення структури часток в процесі зневоднення, як видно на рис. 3(г, д, к), - покращити сипкі властивості порошку і уникнути відкладень в камері сушарки. У разі застосування соєвого ізоляту більш ущільнена структура часток, як видно на рис. 3 (к), досягалась при збільшенні його відсотку у складі суспензії фосфоліпідів до 66%.

Отже, при введенні структуруючих добавок під час ДІВЕ-обробки вихідних матеріалів як об'єктів розпилювального сушіння створюються умови не тільки для покращення їх вихідних та кінцевих характеристик, а й для більш ефективної роботи енергоємного тепломасообмінного обладнання [3-6, 11-16]. Тобто, застосування методу ДІВЕ із структуруючою добавкою дозволяє вирішити низку складних питань

на стадії підготовки матеріалів до сушіння:

- досягти ефекту консервації біологічно активних речовин в об'ємі гетерогенної системи;
- стабілізувати кислотність і уникнути процесів окислення і бродіння харчових середовищ;
- забезпечити обробку цих же матеріалів без істотного підвищення їх температури (Тпрод≤ 28 ºС);
- покращити реологічні властивості рідких гетерогенних систем;

в процесі розпилювального сушіння:

- досягти сферичності диспергованих крапель, більшої міцності і монолітності висушених часток, що дозволяє забезпечити сипкість порошку і своєчасне його видаленню з зони термічної дії;
- досягти ефекту мікрокапсулювання цінних біологічно активних речовин вихідної сировини (рис. 2, в) при розпилювальному сушінні, про що свідчить здатність плодово-ягідних порошків зберігати високі органолептичні характеристики понад 2 роки;
- підвищити термостійкість матеріалів і підвищити вихід порошку з сушильної камери до 92-95%;
- скоротити час сушіння матеріалів в середньому на 20-25%;
- досягти максимально низьких показників вологості порошків і здатність до тривалого зберігання;
- скоротити діапазон розмірів часток фруктово-овочевих та ягідних порошків до 100-150 мкм.

На основі проведених досліджень для кожного з об'єктів розпилювального сушіння були визначені найбільш ефективні з досліджених структуруючих добавок та норми їх введення в залежності від хімічного складу сировинного продукту. Для плодово-ягідних гетерогенних систем найбільш ефективними виявились декстриновмісні добавки: патока і мальтодекстрин, а для розчинів на солодовій та фосфоліпідній основі - білки рослинного та тваринного походження: соєвий ізолят, сироватковий концентрат та іх суміші. Отриманий досвід впливу на структуруючі властивості матеріалів дозволив розширити асортимент об'єктів розпилювального сушіння з ряду високов'язких та жировмісних продуктів [3, 15, 16].

Експериментальні дослідження показали, що ДІВЕ-обробка складних систем на роторно-пульсаційному апараті і введення структурючої добавки за визначеними її раціональними нормами дозволяє:

- в залежності від виду матеріалу підвищити температурний потенціал сушарки на 25…40 оС [3];
- збільшити її продуктивність на 25-30 % при зниженні енерговитрат на 20-25 % [3];
- підвищити якість порошків, про що свідчать їх властивості і високий індекс розчинності [3, 15].

Технології отримання сухої форми таких складних матеріалів були відпрацьовані на експериментальній розпилювальній сушарці РЦ-1,3 та апробовані у промислових умовах заводу солодових екстрактів (м. Київ) на сушарці СУМ-1,5, розробленій Інститутом технічної теплофізики НАН України.

Висновки

Обробка складних гетерогенних систем з застосуванням методу ДІВЕ з одночасним введенням структуруючої добавки на стадії підготовки їх до сушіння дозволяє за рахунок структурування матеріалів покращити реологічні, структуроутворюючі та паропровідні їх властивості при сушінні, а завдяки ефекту мікрокапсулювання біологічно активних речовин при розпилювальному сушінні - підвищити температурні режими в сушарці, досягти мінімальної вологості порошку, збільшити його вихід, покращити якісні показники продукту і істотно збільшити термін його зберігання, що дає основу для створення нових сучасних технологій виробництва сухої форми складних термопластичних, адгезійних та гігроскопічних матеріалів для різних галузей народного господарства, у т.ч. у нанотехнологіях.

Література

1. Долинский А.А., Иваницкий Г.К. Оптимизация процессов распылительной сушки. – Киев: Наукова думка. – 1984.–320с.
2. Долинский А.А., Малецкая К.Д., Шморгун В.В. Кинетика и технология сушки распылением. – К.: Наукова думка. – 1987. –224 с.
3. Турчина Т.Я. Інтенсифікація тепловологопереносу при розпилювальному сушінні термопластичних матеріалів з рослинної сировини // Автореф. дис.... канд.техн.наук.: 05.14.06. Турчина Тетяна Яківна. – К., 2011. - 26 с.
4. Малецкая К.Д., Турчина Т.Я., Заритовская А.Г., Переяславцева Е.А. Новые теплотехнологические аспекты получения методом распылительной сушки порошков из растительного сырья // Труды II-й Межд. науч.-практ. конф.”Современные энергосберегающие тепловые технологии (сушка и тепловые процессы) СЭТТ-2005”. Труды конф. Т.2. – Москва.: Изд-во ВИМ, 2005. - С.51-54.
5. Малецька К.Д., Турчина Т.Я. Удосконалення процесу тепломасообміну в технологіях розпилювального зневоднення нефракціонованої рослинної сировини./ Наукові праці ОНАХТ – Одеса, 2007.- Вип..30.- Т.1.-С.176-181.
6. Малецька К.Д., Турчина Т.Я. Вплив температурних режимів на ефективність процесу розпилювального сушіння солодових екстрактів./ Наукові праці ОНАХТ – Одеса, 2009.- Вип..35.- Т.2.-С.152-157.
7. Турчина Т.Я. Кинетика процессов тепловлагопереноса при сушке капель термопластичних материалов – солодових экстрактов / Пром. теплотехника, 2010. – Т.32, № 3. – С.43-49.
8. Турчина Т.Я. Уточнений розрахунок габаритів дискових розпилювальних сушарок для адгезійних матеріалів // Наукові праці ОНАХТ. – Одесса, 2011. – Вип..39. – Т. 2. – С. 66-68.
9. Авдеева Л.Ю., Жукотский Э.К., Турчина Т.Я., Костянец Л.А., Ткаченко А.В. Исследование кинетики сушки капель водных суспензий лецитина // Пром. теплотехника, 2012. – Т. 34, № 2. – С. 54-58.
10. Турчина Т.Я. Фізико-хімічний склад і структуруюча здатність рослинних матеріалів розпилювального сушіння // Харчова і переробна промисловість, 2008. - №5.-С.17-20.
11. Турчина Т.Я. Микроструктурний аналіз ягідних та фруктово-овочевих порошків, одержаних методом розпилювання // Харчова і переробна промисловість, 2008. - №6.-С.21-23.
12. Малецька К.Д., Турчина Т.Я., Сильнягіна Н.Б.Характеристики томатних порошків, одержаних розпилювальним методом./ Наукові праці ОНАХТ – Одеса, 2008.- Вип..32.- Т.1.-С.232-235.
13. Авдеева Л.Ю., Жукотский Э.К., Турчина Т.Я., Костянец Л.А., Ткаченко А.В. Влияние углеводо- и белковосодержащих структурирующих добавок на кинетику сушки капель суспензий фосфолипидов и адгезионные свойства высушенных частиц // Пром. теплотехника, 2012.–Т. 34, № 4. – С. 18-23.
14. Авдеева Л.Ю., Жукотский Э.К., Турчина Т.Я., Костянец Л.А., Ткаченко А.В. Влияние белка как структурирующей добавки на кинетику сушки капель суспензии фосфолипидов // Наукові праці ОНАХТ. - Одеса, 2012. – Вип.41. – Т. 1. – С.57-60.
15. Патент на винахід ІТТФ НАН України № 104400 / Спосіб одержання сухого ліпосомального препарату / Долінський А.А., Шаркова Н.О., Авдєєва Л.Ю., Жукотський Е.К., Турчина Т.Я., Ткаченко О.В. - Опубл.27.01.2014. Бюл. № 2.
16. Турчина Т.Я., Малецкая К.Д., Жукотский Э.К. Разработка теплотехнологии производства высококачественных порошков солодовых экстрактов методом распылительной сушки // Пром. теплотехника, 2011. – Т. 33, № 8. – С. 102-106.

УДК 66.047

ТЕПЛОТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ АСПЕКТЫ СУШКИ РАСПЫЛЕНИЕМ ВОДНЫХ ЭКСТРАКТОВ ЛЕКАРСТВЕННОГО РАСТИТЕЛЬНОГО СЫРЬЯ

Малецкая К.Д., д-р техн. наук, вед. научн. сотр.,
Переяславцева Е.А., канд. техн. наук, вед. научн. сотр.,
Турчина Т.Я., канд. техн. наук, ст. научн. сотр.
Институт технической теплофизики Национальной академии наук Украины, г. Киев

Представлены результаты экспериментальных исследований процесса распылительной сушки различных водных экстрактов растительного сырья на установках двух типоразмеров с использованием высокооборотного дискового распылителя: приводятся данные по структурно-механическим характеристикам порошковых форм экстрактов и дается обоснование применения более эффективной системы сепарации.

The results of experimental studies of the process of spray drying of aqueous extracts of different plant materials at facilities in two sizes using high-speed disk atomizer are presented. Provides data on the structural mechanical properties of extracts powdered forms provides an the rationale for a more effective system of separation.

Ключевые слова: распылительная сушка, экстракты растительного сырья, структурно-механические характеристики порошков, системы сепарации.

Использование распылительных сушилок для получения порошков из водных экстрактов различного растительного сырья оправдано быстродействием обезвоживания продукта в диспергированном состоянии, что обуславливает сохранность важнейших биологически активных составляющих этих продуктов.

Кроме того, порошкообразная форма удобна для дальнейшего использования экстрактов в различных композиционных составах с другими веществами или экстрактами для получения продуктов лечебно-профилактического назначения в гранулированной, капсулированной либо в таблетированной формах. А, как известно, эффективность процессов смешения, гранулирования, таблетирования порошков в значительной степени определяется их структурно-механическими характеристиками.

Исследования проводились с различными экстрактами лекарственного сырья, которые получают из разных частей растений: коры крушины, плодов шиповника, корней цикория, танинсодержащих растений и другими.

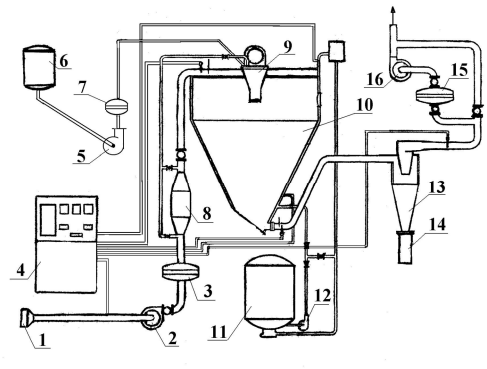
В большинстве случаев исходные экстракты были получены в соответствии с принятой технологией в производственных условиях. В ИТТФ НАН Украины исследования теплотехнологических особенностей распылительной сушки проводилось на двух установках: 1 – лабораторная распылительная установка РЦ-1,3 и опытно-промышленная РЦ-2,5, основные технические характеристики которых представлены в табл.1, а принципиальные схемы – на рис.1 и рис.2.

Таблица 1 – Технические характеристики распылительных сушильных установок

Показатели	РЦ-1,3	РЦ-2,5
Тип камеры	цилиндро-конический	цилиндро-конический
Габаритные размеры: -диаметр цилиндрической части, м -объем рабочей камеры, $м^3$ -общая высота, м	 1,3 1,4 1,8	 1,5 8,0 4,5
Распылитель	центробежный дисковый	центробежный дисковый
Нагрев воздуха	калорифер электрический	калорифер электрический
Термостатирование	стенки камеры и циклона	стенки встроенного циклона и внешнего циклона

В обоих установках используется один и тот же дисковый распылитель: d_d = 0,0,120 м; n = 18000 об/мин; количество отверстий – 24; размеры $(8x8)\cdot10^{-3}$, м.

Как видно из рис.1 и рис .2 основным отличительным конструктивным элементом в этих установках является система сепарационного процесса двухфазного воздушного потока, содержащего мелкодисперсный порошковый продукт. В камере установки РЦ-2,5 имеется встроенный в нижнюю конусную ее часть уловитель, который обеспечивает отделение определенной части частиц от воздуха (первая точка выгрузки), далее газо-дисперсный поток направляется в циклон, расположенный вне камеры, где осуществляется дополнительная сепарация (вторая точка выгрузки).



1-фильтр; 2-вентилятор; 3-фильтр; 4-щит управления; 5-насос; 6-емкость для исходного продукта; 7-фильтр; 8-электрокалорифер; 9-центробежный дисковый распылитель; 10-распылительная камера; 11-емкость для нагрева воды, подаваемой в рубашку камеры; 12-насос; 13-циклон; 14-приемная емкость для порошка; 15-фильтр; 16-вентилятор.

Рис.1 – Схема лабораторной распылительной сушильной установки с $D_{кам}$=1,3 м ($V_{кам}$=1,4 м^3) с производительностью 10 кг/ч по испаренной влаге

Таблица 2 – Результаты опытов по распылительной сушке водных экстрактов лекарственного растительного сырья на установке РЦ-1,3

Показатели-характеристика порошковой формы экстрактов	Экстракт коры крушины C_o=31,5 %	Экстракт плодов шиповника C_o= 28%	Экстракт коры дуба C_o= 28%	Экстракт танинсодержащего сырья C_o= 35%
Объемная плотность, кг/м^3	220	280	250	350
Содержание влаги, %	2,0	3,2	3,5	2,5
Среднелинейный размер (диаметр) частиц, мкм	10 – 13	7 – 9	10 – 12	8,5
Угол откоса, град.	32 – 35	22 – 26	32 – 35	35 – 38
Транспортируемость (свободный выход после циклона), %	75	75	86	85

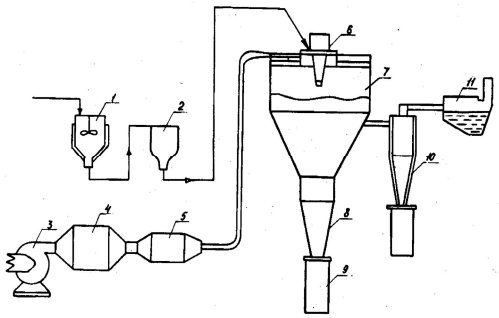
Результаты опытов по распылительной сушке водных экстрактов на установке РЦ-1,3 сведены в табл.2, а на установке РЦ-2,5 в табл.3., в которой представлены осредненные показатели исследований для всех экстрактов, которые проводились в диапазоне следующих температурных параметров теплоносителя воздуха: $T_{вх}$ = (160…185)^{o}C; $T_{вых}$ = (85…95)^{o}C.

Таблица 3 – Результаты опытов по распылительной сушке водных экстрактов лекарственного растительного сырья на установке РЦ-2,5

Показатели-характеристика порошковой формы экстрактов	Экстракт коры крушины C_o=31,5%	Экстракт плодов шиповника C_o= 28%	Экстракт коры дуба C_o= 28%	Экстракт танинсодержащего сырья C_o= 35%
Объемная плотность, кг/м^3	170-200	320-360	250-270	280
Содержание влаги, %	2,0	2,8	3,0	3,2
Среднелинейный размер (диаметр) частиц, мкм	20-25	14-16	16-18	20-25
Угол откоса, град.	35-40	22-26	28-32	25-30
Транспортируемость (свободный выход после циклона), %	97	95	96	97

На установке РЦ-1,3 были проведены исследования по распылительной сушке указанных экстрактов с более высоким содержанием растворенных веществ – значение C_o составляло 45÷55%. На основании этих опытов можно утверждать, что при тех же температурных параметрах теплоносителя объемная пло-

тность порошков увеличивается на ~ 20÷25%. Однако, следует признать, что такие достаточно низкие значения объемной плотности при наличии значительного количества тонкодисперсных частиц приводят к повышенным потерям ценного продукта с выходящим из циклона воздухом и осложняют процессы таблетирования.

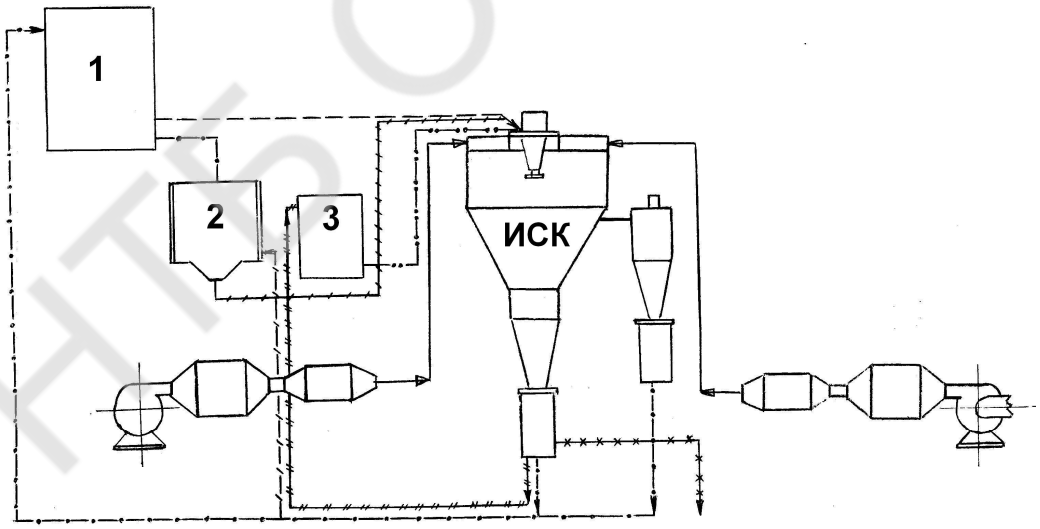


1,2 – емкости для экстракта; 3 – центробежный вентилятор; 4 – фильтр; 5 – калорифер; 6 – центробежный дисковый распылитель; 7 – сушильная камера; 8 – встроенный циклон; 9 – емкость для порошка; 10 – циклон;11 – мокрый пылеулавливатель.

Рис. 2 – Принципиальная схема распылительной сушильной установки для получения порошкообразных продуктов с низкой насыпной плотностью с производительностью – 40 кг/ч по испаренной влаге

Комплекс исследований показал, что процесс получения порошковых форм растительных экстрактов на сушилке РЦ-2,5 с двойной циклонной сепарацией позволяет значительно увеличить выход продукта. Этому способствует и некоторое изменение структурно-механических характеристик получаемых порошков: увеличение среднего диаметра частиц, снижение угла откоса (< 30 градусов). Значение влажности порошков, полученных на указанных типоразмерах распылительных сушилок, было очень близким, но ниже, чем принято для многих пищевых продуктов ($W_{кон} \approx 4\%$). Этот фактор с учетом охлаждения (термостатирования) определенных зон в сушильной установке способствует снижению отложений частиц на стенках камеры и циклонов, а также снижает сорбционную активность по отношению к влагопоглощению, что повышает транспортируемость порошков к месту выгрузки.

Освоение технологий получения порошковых форм водных экстрактов из различного растительного сырья может осуществляться на основе использования установки РЦ-2,5, применяя ее и как камеру для предварительного концентрирования экстракта – I стадия с последующей распылительной сушкой упаренного экстракта – II стадия, рис.3.



- линия подачи экстракта из емкости 1 на распылитель ИСК;
- линия подачи высоковлажного исходного экстракта в емкость 2;
- линия подачи исходного экстрагента в ИСК в испарительном режиме;
- линия подачи подупаренного экстракта из ИСК в емкость 3;
- линия подачи упаренного экстракта в ИСК в сушильном режиме;
- линия транспортировки упаренного или порошкообразного продукта;
- линия подачи высоковлажного экстракта - после мойки оборудования в емкость 1.

Рис. 3 – Принципиальная схема двустадийного распылительного обезвоживания водных экстрактов растительного лекарственного сырья на основе установки РЦ-2,5/8

Принципиальная схема такой технологии приведена на рис.3, в которой обозначены линии потоков продукции на различных стадиях такой технологии. Реализация предлагаемой технологии предполагает минимизацию пребывания распыленного продукта в камере ИСК в испарительном режиме. При этом процесс концентрирования протекает при температуре капель и пленки экстракта $T_{пр.}$, стекающей по внутренней поверхности камеры $T_{пр.} \approx T_{мт}$, т.е. в достаточно мягких режимных параметрах, что обеспечит максимально возможную степень сохранности биоактивных компонентов.

Теплотехнические расчеты показали, что на таком комплексе оборудования эффективность процесса обезвоживания – производительность по испаренной влаге – составит:

1 – процесс концентрирования на стадии подупаривания –

от Со ≈ 3,5 ÷ 5,5 % до $C^{I}_{уп} \approx 15 \div 20$ % - $C^{I}_{уп}$ 200÷300 кг/ч

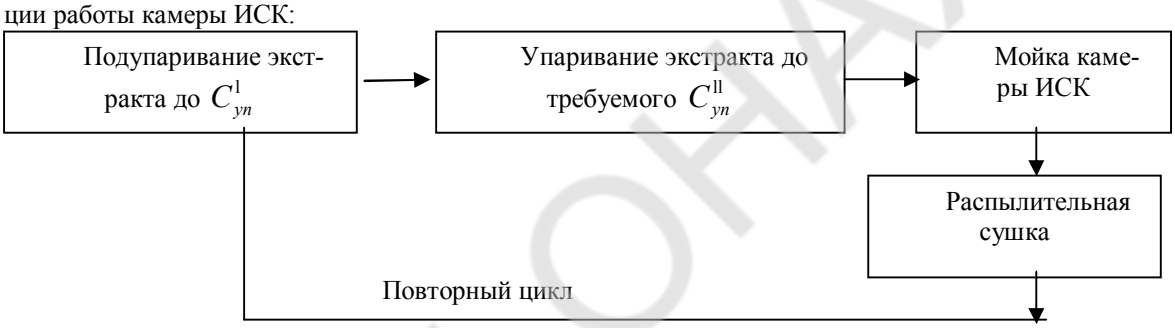
2 - процесс концентрирования на стадии упаривания от –

$C^{I}_{уп} \approx 15 \div 20\%$ до $C^{II}_{уп} \approx 35 \div 45\%$, - $C^{II}_{уп}$ 200÷250 кг/ч

3 – процесс распылительной сушки упаренного экстракта с –

$C^{II}_{уп}$ до Wкон 40÷50 кг/ч

На рис.3 показаны две системы подготовки теплоносителя, поз.4, что дает возможность использования для стадии концентрирования два потока нагретого воздуха с расходом $G^{n}_{B} \approx 4000 \div 4500$ *кг/ч* при температурах $G^{n}_{B} \approx 200 \div 250$ ºС В стадии сущки можно использовать одну систему нагрева воздуха с производительностью $G^{c}_{B} \approx 2000 \div 2250$ *кг/ч* и с температурой $G^{c}_{B} \approx 160 \div 200$ ºС> Кроме того, такая инновационная, интегрированная, схема предполагает следующую последовательность организации работы камеры ИСК:



В соответствии с этой схемой организации работы ИСК исключается операция мойки сушильной камеры, так как высоковлажный экстракт, поступающий с исходной емкости 1 с расходом, обеспечивает эффективное распыление и процесс смывки осевших на внутренние стенки камеры частиц порошка. Такая интегрированная схема предполагает значительное снижение первоначальных капитальных вложений в новые технологии.

Выводы

Представленные результаты экспериментальных исследований процесса распылительной сушки водных экстрактов растительного сырья показали, что процесс обезвоживания в диспергированном состоянии в потоке высокотемпературного теплоносителя (воздуха) при $T_{вх} >> T_{кип}$ приводит к получению порошкообразных мелкодисперсных продуктов с низкой насыпной плотностью, что осложняет работу циклонных сепарационных устройств и снижает реальную производительность установок по высушенному продукту. Предложены схема, технология и оборудование для повышения эффективности производства новых лечебно-профилактических препаратов на основе природного растительного сырья.

НТБОНАХТ

УДК 641.51.06:628.517

УСОВЕРШЕНСТВОВАНИЕ КОНСТРУКЦИИ ОВОЩЕРЕЗАТЕЛЬНЫХ МАШИН ПРЕДПРИЯТИЙ ПИТАНИЯ

Заплетников И.Н., д-р техн.наук, профессор, Пильненко А.К., канд. техн. наук, Гордиенко А.В., канд. техн. наук, Севаторова И.С., ассистент, Ревякин Д.А., студент ОБ-09ма
Донецкий национальный университет экономики и торговли им. Михаила Туган-Барановского, г. Донецк

В данной работе рассмотрены эксплуатационные достоинства и недостатки овощерезательных машин предприятий питания. Предложена оригинальная конструкция толкателя к машинам, улучшающего виброакустические свойства машины и снижающего вибрационную нагрузку на оператора. Приведены положительные результаты экспериментальных исследований.

In this paper reviewed some performance advantages and disadvantages of vegetable cutting machines for catering business. Proposed an original design of the machines pusher with better vibroacoustic properties of the machine and reduce vibration burden to operator. Given the positive results of experimental studies.

Ключевые слова: овощерезательная машина, толкатель, вибрация.

Постановка проблемы. Одной из распространенных и трудоемких технологических операций для средних и крупных предприятий питания является измельчение сырых овощей. Для выполнения этой операции используются овощерезательные машины типа МРО, МРП-350, RobotCoupe CL 30, «Гамма 5» и др.

Конструкция этих машин идентична, кинематически подобна. Съемное загрузочное устройство имеет корпус с цилиндрическими отверстиями различного диаметра и отверстие серповидной формы с рычажным толкателем для шинковки капусты. Для загрузки машины овощами, имеющими в сечении форму, близкую к окружности, используются цилиндрические толкатели, которыми вручную подаются овощи в зону резания.

Несмотря на простоту конструкции загрузочного устройства и удобства пользования ручной способ подачи приводит к целому ряду недостатков. Несимметричное расположение цилиндра загрузочных отверстий относительно центра вращения рабочего органа приводит к возникновению изгибающего момента при воздействии толкателя на проталкиваемый продукт. Это приводит к изменению плоскости вращения дискового рабочего органа, дополнительному нагружению подшипников вертикального вала машины и, в конечном счете, к ухудшению качества нарезки овощей и надежности машины. Указанные недостатки усугубляются за счет неконтролируемого усилия, приложенного оператором к толкателю. По эргономическим требованиям оно не должно превышать 70Н. В реальных условиях работы в производственных цехах операторы, стремясь ускорить технологическую операцию, прилагают к толкателю значительно большее усилие.

Возникает еще один отрицательный фактор, который возникает при эксплуатации овощерезательных машин. При проталкивании продукта толкателем на руку оператора воздействует вибрация, возникающая от взаимодействия продукта с двумя ножами вращающегося дискового рабочего органа. Основная частота этой локальной вибрации пропорциональна удвоенной частоте вращения рабочего органа и для разных модификаций машин колеблется в пределах 99-100 Гц. На эту частоту накладывается и общая вибрация машины, которая определяется, в основном, конструкцией машины. В связи с этими обстоятельствами вибрационные характеристики (ВХ) машины целесообразно определять экспериментальными методами.

В качестве параметров локальной вибрации на толкателе принято виброускорение A.

Для снижения вибрационной нагрузки на оператора в овощерезательной машине использовался специальный вибродемпфирующий толкатель, амортизирующие свойства которого изменяются путем замены материала вибропоглощения с различными коэффициентами жесткости.

Таким образом, на оператора овощерезательной машины и на машину в целом воздействует сложный виброакустический процесс, который не описан в технической литературе.

Целью данной работы является установление эмпирических закономерностей взаимосвязи вибрационных параметров овощерезательной машины с нагружением толкателя, свойствами продукта и демпфирующего материала.

Основная часть. На рис. 1 изображен общий вид вибродемпфирующего толкателя.

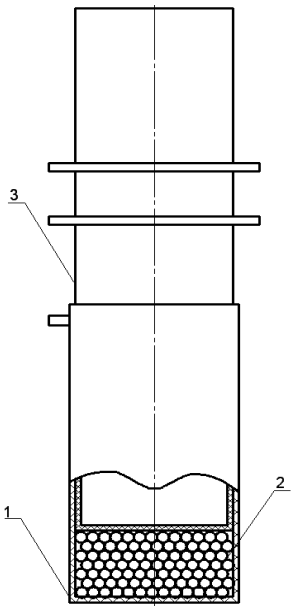


Рис. 1 – Вибродемпфирующий толкатель

Конструкция толкателя с амортизирующим эффектом, состоит из корпуса 1, выполненного в форме цилиндра, в который с переходной посадкой входит поршень 3. Нижней частью поршень упирается на полиэтиленовые шарики 2, которые выполняют роль амортизатора. Чтобы не создавалась воздушная подушка, внизу цилиндра есть специальные отверстия. Корпус толкателя и поршень выполнены из полистирола.

Исследования проводились на машине RobotCoupe CL-30, в которой использовался предлагаемый толкатель. В верхней части поршня 3 толкателя устанавливался вибродатчик ДН-3 на резьбе. В процессе работы поршень нагружался набором тарированных грузов, упирающихся в кольцевые упоры поршня 3. Поршень 3 входит в корпус 1 по переходной посадке, обеспечивающей свободное поступательное движение поршня в корпусе.

Локальная вибрация в виде величины виброускорения $A_{лок}$ регистрировалась аттестованным анализатором шума и вибрации «Ассистент», Россия. Показания прибора через АЦП записывались в память ПК. Эксперимент планировался в виде 2^3 по методу Бокса-Уилсона, который позволяет получить многофакторные модели влияния ряда независимых переменных факторов на величину виброускорения. В качестве переменных факторов использовались усилие на толкателе S – X_1, коэффициент жесткости амортизатора К – X_2 и модуль упругости продукта Е – X_3.

Усилие на толкателе варьировалось установкой на поршень толкателя грузов, жесткость амортизатора – заменой демпфирующего материала, а модуль упругости – нарезанием двух продуктов: картофеля с измеренным модулем упругости и свеклы.

Целевой функцией принято локальное виброускорение на толкателе $A_{лок.}=f(t)$. В качестве функций отклика использовалась Ya (x1,x2,x3).

Таблица 1 – Уровни и интервалы варьирования факторов в процессе резания

Уровни		Факторы		
		Усилие на толкателе, x_1, Н	Коэффициент жесткости амортизатора, x_2, Н/м	Модуль упругости продукта, x_3, МПа
Основной	0	45,025	5550	3,5
Верхний	+1	67	8700	4,5
Нижний	-1	23,05	2400	2,5
Интервал варьирования	Δi	43,95	6300	2

Во всех опытах нарезание продукта производилось одним спиральным ножом. Уровни факторов и интервалы варьирования приведены в таблице 1. Сформулирована матрица эксперимента в кодированных натуральных величинах таблица 2.

Таблица 2 – Матрица планирования эксперимента локального виброускорения

№	Факторы			Функция отклику локального виброускорения, м/с^2
	X_1	X_2	X_3	Среднее, $Y_{1ср}$
1	+	+	+	127
2	+	-	-	121,5
3	+	+	-	124,3
4	-	-	-	126
5	-	+	+	130,56
6	-	-	+	127,9
7	+	-	+	123,9
8	-	+	-	128

После проверки коэффициентов регрессии и адекватности получена многофакторная модель локального виброускорения в кодированных значениях факторов:

$$Y_a(x_1,x_2,x_3)=126{,}145-1{,}97\cdot x_1+1{,}32\cdot x_2+1{,}195\cdot x_3-0{,}155\cdot x_1x_2-0{,}08\cdot x_1x_3+0{,}12\cdot x_2x_3 \quad (1)$$

Анализ модели позволяет сделать ряд выводов. Наибольшее влияние оказывает усилие на толкателе S. При увеличении усилия на толкателе значение локального виброускорения снижается. Увеличение коэффициента жесткости амортизатора и модуля упругости продукта приводит к повышению локального виброусокрения.

Раскодирование переменных выполняется с помощью формул:

$$x_1=\frac{S-S_{осн}}{\Delta S}=\frac{S-45{,}025}{43{,}95};\quad x_2=\frac{K-K_{осн}}{\Delta K}=\frac{K-5550}{6300};\quad x_3=\frac{E-E_{осн}}{\Delta E}=\frac{E-3{,}5}{2}.$$

Подставим в полученное уравнение (1) раскодированные значения переменных получим уравнение в натуральных переменных:

$$A_{лок}=125{,}38+0{,}051\cdot S+0{,}00015\cdot K+0{,}503\cdot E+5{,}6\cdot 10^{-7},\quad м/с^2 \quad (2)$$

где S – усилие на толкателе, Н, К – коэффициент жесткости амортизатора Н/м, Е – модуль упругости продукта, МПа.

Для проверки подставив в полученное уравнение верхний (максимальный) уровень S=67 Н, К=8700 Н/м, Е=4,5 МПа, тогда целевая функция будет равна алок = 126,506 м/с2. Если подставить нижний (минимальный) уровень переменных S=67 Н, К=8700 Н/м, Е=4,5 МПа, тогда алок= 126,961 м/с2.

Если «закрепить» значение X_3=1, тогда уравнение в кодированных переменных (1) упрощается в вид:

$$Y_a(x_1,x_2)=127{,}34-1{,}89\cdot x_1+1{,}44\cdot x_2+0{,}155\cdot x_1x_2. \quad (3)$$

Поверхность функции отклика уравнения (3) графически представлена на рис. 2, а. Для более детального анализа зависимости локального виброускорения Ya был построен контурный график (рис.2, б). На графике (рис. 1) видна не линейная зависимость влияния усилия на толкателе S и коэффициента жесткости амортизатора K.

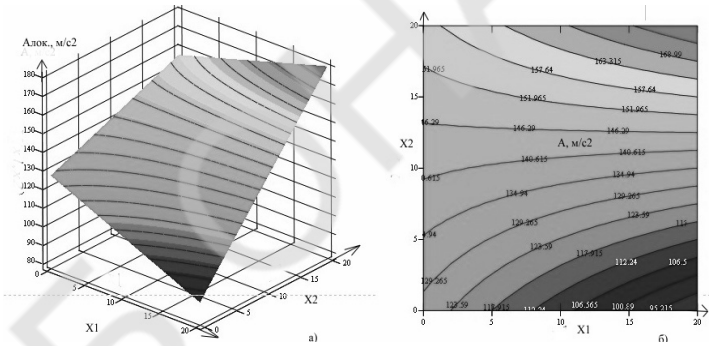


Рис. 2 – График зависимости локального виброускорения Ya от усилия на толкателе S и коэффициента жесткости амортизатора K: а – поверхность функции отклика Ya(x1,x2); б – линии уровня зависимости Ya(x1,x2)

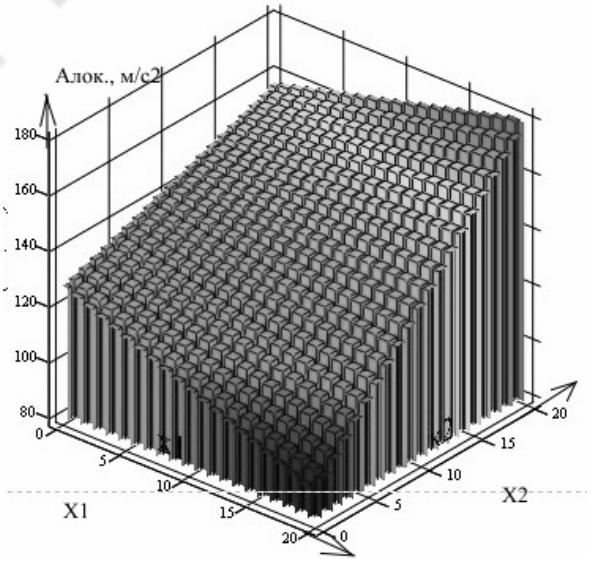


Рис. 3 – Столбчатая диаграмма зависимости локального виброускорения Ya от усилия на толкателе S и коэффициента жесткости амортизатора K

Выводы. Анализ уравнений (1,3) и графиков показал, что к снижению виброускорения на толкателе, как следствие и вибрационной нагрузки на оператора приводит увеличение усилия на толкателе, уменьшение жесткости амортизатора, а также работа овощерезательных машин с продуктами с более низкими модулями упругости.

Перспектива дальнейших исследований – разработка методики расчета виброакустических характеристик машин для нарезания пищевых продуктов.

Литература

1. Заплетников И.Н. Виброакустические характеристики оборудования предприятий питания и методы их улучшения. / И.Н. Заплетников – Донецк: ДонНУЭТ, 2005. – 265 с.
2. Заплетніков І.М., Кіріченко В.О., Севаторова І.С. Визначення порівняльних шумових характеристик овочерізок / Заплетніков І.М., Кіріченко В.О., Севаторова І.С. // Наукові праці / Одеська нац. акад. харч. технол. – 2010. – Вип. 37. – С.303-307.
3. Заплетніков І.М. Дослідження відносних шумових характеристик очищувального та подрібнювального обладнання ресторанного господарства / І.М.Заплетніков, В.О. Кіріченко, І.С. Севаторова // Обладнання та технології харчових виробництв : Темат. зб. наук. пр. – Донецьк : ДонНУЕТ. – 2011. – Вип. 26. – С.63-68.
4. Ревякін Д.О. Амортизуючий штовхач для овочерізальних машин / Ревякін Д.О., Заплетніков І.М. // Науково-технічна творчість студентів з процесів і обладнання харчових виробництв : зб.тез Міжнар. студ. наук.-практ. конф. – Донецьк: ДонНУЕТ, 2013. – Вип.5. – С. 116.
5. Ревякін Д.О. Штовхач до овочерізок / Ревякін Д.О., Заплетніков І.М., Севаторова І.С. // Інноваційні технології розвитку у сфері харчових виробництв, готельно-ресторанного бізнесу, економіки та підприємництва: наукові пошуки молоді : Тези доп. всеукр. наук.-практ. конф. молод. учених і студ. – Харків : ХДУХТ, 2014. – С.342

УДК 637.134

ВИЗНАЧЕННЯ ПРОДУКТИВНОСТІ ПУЛЬСАЦІЙНОГО АПАРАТУ З ВІБРУЮЧИМ РОТОРОМ

Самойчук К.О., канд. техн. наук., доцент, Івженко А.О., асистент
Таврійський державний агротехнологічний університет, м. Мелітополь

У статті представлено результати аналітичних і експериментальних досліджень по визначенню продуктивності пульсаційного апарату з вібруючим ротором.

The results of analytical and experimental researches of determination of productivity of pulsation machine with a vibrating rotor is represented.

Ключові слова: гомогенізація, продуктивність, роторно-пульсаційний апарат, вібрація, дослідження.

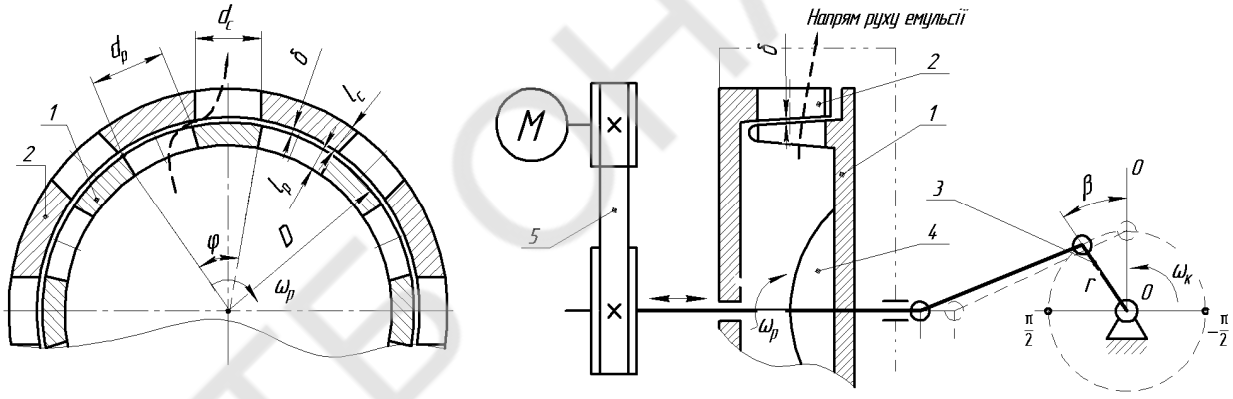
Постановка проблеми. Диспергування і гомогенізація - широко розповсюджені процеси в харчовій промисловості. При виробництві молочних продуктів широкий багатофакторний вплив на оброблюваний продукт відбувається у роторно-пульсаційних апаратах (РПА), який призводить до утворення стабільних високодисперсних емульсій [1]. Не дивлячись на значну кількість публікацій і перспективність використання РПА у молочній промисловості, сфера їх використання обмежена високоякісним перемішуванням і емульгуванням. На заваді їх використанню в якості гомогенізаторів молока є присутність у оброблюваному продукті часток жиру великої фракції, які потрапили у зону недостатнього енергетичного впливу і не були зруйновані [2]. Позбавлені цього недоліку різновид РПА, ротор яких здійснює коливання вздовж вісі обертання [3]. Пульсаційні апарати з вібруючим ротором (ПА з ВР) ефективні завдяки рівномірній дисипації потужності на межі розділу фаз дисперсного та дисперсійного середовища, що значно покращує дисперсний склад продукту. Крім того у такій конструкції РПА істотно виражений резонансний ефект, що істотно знижує кількості енергії, що підводиться до об'єму продукту і збільшує амплітуди коливань дисперсних часток, що підвищує ступінь гомогенізації. Такі переваги ПА з ВР призводять до зниження енерговитрат гомогенізації на 15-30%, і покращенню якості дисперсного складу молочної емульсії [4]. Але дослідженню таких типів РПА присвячена обмежена кількість робіт.

Формулювання мети статті. Одним з важливих завдань при проектуванні ПА з ВР є визначення його продуктивності. На стадії технічного проектування це необхідно для створення апаратів з необхідним типорозміром характеристик для включення у поточно-технологічні лінії і для можливості оцінки питомих енерговитрат при порівнянні з існуючими гомогенізаторами. Метою даної статті є встановлення залежностей продуктивності ПА з ВР від конструктивних, кінематичних та технологічних параметрів апарату.

Виклад основного матеріалу. ПА з ВР складається з коаксіальних циліндричних ротора і статора з отворами, розмірами dp і dc відповідно (рис. 1) [4]. Між циліндрами існує зазор δ, величина якого 0,2-1,0 мм. Довжина ротора lp, міжциліндровий зазор і канал статора lc утворюють канал модулятора. Для створення рівних за величиною пульсацій в каналах модулятора, діаметри і кількості z отворів статора і ротора рівні. Для створення коливань вздовж вісі обертання ротора служить кривошипний механізм. Величина коливань (вібрації) – до 3 мм. Ротор з'єднаний з електродвигуном приводу обертання ротора клинопасовою передачею, що припускає відхилення між шківами при роботі на 2-3 мм.

При обертанні ротора його отвори періодично збігаються та перекриваються з отворами статора, змінюючи площу прохідного перерізу модулятора РПА, утворюючи переривник. ПА з ВР має встановлені в центрі радіальні лопатки, тому працює без джерела зовнішнього тиску. При обертанні ротора з лопатками, створюється відцентровий тиск рідини. При періодичній зміні площі переривника, в його каналах відбуваються пульсації тиску та швидкості молока. При вібрації ротора вздовж власної вісі, також утворюються пульсації тиску. Частота обертання ротора узгоджена з частотою обертання валу кривошипу таким чином, що ці пульсації накладаються і підсилюють одне одного.

Під час вже проведених нами аналітичних досліджень здобула підтвердження гіпотеза, що в ПА з ВР руйнування жирових кульок переважним чином відбувається за механізмом нестійкості Релея-Тейлора [5]. Діаметр дисперсійної частки залежить від прискорення молока при його русі крізь канали переривника. Прискорення потоку молока викликає різницю швидкості (ковзання) жирової кульки відносно молочної плазми. Ця швидкість і призводить до руйнування жирової частки.



1 – ротор; 2 – статор; 3 – кривошипний механізм приводу вібрації ротора, 4 – лопатки, 5 – клинопасова передача приводу обертання ротора

Рис. 1 – Розрахункова схема ПА з ВР:

У результаті аналітичних досліджень визначено рівняння зміни площі переривника ПА з ВР, швидкості осьового руху ротора і величин пульсації швидкості від відцентрових сил. Це дало змогу визначити залежність швидкості руху емульсії υ_o через переривник апарату і рівняння зміни площі переривника

$$\upsilon_o = \frac{2\ n_к r \cdot D\ \cos\beta}{\frac{\pi D}{2z}\left(1+\sin(\varphi z-\frac{\pi}{2})\right)+8\delta} + \frac{\pi^2 n_p D^2}{120z(l_p+\delta+l_c)}\left\{\frac{\varphi z}{2\pi}\right\}, \quad (1)$$

де β, φ – кут повороту відповідно валу кривошипу та ротора, рад.;

де $n_к$, $n_р$ - частота обертання кривошипу та ротору відповідно, об/хв;

D – діаметр ротора, м;

r – радіус кривошипу, м;

$\left\{\frac{\varphi z}{2\pi}\right\}$ – дробова частина числа $\frac{\varphi z}{2\pi}$.

Перша складова цього рівняння визначає швидкість, спричинену осьовими коливаннями ротора $\upsilon_o^п$, а друга – відцентровим тиском при обертанні ротора $\upsilon_o^в$. Площа переривника ПА з ВР визначається як

$$S(\varphi) = \frac{\pi d_p{}^2 z}{8}\left(1+\sin(\varphi z - \frac{\pi}{2})\right) + \pi d_p \delta z\,, \tag{2}$$

Миттєву витрату рідини через переривник ПА визначимо з рівняння

$$Q_o(\varphi) = \upsilon_o(\varphi)\cdot S(\varphi)\,, \tag{3}$$

Враховуючи (1) і (2)

$$Q_o(\varphi) = \frac{\pi^2 n_к r D^2 \cos\beta}{8} + \left(\frac{\pi D}{2z}\left(1+\sin(\varphi z - \frac{\pi}{2})\right) + 8\delta\right)\frac{\pi^4 n_p D^3}{1920 z(l_p+\delta+l_c)}\left\{\frac{\varphi z}{2\pi}\right\}. \tag{4}$$

При створенні резонансу збільшується амплітуда пульсацій емульсії в переривнику, що підвищує ефективність гомогенізації. Умовою виникнення резонансу є виконання рівності $n_p = n_к / z$ або ($\varphi = \beta / z$) і кут зсуву фаз між обертанням ротора та валу кривошипу $\beta = 3\pi/2$. З урахуванням цих умов залежність (4) представимо графічно (рис. 2)

Витрати через переривник назовні (додатні значення на графіку) перевищують від'ємні. Сумарні витрати будуть дорівнювати різниці цих витрат.

Рис. 2 – Графік миттєвих витрат емульсії в Па з ВР для резонансного режиму роботи

Вираз (3) можна представити у вигляді

$$Q_o(\varphi) = (\upsilon_o^п(\varphi) + \upsilon_o^в(\varphi))\cdot S(\varphi)\,, \tag{5}$$

або

$$Q_o(\varphi) = (\upsilon_o^п(\varphi) + \upsilon_o^в(\varphi))\cdot S(\varphi) = \upsilon_o^п(\varphi)\cdot S(\varphi) + \upsilon_o^в(\varphi)\cdot S(\varphi)\,, \tag{6}$$

Сумарна витрата за один оберт ротора

$$Q_o = \int_0^{2\pi} \upsilon_o^п(\varphi)\cdot S(\varphi) + \int_0^{2\pi} \upsilon_o^в(\varphi)\cdot S(\varphi)\,, \tag{7}$$

Внаслідок гармонійних пульсацій емульсії в отворах переривника ПА з ВР об'єми рідини, що витискаються ротором через отвори переривника за один оберт кривошипу в порожнину ротора та назовні, викликані вібрацією ротора – практично рівні. Тобто сумарна витрата рідини викликана осьовим рухом ротора дорівнює нулю. Тоді

$$Q_o = \int_0^{2\pi} \upsilon_o^в(\varphi)\cdot S(\varphi)\,, \tag{8}$$

Обчислення за останньої формулою призводить до громіздких арифметичних виразів, які важко застосовувати на практиці.

В.І. Біглером для визначення витрат РПА застосовувалась формула [6]

$$Q_o = z S_c \upsilon_c\,, \tag{9}$$

де υ_c – середнє значення швидкості за час пульсації рідини, викликана обертанням ротора, м/с;

S_c – середня площа перекриття отвору, м2.

$$S_c = \frac{\pi d_p^2}{8}, \tag{10}$$

Зважаючи на лінійність зміни швидкості в каналі статора від часу [7]

$$\upsilon_c = \frac{\upsilon_{max}}{2}, \tag{11}$$

де υ_{max} – максимальна швидкість $\upsilon_o^в$ в кінці циклу закриття отворів переривника (рис.3).

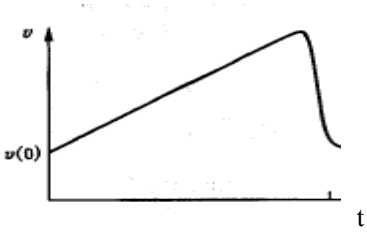


Рис. 3 – Характер залежності швидкості в каналі статора від часу

З (1) визначаємо, що

$$\upsilon_{max} = \frac{\pi^2 n_p D^2}{120z(l_p + \delta + l_c)}. \tag{12}$$

Звідки з урахуванням

$$d_p = \frac{\pi D}{2z}, \tag{13}$$

продуктивність, враховуючи (9-12) буде визначатися як

$$Q_o = \frac{D^4 n_p}{202z^2(l_p + \delta + l_c)}. \tag{14}$$

Або продуктивність ПА з ВР при гомогенізації молока, виражена у кг/год

$$Q_o = \frac{17{,}8D^4 n_p \rho_м}{z^2(l_p + \delta + l_c)}, \tag{15}$$

де $\rho_м$ – густина молока, кг/м3.

Отже продуктивність ПА з ВР пропорційна D^4, частоті обертання ротора та зворотно пропорційна z^2 і довжині каналів модулятора (рис. 4). Збільшення діаметру призводить до збільшення величини перепаду тиску (пропорційно D^2) діаметру отворів, тобто збільшення площі переривника і ширини ротору, тому продуктивність ПА з ВР пропорційна D^4. При збільшенні кількості отворів зменшується ширина ротора та площа перетину переривника.

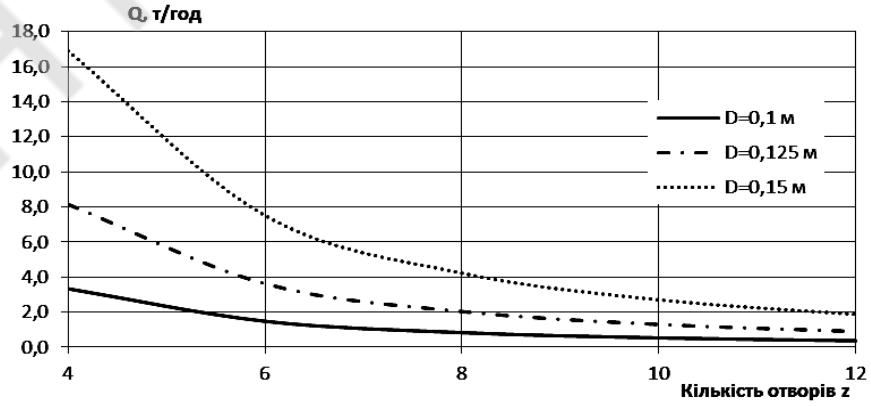


Рис. 4 – Залежність продуктивності ПА з ВР від діаметру ротора та кількості отворів (при δ =1 мм, l_p =5 мм, l_c =10 мм, n_p =480 об/хв)

При виникненні резонансу, збільшується амплітуда пульсацій рідини в переривнику як всередину порожнини ротора так і назовні. Сумарний вплив на продуктивність від таких пульсацій буде рівний нулю (за цикл пульсацій кількість рідини, яка пройшла отвори ротора дорівнює кількості, що повернулася), тому, очікувано, продуктивність, знайдена за останнім виразом, не зміниться.

Для перевірки аналітичних досліджень використовували лабораторну установку ПА з ВР, гомогенізуючий роторно-пульсаційний модуль якої розроблений на базі турбіни ТКР-12 [4]. Установка дає змогу змінювати: частоту обертання і коливань ротора і амплітуду коливань ротора. Дійсну продуктивність ПА з ВР визначали за формулою

$$Q = \frac{m}{\tau}, \tag{16}$$

де m - маса гомогенізованого молока, кг;

τ - час гомогенізації, с.

Тривалість досліду визначали секундоміром СОПпр-2а-2-010 ГОСТ 5072-79 з абсолютною помилкою не більше 0,2 с. Масу молока визначали на вагах електронних SCL-150 ГОСТ 24104-2001 з абсолютною помилкою не більше 5 мг. Енерговитрати на процес гомогенізації визначали за допомогою ватметру McBrain VA 318 ГОСТ 22261-94 з абсолютною похибкою 0,1 В. Частоту коливання вимірювали за допомогою цифрового тахометра UTI-T UT 371 ГОСТ 21399 – 82 з похибкою 0,04%.

Кожен дослід повторювався 3 рази, після чого визначалося середнє арифметичне, здійснювалась перевірка на грубі похибки (методом оцінки максимальних розбіжностей результатів дослідів). Рахували, що теоретична залежність задовільно описує процес, якщо коефіцієнт детермінації є більшим за 0,90.

За результатами теоретичних досліджень радіус кривошипу не впливає на продуктивність ПА з ВР, внаслідок рівності пульсацій рідини всередину ротора та назовні при кожному циклі перекриття отворів переривника.

За результатами експериментальних досліджень при r =0,5 мм продуктивність на 3-6% менша за розраховану (рис. 5), а при r =1,5 мм – на 2-5% більша.

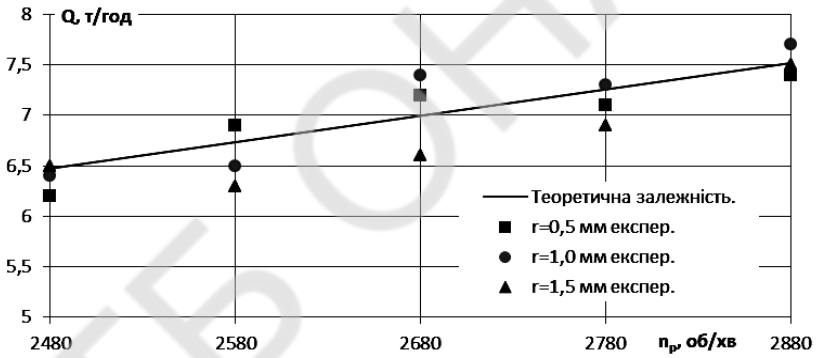


Рис. 5 – Співставлення результатів експериментальних та теоретичних досліджень визначення продуктивності ПА з ВР

Це можна пояснити тим, що при розрахунках неврахована сила Коріоліса. Однак похибка аналітичних залежностей не перевищує 7%, тому достовірність отриманої залежності (15) достатня для інженерних розрахунків ПА з ВР.

Висновки і перспективи подальших досліджень. Отримані залежності (14) і (15) для визначення продуктивності ПА з ВР містять мінімальну кількість конструктивних і режимних параметрів роторного апарату. Продуктивність ПА з ВР пропорційна D^4, частоті обертання ротора, зворотно пропорційна z^2 і довжині каналів модулятора і не залежить від амплітуди коливанні ротора. Робота в резонансному режимі практично не впливає на продуктивність ПА з ВР.

Пропоновану методику розрахунку енерговитрат рекомендується використовувати на стадії технічного проектування пульсаційного апарату з вібруючим ротором. Це дозволяє визначити питомі енерговитрати ПА з ВР і визначити ефективність його застосування, в порівнянні з іншим устаткуванням, використовуваним для проведення конкретного процесу. Результати досліджень та розрахунки енерговитрат ПА з ВР [8] дозволяють стверджувати, що питомі енерговитрати даного виду обладнання на 16-22% менші за енерговитрати РПА, що свідчить про перспективність подальших досліджень цього типу апаратів.

НТБОНАХТ

Література

1. Промтов М. А. Машини і апарати з імпульсними енергетичними діями на оброблювані речовини/ М. А. Промтов. – М.: «Видавництво Машиностроение–1», 2004. – 136 с.
2. Фиалкова Е.А. Гомогенизация. Новый взгляд: Монография–справочник/ Е.А.Фиалкова – Спб.: ГИОРД, 2006. – 392с.
3. Пат. №41129 Україна, B01 F 7/12. Роторно–пульсаційний апарат / А.О., Івженко, О.В. Гвоздєв, О.В. Івженко; заявитель и патентообладатель Таврійський державний агротехнологічний університет – № u200812874; заявл. 04.11.2008 ; опубл. 12.05.2009, Бюл. № 9.
4. Самойчук К.О. Експериментальні дослідження диспергування жирової емульсії в пульсаційному апараті з вібруючим ротором/ К.О. Самойчук, А.О. Івженко // Обладнання та технології харчових виробництв : Донецьк – 2013.– Вип. 30. – С. 155-161.
5. Самойчук К.О., Івженко А.О. Механізми диспергування жирової фази в пульсаційному апараті з вібруючим ротором/ К.О. Самойчук, А.О. Івженко // Праці ТДАТУ.: Мелітополь – 2013. – Вип.13, Т.7. – С. 11-20.
6. Биглер В.И. Исследование течений в аппарате типа динамической сирены и его применение для процесса растворения: Автореф. дис… канд. техн. наук. М. – 1979. – 15с.
7. Балабышко А.М. Роторные аппараты с модуляцией потока и их применение в промышленности/ А.М. Балабышко, В.Ф. Юдаев. – М.: Недра, 1992. – 176 с.
8. Самойчук К.О. Розрахунок енерговитрат пульсаційного апарата з вібруючим ротором / К.О. Самойчук, А.О. Івженко //Наукові праці Одеської національної академії харчових виробництв: Одеса. 2013. Вип. 43. Том 2 С. 133-137.

УДК 66.093.48

АДСОРБЦІЯ АЛЬДЕГІДІВ ІЗ ВОДНО-СПИРТОВИХ РОЗЧИНІВ ШУНГІТОМ

Турчун О.В., аспірантка, Мельник Л.М., д-р техн. наук, професор,
Ткачук Н.А., канд. техн. наук, доцент, Мельник З.П., канд. техн. наук, доцент
Національний університет харчових технологій, м. Київ

Досліджено адсорбційну спроможність шунгіта щодо альдегідів водно-спиртових розчинів, концентрацією 40 та 50% об. Встановлена раціональна тривалість взаємодії адсорбент:водно-спиртовий розчин при адсорбції ацетальдегіда і кротонового альдегіда. Доведено, що кротоновий альдегід краще адсорбується шунгітом із розчинів, концентрацією 40 % об, ацетальдегід – із 50% об. спиртових розчинів.

The authors studied adsorptive capacity of shungite towards aldehydes of aqueous-alcoholic solutions with concentration of 40 and 50% wt. As the result of their analysis the authors determined rational duration of interaction between adsorbent and aqueous-alcoholic solutions when adsorbing acetaldehyde and crotontic aldehyde. This paper proves that crotontic aldehyde is better adsorbed by shungite from solutions with concentration of 40 % wt, while aldehyde – from alcoholic solutions with concentration of 50% wt.

Ключові слова: адсорбція, альдегіди, сортівка, шунгіт, ацетальдегід.

Для виробництва горілок використовують ректифікований спирт та воду. Якість етилового спирту, з якого готують водно-спиртові розчини, концентрацією 40 % (сортівки), залежить від наявності летких домішок, що залишаються в ньому після ректифікації. Вони складають групу ароматичних компонентів, яка формує смак і аромат спирту, тому їх вміст в готовому продукті регламентується. До регламентованих домішок спирту належать альдегіди [1].

Альдегіди – легко розчинні у воді, їм властиві удушливий запах і велика реакційна спроможність. Альдегіди утворюються різними шляхами: при спиртовому бродінні в результаті окислення спиртів киснем повітря та реакції меланоїдиноутворення, що проходить при тепловому обробленні сировини. В бражній колоні альдегіди накопичуються в зоні 15-17-ї тарілок. В процесі епюрації спирту альдегіди поводять себе як головна домішка. Помітне збільшення їх вмісту спостерігається тільки на самих верхніх тарілках епюраційної колони. Ректифікаційна колона практично вільна від альдегідів [2].

Проте очищення сортівок від альдегідів є обов'язковою технологічною операцією, яку здійснюють у виробничих умовах за допомогою активного вугілля [3]. Його коштовність і відсутність налагодженого

виробництва в Україні спонукали до пошуків дешевих та ефективних, екологічно безпечних сорбентів, яким є вуглецевовмісний мінерал – шунгіт – єдина відома порода, яка містить фулерени, а також 60-70% вуглецю і 30-40 % золи. Зола складається із оксидів: кремнію, алюмінію, калію, натрію, титана. В наявності є кварц, слюди, хлориди, сульфіти. Шунгіт представляє собою композит, матрицю якого утворює вуглець. У вуглецевій матриці рівномірно розподілені дисперсні силікати із середнім розміром близько 1 мкм. Властивості шунгітової породи обумовлюються двома факторами: властивостями шунгітового вуглецю і структурою породи та взаємозв'язку вуглецю із силікатами.

Унікальність фулеренів, які є складовою частиною шунгіта, полягає в тому, що молекула C_{60} містить фрагменти з п'ятикратною симетрією, які заборонені природою для неорганічних з'єднань. Молекула фулерена – є органічною молекулою, а кристал, утворений такими молекулами, є поєднуючою ланкою між органічною і неорганічною речовиною [4].

Метою даної роботи було дослідження адсорбційної спроможності шунгіта щодо альдегідів із водно-спиртових розчинів різної концентрації та встановлення раціональних технологічних параметрів поглинання із адсорбентом цих небажаних домішок.

Водно-спиртові розчини готували згідно [5]. Шунгіт попередньо термоактивували при $t=120^0$C протягом 1,5 год., охолоджували і засипали в адсорбційну колонку. Очищення проводили динамічним способом. Водно-спиртовий розчин подавали в адсорбційну колонку з різною швидкістю, забезпечуючи тим самим різну тривалість взаємодії бортівки із адсорбентом. Маса адсорбента – 230 г.

Відібрані проби аналізували на хроматографі «Agilent HP-6890», з колонкою HP FFAP 50 m/0,32 mm·mkm.

По величинах отриманих піків розраховували вміст альдегідів і порівнювали з початковим їх вмістом.

Адсорбційну спроможність шунгіта, щодо альдегідів і, зокрема, до ацетальдегіда, кротонового альдегіда наведено на рис.1- 3.

Аналізуючи рис.1, бачимо, що через 6 хв. взаємодії спиртового розчину з шунгітом кількість альдегідів зменшується в 6 разів. В подальшому їх вміст залишається величиною сталою і лише після 15 хв. концентрація альдегідів повільно зростає, а з 30 хв. – стрімко зростає, що свідчить про перебіг каталітичних процесів.

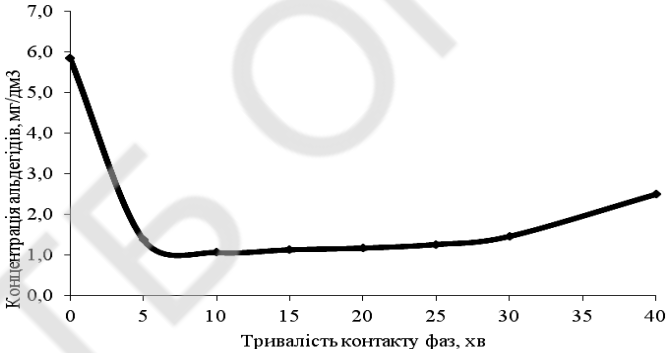


Рис. 1 – Зміна концентрації альдегідів у водно-спиртовому розчині від тривалості взаємодії з шунгітом

Отримані дані, представлені на рис.2, свідчать про зменшення вмісту кротонового альдегіда після 6 хв. взаємодії розчину з шунгітом з 0,4 до 0,06 мг/дм³. Подальша тривалість оброблення розчину шунгітом не змінює в ній концентрацію кротонового альдегіда.

НТБ ОНАХТ

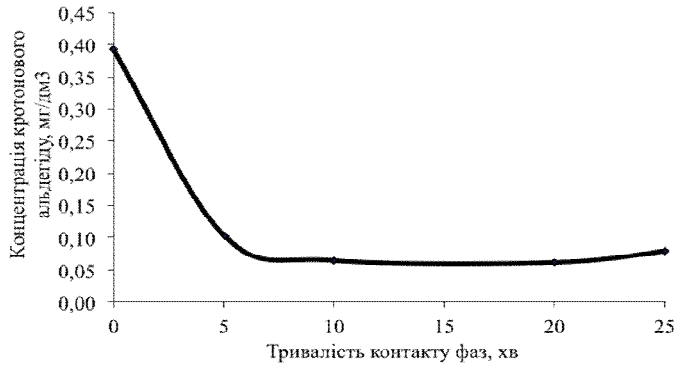


Рис. 2 – Зміна концентрації кротонового альдегіда у водно-спиртовому розчині від тривалості взаємодії з шунгітом

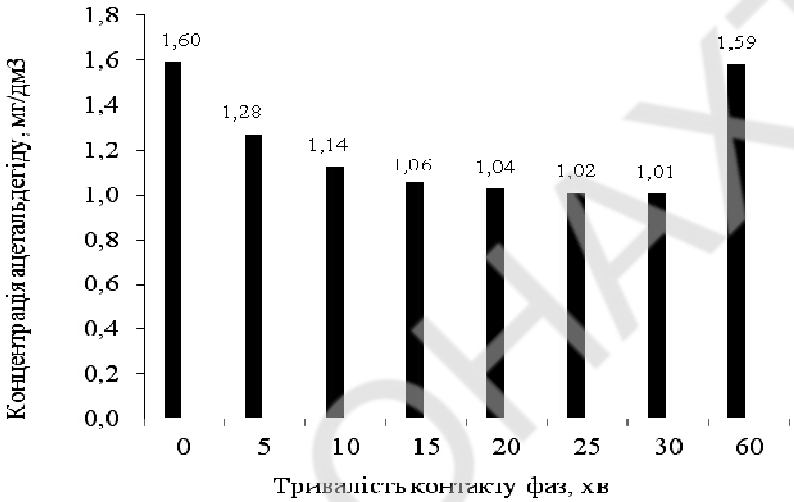


Рис. 3 – Зміна концентрації ацетальдегіда у водно-спиртовому розчині від тривалості взаємодії з шунгітом

З рис.3 видно, що максимальна кількість ацетальдегіда 0,58 мг/дм³ поглинається шунгітом через 25 хв. взаємодії з розчином. Проте, різниця в ефективності очищення між 20 і 25 хв. контакту адсорбента із розчином становить близько 4,6 %, що є не суттєвим показником, тому тривалість оброблення суміші шунгітом необхідно обмежити 20 хв.

Наступним етапом дослідження було встановлення впливу вихідної концентрації водно-спиртового розчину і тривалості його очищення шунгітом на вилучення альдегідів із розчину. Для цього той же ректифікований спирт "Екстра", що був використаний для приготування бортівки концентрацією 40% об., змішували з попередньо освітленою і пом'якшеною водою у відповідних співвідношеннях [5] для отримання розчину з об'ємною часткою спирту 50 % об.

Цей розчин динамічним способом пропускали через шар адсорбенту, відібрані через певні проміжки часу проби аналізували хроматографічно. Отримані результати представлені в таблиці.

Аналіз даних таблиці дає можливість зробити висновок, що раціональною тривалістю очищення шунгітом сортівки, концентрацією 40 % об. є 5 хв., для 50 % розчину – 15 хв. Вміст альдегідів у першому випадку (40 %об.) зменшується на 76 %, у другому (50 %об.) – на 71 %. Очевидно вища концентрація вихідного водно-спиртового розчину уповільнює здатність шунгіта до каталітичних процесів (2,4373 проти 3,6587 мг/дм^3). Ймовірно, чим вища концентрація спиртового розчину, тим активність молекул води в ньому менша, що свідчить про більш міцні зв'язки між молекулами води та спирту, що перешкоджає новоутворенням альдегідів [6].

НТБ ОНАХТ

Таблиця – Вміст альдегідів в очищених шунгітом водно-спиртових розчинах, концентрацією 40 та 50 % об., залежно від тривалості взаємодії адсорбент:розчин (маса адсорбенту 230 г)

Концентрація вихідного водно-спиртового розчину, % об.	Вміст альдегідів у вихідному водно-спиртовому розчину, мг/дм^3	Тривалість взаємодії водно-спиртовий розчин:шунгіт, хв						
		5	10	15	20	25	30	60
40	5,8598	1,3799	1,5581	1,4604	1,6951	1,5378	1,4015	3,6587
50	5,8598	1,7960	1,8547	1,6933	1,7712	1,7487	2,2247	2,4373

Адсорбційна спроможність шунгіта щодо ацетальдегіда та кротонового альдегіда в залежності від концентрації вихідного водно-спиртового розчину та тривалості взаємодії адсорбент:розчин показана на рис. 4,5.

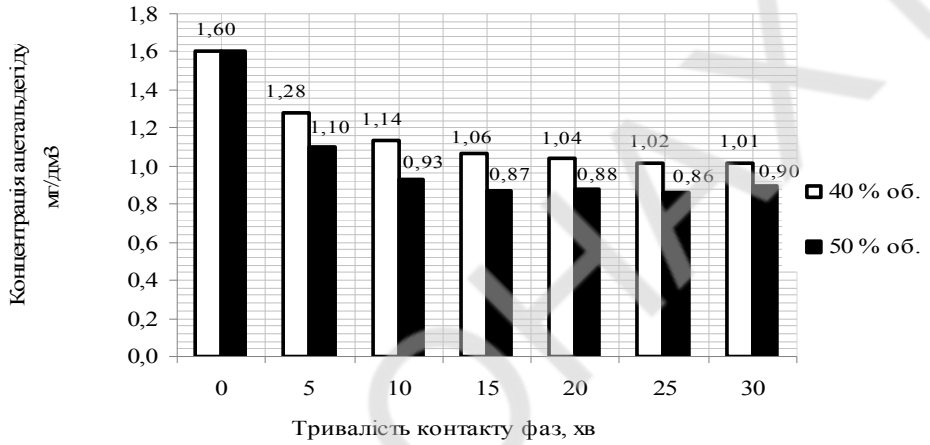


Рис. 4 – Зміна концентрації ацетальдегіда в очищеному шунгітом розчині концентрацією 40% та 50% об., від тривалості взаємодії адсорбент:розчин

Видно (рис.4), що ацетальдегід ефективно адсорбується шунгітом протягом 30 хв із обох вихідних водно-спиртових розчинів, зменшуючи початковий вміст небажаної домішки з 1,6 до 1,01 мг/дм^3 (сортівка 40% об.), з 1,6 до 0,9 мг/дм^3 (водно-спиртовий розчин концентрацією 50% об.). Хоча для цієї концентрації спиртового розчину доцільнішою є тривалість в 25 хв. (вміст ацетальдегіда – 0,86 мг/дм^3).

Очищення водно-спиртових розчинів від кротонового альдегіда шунгітом найефективніше здійснюється за 20 хв взаємодії адсорбента з розчином для обох концентрацій (рис. 5).

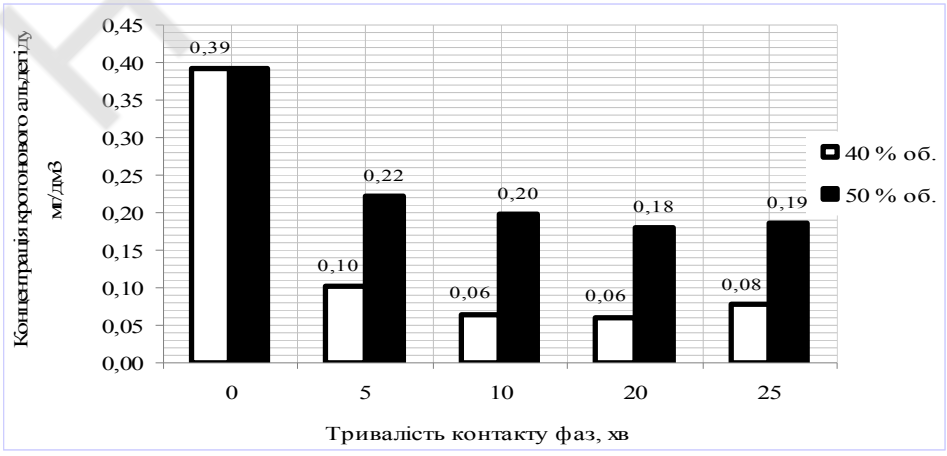


Рис. 5 – Зміна концентрації кротонового альдегіда в очищеному шунгітом розчині концентрацією 40% та 50% об., від тривалості взаємодії адсорбент:розчин

Поглинання цієї домішки шунгітом відбувається ефективніше з розчину, концентрацією 40 % об.

Висновки. Дослідження підтвердили ефективність очищення водно-спиртових розчинів, концентрацією 40 та 50 % об. природним мінералом шунгітом. Ацетальдегід поглинається шунгітом ефективніше із розчинів, концентрацією 50 % об., на відміну від кротонового альдегіда, який краще адсорбується із 40% об. розчинів. Раціональна тривалість взаємодії шунгіта із досліджуваними водно-спиртовими розчинами, стосовно адсорбції альдегідів, - 20 хв.

Література

1. Очистка водки от альдегидов/ Н. Безруков, Е.Буховец, А.Казначеев [та ін.]// Производство спирта и ликероводочных изделий. – 2005. – №1. – С. 32–33.
2. Цыганков П.С. Ректификационные установки спиртовой промышленности/ П.С.Цыганков.-М.: Легкая и пищ. Пром.-сть, 1984.-336с.
3. Подлубная Е.Т., Степная В.Е., Сушинская Т.В., Славуцкая Н.И. Контроль очистки водочных сортировок активным углем. Фермент. и спирт. пром.-1985.-№1.-С.12-15.
4. Фуллерены/ Л.Н. Сидоров, М.А. Юровская, А.Я. Борщевский, И.В. Трушков и др.// Под. ред. Л.Н. Сидорова.-М:Экзамен.-2005.-688с.
5. Рухлядева А.П. Технохимический контроль спиртового производства. М.: Пищ. пром-сть.-1974.-С.20-34
6. Баранова Б.А. Теоретические и прикладные аспекты показателя “активности воды” в технологии продуктов питания. Дис. на соиск. д-ра техн. наук: 05.17.05.-Санкт-Петербург, 2002.-42с.

УДК 544.032.2

НЕЙТРАЛІЗАЦІЯ КИСЛИХ ВОДНИХ РОЗЧИНІВ МЕТОДОМ ДИСКРЕТНО-ІМПУЛЬСНОГО ВВЕДЕННЯ ЕНЕРГІЇ

Целень Б.Я., к. техн. наук, старший викладач, Яроцький С.М., магістрант
Національний технічний університет України «Київський політехнічний інститут», Інститут технічної теплофізики національної академії наук України, м. Київ

Розглянуто способи нейтралізації кислих водних розчинів. Запропоновано новий економічно та екологічно чистий спосіб нейтралізації кислих стічних вод за допомогою дискретно-імпульсного введення енергії з використанням роторно-імпульсного апарата типу ротор-статор-ротор.

The methods of neutralizing acidic aqueous solutions were considered. A new economical and environmentally safe method of neutralizing acidic wastewater using discrete-pulse input of energy was created from rotor-pulsation apparatus type such as rotor-stator-rotor.

Ключові слова: нейтралізація, водневий показник (pH), кислі стічні води, дискретно-імпульсне введення енергії, кавітація, роторно-пульсаційний апарат.

Вода є найбільшим і найголовнішим ресурсом нашої планети. Вона є невід’ємним елементом життя людини, без води неможливо забезпечити перебіг багатьох технологічних процесів, розвиток сільського господарства та переробки продуктів його діяльності, а також різних галузей промисловості, де воду використовують у вигляді сировини, реагенту, теплоносія та ін. Витрати води на промислові, господарські і побутові потреби в Україні становлять приблизно 2,7 м^3 за добу на одну людину і близько 7 м^3 в США в той час як доступні запаси в природі на одну людину складають всього 5-6 тис. м^3 [1] тому на сьогоднішній час недостатній запас прісної води становить загрозу і в деяких районах світу вже достатньо відчутний її дефіцит. Господарська діяльність розвивається з кожним днем, що спричиняє збільшення обсягів забрудненої води, що, в свою чергу, не може не впливати на зменшення кількості чистої питної води. Ще 50 років тому природа мала змогу самостійно очищувати воду, однак тепер, з розвитком промислової діяльності, багато річок перетворюються на стічні канали.

Україна на даний час не перевищує використання допустимого рівня чистої води, але в багатьох південних районах вже існують певні проблеми. Тому все більше піднімається питання про раціональне використання прісної води, а особливо очищення стічних вод і створення замкнених систем зворотного

водоспоживання в сільському господарстві і промисловості. Після використання в промисловості отримують забруднену органічними і мінеральними домішками воду, яку прийнято називати стічною водою.

Основними джерелами забруднення та погіршення якості питної води є потрапляння неочищених або недостатньо очищених стічних вод з харчових та хімічних підприємств, а також каналізації у природні водойми. Це значно підвищує рівень небезпеки для здоров'я людей, зменшує кількість питної води, а також дуже негативно впливає на екологічний стан об'єкта. Всесвітня організація охорони здоров'я надає статистику, що кожного року приріст потреб води на промислові та сільськогосподарські потреби становить 5% і кожне десятиліття ця цифра збільшується в півтори рази.

У порівнянні з 90-ми роками кількість стічних вод збільшилась від 1,5 млрд. $м^3$ до понад 2 млрд. $м^3$/рік (дані 2006 року), а вже у 2010 році кількість стічної води зросла до 2,6 млрд. $м^3$ [2].

Таке різке збільшення забруднення стічними водами призвело до того, що «практично чистими» можна назвати лише 15% водойм, до категорії «забруднені» відносяться 60%, а «дуже забруднені» – близько 25%. Це призводить до потреби очищення 90% води, яка забирається з поверхневих джерел і 30% – з підземних.

До стічних вод відносяться різні за складом, походженням і фізично-хімічними властивостями води, що використовувались людиною в побутових і технологічних процесах. За природою стічні води поділяють на органічні, мінеральні та біологічні. Органічні забруднення – це домішки тваринного чи рослинного походження. Мінеральні забруднення – це кварцовий пісок, глина, луги, мінеральні кислоти і їх солі, мінеральні масла і т. д. Біологічні та бактеріальні забруднення – це різні мікроорганізми: дріжджові та плісняві грибки, дрібні водорості і бактерії, в тому числі хвороботворні.

Склад стічних вод, а також їх властивості визначають за результатами лабораторних досліджень, які складаються не лише з хімічних, а й цілого ряду фізичних, фізико-хімічних і санітарно-бактеріологічних тестів.

Через складність визначення кожної з забруднюючих речовин, прийнято проводити ряд дослідів, який дозволяє охарактеризувати певні властивості води без ідентифікації окремих речовин, такі показники називають груповими або сумарними. Наприклад, визначення органолептичних показників (запах, колір) дає можливість уникнути кількісного визначення у воді кожної з речовин, що мають запах або надають воді якогось забарвлення.

Найнебезпечнішими для навколишнього середовища є кислі стічні води, які характеризуються величиною водневого показника (*pH*). Водневий показник дуже важливий в біохімічних процесах, швидкість яких може істотно знижуватись при різкій зміні реакції середовища. *pH* стічних вод, що надходять на біологічну очистку, повинен знаходитись в межах від 6,5 до 8,5. Таким чином, для запобігання руйнуванню трубопроводів кислі і лужні стоки перед скиданням у водовідвідну мережу потрібно попередньо нейтралізувати. Міські стічні води мають низьку лужну реакцію (pH = 7,2 - 7,8).

На теперішній час для нейтралізації кислих стічних вод використовують різноманітні хімічні методи: змішування кислих і лужних вод, додавання реагентів, а також фільтрування кислих вод через нейтралізуючі матеріали.

Для нейтралізації кислих вод використовують такі реагенти, як гідроксиди калію, кальцію і натрію (*NaOH*, *Ca*(*OH*)2, *KOH*), кальциновану соду (*Na*2*CO*3), аміачну воду (*NH*4*OH*), карбонати кальцію і магнію (*CaCO*3, *MgCO*3), доломіт (*CaCO*3 • *MgCO*3), цемент. Найдоступнішим реагентом на даний час є гідроксид кальцію (вапняне молоко) з вмістом 5 - 10% активного вапна *Ca*(*OH*)2. Також іноді для нейтралізації використовують відходи металургійних виробництв (шлаки).

Вибір способу нейтралізації залежить від багатьох факторів, зокрема від концентрації кислот, витрат і режиму подачі відпрацьованих вод на нейтралізацію, наявності реагентів, а також місцевих умов.

Нейтралізацію розчином вапна й вапняку рекомендують проводити лише в тому випадку, якщо подача стічних вод відбувається рівномірно і в них містяться розчини сильних кислот (соляної, азотної, сірчаної). Також при таких умовах рекомендується проводити фільтрування через шари вапняку, доломіту і крейди.

Розрізняють три види кислих стічних вод:

— води, що містять слабкі кислоти (H_2CO_3, CH_3COOH);

— води, що містять сильні кислоти ($HC1$, HNO_3);

— води, що містять сірчану і сірчисту кислоти.

Процес фільтрації проходить при постійному контролі *pH* води, що реєструється на виході з нейтралізатора. Стабільність і безперебійність процесу контролюється в автоматичному режимі.

Незважаючи на поширене використання наведених вище способів, вони мають ряд суттєвих недоліків:

— осад, що випадає при взаємодії сірчаної кислоти і вапняного молока утворюючи гіпс, забруднює і забиває фільтри, відкладається на стінках трубопроводів;

— залежність від багатьох факторів, що робить розглянуті способи не універсальними (вид та концентрація кислот у стічних водах, витрати і режим подачі відпрацьованих вод на нейтралізацію, наявність реагентів і місцевих умов та ін.);

— необхідність забезпечення рівномірної подачі стічних у випадку нейтралізації розчином вапна й вапняку.

Враховуючи зазначені недоліки необхідно шукати нові альтернативні способи нейтралізації з меншими енергозатратами, які дозволять уникнути або мінімізувати вплив небажаних факторів.

Вирішення цієї задачі є актуальне для України як промислово розвиненої країни, що має досвід застосування найсучасніших технологій і на території якої розміщено розгалужену мережу газо- та нафтопроводів, а також великі енергетичні підприємства, в тому числі АЕС. При розробці нового способу нейтралізації слід приділяти особливу увагу економії енергії та оптимізації тривалості процесів, а також відповідності виконання вимогам *GMP* (*Good Manufacturing Practic*e), тому запропоновано використати ефективні способи керування процесами тепломасообміну в рідких середовищах. До одного з них відноситься спосіб, що базується на принципах дискретно-імпульсного введення енергії (ДІВЕ) і розроблений в Інституті технічної теплофізики НАН України під керівництвом А.А. Долінського [3].

Запропонований спосіб відноситься до методів спрямованого дискретного енергетичного впливу, що дозволяє акумулювати в робочому об’ємі рідкого середовища теплову або потенціальну енергію, а потім трансформувати її в кінетичну. В основу способу покладено комплекс таких фізичних явищ і ефектів, як спадання і зростання тиску, гідравлічний удар, механізми зсувних напружень, звукові та ультразвукові ефекти, мікрозакипання, кавітація, ефекти турбулентності, вихроутворення, сонолюмінісценція, поляризації частинок, локальний нагрів та інші явища. Дані явища базуються на просторовій і тимчасовій локалізація введеної енергії. В цих процесах реалізуються надвисока щільність потоків енергії і маси на міжфазних поверхнях, що обумовлено локальним характером процесу [4].

Для досягнення вищевказаних ефектів метод ДІВЕ реалізовує декілька видів впливу на оброблюване середовище, а саме: акустичний, електричний, магнітний, тепловий, механічний, радіаційний та хімічний.

Після оцінки нами факторів впливу апаратів, що працюють за принципом ДІВЕ запропоновано нейтралізацію кислих стічних вод реалізовувати на базі пульсаційного апарата роторного типу (ПАРТ).

ПАРТ використовуються для обробки таких систем як «рідина-рідина», «рідина-тверде тіло» і «газ-рідина». Для кожного конкретного технологічного процесу використовують ПАРТ спеціального конструктивного та технологічного оформлення.

ПАРТ різних видів і модифікацій знайшли застосування в гідромеханічних і тепломасообмінних процесах за рахунок широкого спектра факторів впливу, таких як:

— механічний вплив на рідинні середовища, що полягає в ударних, зрізуючих навантаженнях і контактах з робочими частинами ПАРТ;

— гідродинамічний вплив, що виражається у великих зсувних напруженнях в рідині, розвиненою турбулентністю, пульсаціях тиску і швидкості потоку рідини;

— гідроакустичний вплив на рідину, що здійснюється за рахунок дрібномасштабних пульсацій тиску, інтенсивної кавітації, ударних хвиль і вторинних нелінійних акустичних ефектів.

Найбільш суттєвими і визначальними на інтенсивність процесу і ефективність роботи ПАРТ є гідродинамічний і гідроакустичний фактори впливу. ПАРТ, в основу роботи яких покладені ці фактори впливу, відносяться до класу роторних гідродинамічних випромінювачів, які зазвичай називаються роторними апаратами з модуляцією потоку або роторними імпульсно-кавітаційними апаратами (РІА). Остання назва найбільш точно визначає фактори впливу на рідке середовище.

Загальна схема ПАРТ зображена на рис. 1.

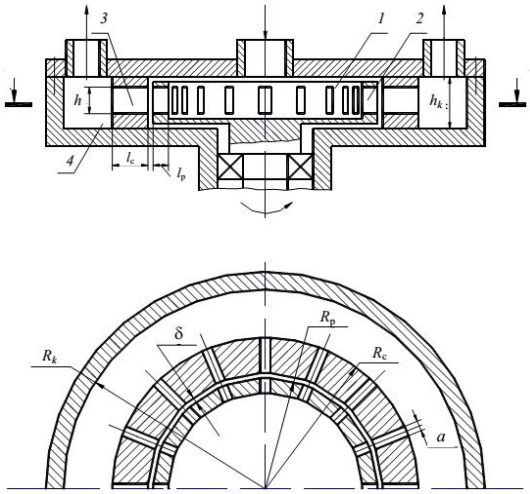


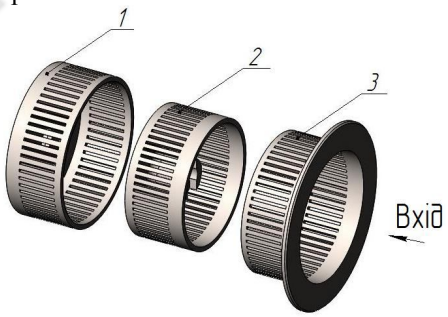
Рис. 1 – Схема пульсаційного апарата роторного типу

Принцип роботи апарата полягає в наступному. Оброблювана рідина подається під тиском або самовільно через вхідний патрубок в порожнину ротора 1, проходить через канали ротора 2, канали статора 3, робочу камеру 4 і виходить з апарата через вихідний патрубок. При обертанні ротора, його канали періодично збігаються з каналами статора. Виходячи з каналу статора, рідина збирається в робочій камері і надходить до вихідного патрубка. У період часу, коли канали ротора перекриті стінкою статора, в порожнині ротора тиск зростає, а при суміщенні каналу ротора з каналом статора тиск за короткий проміжок часу спадає, в результаті чого в каналі статора виникає імпульс тиску.

Швидкість рідини в каналі статора є змінною величиною. При поширенні в каналі статора імпульсу надлишкового тиску, слідом за ним виникає короткочасний імпульс зниженого (негативного) тиску, так як поєднання каналів ротора і статора завершилося, і подача рідини в канал статора відбувається тільки за рахунок транзитної течії з радіального зазору між ротором і статором. Рідина, що увійшла в канал статора, переміщується в сторону виходу з каналу, тому інерційні сили створюють напруження розтягу в рідині, що викликає кавітацію. Кавітаційні бульбашки зростають під впливом імпульсу зниженого тиску і схлопуються або пульсують при збільшенні тиску в каналі статора. Частина кавітаційних бульбашок виноситься в робочу камеру.

У зв'язку з тим, що швидкість потоку рідини в каналі статора висока і має пульсуючий характер, потік є турбулентним. При обертанні ротора в зазорі між ротором і статором виникають значні напруження зсуву. Робочі поверхні ротора і статора впливають на рідинне гетерогенне середовище за рахунок механічного контакту, створюючи високі зусилля зрізу і зсуву.

Конструкція РІА дозволяє встановлювати необхідну кількість роторів і статорів спеціальної конструкції, що забезпечують оптимальний перебіг процесів для конкретних умов. Для процесу нейтралізації запропоновано роторно-імпульсний апарат з двома роторами та одним статором. Детальний вигляд робочої частини апарату зображено на рис. 2.



1 — ротор зовнішній; 2 — ротор внутрішній; 3 — статор

Рис. 2 – Робоча частина роторно-імпульсного апарата

Одними з основних факторів впливу на гетерогенне рідке середовище в апаратах даної конструкції є гідроудар та кавітація. Дослідженню кавітації в ПАРТ присвячено багато робіт, проте зроблено тільки

якісний аналіз процесу виникнення і розвитку кавітації як в теоретичному, так і в експериментальному плані.

Дослідження імпульсної акустичної кавітації проводились, в основному, експериментальними методами. Це пов'язано з тим, що теперішній час розроблена теорія задовільно описує лише поведінку одиничної кавітаційної бульбашки в стаціонарному акустичному полі. Аналітичний опис динаміки кавітаційної області сформовано лише в першому наближенні. Складність опису процесу кавітації полягає в тому, що вона виникає в рухомому потоці рідини, причому рідина зазнає термодинамічного стиснення і розрідження. Таким чином, в ПАРТ генерується кавітація особливого типу, названа В.Ф. Юдаєвим імпульсною акустичною кавітацією [5].

Акустична кавітація в рідинах ініціює різні фізико-хімічні явища: сонолюмінесценцію, звукохімічні реакції, ерозію твердих тіл, диспергування і емульгування.

Модель фізико-хімічних процесів, що відбуваються в кавітаційній бульбашці і прилеглому до неї об'ємі рідини наводяться в наступному вигляді. У кавітаційну порожнину можуть проникати пари води, розчинені гази, а також речовини з високою пружністю пари і не можуть проникати іони або молекули нелетких розчинених речовин. Газоподібні молекули води руйнуються, як при піролізі, утворюючи радикальні високоактивні частинки, а також гідроксильні радикали [6]:

$$H_2O \rightarrow HO^{\circ} + H^{\circ}$$

Утворення таких радикалів у воді описують такі методи як метод «спінових пасток» і хемілюмінесцентний метод. Кавітація призводить до виникнення мікромасштабних високих локальних значень температури і тиску (4000-5000 К при 0,2-0,5 МПа).

Раніше вважалось, що первинні радикальні продукти розщеплення води при дії кавітації одні і ті ж — *H*° і *OH*°. Проте численні дослідження радіаційно-хімічних реакцій привели до відкриття нової активної частинки – гідратованого електрона e_{aq}-, який при взаємодії з протоном змінює *pH*. Тому можна припустити, що гідратовані електрони утворюються і при кавітації, що може впливати на *pH* рідини. Анбар і Пехт, а також Гайсинський і Клейн виключали можливість виникнення гідратованих електронів як первинних продуктів розщеплення молекул води. Але в пізніших роботах Маргуліса та Мальцева чітко пояснена можливість виникнення гідратованих електронів за допомогою теорії вільних радикалів [7].

Утворені після розщеплення молекули води хімічно активні радикали взаємодіють з іншими компонентами розчину змінюючи його властивості. Швидкість і напрямок хімічних реакцій значною мірою залежать від природи газоподібних речовин, що містяться в розчині або утворюються як побічні продукти реакції.

Сумарну схему кавітаційного розщеплення молекул води наводять у наступному вигляді:

$$H_2O \rightarrow H^{\circ}, OH^{\circ}, H_2, H_2O_2, e^-_{aq}$$

Не зважаючи на те, що одними із продуктів обробки є протони, вони не існують у воді у вільному стані, а натомість відразу ж приєднуються до молекул *H*2*O* з утворенням іонів *H*3*O*+, *H*5*O*2+ , *H*7*O*3+ та *H*9*O*4+. Проте в першому наближенні користуються записом *H*+.

Виникаючі в системі активні частинки після переходу в розчин піддаються сольватації і реагують з розчиненими речовинами. На цій стадії, коли здійснюються непрямі дії акустичних коливань, на хід процесу практично можуть впливати лише хімічно активні гази — *O*2 і *H*2.

Вплив кавітації на воду призводить до зміни її фізико-хімічних властивостей, що спостерігається збільшенням *pH* і електропровідності води, кількості вільних іонів і активних радикалів, а також структуризації і активації молекул.

В загальному явища, які відбуваються в РІА, впливають на зміну *pH* оброблюваного середовища. Це зумовлено синтезом пероксиду водню, здатного до іон-радикального розпаду і, як наслідок, до зміни *pH* розчинів. Штучна зміна концентрації пероксиду водню приводила до зміни механізму розпаду пероксиду водню, який утворюється.

Для підтвердження даної гіпотези зміни *pH* в Інституті технічної теплофізики НАН України проводяться експериментальні дослідження, в рамках яких водні розчини органічних та неорганічних кислот різної концентрації піддають відповідній обробці. На рис. 3 наведено залежність зміни *pH* розчину сірчаної кислоти (0,699·10-3 моль/дм3) у водопровідній воді від тривалості обробки.

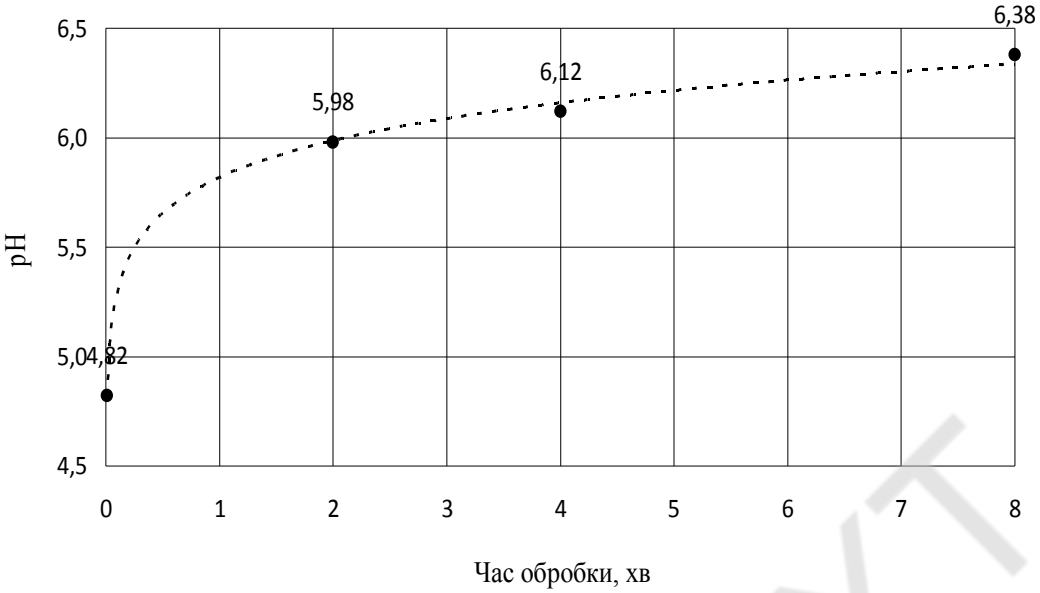


Рис. 3 – Графік залежності *pH* від часу обробки

Результати досліджень показують, що *pH* розчину підвищився на 1,5 пунктів і потрапив в межі допустимих значень (6,0 – 8,0) для стічних вод, так як для запобігання руйнуванню технологічної мережі кислі води перед скиданням у водовідвідну мережу потрібно попередньо нейтралізувати. Метод ДІВЕ дозволяє уникнути недоліків, які притаманні хімічній нейтралізації. Зменшення енерговитрат досягається за рахунок того, що енергія витрачається лише на споживання електродвигуна, який передає обертальний рух на ротори апарата, і на споживання насоса (при низьких витратах стічних вод РІА може самостійно забезпечити транспортування рідини). Економічно вигідною є відсутність реагентів для нейтралізації, що забезпечить суттєву перевагу над хімічними методами нейтралізації, де потрібен постійний контроль витрат реагентів та стічних вод. Відсутність реагентів призведе до зменшення вмісту шкідливих речовин у нейтралізованих стічних водах та не засмічуватиме трубопроводи відкладанням осаду.

Висновки

Використання методу ДІВЕ має ряд суттєвих переваг над використанням хімічних методів. До суттєвих переваг відносяться: низькі питомі енерговитрати, відсутність реагентів для нейтралізації і нижчий вміст шкідливих речовин в нейтралізованих стоках.

Таким чином, нейтралізація кислих стічних вод за допомогою РІА — це новий, перспективний метод, який потребує поглибленого вивчення перебігу процесу нейтралізації з метою вибору оптимальних технологічних і конструктивних параметрів і може знайти широке застосування в промисловості.

Продовження експериментальних досліджень з кислотними і лужними розчинами різної концентрації дозволить отримати нові дані, які допоможуть детальніше вивчити процес нейтралізації, використовуючи ДІВЕ. Розуміння процесу дасть змогу знайти нові напрямки його використання в інших галузях промисловості і народного господарства.

Література

1. Гавриленко О.П. Екогеографія України: навчальний посібник : рек. МОНУ/ О.П.Гавриленко. – К.: Знання, 2008. – 646 с.
2. Загороднюк К.Ю. Особенности развития классических технологий очистки воды в период глобального экологического кризиса / К.Ю. Загороднюк // Водопостачання та водовідведення. – 2010. – № 6. – 17-31 с.
3. Долінський А.А. Принцип ДІВЕ та його використання у технологічних процесах. – К.: Наукова думка – 2001. – 346 с.
4. Долинский А.А., Басок Б.И. Наномасштабные аспекты дискретно-импульсной трансформации энергии. – ИФЖ. – 2005. – Т. 78, № 1. – 15-22 с.
5. Юдаев В.Ф. Гидромеханические процессы в роторных аппаратах с модуляцией проходного сечения потока обрабатываемой среды. – Теорет. основы хим. Технол – 1994. – Т. 28. №6. – 581-590 с.
6. Мокрый Е.Н., Старчевский В.Л. Ультразвук в процессах окисления органических соединений. – Львов: Вища шк. Изд-во при Львов ун-те. – 1987. – 120 с.

7. Волков В.И. Механохимические преобразования воды в высокоградиентных потоках / [В.И. Волков, В.Н. Беккер, И.Б. Катраков и др.] // Известия АлтГУ. – 2007. – № 3 (55).– 63–71 с.

УДК 66.061.34

РОЗРОБКА ТЕХНОЛОГІЧНОЇ СХЕМИ ЕКСТРАГУВАННЯ ОЛІЇ З ДОПОМОГОЮ МІКРОХВИЛЬОВОГО ІНТЕНСИФІКАТОРА

Бандура В.М., канд. техн. наук, доцент
Коляновська Л.М., асистент
Вінницький національний аграрний університет

У статті на основі проведених досліджень пропонується технологічна схема екстрагування олієвмісної сировини в екстракторі з мікрохвильовим інтенсифікатором з використанням в якості розчинника етилового спирту.

The paper proposed flowsheet oil extraction in the extractor microwave intensifiers. As the solvent provides for the use of ethanol.

Ключові слова: технологічна схема, екстрагування, ріпак, соя, екстрактор з мікрохвильовим інтенсифікатором, етиловий спирт, гексан.

Одним із найголовніших завдань промислового виробництва України є розробка нових та удосконалення існуючих високопродуктивних апаратів, зокрема і для вилучення рослинних олій. Існуюче обладнання олійно-жирової галузі досить дороговартісне, металоємне, з рядом технологічних недоліків та недостатньою концентрацією остаточних місцел. Одним із напрямків вирішення означених проблем є інтенсифікування процесу екстрагування олії мікрохвильовим опроміненням та розробка відповідного обладнання.

Також актуальним залишається питання проблеми обмеженості асортименту олій українських споживачів. Так важливим фактором харчової цінності олії є вміст та співвідношення незамінних амінокислот сімейства ω-6 та ω-3. Соняшникова олія, яка переважно використовується українськими споживачами досить бідна на зазначені амінокислоти. До трійки олієвмісних культур промислового призначення крім соняшнику входить насіння сої та ріпаку. Саме в цих культурах найбільш оптимально збалансовані лінолева та ліноленова кислоти. Але із усієї кількості вирощуваного в Україні ріпаку та сої, практично 85 % експортується за кордон.

Екстрагування олієвмісної сировини з використанням в якості розчинників аліфатичних вуглеводнів, у сучасному виробництві дає практично повне вилучення олії із насіння промислового призначення. Але навіть при сучасних системах дезодорації екстрагованих олій залишається певний відсоток вмісту бензинів, що погіршують якість готового продукту. Саме ця причина є основною в забороні експорту екстрагованих українських олій до європейського ринку.

В працях [1-6] було досліджено кінетику екстрагування насіння ріпаку та сої під впливом різних факторів: вплив температурного режиму, часу, величини фракції подрібненого насіння, природи розчинника, впливу електромагнітного поля та величини потужності мікрохвильового опромінення.

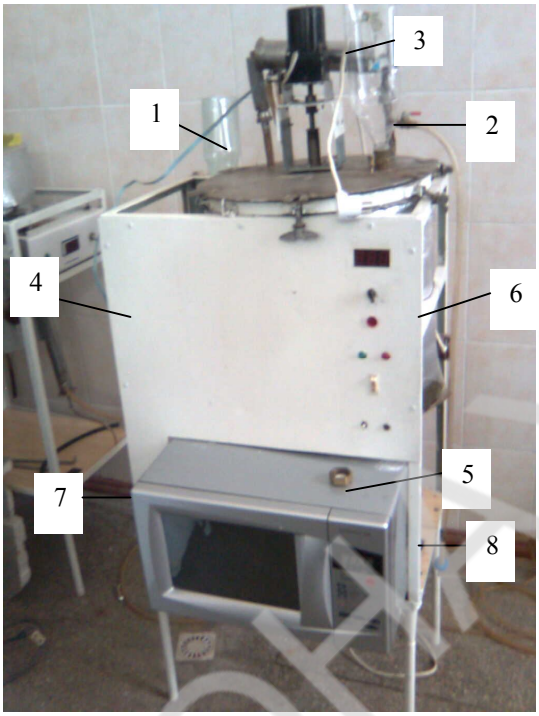
Визначальним фактором у технологічній схемі вилучення екстракційних олій за допомогою мікрохвильового інтенсифікатора став вибір розчинника.

Поряд із гексаном, що був обраний в якості розчинника, як традиційний екстрагент, було досліджено також екстрагування етиловим спиртом, який показав збільшення концентрацій олії у 1,5-2 рази в середовищі мікрохвильового опромінення. Це пояснюється полярністю етилового спирту та основного впливу в процесі масоперенесення числа енергетичної дії, числа Бурдо, на противагу неполярному гексану. Зазначені показники дають можливість в подальшому для використання при екстрагуванні олії із сої та ріпаку в умовах мікрохвильового поля віддавати перевагу полярному, нетоксичному, більш безпечнішому (у порівнянні з гексаном) розчиннику етиловому спирту.

Тому в запропонованій технологічній схемі для роботи невеликих виробництв з екстрагування олієвмісної сировини рекомендовано в якості розчинника – етиловий спирт. В даній схемі також передбачається видобування олії нерафінованої без процесу дезодорації, який проводиться при температурі 210-240°С і є необхідним для вилучення парів бензинів при традиційних технологіях. Уникнення «агресивних» температур для біологічно-активних речовин, шляхом використання розчинника етилового спирту, дасть можливість зберегти натуральний смак та аромат, притаманний даній сировині, а також досягти

максимального наближення до природного вмісту кількості видобутих складових вітаміну Е – токоферолів в отриманих зразках олії.

В основі технологічної схеми отримання олії є процес екстрагування, що проводився у сконструйованій напівпромисловій моделі екстрактора з мікрохвильовим інтенсифікатором, який складається із екстрактора, електромагнітного інтенсифікатора з мікрохвильовим генератором, зворотного холодильника, штуцерів для наповнення твердою та рідкою фазами та датчиками для знімання температур (рис. 1).



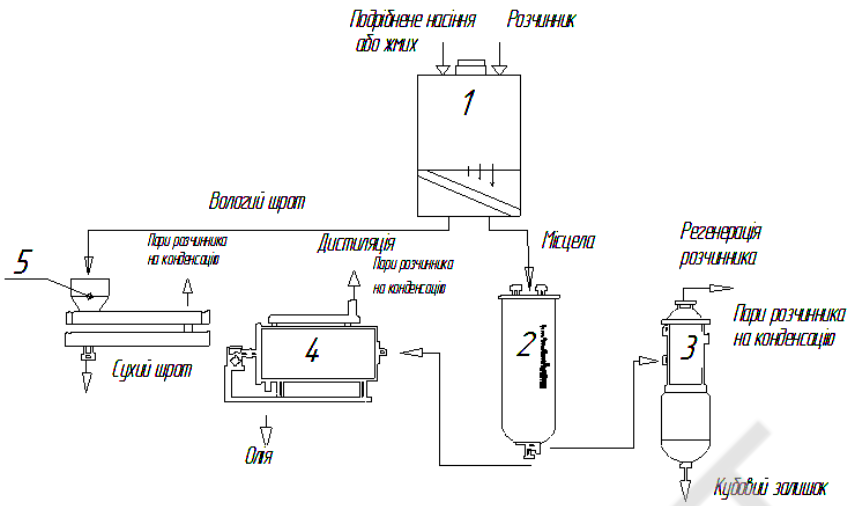
1 – штуцер з ємністю для наповнення екстрактора розчинником; 2 – штуцер з ємністю для наповнення реакційного об'єму твердою фазою; 3 – зворотний холодильник; 4 – екстрактор; 5 – електромагнітний інтенсифікатор; 6 – датчик для вимірювання температури проміжного теплоносія; 7 – датчик для вимірювання температури продукту на вході в МХІ; 8 – датчик для вимірювання температури продукту на виході з МХІ.

Рис. 1 – Екстрактор з мікрохвильовим інтенсифікатором (МХІ)

Принцип роботи установки наступний: насіння досліджуваних олієвмісних культур ріпаку та сої подається в штуцер з ємністю для наповнення твердою фазою 1, розчинник потрапляє до екстракційної ємності 4 через штуцер з ємністю для наповнення розчинником 2. Розчинник конденсується у зворотному холодильнику 3. Інтенсифікування екстрагування відбувається в електромагнітному інтенсифікаторі 5.

Основними елементами технологічної схеми є екстрактор з електромагнітним інтенсифікатором, випарна установка, ректифікаційна колона, сушарка, відстійник, випарник (рис. 2).

НТБОНАХТ



1 – вальцьовий прес; 2 – екстрактор з МХ інтенсифікатором; 3 – шнековий прес; 4 – відстійник; 5 – випарник; 6 – ректифікаційна колона; 7 – сушарка

Рис. 2 – Технологічна лінія для вилучення олії із насіння сої та ріпаку:

Готова макуха ріпаку чи сої або пропущене через прес насіння сої (як сировина, що переважно екстрагується прямою екстракцією) надходить на екстрагування до екстрактора з мікрохвильовим інтенсифікатором, в який додаємо обраний нами розчинник етиловий спирт.

Після екстрагування олії місцела надходить до відстійника, а шрот до сушарки. До екстракційної камери знову завантажується свіжа сировина і розчинник і знову відбувається процес екстрагування. Місцела накопичується у відстійній колоні де відбувається розділення олії від спирту. Розділення відбувається досить в простий спосіб, так як етиловий спирт при 20ºС не змішується із рослинними оліями. При охолодженні місцели і її відстоюванні спостерігається чітке розділення олії та спирту. Після розділення олії та спирту шляхом їх роздільного зливання, із олії остаточно видаляємо розчинник в роторно-вакуумному дисковому випарнику.

У напівпромисловому екстракторі із мікрохвильовим інтенсифікатором також можна використовувати і аліфатичні вуглеводні, зокрема гексан. Олію вилучену за допомогою розчинника гексану без відстоювання направляємо на випарювання, оскільки гексан навіть при низьких температурах не розділяється з олією.

Характеристики по роторно-вакуумному дисковому випарнику: температура теплоносія в тепловому кожусі – 70-75ºС, а остаточний вакуум – 0,5 мПа. Випарювання при вищих температурах приведе до зменшення біологічно активних речовин в продукті.

Розчинник етиловий спирт по закінченню процесу відстоювання надходить на наступний цикл на екстрагування. Дослідження екстрагування насіння сої та ріпаку показали, що розчинник після відстоювання можна використовувати до тих пір, поки його концентрація не знизиться до 88-90%. Розсоли (кубовий залишок) охолоджуються і з них отримуються фосфоліпіди (основні складові біологічних мембран) та гліколіпіди (є складовими усіх плазматичних мембран – плівка, що відділяє клітину від зовнішнього середовища). Вміст фосфоліпідів в середньому складає 0,012-0,015 г/л.

Вологий шрот висушується у шнековій сушарці при температурі 50ºС, з постійним відведенням парів розчинника.

Висновки. Розроблена технологічна схема отримання екстракційних олій відрізняється від традиційної виключенням токсичних, вибухонебезпечних аліфатичних вуглеводнів як екстрагентів. Також в зазначеній схемі отримана олія не потребує дезодорації, що проводиться при високих температурах некорисних для готового продукту. Натомість рекомендується використовувати етиловий спирт як полярний, не токсичний, менш вибухонебезпечний, та такий, що легко відділяється від олії методом відстоювання з подальшим довипаровуванням.

Література

1. Бандура В.М. Інтенсифікація масоперенесення в екстрагуванні рослинних олій / В.М. Бандура, Л.М. Коляновська // Інтегровані технології та енергозбереження. Щоквартальний науково-практичний журнал – Харків: НТУ ”ХПІ”, 2013. – № 2. – С. 144-147.

2. Коляновська Л.М. Кінетика екстрагування олії із сої та ріпаку / Л.М. Коляновська, В.М. Бандура // Збірник наукових праць Одеської національної академії харчових технологій. – Одеса: ОНАХТ, 2012. – Вип. 41. – Том 2. – С. 101-106.
3. Терзієв С.Г. Кінетика та статика екстрагування олії з відходів харчових виробництв / С.Г. Терзієв, Н.В. Ружицька, В.М. Бандура, Л.М. Коляновська // Наукові праці Одеської національної академії харчових технологій. – Одеса: ОНАХТ, 2012. – Вип. 42. – Том. 1. – С. 344-348.
4. Бандура В.М. Інтенсифікація екстрагування рослинних олій електромагнітним полем / В.М. Бандура, Л.М. Коляновська // Збірник наукових праць Одеської національної академії харчових технологій. – Одеса: ОНАХТ, 2011. – Вип. 39. – Том 2. – С. 186-190.
5. Бандура В.М. Обробка експериментальних даних процесу екстрагування рослинних олій мікрохвильовим полем / В.М. Бандура, Л.М. Коляновська // Збірник наукових праць Одеської національної академії харчових технологій. – Одеса: ОНАХТ, 2013. – Вип. 43. – Том 2. – С. 66-69.
6. Бандура В.М. Розробка алгоритму розрахунку екстрактора з електромагнітним інтенсифікатором / В.М. Бандура, Л.М. Коляновська // Наукові праці Національ-ного університету харчових технологій – К.: НУХТ, 2013. – № 52. – С. 62– 68.

УДК 664.653.1.

ОПРЕДЕЛЕНИЕ ВЗАИМОСВЯЗИ ТЕХНИЧЕСКИХ ПАРАМЕТРОВ В ПЕРИОД ЗАМЕСА ТЕСТА

Янаков В.П., канд. техн. наук, старший преподаватель
Таврический государственный агротехнологический университет, Мелитополь

Дан анализ направления эволюции конструкции тестомесильных машин. Проведены исследования взаимосвязи теплотехнических характеристик при реализации процессов перемешивания и сопутствующих процессов. Рассмотрена связь интенсивности перемешивания и степени перемешивания.

The article analyzes critical milestones during the dough mixing equipment evolution. We researched benefits and possible commonalities between the technological characteristics and processes. We took a close look at possible linkages between the intensity and degree of mixing and draw conclusions.

Ключевые слова: тестомесильная машина, процесс, параметр, технология, тесто, энергетика, взаимосвязь.

Постановка проблемы. Законы развития техники [1] определяют вопросы:

- установление развития и перехода от предыдущего поколения тестомесильных машин (ТММ) к следующему усовершенствованному поколению ТММ;
- какие структурные видоизменения, при какой обстановке, происходит переход от поколения к поколению ТММ;
- специализированы для решения научно-технических задач и дают возможность осуществить методику системного иерархического выбора наилучших конструкторско-технологических решений ТММ.

Исчерпывающий анализ перечисленных характеристик конструктивной эволюции ТММ даёт возможность установить режим, соответствующий наибольшей технологической результативности ТММ при условии наименьших энергозатрат и максимальной экономической рентабельности хлебопекарного, кондитерского и макаронного производства. Энергетическое воздействие ТММ осуществляется на перемешиваемую среду, которая на 80 – 90 % состоит из муки. Высокие тепловые потери при реализации процесса замеса теста (91-94%) и высокая тепловая инерция муки, определяют возможность варьирования передачи кинетической энергии от ТММ к перемешиваемой среде, таблица 1.

Таблица 1 – Теплотехнические параметры муки

№ п/п	Показатель предела	Параметры предела		Ширина коридора, %
		Нижний	Верхний	
1.	Коэффициент теплопроводности **λ** ккал/(м•ч•град).	0,1	0,29	190
2.	Коэффициент температуропроводности **а**•104 м2/ч	2,99	3,99	34
3.	Удельная массовая теплоёмкость **с** ккал/(кг•град).	0,388	0,680	75
4.	Продолжительность замеса теста **r**, мин.	6	90	1400
5.	Плотность теста **ρ**, кг/м3.	16,22	20,03	24
6.	Удельная теплоёмкость $\mathbf{c_1}$, Дж/(кг•К).	2365	2415	2
7.	Вязкость теста по Гораздовскому **пз**, при 30 °С.	$2{,}3\ 10^4$	$1{,}8\ 10^5$	28

Проанализировав таблицу 1 возможно чётко определить тенденции улучшения энергетического воздействия ТММ — возможность варьирования передачи кинетической энергии от ТММ к перемешиваемой среде при учёте изменения теплотехнических параметров муки и тепловых потерь энергетического воздействия самой ТММ. Анализ таблицы 1, приведенных статистических значений, даёт возможность прийти к выводу — оценка параметров элементов изучаемой системы режимных показателей теплотехнических параметров муки, как сырья хлебопекарного, кондитерского и макаронного производства, обусловливает уровень энергозатрат ТММ и необходимую степень качественных показателей выпускаемой продукции. На основании анализа варьирования, приведенных статистических значений, возможно сделать вывод — изменение теплотехнических параметров муки варьируется в пределах 2%-1400%, ΣКmin – 2%, ΣКmax – 1400%, ΣКсум – 250%. Существенным недостатком данного подхода является невозможность корректировки и анализа энергетического воздействия в ходе реализации замеса теста.

Цель статьи (задачи). Целью статьи является исследования, касающиеся серийно изготовляемых ТММ. При формировании нового поколения, ТММ [2] задаются несколькими путями дальнейшего конструктивного улучшения и эволюции технологических и технических параметров эксплуатируемых ТММ. Это правило, не относится к редкостным ТММ, для них остается условие изготовления и применения в эволюции техники. При анализе эволюционной цепочки и отборе для неё поколений ТММ придерживались следующих надлежащих правил — всякая функция и функциональная структура могут обладать множеством конструкций, выполняющих энергетическую функцию. При этом многие ТММ и их составляющие могут состоять из частей, которые реализовывают не менее одной функции. Форма анализа, коррекция и реализация процесса энергетического воздействия представлены на рисунке 1.

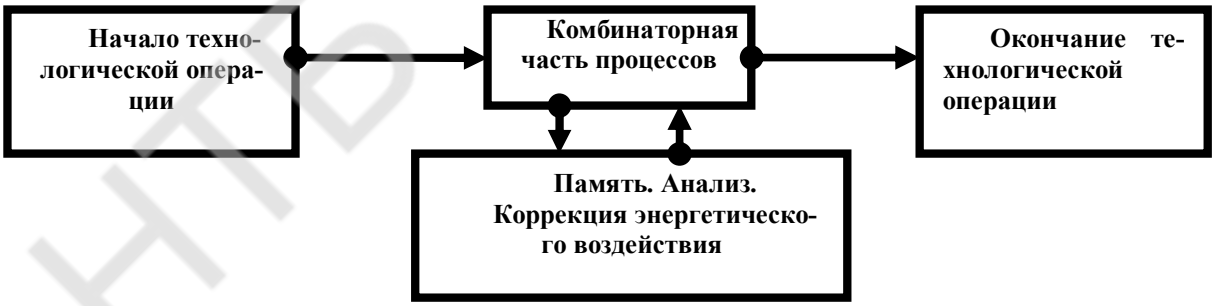


Рис. 1 – Структурная схема управления процессом замеса теста тестомесильной машиной

Анализ рисунка 1 даёт возможность установить алгоритм работы ТММ в зависимости от распределения типов работ при реализации замеса теста: видоизменение заданной функции, требований, условий наиболее целесообразной функциональной структуры разрабатываемого ТММ, установление наиболее действенного физического принципа действия, реализации поиска целесообразного технического решения для предпочтенного принципа действия, моделирование принятого технического решения и оптимизация его параметров. Исследование эволюции конструкции ТММ связано с изучением и анализом истории формирования ТММ, имеющих одинаковые или схожие функции. Проведение анализа эволюции конструкций ТММ, опирается на возможность варьирования энергетической и тепловой нагрузок при реализации технологической операции замеса теста, которое в последующем реализуется в качественные преобразования выпускаемой продукции.

Основанная часть. Методика проектирования ТММ не останавливается на общих ответах. На начальном этапе, единство теории выражается обоснованием законов построения и развития ТММ. Суть проектирования ТММ основана на следующем — каждая часть от узлов до деталей и конструктивная особенность обладают совершенно обусловленной функцией (направлением) по обеспечению работы ТММ. Если в ТММ элемент или признак, прекращает функционировать, исполнять собственное назначение, происходит ухудшение показателя работы ТММ [3]. В связи с этим у точно спроектированных ТММ нет «бесполезных деталей». При предоставленной методике иерархическое улучшение конструкции ТММ не работает до тех пор, пока не будут достигнуты наилучшие параметры и не сможет совершиться переход к свежему техническому решению, пока не будет исчерпан потенциал оптимальной ТММ. В условиях установленного принципа действия, не может случиться переход к новейшему принципу действия. Среди всех иных путей методики проектирования ТММ только один является наиболее точным и перспективным. Он опирается на ряд допущений и ограничений в технологической и технической сферах проектирования и теории.

Ограничения:

- теплотехнические параметры муки стабилизированы и их максимальное отклонение достигает 2%.
- структура работы — устойчивы;
- уровень к.п.д. (0,4-0,8) затраты мощности (2,8-5,0 кВт), интенсивность воздействия на тесто (0,012-0,047 Вт/с) и удельной работы (6-10 Дж/г).
- технические требования к условиям выполнения технологической операции замеса теста стабильны.
- Статистические значения технических параметров представлены в таблице 1.
- Допущения:
- идентичность применяемой технологии хлебопекарного, кондитерского и макаронного производств;
- стабильность рецептуры технологии;
- в замешиваемом объёме рабочей ёмкости вода и мука составляют 90-95%;
- технологические параметры — показатель предела, параметры предела и ширина коридора постоянны;
- в технологическом параметре отклонения предела стабилизированы и их максимальное отклонение достигает 2 %.

Статистические значения технологических параметров представлены в таблице 2 и 3.

Таблица 2 – Рецептурные сортовые параметры муки

№ п/п	Показатель предела	Параметры предела		Ширина коридора, %
		Нижний	Верхний	
	Крупность помола муки, мкм.:			
8.	Мука высшего сорта.	43	45	5
9.	Мука первого сорта.	35	36	2
10.	Мука второго сорта.	27	28	2
11.	Обойная мука.	067	068	2
	Содержание клейковины, % не менее:			
12.	Мука высшего сорта.	26	28	8
13.	Мука первого сорта.	26	30	15
14.	Мука второго сорта.	23	25	9
15.	Обойная мука.	18	20	11

Таблица 3 – Входные параметры жёсткости воды

№ п/п	Показатель предела — на 1 л. (мг•экв.) или 20,04 мг CA или 21,16 мг Mg в 1 л. H_2O.	Параметры предела		Ширина коридора, %
		Нижний	Верхний	
16.	Очень мягкая.	0,3	1,5	400
17.	Мягкая.	1,5	3,0	100
18.	Умеренно жёсткая.	3,0	6,0	100
19.	Жёсткая.	6,0	9,0	50
20.	Очень жёсткая.	9,0	13,5	50

Проанализировав таблицы 2 и 3 возможно сделать вывод — возможно чётко определить направления варьирования рецептурных сортовых параметров муки и входных параметров жёсткости воды. Немаловажным дефектом данных статистических данных является широкий размах, (2-400%) отклонений

входных данных сырья хлебопекарного, кондитерского и макаронного производств [4]. Класс задач ТММ, связанный с поиском новых рациональных функциональных связей, связан с целью поиска более эффективных конструкторско-технологических решений. Получение дополнительной эффективности существенно превышающей дополнительные, ныне существующий уровень ТММ, связан с новым техническом решением или принципом действия без исчерпания возможностей предыдущего технического решения или принципа действия. Он выражается в объединении в единую теоретическую основу [1,5,6] энергетики воздействия ТММ и качественных преобразований теста. Допущения и ограничения объединяются в критерий интенсивности перемешивания Кп рабочей ёмкости. Проведём расчёт:

$$\mathbf{К_П} = \frac{\mathbf{У}}{\boldsymbol{\tau}}. \quad (1)$$

где: $\mathbf{К_п}$ – интенсивность перемешивания, с-1;

$\boldsymbol{\tau}$ – продолжительность перемешивания, с.

У – степень перемешивания, %. Определяем по уравнению:

$$\mathbf{У} = (\mathbf{X_1} + \mathbf{X_2} + ... + \mathbf{X_i} + ... + \mathbf{X_n}) / \sum_{n=0}^{\infty} \mathbf{n}. \quad (2)$$

где, **n** – число взятых проб.

X – относительная концентрация ключевого компонента во взятых пробах, %.

В свою очередь $\mathbf{X_i}$ представляет собой отношение

$$\mathbf{x_i} = (\boldsymbol{\Phi_i} / \boldsymbol{\Phi_o})\mathbf{100}. \quad (3)$$

где, $\boldsymbol{\Phi_i}$ – массовая доля ключевого компонента в пробе, кг/м3;

$\boldsymbol{\Phi_0}$ – массовая доля ключевого компонента в перемешиваемой системе, кг/м3.

Произведём подстановки в уравнение 2 и преобразования на основании допущений — наиболее весомыми частями по массе являются 4 компонента. При реализации технологии основными являются следующие компоненты: $\boldsymbol{\Phi_1}$ – мука; $\boldsymbol{\Phi_2}$ – вода; $\boldsymbol{\Phi_3}$ – дрожжи; $\boldsymbol{\Phi_4}$ – соль.

$$\mathbf{У} = \frac{\mathbf{X_1} + \mathbf{X_2} + \mathbf{X_3} + \mathbf{X_4}}{\mathbf{4}}. \quad (4)$$

$$\mathbf{x_i} = \frac{\mathbf{100}\boldsymbol{\Phi_i}}{\boldsymbol{\Phi_0}} \quad (5)$$

$$\mathbf{У} = (\frac{\mathbf{100}\boldsymbol{\Phi_1}}{\boldsymbol{\Phi_0}} + \frac{\mathbf{100}\boldsymbol{\Phi_2}}{\boldsymbol{\Phi_0}} + \frac{\mathbf{100}\boldsymbol{\Phi_3}}{\boldsymbol{\Phi_0}} + \frac{\mathbf{100}\boldsymbol{\Phi_4}}{\boldsymbol{\Phi_0}}) / \mathbf{4}. \quad (6)$$

$$\mathbf{У} = \mathbf{0,25}(\frac{\mathbf{100}\boldsymbol{\Phi_1}}{\boldsymbol{\Phi_0}} + \frac{\mathbf{100}\boldsymbol{\Phi_2}}{\boldsymbol{\Phi_0}} + \frac{\mathbf{100}\boldsymbol{\Phi_3}}{\boldsymbol{\Phi_0}} + \frac{\mathbf{100}\boldsymbol{\Phi_4}}{\boldsymbol{\Phi_0}}) \quad (7)$$

$$\mathbf{У} = \frac{\mathbf{25}\boldsymbol{\Phi_1}}{\boldsymbol{\Phi_0}} + \frac{\mathbf{25}\boldsymbol{\Phi_2}}{\boldsymbol{\Phi_0}} + \frac{\mathbf{25}\boldsymbol{\Phi_3}}{\boldsymbol{\Phi_0}} + \frac{\mathbf{25}\boldsymbol{\Phi_4}}{\boldsymbol{\Phi_0}}. \quad (8)$$

$$\mathbf{У} = \frac{\mathbf{25}}{\boldsymbol{\Phi_0}}(\boldsymbol{\Phi_1} + \boldsymbol{\Phi_2} + \boldsymbol{\Phi_3} + \boldsymbol{\Phi_4}). \quad (9)$$

Энергия расходуемая **ТММ** на степень перемешивания, определяется в зависимости от заданной продолжительности перемешивания $\boldsymbol{\tau}$

$$\mathbf{E} = \mathbf{N_D}\boldsymbol{\tau}. \quad (10)$$

где, **Е** – энергия расходуемая на перемешивание **ТММ**, кВт▪ч;

$\mathbf{N_D}$ – мощность двигателя, приводящего в движение месильный орган **ТММ**, кВт.

Выведем из уравнения 10 заданную продолжительность перемешивания $\boldsymbol{\tau}$

$$\boldsymbol{\tau} = \frac{\mathbf{E}}{\mathbf{N_D}}. \quad (11)$$

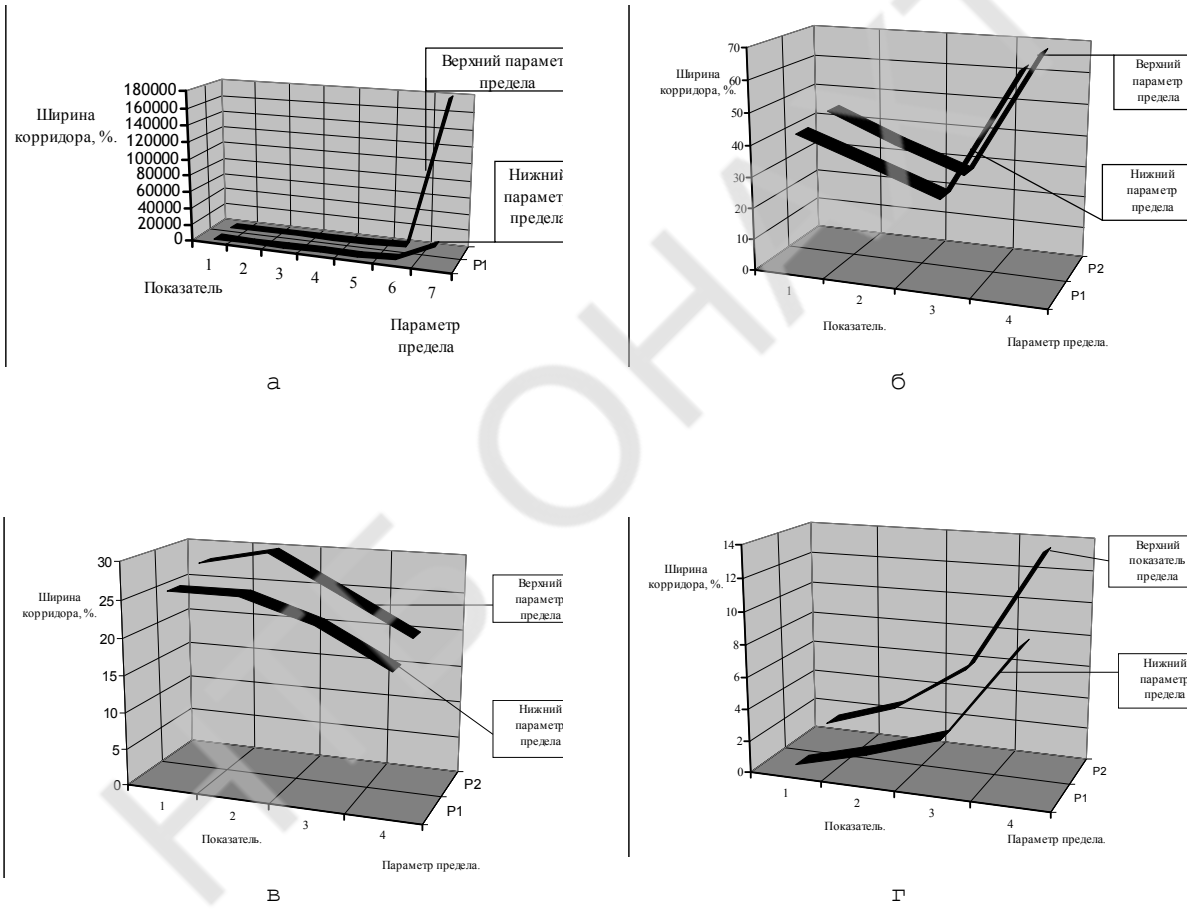
Подставим в уравнение 1 интенсивность перемешивания $\mathbf{К_п}$ степень перемешивания **У** уравнение 2

$$\mathbf{К_П} = \frac{\mathbf{25}(\boldsymbol{\Phi_1}+\boldsymbol{\Phi_2}+\boldsymbol{\Phi_3}+\boldsymbol{\Phi_4})}{\boldsymbol{\Phi_0}} / \frac{\mathbf{E}}{\mathbf{N_D}}. \quad (12)$$

$$\mathbf{К_П} = \frac{\mathbf{25}(\boldsymbol{\Phi_1}+\boldsymbol{\Phi_2}+\boldsymbol{\Phi_3}+\boldsymbol{\Phi_4})}{\boldsymbol{\Phi_0}} \cdot \frac{\mathbf{N_D}}{\mathbf{E}}. \quad (13)$$

$$\mathbf{К_П} = \frac{\mathbf{25N_D}}{\mathbf{E}\cdot\boldsymbol{\Phi_0}}(\boldsymbol{\Phi_1} + \boldsymbol{\Phi_2} + \boldsymbol{\Phi_3} + \boldsymbol{\Phi_4}). \quad (14)$$

Подвергнув анализу вывод интенсивности перемешивания $\mathbf{К_п}$, уравнения 1-14, можно установить зависимость и распределение интенсивности перемешивания $\mathbf{К_п}$ и степени перемешивания **У** при реализации технологической операции замеса хлебопекарного, кондитерского и макаронного теста. Тщательный анализ приобретенных данных показывает, что интенсивность перемешивания $\mathbf{К_п}$ находится в прямой зависимости от энергии передаваемой **ТММ** через месильный орган и дополнительные устройства, а также от качественных, технологических и рецептурных показателей хлебопекарного, кондитерского и макаронного теста. Технологическая операция замеса теста [7] рассматривается как закономерность иерархического исчерпания конструкции **ТММ**, при соблюдении требований к реализации к реализуемым процессам. Существование необходимого научно-технического потенциала даёт возможность перейти к новейшему техническому решению или принципу воздействия на перемешиваемый материал, снабжает приобретение прибавочной результативности, координально повышающая качественные и энергетические показатели ТММ. При этом происходит скачок к новому техническому решению и принципу влияния без исчерпания потенциала, предшествующего техническому решению и принципу деяния. Он базируется на сочетании и моделировании всех факторов, определяющих уровень технологической операции замеса хлебопекарного, кондитерского и макаронного теста, рисунок 2,3.



а – распределение ширины коридора технологических параметров муки; б – распределение коридора крупности помола муки; в – распределение коридора содержания клейковины; 4 – распределение коридора параметров жёсткости воды

Рис. 2 – Структура варьирования входных технологических показателей при реализации процесса замеса теста

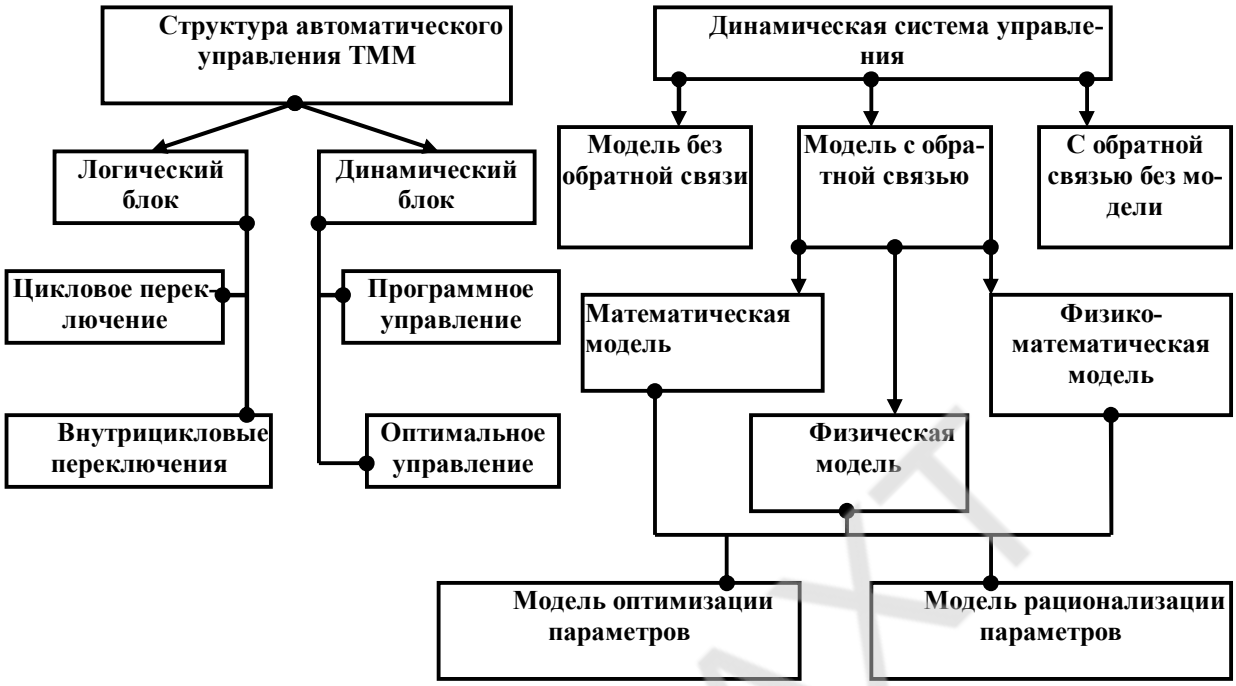


Рис. 3 – Структура автоматизированного управления ТММ с построением уровней классификации достаточного управления энергетического воздействия

Проанализировав рисунок 2 и 3 можно определить структуру варьирования входных технологических показателей при реализации процесса замеса теста. Структура автоматизированного управления ТММ с построением уровней классификации достаточного управления даёт возможность настраивать энергетическое воздействие ТММ в зависимости от поставленной цели хлебопекарного, кондитерского и макаронного производств.

Анализ энергетического воздействия на хлебопекарное, кондитерское и макаронное тесто ТММ позволяет реализовывать идеи, [8] имеющие значительные различия от прототипов. Это требование разрешает освободить эволюционную цепочку от малоинтересных идей конструктивной эволюции. Описание содержит данные: суть критерия, время, причины его возникновения, формула, способ получения критерия, установку шкалы, единицы измерения, диапазон, характер изменения данных критерия в часе. Приведенные критерии обладают связью с анализируемыми классам ТММ с равными или ближними функциями, связью к нескольким классам ТММ с всевозможными функциями, обусловленными групповыми чертами ТММ, располагает связью к ТММ с функцией достаточного управления энергетического воздействия в процессе замеса теста.

Выводы. Получены результаты для определения эффективности энергетического воздейсвтия ТММ, которые находятся во взаимосвязи со структурой варьирования входных технологических показателей. В связи с этим можно сделать следующие выводы:

- дан исчерпывающий анализ теплотехнических характеристик процесса замеса хлебопекарного, кондитерского и макаронного теста;
- определён алгоритм работы ТММ в зависимости от распределения типов работ при реализации замеса теста;
- установлена методика проектирования ТММ;
- обусловлен класс задач ТММ, связанный с поиском новых более рациональных функциональных связей для поиска более эффективных конструкторско-технологических решений;
- установлена зависимость между распределением интенсивности перемешивания Кп и степенью перемешивания У при реализации технологической операции замеса хлебопекарного, кондитерского и макаронного теста;
- определена база моделирования всех факторов, определяющих уровень технологической операции замеса хлебопекарного, кондитерского и макаронного теста.

Литература

1. Янаков В.П. Обґрунтування параметрів і режимів роботи тістомісильної машини періодичної дії: автореф. дис. на здобуття наук. ступеня канд. техн. наук: спец. 05.18.12. – "Процеси та обладнання харчових, мікробіологічних та фармацевтичних виробництв" / В.П. Янаков. – ДонДУЭТ., – 2011. – 20 с.
2. Хассай Д.В. Визначення технологічної ефективності сучасних тістомісильних машин / Д.В. Хассай, В.П. Янаков, М.В. Голованів. Тематич. науч.-техн. сборник. Праці Таврійської держ. агротехн. акад. – Мелітополь.: ТДАТУ. 2012, Вип.13. Т.1. - С.227-234.
3. Івженко А.О. Основні підходи до аналізу тристадійної моделі замісу тіста / А.О. Івженко, В.П. Янаков, Я.В. Самек / Тематич. науч.-техн. сборник. Праці Таврійської держ. агротехн. акад. – Мелітополь.: ТДАТУ. 2013. Вип.13. Вип.13. Т.6. - С.185-196.
4. Янаков В.П. Реализация энергетического воздействия в замесе теста / В.П. Янаков. "Актуальные задачи пищевой промышленности и АПК России в условиях вступления в ВТО" VIII научн-практ. конф., (г. Н.Новгород 18-19 июня 2013г.) / Мин-во образ. и науки РФ, Мин-во с/хоз. и прод. ресурс. Нижегородской обл. Ниж. Инст. технологий и управления (филиал) ФГБОУ ВПО «МГУ техн. и упр. и. К.Г.Разумовского» -2013. Тез. доп. – С. 120-123.
5. Липатов Н.Н. Процессы и аппараты пищевых производств / Н.Н. Липатов. – М.: Экономика, 1987. – 272 с.
6. Кавецкий Г.Д. Процессы и аппараты пищевых производств / Г.Д. Кавецкий, Королев А.В. – М.: Агропромиздат, 1991. – 432 с.
7. Антропова Л.Н. Определение условий реализации первого периода замеса теста / Л.Н. Антропова, В.П. Янаков, Д.В. Степанов / "Прогресивна техніка та технології харчових виробництв, готельного, ресторанного господарств і торгівлі. Економічна стратегія і перспективи розвитку сфери торгівлі та послуг", междунар. научн.-практ. конф. (м. Харків 18 жовтня 2013 року.) / Мин-во освіти і науки, молоді та спорту України, Харк. нац. ун-т харчування та торгівлі - 2012 Тези доп. – Т.1. С. 310-311.
8. Янаков В.П. Определение уровня изменения режимных показателей тестомесильных машин / В.П. Янаков, А.О. Івженко, С.Д. Мазілін "Інформатика та системні науки" V всеукраїнська научн.-практ. конф. (13-15 березня 2014 р.) / Укоопспілки Полтавській ун-т. економіки та торгівлі - 2014. Тези доп. - С. 324-326.

УДК 664.61

КЛАССИФИКАЦИЯ ТЕСТОМЕСИЛЬНЫХ МАШИН И АЛГОРИТМ ИХ ВЫБОРА

Русалин С.М., канд. техн. наук, доцент, Юшко В.Л., д-р техн. наук, профессор,
Кривич Т.Э., магистрант
Государственное высшее учебное заведение « Украинский государственный химико-технологический университет», г. Днепропетровск

Разработана обобщенная классификация тестомесильных машин, отражающая их режимно-технологические и аппаратурно-конструктивные особенности и алгоритм выбора тестомесильных машин, исходя из существующих технологических задач.

The generalized classification of kneading machines, reflecting their technological regime-and hardware-design features and selection algorithm kneading machines, based on existing technological problems.

Ключевые слова: тестомесильная машина, алгоритм выбора, непрерывный процесс, крутое тесто

В хлебопекарной, макаронной, кондитерской промышленности, в сфере общественного питания на различных этапах технологического процесса широко применяются смесительные машины. Процесс перемешивания может осуществляться с различной интенсивностью, частотой воздействия рабочего органа и длительностью в зависимости от конструкции смесителя и свойств обрабатываемых компонентов. Процесс замеса заключается в смешивании составных частей теста (муки, воды, дрожжей, соли, сахара, масла и других продуктов в однородную массу, придании этой массы необходимых физико-механических свойств и насыщении ее воздухом с целью создания благоприятных условий для брожения). Замес не является простым механическим процессом; он сопровождается биохимическими и коллоидными явлениями и повышением температуры теста, при переходе механической энергии в тепло-

вую. Тестомесильные машины в зависимости от рецептурного состава и особенностей ассортимента должны оказывать различное воздействие на тесто и последующее его созревание. От работы тестомесильных машин зависит в итоге качество готовой продукции. Конструкция тестомесильной машины во многом определяется свойствами замешиваемого сырья, например эластично-упругое тесто требует более интенсивного проминания, чем пластичное.

В настоящее время на рынке оборудования предлагается огромное число моделей самых разнообразных тестомесов как импортного, так и российского или украинского изготовления. Каждая из этих моделей оптимально подходит для какого-то определенного производства, как по виду теста, так и по объему производства. Иметь на небольшом предприятии несколько тестомесов довольно не рентабельно.

В этой ситуации актуальной задачей является систематизация и классификация выпускаемых тестомесильных машин и разработка алгоритма действий по выбору оптимальной машины, максимально отвечающей требованиям производства при минимальных затратах.

Известны классификации тестомесильных машин [1-4], отражающие различные аспекты их технологического и конструктивного оформления. Однако, они не в полной мере отражают все многообразие выпускаемых машин. Также эти классификации не отражают системного подхода к функциям и структуре машин и не решают задачу выбора оптимальной машины для конкретных условий эксплуатации.

Авторами разработана обобщенная классификация тестомесильных машин, отражающая их режимно-технологические и аппаратурно-конструктивные особенности и алгоритм выбора тестомесильных машин, исходя из существующих технологических задач.

По режиму работы тестомесильные машины делятся на машины периодического и непрерывного действия. Машины непрерывного действия применяются для крупнотоннажных производств на специализированных хлебопекарных, а также кондитерских предприятиях с высокой производительностью (более 1 тонны в сутки). В этих машинах замес теста происходит одновременно на всех стадиях и участках, по которым тесто продвигается, и выходит оно из машины непрерывным потоком. Машины периодического действия используются в малотоннажных производствах с малой суточной производительностью. Тесто в этих машинах замешивают отдельными порциями через определенные интервалы.

Классификация тестомесильных машин периодического действия

Все классификационные признаки для машин периодического действия можно разделить на режимно-технологические и аппаратурно-конструктивные. Режимно-технологические классификационные признаки тестомесильных машин периодического действия [1-3]:

1. По механизму воздействия на процесс смешения. По механизму воздействия на процесс смешения тестомесильные машины разделяются на машины: с механическим воздействием; с вибрационным воздействием; с ультразвуковым воздействием; с электровихревым воздействием.

2. По интенсивности воздействия тестомесильного органа на обрабатываемое тесто. В зависимости от интенсивности воздействия рабочего органа на обрабатываемую массу месильные машины делятся на три группы: обычные тихоходные; быстроходные (машины для интенсивного замеса теста; супербыстроходные (суперинтенсивные.

3. По типу теста, которое необходимо получить после замеса. По виду приготавливаемых смесей разделяют машины: для дрожжевого или бездрожжевого теста; для крутого теста; для теста для сахарных сортов печенья в кондитерском производстве; для жидкого теста или кондитерских масс с большим содержанием влаги.

Далее тестомесильные машины периодического действия могут быть классифицированы (аппаратурно-конструктивные классификационные признаки):

4. По виду месильного органа. Тестомесильные машины по виду рабочего органа подразделяются на следующие группы группы: S-образные, Z-образные , шнековые, а также планетарные.

5. По режиму движения дежи и мешалки По принципу перемешивания продукта S-образные тестомесы можно подразделить на 3 подгруппы: с движением только месильного органа; с движением (вращением) только дежи; с движением как месильного органа, а также дежи.

6. По типу дежи. По типу дежи тестомесильные машины разделяются: на стационарные месильные емкости (дежи); сменные (подкатные дежи).

7. По типу вращения дежи. Дежи бывают неподвижными, со свободным и принудительным вращением.

8. По расположению оси месильного органа. В зависимости от расположения оси месильного органа различают машины с горизонтальной, наклонной и вертикальной осями.

9. По характеру движения месильного органа. По характеру движения месильного органа бывают машины с круговым, вращательным, планетарным, сложным плоским и пространственным движением месильного органа.

10. По количеству месильных камер. По количеству месильных камер, обеспечивающих необходимые параметры на разных стадиях замеса, различают однокамерные, двухкамерные и трехкамерные тестомесители.

11. По типу системы управления. В зависимости от примененной системы управления тестомесильные машины бывают с ручным, полуавтоматическим и автоматическим управлением.

Классификация тестомесильных машин непрерывного действия

Для тестомесильных машин непрерывного действия выделены следующие классификационные признаки:

1. По интенсивности воздействия тестомесильного органа на обрабатываемое тесто. Данный классификационный признак совпадает с признаком для тестомеса периодического действия.

2. По типу теста, которое необходимо получить после замеса. Этот классификационный признак также совпадает с признаком для тестомеса периодического действия.

3. По количеству месильных камер. По количеству месильных камер, обеспечивающих необходимые параметры на разных стадиях замеса, различают однокамерные и двухкамерные тестомесители.

4. По количеству валов месильного органа. По количеству валов месильного органа различают одновальные и двухвальные тестомесители

5. По расположению вала месильного органа. Различают тестомесы с горизонтальным валом и вертикальным ротором.

6. По виду месильного органа. Выделены лопастные и комбинированные виды месильных органов.

7. По конструкции месильного органа. По конструкции месильного органа различают [4]: одновальные с горизонтальным валом, на котором размещены лопасти различной конструкции (плоские, наклонные, трапециидальные, закрученные и пр.); одновальные с горизонтальным валом; двухвальные с горизонтальными валами, на которых закреплены Т-образные месильные лопасти; двухкамерные двухвальные, на валах которых закреплены винтообразные лопасти; с трехлопастным ротором; с вертикальным цилиндрическим ротором; с дисковым ротором.

По типу системы управления. В зависимости от примененной системы управления тестомесильные машины бывают с ручным, полуавтоматическим и автоматическим управлением.

Предложенная классификация тестомесильных машин непрерывного и периодического действия отражает многообразие выпускаемых машин. Данная классификации построена в соответствии с системным подходом к функциям и структуре машин, ее классификационные признаки отражают элементы алгоритма выбора оптимальной машины для конкретных условий эксплуатации.

Алгоритм выбора тестомесильной машины

Авторами предложен алгоритм выбора тестомесильных машин, исходя из существующих технологических задач (рис.). Алгоритм включает следующие основные этапы.

1. Определение режима работы тестомеса. По режиму работы тестомесильные машины делятся на машины периодического и непрерывного действия. Если создается крупнотоннажное производство выбирается тестомес непрерывного действия. В случае малотоннажного производства, с малой суточной производительностью выбирается тестомес периодического действия.

2. Определение необходимой интенсивности воздействия на тесто.

Может быть выбран обычный тихоходный тестомес, у которых рабочий процесс не сопровождается заметным нагревом теста, на замес расходуется энергия 5—12 Дж/г. Также может быть выбран быстроходный тестомес (машина для интенсивного замеса теста), рабочий процесс сопровождается нагревом теста 5—7 ºС, на замес расходуется энергия 15—30 Дж/г или супербыстроходный (суперинтенсивные) тестомес , у которых замес сопровождается нагревом теста на 10—20 ºС, на замес расходуется 30—45 Дж/г[5,8]. Для цельнозерновых сортов, сортов с высоким содержанием отрубей выбирается медленный и малоинтенсивный тестомес. Для получения плотного теста нужен интенсивный тестомес. Ржано-пшеничное, и в большей степени ржаное, тесто вследствие слабой структуры белков замешивают с интенсивностью 8—10 Дж/г.

3. Определение типа создаваемого теста. На этом этапе определяется какое тесто необходимо приготовить, исходя из перечня планируемых продуктов.Соответственно выбираются машины для дрожжевого или бездрожжевого теста, для крутого теста, для теста для сахарных сортов печенья или для жидкого теста или кондитерских масс.

4. Выбор механизма воздействия на процесс смешения теста. Соответственно выбирается механическое, вибрационное, ультразвуковое или электровихревое воздействие. На этом этапе, зачастую, определяющую роль играет опыт и приоритеты проектировщика или заказчика тестомеса. Наиболее часто и эффективно применяются тестомесы с механическим перемешиванием.

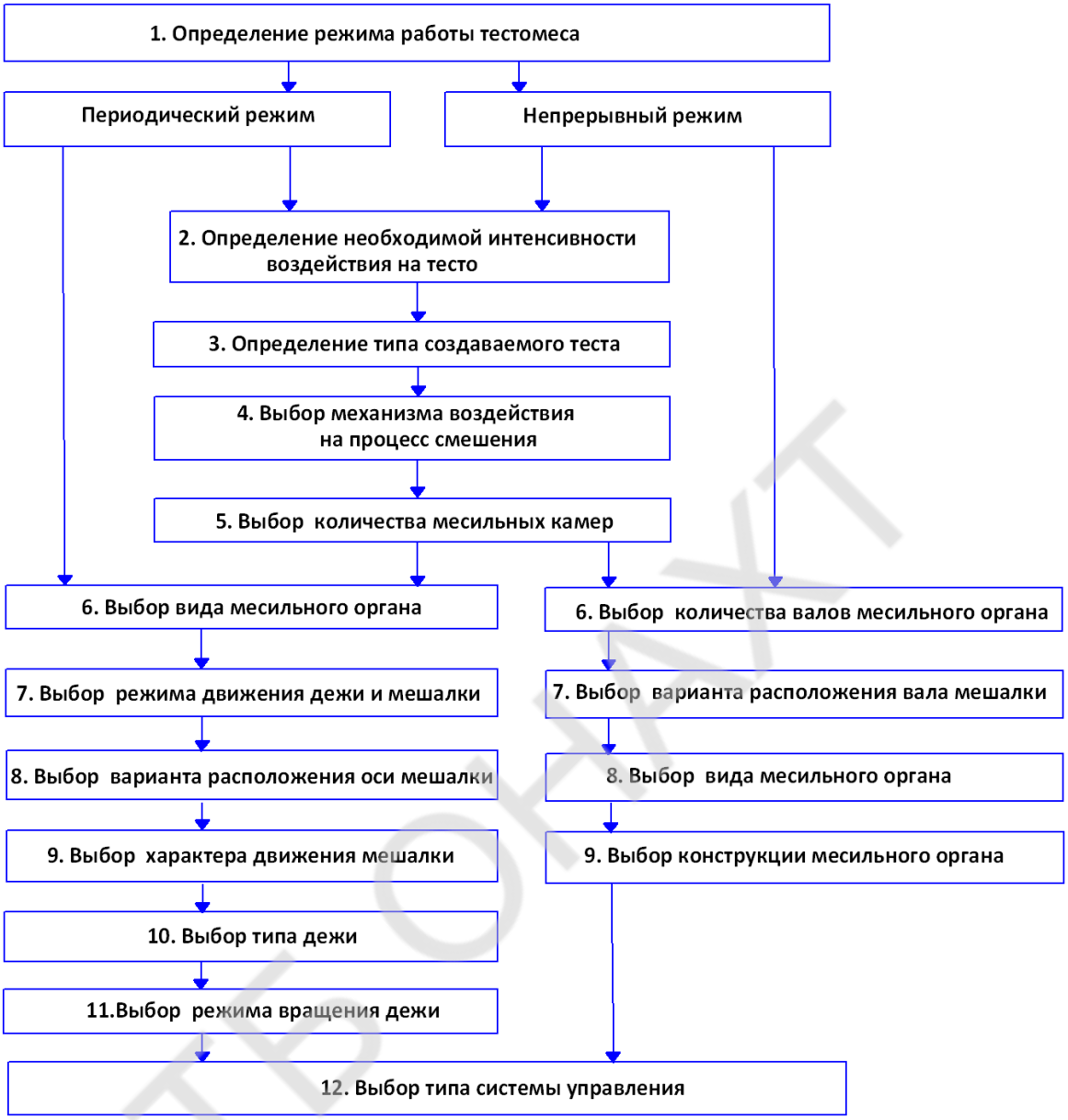


Рис. 1 – Алгоритм выбора тестомесильной машины

5. Выбор количества месильных камер. По количеству месильных камер, обеспечивающих необходимые параметры на разных стадиях замеса, различают однокамерные, двухкамерные и трехкамерные тестомесители.

Далее выбор тестомесов непрерывного и периодического действия несколько отличаются.

Для периодически действующих тестомесов реализуются следующие следующие этапы.

6. Выбор вида месильного органа. Тестомесильные машины по виду рабочего органа подразделяются на следующие группы группы: S-образные, Z-образные , шнековые, а также планетарные [6,7]. S-образные (спиральные) тестомесы применяется для дрожжевого или бездрожжевого теста. Тестомесильная машина для дрожжевого теста используются для замешивания при опарном и безопарном способе приготовления теста. При их помощи вырабатывается большой ассортимент хлебобулочной продукции из пшеничного, ржаного, ржано-пшеничного теста. По относительному движению месильного органа и дежи S-образные тестомесы можно разделяются на 3 подгруппы: с движением только месильного органа; с движением (вращением) только дежи; с движением как месильного органа, а также дежи. В машинах с движением только месильного органа применяется один электродвигатель, движение от которого передается напрямую месильному органу. Такой принцип действия наиболее часто применяется или на тестомесах с маленькими объемами рабочей дежи, или больших тестомесах, которые используют по-

дкатные дежи. Примерный ассортимент продукции, вырабатываемой при помощи тестомесов для дрожжевого теста: батоны, формовые сорта хлеба, подовые сорта хлеба, булочки, кондитерские изделия из сдобного и слоеного теста с начинками или без, пирожки, пироги.

Шнековые (горизонтальные) тестомесы используются для крутого теста. Тестомес для крутого теста применяется при замешивании теста с малым содержанием влаги. Эти машины используются при производстве и выработке большого ассортимента хлебобулочной и другой продукции в хлебопекарной, кондитерской, мясоперерабатывающей продукции. Основная характеристика теста, влияющая на конструкцию этих тестомесильных машин, его низкая влажность. Поэтому данное оборудование имеет более высокую мощность. Такой тестомес обычно является горизонтальным.

Примерный ассортимент изделий, вырабатывающийся при помощи тестомесов для крутого теста: пельмени, вареники, чебуреки, сушки, баранки, бублики, пряники, манты, просфоры в храмах, разнообразные виды макаронных изделий**.** Применяются для перемешивания сухих смесей пищевого назначения, таких как мюсли**.** Находят применение для перемешивания смесей не пищевого назначения, различные порошки, порошкообразные смеси в строительной и других отраслях промышленности.

Тестомесы с Z-образными лопастями (горизонтальные) выбираются для теста для сахарных сортов печенья.

Взбивальные машины (взбивалки) планетарного типа применяются для жидкого теста или кондитерских масс . Взбивальная машина с успехом используется во многих областях пищевой промышленности. Эти машины находят применение в общественном питании, где служат для замешивания теста или смешивания гарниров, таких как картофельное пюре. В производстве полуфабрикатов, а именно для замеса блинного теста при производстве блинчиков с начинками и блинов без начинок. Часто взбивальная машина дополняет кондитерское и хлебопекарное оборудование, например тестомес, находит основное применение в кондитерской и хлебопекарной промышленности, служит при замешивании теста для разных видов кондитерского теста и простого, начинок для кондитерских изделий, глазурей, джемов, приготовления эмульсии при производстве печенья. Незаменима взбивальная машины в производстве тортов, для замешивания бисквитного теста или песочного, взбивания разных кремов**.** Типичная взбивальная машина имеет сменные месильные органы, поднимающуюся и опускающуюся дежу. Месильные органы вращаются планетарно, из-за этой особенности такая машина имеет еще одно название - планетарная взбивальная машина. На предприятиях общественного питания в основном используются спиральные тестомесы. S-образные (спиралеобразные) тестомесы выпускаются довольно широким спектром вместимости дежей — от 5 до 250 л. Обычно, взбивалки имеют большое количество скоростей и сами скорости гораздо выше. Некоторые модели могут быть оборудованы вариатором скорости вращения. Это устройство, позволяющее плавно изменять скорость вращения от минимальной до максимальной. Это предоставляет дополнительное удобство в работе.

7. Выбор режима движения дежи и мешалки. По принципу перемешивания продукта S-образные тестомесы можно подразделяются на 3 подгруппы: с движением только месильного органа; с движением (вращением) только дежи; с движением как месильного органа, а также дежи. У тестомеса с вращением только дежи - дежа в процессе работы вращается вокруг собственной оси. Месильным органом служит Г-образный рычаг из металла, который в нерабочем положении поднят, а в рабочем положении опущен в дежу. Конструкция этих машин имеет свои достоинства и недостатки. Из достоинств стоит упомянуть малые габаритные размеры и массу, что оказывается полезным в условиях ограниченных производственных площадей, возможность применения при перемешивании других смесей и масс, например мясного фарша. Такой тестомес часто используется на маленьких производствах с большим и разнообразным ассортиментом выпускаемой продукции. В таких условиях применение этих тестомесов является целесообразным. Играет большую роль дешевизна, простота конструкции и эксплуатации аппаратов этих моделей. В тестомесах с движением месильного инструмента замес осуществляется за счет вращения месильного инструмента, подключенного к электродвигателю. Этот вид замеса целесообразно применять в тестомесах с небольшим объемом дежи, а также в больших тестомесильных машинах с подкатной дежой (которую нельзя механически подсоединить к редуктору тестомеса). В тестомесах совместного движения движется и месильный инструмент и емкость с компонентами теста. Обычно это тестомесы с большой емкостью дежи, и они могут отличается не только типом вращения, но и имеющимся количеством двигателей (обычно это два мощных электродвигателя). Главное преимущество данного вида тестомесов – высокое качество промеса [8 – 9].

8. Выбор варианта расположению оси месильного органа. В зависимости от расположения оси месильного органа различают машины с горизонтальной, наклонной и вертикальной осями.

9. Выбор характера движения месильного органа. По характеру движения месильного органа бывают машины с круговым, вращательным, планетарным, сложным плоским и пространственным движением месильного органа.

10. Выбор типа дежи. Далее выбирается тип дежи - тестомес со стационарной дежой или тестомес со сменными дежами. Дежа бывает стационарной, такое характерно для машин небольшой производительности. Это один из самых популярных вариантов тех, кто решил купить тестомес для малотоннажного приозводства. Конструкция его такова: дежа прикреплена к корпусу и составляет вместе с ним цельную конструкцию. Производительность тестомеса зависит от объемов дежи: масса теста может варьироваться от пяти до сотен килограмм. От объема дежи зависит еще и то, насколько труден процесс выгрузки теста из аппарата. Для удобства выгрузки теста из дежи, существует специальное устройство – дежеопрокидыватель. Данное устройство позволяет поднимать дежу на высоту стола или тестоделительной воронки и автоматически опрокидывать тесто. Опрокидыватель может идти вместе с тестомесом, либо поставляться отдельно.

Дежа может быть подкатной, что характерно для машин средней и большой производительности. Подкатная дежа может иметь объем 140 литров или 330 литров. Когда речь идет о небольших объемах замеса, операции технологического процесса выполняются в основном вручную в стационарных дежах. Совсем наоборот, когда речь заходит о большой производительности, вот здесь и является необходимой конструкция дежи на подкатах. Благодаря этому легко осуществляется транспортировка на территории пекарни, выгрузка теста из дежи при помощи дежеопрокидывателя.Достоинством машин с подкатными дежами является их универсальность. (замешивают даже халву). Недостатком - ручной труд для перекатывания деж, потребность заглубления пола для привода площадки и необходимость специального пола (обычно металлические плиты) для перекатывания дежи. Данный тестомес очень универсален. Благодаря тому, что есть возможность использовать несколько деж – производительность тестомеса значительно повышается. Также при помощи дежи, можно транспортировать тесто к месту дальнейшей переработки. Использование тестомесов с подкатной дежой существенно удобнее, чем с самоопрокидывающейся дежой. Ведь, благодаря этому, их можно применять на производствах, где производится широкий ассортимент продукции. Также это дает очень существенную экономию времени – так как перед следующим замесом нет необходимости ждать, пока выгрузят тесто и произведут чистку (но для этого нужно купить еще и несколько сменных деж).

11. Выбот режима движения дежи. Дежи бывают неподвижными, со свободным и принудительным вращением Неподвижные дежи обычно применяются в тестомесах для крутого теста или тестомесах с месильным и инструментом, совершающим планетарное движение. Дежи со свободным вращением поворачивается за счет того, что движение от месильного органа передаётся через тестовую массу деже при замесе (у дежи нет трансмиссии, соединенной с двигателем тестомеса). Дежа с принудительным вращением движется благодаря приводным механизмам, связанным с электродвигателем тестомеса. Этим повышается производительность тестомеса благодаря независимым приводам, имеющихся у дежи и мешалки.

12. Выбор типа системы управления. В зависимости от примененной системы управления тестомесильные машины бывают с ручным, полуавтоматическим и автоматическим управлением. Система автоматического управления значительно упрощает эксплуатацию тестомесильной машины, создает многоскоростной режим замеса, обеспечивает оптимальную эффективность технологических операций. Тестомесильные машины с автоматическим или полуавтоматическим режимом работы оснащены пультом управления, позволяющим программировать и запоминать режимы работы для замеса различных рецептур теста, переключать режимы скоростей в любой последовательности.

Для непрерывно действующих тестомесов реализуются следующие этапы.

Выбор количества валов месильного органа. Выбирают одновальные или двухвальные тестомесители.

Выбор варианта расположения вала месильного органа. Выбирают тестомесы с горизонтальным валом или вертикальным ротором.

Выбор вида месильного органа. Выбирают лопастной или комбинированный вид месильного органа.

Выбор конструкции месильного органа. Альтернативные варианты конструкций месильного органа приведены выше в классификации.

Таким образом, используя данный алгоритм при выборе конструкции тестомесильной машины, представляется возможным осуществить оптимальный или приближенный к оптимальному выбор тестомеса, максимально отвечающего требованиям создаваемого или реконструируемого производства. К сожалению, отдельные этапы алгоритма затруднительно формализовать и целесообразно использовать эвристические и эмпирические наработки и опыт проектировщика или заказчика. При создании соответствующих баз знаний даннай алгоритм может быть положен в основу разработки программного обеспечения по разработке и выбору тестомесильных машин.

Выводы. Разработана обобщенная классификация тестомесильных машин, отражающая их режимно-технологические и аппаратурно-конструктивные особенности. Предложен и апробирован алгоритм выбора тестомесильных машин, исходя из существующих технологических задач.

Литература

1. Калачев М.В., Чернов М.Е. Оборудование отрасли. Технологическое оборудование отрасли (хлебобулочных и макаронных предприятий). Учебно-практическое пособие. – М., МГУТУ, 2004.
2. Андреев А.Н. Производство сдобных хлебобулочных изделий. – СПб.: ГИОРД, 2003. – 480 с.
3. Машины и аппараты пищевых производств. В 2 кн. Кн. 1: Учеб. Для вузов/С.Т. Антипов, И.Т. Кретов и др.; - М.: Высш. шк., 2001.- 703 с.
4. Лисовенко А.Т. Технологическое оборудование хлебозаводов и пути его совершенствования. – М.: Легкая и пищевая пром-сть, 1982. – 208 с.
5. Остриков А.Н., Парфеннопуло М.Г., Шевцов А.А. Практикум по курсу «Технологическое оборудование»/ Воронеж. Гос. Технол. Акад. – Воронеж, 1999. – 424 с.
6. Азаров Б.М. Технологическое оборудование хлебопекарных и макаронных предприятий: Учеб. пособие /Б.М. Азаров., А.Т. Лисовенко., С.А. Мачихин– М.:Агропромиздат, 1986. – 263 с.
7. Головань Ю.П. Технологическое оборудование хлебопекарных предприятий. - М.: Легкая и пищевая промышленность, 1983. – 432 с.
8. Ауэрман Л.Я. Технология хлебопекарного производства/ – СПб: Профессия, 2002. – 416 с.

УДК 62 229. 316. 0002. 51

ЕКСПЕРЕМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ВПЛИВУ НАДВИСОКОЧАСТОТНОГО ПОЛЯ НА ПЕРВИНИЙ ПРОЦЕС ОЧИСТКИ СОНЯШНИКОВОЇ ОЛІЇ

Осадчук П. І., канд. тех. наук, доцент
Одеський державний аграрний університет, м. Одеса

У статті проаналізовано механіз впливу надвисокочастотного поля на процес первинної очистки сняшникової олії шляхом фільтрації та центрифугування. Отримано оптимальні технологічні параметри проведення процесу з використанням НВЧ поля..

The article analyzes the mechanism of influence of microwave field on the primary process Clear-ing snyashnykovoyi oil by filtration and centrifugation. An optimal technological parameters of the process using microwave fields.

Ключові слова: олія, надвисокочастотне поле, потужність, фільтрування.

Соняшникова олія це продукт повсякденного вжитку, від якості якого залежить наше здоров'я.

Серед факторів які формують якість рослинних олій розрізняють сировину і технологію виробництва.

Показники якості однойменних олій тісно зв'язані із ступенем їх очищення.

Наприклад, нерафіновані олії мають інтенсивне забарвлення, яскраво виражений смак і запах, в них спостерігається мутнуватість і видима кількість осаду, що обумовлено супутніми речовинами.

В протиставлення цьому, рафіновані олії прозорі, позбавлені осаду, менше забарвлені і не мають характерного їм смаку і запаху, у випадку використання дезодорації.

Згідно з стандартом, рослинні олії, по їх органолептичним і фізико-хімічним показникам поділяють на сорти. Рафіновані олії випускають одним сортом.

При оцінці якості рослинної олії по фізико-хімічним показникам найбільш важливими являються: колірне число, кислотне число, масова частка вологи і летючих речовин, масова частка фосфоровмісних речовин.[1]

Органолептичні показники значимі при визначенні типу та сировинної приналежності рослинних олій., фізичні – при ідентифікації рослинних олій, виявляють показник переломлення, в'язкість, температуру застигання.

Показник переломлення. Рослинні олії здатні переломлять промінь світла, при чому переломлююча властивість різна для кожного з різновидів олій.

Із чисел, визначаємих в рослинних оліях, значущими для експертизи являються число омилення та йодне число, по величині котрих можна судити про чистоту і природу рослинної олії.

Йодне число являється важливим хімічним показником. По величині якого судять про кількість насичених та ненасичених кислот: - чим більше їхнього вмісту тим більше значення набуває йодне число.

Кислотне число виражається кількістю мг 0, 1N розчину лугу, здатного нейтралізувати вільні жирні кислоти, що містяться в 1 г олії. Вільні жирні кислоти накопичуються в олії внаслідок гідролізу гліцеридів, кислотне число є сортовим показником олії.

Масова частка фосфоромістних речовин характеризує наявність в олії фосфоліпідів і виражається у відсотках.

Масова частка вологи і летких речовин є видовим і сортовим показником олії.

Якісна проба на мило дає можливість визначити його залишки в олії після проведення лужної нейтралізації, сепарування і промивання жиру. Мило в харчовій олії не допускається.

Наявність речовин, що не омилюються, характеризує наявність в олії токоферолів, стеринів, вуглеводнів (глікозити, сквален, арахіден та ін.), каротиноїдів тощо.

Вміст пестицидів, важких металів, мікотоксинів у олії не повинен перевищувати кількостей, передбачених Санітарно-гігієнічними нормами та чинними стандартами.

Фальсифікацію, змішування різних видів і найменувань олії визначають за допомогою показника заломлення, йодного числа тощо.

Дефекти олії: сторонній смак і запах, присмак гіркоти, затхлий запах, прогірклий смак і запах оліфи.

Бракується олія, що має невідповідні фізико-хімічні показники, вміст пестицидів, важких металів, мікотоксинів, вищий від допустимих кількостей.

Левова частка всіх показників якості припадає на процес очищення. Отож чим краще очищена олія – тим вона якісніша, в певній мірі.

Очищення (рафінація) рослинних олій. Отриманні рослинні олії містять різні механічні домішки, супутні речовини, білкові, слизисті, ароматичні речовини, пігменти, можуть містити продукти розпаду жирів (вільні жирні кислоти і продукти їх окислення) та інші. Багато з них забезпечують специфічний запах, смак і колір олій. Використовувані для харчових цілей рослинні олії мають бути нейтральними.

Рафінація рослинних олій покликана виділити з них негативні домішки і речовини, які впливають на показники якості готового продукту.

В залежності від призначення олії, її піддають повній або частковій рафінації різними способами, в основі яких лежать фізико-хімічні процеси.

Основні операції при повній рафінації харчових жирів це: механічна очистка, гідратація, щелочна обробка, відбілювання і дезодорація.

Відтак олію характеризують за ступенем рафінації. Перша ступінь механічна обробка.

При механічній обробці із олії видаляють зважені частки (частинки жмиху, шроту та інші).

Таке очищення проводять відстоюванням, фільтруванням або центрифугуванням, іноді з використанням декількох операцій.

Відстоювання проходить в циліндричних баках з конічним дном. В процесі витримки з олій відділяються механічні домішки, вода а також частково випадають в осад фосфатиди і слизисті речовини. Відстоювання олій являється довготривалим процесом.

Для прискорення процесу відстоювання використовують процес фільтрування або центрифугування. Олію примусово пропускають через фільтр-преси, фільтруючим елементом яких є особливі тканини (бельтинг – тканина) і штучне волокно.

Найшвидшим способом являється центрифугування. Коли через неоднакові властивості супутніх речовин олій, вони відділяються у процесі впливу відцентрових сил.

Наступна ступінь – видалення фосфатидів (гідратація). Така обробка робить олію прозорою, після чого вона називається товарною гідратованою. Нижче приведена схема гідратації олії.

Проаналізувавши всі методи очищення олії, - важко не помітити складності технології очищення олії, масштабів та складності конструкцій та обладнання для проведення цих робіт, об'ємів затрат людської праці по обслуговуванню цих систем, і в наслідок величезних затрат матеріальних коштів для отримання якісної олії.

Спираючись на літературні джерела в галузі сільського господарства та харчової промисловості, дуже мало вивчали вплив фізичних полів на процеси очищення олій. А дослідження впливу надвисокочастотних хвиль, на очищення олій, взагалі не було знайдено.

Джерелом надвисокої частоти можуть бути різні енергетичне устаткування, як промислового так експериментального типу.

Проведення наукового експерименту з використанням надвисокочастотного поля для очистки соняшникової олії являло собою наступне.

Проводили обробку НВЧ полем соняшникову олію перед філтер- пресом з урахуванням доведення об'єму використаної олії до потрібної температури, яка регламентована проведенням технологічного процесу у звичайному режимі. Після фільтрації проводили зважування отриманого осаду. Проводили також обробку НВЧ полем перед центрифугою до потрібної температури, яка регламентована проведенням технологічного процесу у звичайному режимі.

Досліди проводились на устаткуванні для опромінення надвисокочастотним електромагнітним полем. Основні технічні характеристики:

1. Габаритні розміри установки – 800* 515*1000
2. Матеріал камери - харчова нержавіюча сталь
3. Матеріал корпуса – нержавіюча сталь з порошково – полімерним покритям.
4. Напруга живлення – 220 В.
5. Потужність - до 3 кВТ
6. Робоча чистота системи – 2465 МГЦ
7. Рівень шуму на відстані 1 метр від установки – 70 дБа.

Результати експериментів приведені у таблицях 1 – 4.

Таблиця 1 – Показники досліджень впливу потужності СВЧ поля при заданій кількості олії на час нагріву до необхідної температури

№ експерименту	Кількість олії у літрах	Потужність НВЧ поля кВТ	Час обробки, мин	Температура, ^{0}С
1	50	0,5	10	50
2	50	1	8	50
3	50	1,5	6,2	50
4	50	2	4,5	50
5	50	2,5	3,2	50
6	50	3	2,9	50

Таблиця 2 – Показники досліджень впливу НВЧ поля на олію при різній температурі та різній потужності поля

№ експерименту	Кількість олії у літрах	Потужність НВЧ поля, кВТ	Час обробки, мин	Температура, ^{0}С	Кількість маси отриманого осаду, гр.
1	50	2,5	72	20	70
		1	194	20	
2		2,5	58	30	
		1,5	124	30	
3		2,5	44	40	
		2	78	40	
4		2,5	26	50	
		2,2	37	50	
5		2,5	21	60	
6		2,5	19	65	

Таблиця 3 – Показники досліджень впливу потужності поля на кількість отриманого осаду з олії за певний час фільтрації

№ експерименту	Кількість олії у літрах	Потужність НВЧ поля, кВТ	Час обробки, мин	Температура, ^{0}С	Кількість маси отриманого осаду, гр
1	50	0,5	30	50	31
2	50	1	30	50	45
3	50	1,5	30	50	58
4	50	2	30	50	67
5	50	2,5	30	50	72
6	50	3	30	50	74

Таблиця 4 – Показники досліджень впливу НВЧ поля оптимальної потужності на видалення осаду з олії при різній температурі

№ експери-менту	Кількість олії у літрах	Потужність НВЧ поля, кВТ	Час обробки, хв	Температура, ^{0}С	Кількість маси отримано-го осаду, гр.
1	50	2,5	30	20	29
2	50	2,5	30	30	35
3	50	2,5	30	40	43
4	50	2,5	30	50	73
5	50	2,5	30	55	75
6	50	2,5	30	60	76

Проаналізувавши ряд експериментів наведених у таблицях 1- 4, видно що досягнення максимального ефекту по видаленню сухих речовин відбулося при слідуючих технологічних параметрах потужність НВЧ поля 2,5 кВт, час фільтрації 25 хвилин, температура олії при фільтрації 50 ^{0}С. Погрішність теоретичного та практичного експерименту не перебільшує 10 відсотків В порівнянні зі звичайною фільтрацією, при обробці НВЧ полем видалення домішок збільшилось на 15%.

Виходячи з проведених теоретичних та практичних досліджень отримано позитивний результат, який потребує подальших досліджень.

Література

7. Технология производства растительных масел. В. М. Копейковский, С. И. Данильчук, Г. И. Гарбузова и др. под ред. В. М. Копейковского. – М.: Легкая и пищевая промышленность, 1982. – 416 с.
9. Топілін Г.Е., Осадчук П. І., Гальцев В.П. Ефективний метод отримання живої рослинної олії.// Аграрній вісник Причорномор'я: Збірник наукових праць. Вип.. 5(19). - Одеса, 2002.
10. Осадчук П.І., Топілін Г. Є., Гальцев В. П. Гідратація рослинної олії, коагуляція фосфатидів і вощини друк //Аграрний вісник причорномор'я, Технічні науки – 2004 - № 24 – С.28 - 32.

УДК 664.8.022.6

АНАЛІЗ СТРУКТУРИ СОКУ ЯБЛУЧНОГО ПРИ РІЗНИХ СПОСОБАХ ОТРИМАННЯ

Сидоренко О.П., магістрант, Зубрій О.Г., канд. техн. наук, доцент,
Семінський О.О., канд. техн. наук, доцент
Національний технічний університет України
«Київський політехнічний інститут», м. Київ

Подані результати експериментальних досліджень дисперсного складу неосвітленого соку. Отримана диференціальна крива розподілу частинок

Presented results of experimental research dispersion composition not alight juice. The differential curve of distribution of particles is got.

Ключові слова: сік, яблука, освітлення, дисперсний склад.

Раціональне харчування є одним з основних чинників збереження здоров'я людини. Згідно концепції академіка Покровського А.А. щодо збалансованого харчування, добова необхідність води у дорослої людини складає 1750…2200 г. Приблизно половину добової необхідності покривається за рахунок різних напоїв, до складу яких належить і сік. Фруктові соки, а також і натуральні напої на їх основі, забезпечують потрібну необхідність у воді, водночас мають і харчову цінність[1].

В Україні найпоширенішою сировиною для виробництва соків, серед фруктів та ягід є яблука. Окрім цукрів і органічних кислот, до складу яблук входять пектин і дубильні речовини, що сприяють засвоєнню їжі і покращують обмін речовин. Також, з функціональної точки зору, важливим є те, що яблука багаті навітаміни (B_1, B_2, PP, C) і мінеральні речовини (Na, K, Ca, P, Fe, Mg). Склад яблук наведено на рис. 1.

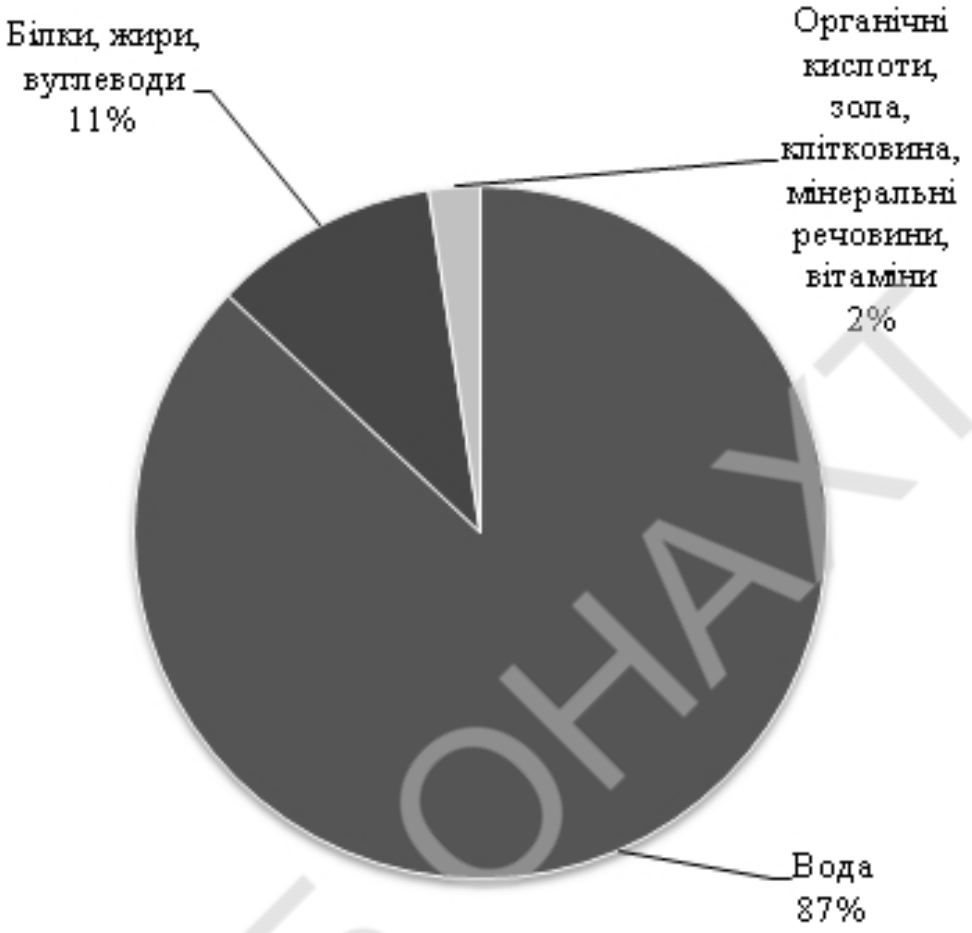


Рис. 1 – Діаграма складу яблук

З яблук виготовляють різні види соків: з м'якоттю, з цукром чи без цукру, освітлений чи неосвітлений. Для збільшення асортименту яблучного соку його змішують з соком інших фруктів та овочів.

У харчовій промисловості найбільшого поширення набули освітлені яблучні соки, що містять менше сухих розчинних речовин що краще втамовують спрагу, мають більш освіжаючу дію ніж соки з м`якоттю[2].

Для виробництва яблучного соку в основному використовують яблука сортів: антонівка, симиренко, боровинка, апорт, ренет. Різні сорти яблук мають різні особливості, оскільки в залежності від сорту в яблуках може значно коливатися склад вітамінів, цукрів та кислот.

Схематично виробництво освітлених яблучних соків у процесовому уявленні зображені на рис. 2.

Рис. 2 – Основні процеси у виробництві освітленого яблучного соку

Для виробництва соку плоди повинні бути дозрілими, оскільки недозрілі плоди дають сік із недостатньою кількістю цукру, вітамінів і ароматичних речовин, і, навпаки, в перезрілих відбувається розпад цукру, кислот та втрата вітамінів. Одержання соку із перестиглих яблук ускладнюється через забивання м`якоттю фільтрувальних матеріалів, внаслідок недостатньо щільної консистенції. Сік погано фільтрується, важко освітлюється в полі сил тяжіння, залишається мутним, тому у виробництві переважно використовують відцентрові сепаратори [3].

При виробництві освітленого соку, після пресування, його необхідно процідити через дрібночарункові сита. Після проціджування сік залишається каламутним через присутність дрібних частинок м'якоті і колоїдів. Самоосвітлення соку, коли каламуть випадає в осад,триває 3…4 місяці.

Інтенсифікувати процес можливо проведенням освітлення соку у полі відцентрових сил методами сепарації або центрифугування.

Для здійснення вибору режиму процесу освітлення необхідно знати фізико-хімічні властивості сировини, в тому числі і дисперсний склад частинок у соці, що освітлюється. Отже робота з визначення дисперсного складу є актуальна.

Дослідження проводились з використанням яблук сорту симиренко. Попередньо з яблук видалялась серцевина. Для дослідження сік був одержаний двома способами. За першим способом сік утворювався шляхом перетирання яблук з подальшим проціджуванням через сито. За другим способом сировина подрібнювалась і піддавалась фільтрації в полі відцентрових сил.

Дослідження структури проб соку, одержаного за першим і другим способами, проводилось методом мікроскопії з визначенням дисперсного складу частинок. Приклади фотографій зразків наведено на рис. 3 та рис. 4.

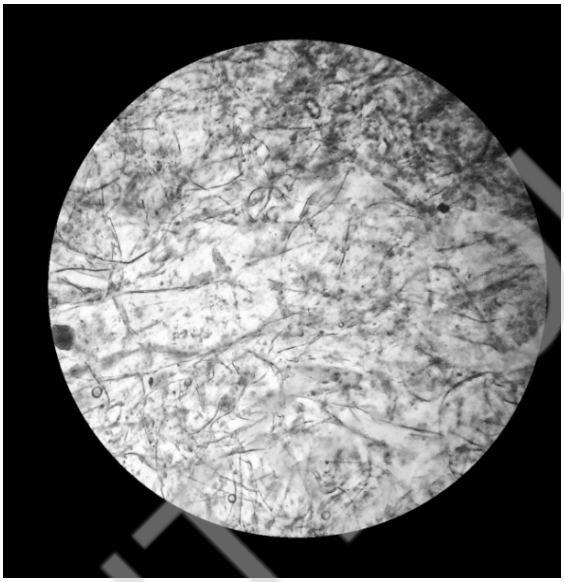


Рис. 3 – Крапля соку під мікроскопом одержаного перетиранням і проціджуванням через сито (збільшення х135)

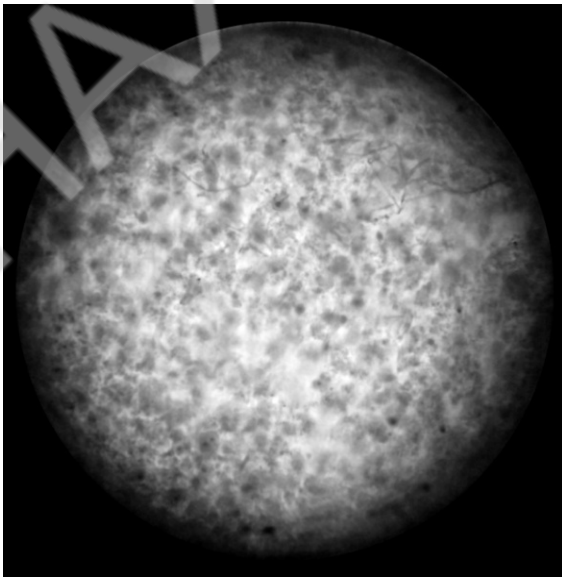
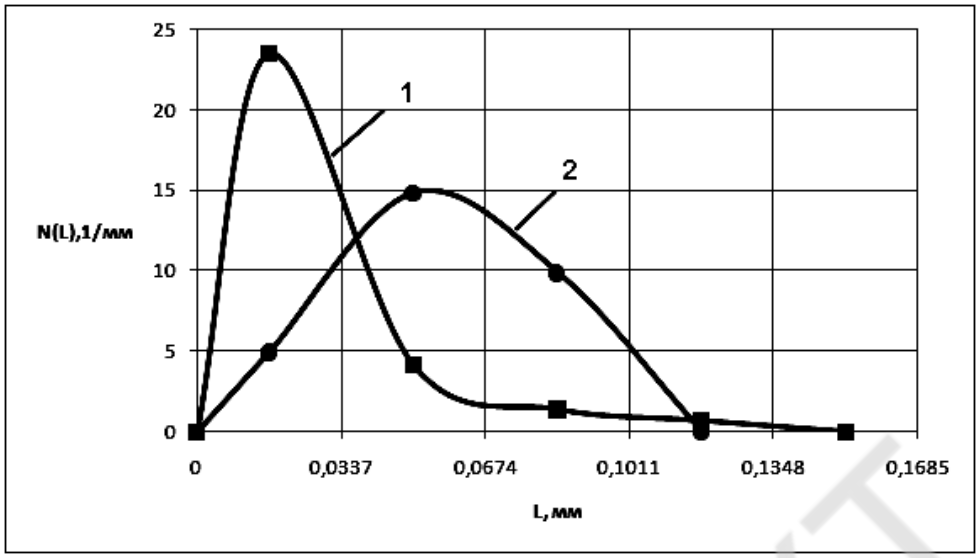


Рис. 4 – Крапля соку під мікроскопом одержаного подрібненням і фільтрацією в полі дії відцентрових сил (збільшення х135)

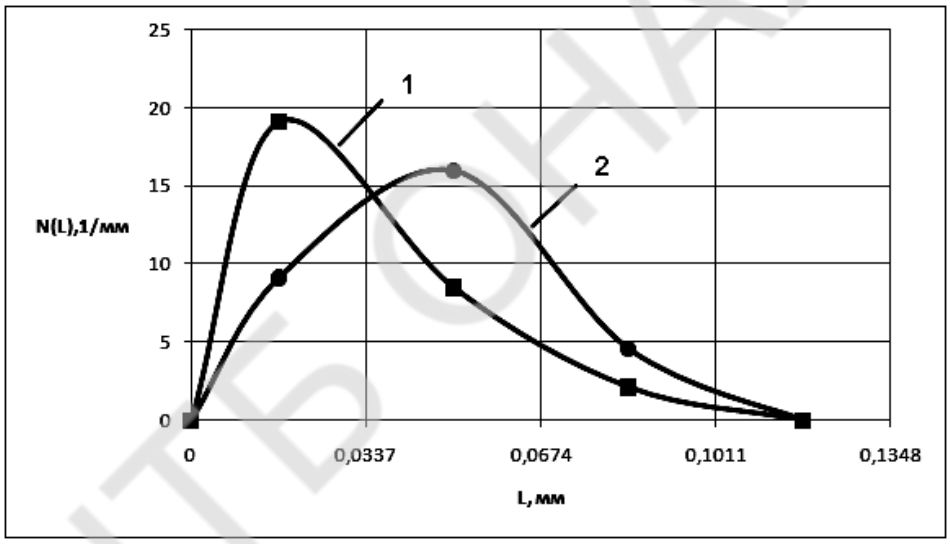
На фотографіях соку чітко видно частинки м`якоті та кожури. За результатами вимірювань встановлене співвідношення кількості частинок м'якоті і кожури. Вимірювання проводились в області розміром 0,3х0,3 мм. В соці отриманого першим способом міститься 88 % кожури і 12 % м'якоті, другим способом 50 % і 50 %.

Аналіз дисперсного складу частинок на основі диференціальних кривих розподілення (рис. 5 і рис 6) вказує на те, що для першого способу одержання соку, як для частинок кожури, так і для частинок м'якоті, графічні зображення розподілень мають вигляд гладких одномодальних кривих, зміщених в область дрібних фракцій з чітко вираженими «хвостами». Ширина розподілення частинок кожури знаходиться в межах 0…150 мкм. При цьому переважна кількість частинок (85 %) вкладається у фракції 0…45 мкм. Характер розподілення для частинок м'якоті при першому способі одержання соку відповідає характеру розподілення для частинок кожури, однак, ширина розподілення знаходиться в межах 120 мкм, а сама крива має менш виражену моду за рахунок збільшення кількості частинок у середніх фракціях.



1 – крива розподілення частинок кожури з проб соку,одержаного перетиранням і проціджуванням;
2 – крива розподілення частинок кожури з проб соку,одержаного подрібненням і фільтрацією в полі відцентрових сил

Рис. 5 – Диференціальна крива розподілення частинок кожури за розмірами:



1 - крива розподілення частинок м'якоті з соку, отриманого перетиранням і проціджуванням;
2 - крива розподілення частинок м'якоті з соку, отриманого подрібненням і фільтрацією в полі відцентрових сил

Рис. 6 – Диференціальна крива розподілення частинок м'якоті за розмірами

При другому способі одержання, розподілення частинок і кожури і м'якоті більш рівномірні по ширині, ніж при першому способі. Розподілення частинок кожури має дзвіноподібний вигляд, а розподілення частинок м'якоті – слабо виражений «хвіст», що проявляється у вигляді деформування западиною правої гілки розподілення. Ширина розподілення кожури менша, ніж у першому випадку, і приблизно відповідає ширині розподілення частинок м'якоті (0…120 мкм), що вказує на більшу рівномірність гранулометричного складу частинок. Разом з цим, моди розподілень частинок при другому способі одержання зміщені вправо на чверть ширини розподілення, як для частинок кожури, так і для частинок м'якоті, порівняно з першим способом, що вказує на суттєве збільшення кількості більш крупних частинок.

Висновки. Проведено дослідження неосвітленого соку отриманого пресуванням і проціджуванням та соку отриманого подрібненням і фільтрацією в полі відцентрових сил. На основі яких визначено дис-

персний склад неосвітленого соку, що дає можливість вибрати режим освітлення в полі дії відцентрових сил.

Література

1. Самсонова А.М., Ушева В.Б. Фруктовые и овощные соки.Техника и технология. – М.: Агропромиздат, 1990. – 287 с.
2. Хімічний склад харчових продуктів. / під. ред. акад. АМН СРСР А.А.Покровський. – М.: Харчова промисловість, 1976. – 228 с.
3. Технологія консервування плодів, овочів, м`яса і риби / Флауменбаум Б.Л., Кротов Є.Г. Загібалов О.Ф. та ін. ; За ред.ФлауменбаумБ.Л. – К.: Вища школа, 1995. – 301с.

УДК 664.643

ВСТАНОВЛЕННЯ ОПТИМАЛЬНИХ РЕЖИМІВ РОБОТИ ХЛІБОПЕКАРСЬКИХ ПЕЧЕЙ

Ковальов О.В., канд. техн. наук, доцент, Миколів І.М., канд. техн. наук, доцент
Національний університет харчових технологій, м. Київ
Федорів В.М., канд. техн. наук, доцент
Кам'янець-Подільський коледж харчової промисловості НУХТ, м. Кам'янець-Подільський

Важливим техніко-економічним показником роботи хлібопекарської печі є питомі витрати енергії на випікання продукції. Аналіз витрат енергії на обігрів пекарної камери і допоміжних механізмів пічного агрегату, дозволяє визначати раціональність конструкції механізмів хлібопекарської печі.

The important technical and economic indicators of the baking oven is the specific energy consumption for baking products. Cost analysis of energy use for heating the baking chamber and the auxiliary machinery heating unit, allows to determine the extent to rationally chosen design of the baking oven.

Ключові слова: хлібопекарська піч, продуктивність, теплота, гріючі гази.

Хлібопекарська піч – один з головних агрегатів, що визначає технічний рівень хлібопекарського виробництва. Піч повинна забезпечувати хорошу якість продукції, високий ступінь механізації, найменші питомі витрати палива, невелику теплову інерцію. У процесі випікання в пекарній камері тепло передається тістовим заготовкам за рахунок випромінювання від поверхонь нагріву, конвекції – від парогазового середовища пекарної камери, теплопровідності – від поду печі до нижньої поверхні тістової заготовки. Хлібопекарська піч може працювати з різною продуктивністю G, при цьому величина питомої витрати палива b = f (G) буде змінюватися. Раціональна робота печі досягається тоді, коли питомі витрати палива досягають мінімального значення.

В промислових печах основною величиною, найбільш чуттєвою до зміни продуктивності, є температура відпрацьованих газів tвід, які йдуть із печі у навколишнє середовище. Значні втрати теплоти з відпрацьованими газами qг визначають зміну витрати палива, що безпосередньо не пов'язане з продуктивністю печі. Тому встановлення раціональної продуктивності печі зводиться до встановлення точної або наближеної залежності величини температури відпрацьованих газів від продуктивності.

Нами проведено дослідження роботи хлібопекарських печей з рециркуляцією продуктів згоряння при змінних режимах роботи. Мета досліджень – встановлення залежності температури відпрацьованих газів від продуктивності печі і визначення раціональної продуктивності для печей даного типу.

Для печей з рециркуляцією продуктів згоряння підвищення продуктивності призводить до збільшення температури відпрацьованих газів, зниження – до зменшення температури відпрацьованих газів. Збільшення температури відпрацьованих газів, що відбувається з ростом продуктивності печі зумовлюється тим, що підвищення продуктивності викликає відповідну зміну теплового потоку в робочу камеру печі. Ця зміна відбувається в результаті збільшення витрати палива і підвищення початкової температури гріючих газів. При цьому зростання сумарної ентальпії газів визначає збільшення тепловіддачі від них, що приводить до росту відпрацьованих газів.

В Національному університеті харчових технологій розроблено конструкторську документацію на тупикову конвеєрну, з канальним обігрівом, хлібопекарську піч марки К-ПХМ-25, яку пропонується встановлювати замість печі ФТЛ-2. Хлібопекарська піч К-ПХМ-25 являє собою металеву блочну конструкцію, з колисковим конвеєром та канальною системою обігріву, з примусовою рециркуляцією газів.

Піч призначена для випікання пшеничного, житнього та житньо-пшеничного хліба. Параметри, що характеризують роботу печі К-ПХМ-25 наведено в табл. 1.

Таблиця 1 – Основні параметри, що характеризують роботу печі К-ПХМ-25

Параметри	Значення
Час випікання τвип, хв	42
Середнє упікання, віднесене до маси гарячого хліба Wвип, %	8,7
Витрата насиченої пари з тиском 0,11 МН/м2 Gп, кг/т	135
Максимальна температура середовища пекарної камери tс, °С	270
Середній вологовміст середовища пекарної камери х, кг/кг	0,5
Температура підігріву колиски Δtк,°С	100
Усереднена на поверхні температура обшивки печі tзаг, °С	40
Середній коефіцієнт витрати повітря: – на виході з топки αт – на виході з гріючих каналів αк – на виході з печі αв	 1,2 2,5 3,0

На дану піч отримано сертифікат відповідності за № UA 1.003.25949-00 Державного комітету України по стандартизації, метрології та сертифікації та розроблені технічні умови ТУ У 19402247-05-01, які затверджені Державним департаментом з нагляду за охороною праці та Українським центром Державного санепідемнагляду.

Хлібопекарська піч К-ПХМ-25 є суцільнометалевою конструкцією, що зібрана з окремих модулів і теплоізольована зовні. Піч складається із завантажувально-розвантажувального пристрою, системи парозволоження та корпусу, зібраного з окремих модулів. Всередині печі розташовано верхній та нижній нагрівні канали, над якими знаходяться відповідно верхній і нижній газоходи, які мають шибери для подачі гріючих газів. Топково-запальниковий блок складається із топки, камери змішування, муфеля, запальника. Тістові заготовки переміщуються колисковим конвеєром. Подача гріючих газів у газоходи пекарної камери відбувається за допомогою вентилятора рециркуляції.

Принцип роботи печі заснований на подачі гріючих газів, які отримані за рахунок згорання палива у топці, в гріючі канали пекарної камери, в якій підтримується задана температура. Випікання тістових заготовок відбувається на колисковому конвеєрі, який разом з тістовими заготовками проходить через пекарну камеру. Конвеєрно-колисковий пристрій містить у собі ланцюговий конвеєр, колиски, пристрій для перекидання колисок (в разі потреби). Готові вироби розвантажуються спеціальним пристроєм і подаються на відвідний транспортер.

Модуль завантаження – розвантаження складається з камери, привідного вала, пристрою для парозволоження, пристрою для видалення парів. Привід складається з електродвигуна, пасової передачі, редуктора, ланцюгової передачі.

Пекарний модуль складається з монтажних секцій, верхньої пекарної камери, нижньої пекарної камери, приєднувальних патрубків. Газоходи пекарних камер мають шибери для регулювання подачі гріючих газів по ширині пекарної камери. Газоходи верхньої пекарної камери мають, крім того, шибер для регулювання подачі гріючих газів, у зону парозволоження. Система парозволоження складається з водяних баків, трубопроводів із регулювальними вентилями, парової гребінки, пристрою для видалення конденсату. Система рециркуляції теплоносія містить напірний короб із запобіжно-вибуховим клапаном, розподільний газохід із шиберним пристроєм для розподілу газового потоку, колектор газів, що відходять, перехідник, вентилятор рециркуляції, пристрій розподілу газів, що рециркулюють.

Модуль натягнення конвеєра складається з камери та вала з натяжними пристроями. У задній стінці є лаз-люк і оглядові люки з підсвічуванням для спостереження за процесом випікання.

Теплоізоляція й обшивка складається з теплоізоляції, обшивки, майданчика обслуговування, драбини, огороджень. Піч теплоізольована зовні мінеральною ватою.

Систему електроавтоматики складають датчики температури та шафа керування, що містить пускову апаратуру, регулятори датчиків температури, реле для продування системи, реле витримки конвеєра.

Піч оснащена контрольно-вимірювальними приладами для вимірювання та контролю параметрів технологічного режиму: температури в пекарній камері, тиску пари, що надходить на зволоження, тривалості випікання, а також, згідно вимог безпеки спалювання газу та рідкого палива, для контролю параметрів процесу горіння палива: тиску газу і рідкого палива, тиску повітря біля пальників, розрідження в топці, температури продуктів згорання в камері змішування, наявності факела та ін.

Запропонована будова печі забезпечує високу ступінь заводської готовності, зменшує витрати палива та вагу печі. Технічна характеристика розробленої хлібопекарської печі К-ПХМ-25 наведена в табл. 2.

Таблиця 2 – Технічна характеристика хлібопекарської печі К-ПХМ-25

Назва показника	Значення
Продуктивність, кг/год, не менше:	
– батон нарізний з борошна пшеничного 1-го гатунку масою 0,4 кг	480
– хліб білий з борошна пшеничного 1-го гатунку масою 0,8 кг, формовий	790
– хліб житньо-пшеничний, масою 0,8 кг, подовий	280
Робоча площа поду, м2	25 ± 1,4
Встановлена потужність, кВт, не більше	8
Габаритні розміри, мм, не більше:	
– довжина	8500
– ширина	4000
– висота	3600
Маса металоконструкцій, кг, не більше	8500
Питомі витрати умовного палива, кг/кг, не більше	0,05
Питомі витрати електроенергії, Вт·год/кг, не більше	14
Питомі витрати пари, кг/кг, не більше	0,2
Показники надійності печі:	
– середнє напрацювання на відмову, год, не менше	600
– середній ресурс до капітального ремонту, років, не менше	3
– коефіцієнт технічного використання, не менше	0,9

Науковцями Національного університету харчових технологій буда досліджена робота даної печі, яку встановлено на Ялтинському хлібокомбінаті КППХП “Кримхліб”. Під час дослідження визначали технологічні параметри напівфабрикатів (закваски, тіста, тістових заготовок): вологість, температуру, тривалість бродіння, тривалість вистоювання та випікання, кислотність. Якість готової продукції оцінювали за органолептичними (стан поверхні хліба, структура пористості, еластичність та пропеченість м’якуша, товщини скоринки) та фізико-хімічними (вологість, кислотність, пористість) показниками.

З метою визначення вхідних шуканих величин і функції відпрацьованих газів від продуктивності для хлібопекарських печей з рециркуляцією продуктів згоряння проведені дослідження, при змінних режимах, на печі К-ПХМ-25. Дослідження проводили при випіканні хліба “Дарницького” подового масою 0,8 кг у діапазоні змін продуктивності G = 0,069…0,079 кг/с, що складає G = 100…115 %, в тому випадку, якщо за 100 % прийняти навантаження G = 0,069 кг/год. У топці спалювали паливо пічне побутове, що відповідає ТУ 38.101656-67. Параметри роботи печі були практично постійними в дослідженому діапазоні навантажень печі.

Для оцінки режиму випікання в печі здійснювали вимірювання температури середовища пекарної камери, відносної вологості середовища, температури центра м’якуша хліба і скоринки. Під час дослідження визначали упікання, продуктивність печі, витрати палива, пари і електроенергії. Вимірювання температури тіста-хліба визначали безперервно за допомогою батареї мідь-константанових термопар. Результати досліджень наведено в табл. 3.

Таблиця 3 – Визначення упікання хліба по ширині колиски

№ колиски	Вага тістової заготовки по ширині колиски, г							Вага хліба по ширині колиски, г						
	1	2	3	4	5	6	7	1	2	3	4	5	6	7
4	920	920	925	920	925	920	920	830	825	840	840	840	830	835
12	915	925	920	920	925	920	920	825	830	830	835	830	820	825
22	920	925	915	915	925	915	915	840	835	835	835	840	835	835
№ колиски	Упікання, г							Упікання, %						
	1	2	3	4	5	6	7	1	2	3	4	5	6	7
4	90	95	85	85	80	90	85	9,7	10,3	9,1	8,6	9,1	9,8	9,2
12	90	95	90	85	95	95	95	9,8	10,2	9,7	9,2	10,2	10,4	10,3
22	80	90	80	80	85	85	80	8,6	9,7	8,7	8,7	9,1	9,2	8,7

В табл. 4. представлено результати досліджень зміни температури відпрацьованих газів tвід залежно від продуктивності та зміни втрати теплоти з відпрацьованими газами qг.

Таблиця 4 – Залежність температури відпрацьованих газів від продуктивності печі

№ п/п	Продуктивність, кг/с	Температура відпрацьованих газів, °С	Втрати теплоти з відпрацьованими газами, %
1	0,069	302	7,6
2	0,072	318	7,9
3	0,076	322	8,2
4	0,079	340	8,5

Аналіз експериментальних даних свідчить, що залежності температури відпрацьованих газів і втрати теплоти з відпрацьованими газами від продуктивності G виявилися лінійними. При цьому середня температура відпрацьованих газів tвід, з урахуванням продуктивності пальника, апроксимується такою розрахунковою залежністю: tвід = 219 + 1486·G.

Лінійну залежність температури відпрацьованих газів від продуктивності печі можна пояснити, проаналізувавши характер зміни основних експериментальних і розрахункових параметрів роботи хлібопекарської печі К-ПХМ-25. В табл. 5. представлено результати досліджень чотирьох характерних режимів роботи печі, що лежать на границях і в середині досліджуваного діапазону продуктивності.

Таблиця 5 – Результати досліджень режимів роботи хлібопекарської печі

Параметри	Режими обігріву			
	1	2	3	4
Навантаження G, % (кг/с)	100 (0,069)	105 (0,072)	110 (0,076)	115 (0,079)
Витрата палива В, м3/год	40,2	44,0	47,5	48,0
Температура робочих газів tр, °С	530	552	580	595
Об'єм рециркуляційних газів Vрц, м3/м3	94	89	81	78
Коефіцієнт витрати повітря в робочих газах αр	2,9	2,86	2,82	2,8
Коефіцієнт рециркуляції r	2,74	2,59	2,36	2,28
Тепловіддача продуктів згорання ΔI, МДж/м3	20,4	19,7	19,2	18,7

На підставі експериментальних даних (табл. 5) розраховано складові теплового балансу печі. Втрати теплоти на нагрівання вентиляційного повітря визначали при середній продуктивності 107,5 %. Розрахунок питомої теплоти свідчить, що витрати теплоти при роботі хлібопекарської печі складають, кДж/кг :

– на випікання, q1п.к. – 438;
– на перегрів пари, q2п.к. – 104;
– на нагрівання вентиляційного повітря, q3 – 259;
– на нагрівання транспортних пристроїв, q4 – 80;
– втрати теплоти в навколишнє середовище, q5 – 42.

Сумарна тепловіддача складає ΣQ = 156,2 кВт.

Ці дані використовуються при обчисленні тепловіддачі гріючих газів у робочу камеру.

Наступним нашим завданням було, використовуючи одержані аналітичні й експериментальні співвідношення, визначити витрати палива на холостий хід печі, тобто на роботу печі з нормальними теплотехнічними параметрами (температура в пекарній камері), але без вироблення продукції. Обрахунки витрат палива на холостий хід печі свідчать, що Вх = 9,13 м3/год.

Коефіцієнт холостого ходу печі визначаємо як відношення витрат палива на холостий хід печі до витрат палива при нормальній (розрахунковій) продуктивності печі. Коефіцієнт холостого ходу печі складає 0,253 при витраті палива 44,0 м3/т.

Розраховані величина витрати палива на холостий хід і коефіцієнт холостого ходу печі можуть бути використані в економічних розрахунках, пов'язаних із плануванням роботи печей і підтримки їх у гарячому резерві.

Загалом, оптимізація використання теплоти продуктів згорання є надзвичайно важливим завданням хлібопекарського виробництва, адже в середньому для випікання 1 т хліба необхідно 50…65 кг умовного палива, з цієї кількості корисно використовуються тільки 30…32 %. За кількістю палива, витраченого на роботу печей, хлібопекарське виробництво лідирує серед інших галузей харчової промисловості, адже з продуктами згорання в атмосферу може видалятися до 30…60 % всієї теплоти. Використання хлібопе-

карських печей з рециркуляцією газів дозволяє економити паливо, таким чином впливаючи на виробничу потужність та економічні показники роботи підприємства.

При розробленні нових енергоощадних печей особлива увага повинна приділялась розв'язанню проблем, від яких значною мірою залежить економічність роботи хлібопекарських печей. Це, передусім, зменшення витрат теплової енергії завдяки:

– зниженню викидів теплоти в атмосферу з вихідними газами;

– зменшенню тепловиділення зовнішніми поверхнями печі;

– раціоналізації автоматизованої системи управління піччю;

– зменшенню нераціональних витрат теплоти в пекарній камері;

– якісному спалюванню палива;

– зниженню витрат пари на гігротермічну обробку тістових заготовок та, відповідно, зменшення витрат теплоти на одержання цієї пари.

Витрати теплоти, що виносяться з печі вихідними газами, безпосередньо залежать від їх кількості та температури. В свою чергу, температура вихідних газів залежить від інтенсивності тепломасообмінних процесів, що проходять в системах обігрівання піччю, як з боку продуктів спалювання палива (в топковому просторі, камері змішування гострих та відпрацьованих димових газів, в робочих нагрівальних каналах), так і безпосередньо в пекарній камері між її середовищем та тістовими заготовками, що в ній випікаються.

В хлібопекарських печах з рециркуляцією газів значна інтенсифікація теплообміну з використанням димових газів забезпечується конструкцією топкових пристроїв та камер змішування, розмірами робочих нагрівальних каналів, конструкціями пристроїв для входу і виходу димових газів, раціональними швидкостями та турбулізацією потоків димових газів тощо. Дослідження параметрів роботи хлібопекарської печі К-ПХМ-25 дозволило встановити лінійну залежність температури відпрацьованих газів від продуктивності печі, що значною мірою впливає на економічність печі за рахунок зменшення витрат палива.

Висновки. Дослідження зміни температури відпрацьованих газів tвід залежно від продуктивності G та зміни втрати теплоти з відпрацьованими газами qг, проведені для тупикової конвеєрної, з канальним обігрівом хлібопекарської печі К-ПХМ-25 при змінних режимах роботи, а також для інших хлібопекарських печах аналогічної конструкції, свідчать, що об'єм рециркуляційних газів з ростом навантаження зменшується. Це відбувається внаслідок того, що вентилятор рециркуляції не може змінювати свої характеристики при зміні продуктивності печі. При цьому зміна теплового потоку в робочу камеру визначається зміною температурного напору від гріючих газів. Це приводить до зміни температури гріючих газів разом з продуктивністю печі, що впливає, внаслідок росту температури відпрацьованих газів, на економічність печі. Для зменшення цього впливу необхідно разом з зміною продуктивності – витрат теплоти змінювати об'єм рециркуляційних газів, зберігаючи кратність рециркуляції.

Література

1. Хромеенков В.М. Оборудование хлебопекарного производства. – М.: ИРПО; Издательский центр «Академия», 2000. – 320 с.
2. Цыганова Т.Б. Технология хлебопекарного производства. – М.: ПрофОбрИздат, 2002. – 428с.
3. Ковальов О.В., Бурлака О.М., Бабко С. М., Леметар С. Ю. Ефективність роботи хлібопекарських печей та шляхи їх удосконалення // Хлебопекарское и кондитерское дело – №2 – 2007. – С. 30 – 31.
4. Володарский А.В., Сигал М.Н., Ничиков И.М. Промышленные печи пищевых производств. – К.: Техника, 1986. – 136 с.
5. Расчет и проектирование печей хлебопекарного и кондитерского производств / А.А. Михелев, Н.М. Ицкович, М.Н. Сигал, А.В. Володарский. – М.: Пищевая промышленность, 1979. – 327 с.

УДК 66.061.3

ИНТЕНСИФИКАЦИЯ ТЕПЛОМАССООБМЕННЫХ ПРОЦЕССОВ ПОЛУЧЕНИЯ ГАЛЕНОВЫХ ПРЕПАРАТОВ

Грабов Л.Н., Посунько Д.В.
Институт технической теплофизики НАН Украины г. Киев

Рассмотрены методы извлечения биологически-активных веществ из растительного сырья. Предложны технология и оборудование для интенсификации процесса экстракции.

The methods of extraction of biologically active substances from plant material are considered. The technology and the equipment for the intensification of the extraction process are proposed.

Ключевые слова: дискретно-импульсный ввод энергии, интенсификация, тепломассообмен, экстракция.

Для производства галеновых препаратов в фармацевтической промышленности широко используется метод экстракции биологически-активных веществ (БАВ) из растительного сырья с помощью жидких экстрагентов. В качестве экстрагентов наиболее часто используется вода, этиловый спирт, их смеси в различных соотношениях, а также различные органические растворители [1, 2].

На большинстве заводов экстрагирование осуществляется малоэффективными, трудоемкими и длительными методами перколяции и мацерации, при этом время экстрагирования БАВ составляет от 1 до 20 суток. Несмотря на низкую эффективность мацерация продолжает широко использоваться, так как полученные экстракты содержат небольшое количество балластных веществ, что важно, например, в фармации [3].

В основе получения экстрактов лежит комплекс тепломассообменных процессов: конвективная и молекулярная диффузии, перенос извлекаемого вещества из твердой фазы в жидкую, теплопередача при нагреве/охлаждении, перемешивание и растворение. В процессе экстракции внутри клетки и на ее поверхности под действием экстрагента протекает ряд физико-химических процессов: набухание, растворение, осмос, диффузия.

При попадании экстрагента в растительное сырье он вымывает в первую очередь экстрактивные вещества, находящиеся на поверхности клеток и из поврежденных в процессе измельчения клеток, и лишь затем проникает сквозь клеточные мембраны внутрь клеток.

После попадания экстрагента во внутрь клетки происходит ее набухание и растворение экстрактивных веществ, в результате чего внутри клетки образуется концентрированный раствор, имеющий большое осмотическое давление, способствующее интенсивному поступлению экстрагента внутрь. Параллельно, благодаря градиенту концентраций растворенные вещества клетки диффундируют сквозь поры клетки и сквозь ее оболочку в экстрагент, находящийся вне клеток. Диффузия и осмос различных веществ протекают с различной скоростью. Процесс продолжается до установления подвижного равновесия, когда концентрация веществ, находящихся в растворе внутри клеток, становится равной их концентрации в растворе, находящемся вне клеток [4].

На полноту и скорость экстракции влияют такие факторы, как: размер частиц сырья, температура и продолжительность процесса, соотношение между количеством сырья и экстрагента и ряд других факторов.

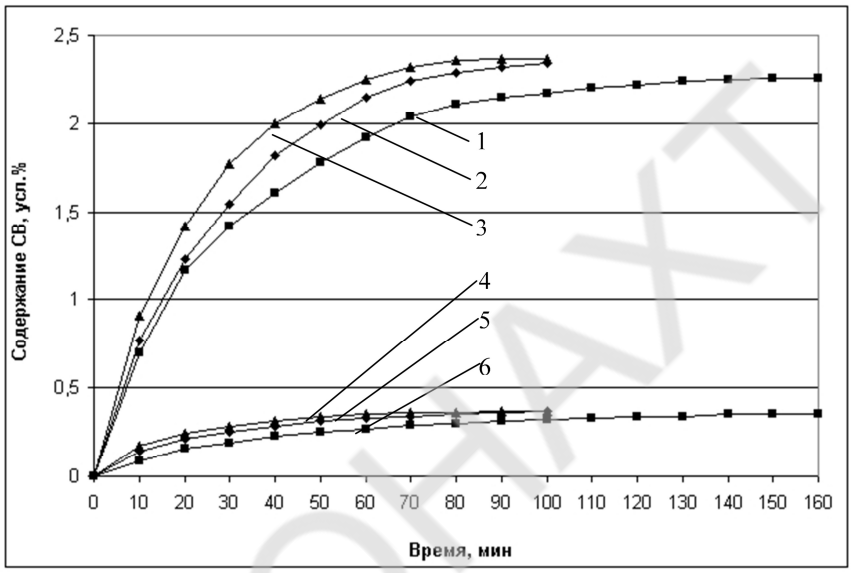
Одним из основных способов интенсификации процесса экстракции является уменьшение размера частиц растительного сырья. От степени измельчения сырья зависит его внутреннее диффузионное сопротивление: с уменьшением размера частиц увеличивается молекулярная (внутренняя) диффузия, так как становится больше разрушенных клеток. Вслед за этим увеличивается и наружная (конвективная), то есть диффузия от поверхности частиц сырья в экстрагент, и, следовательно, ускоряется процесс массопередачи. Однако, по мере уменьшения их размера частиц сырья резко ухудшаются гидродинамические условия течения экстрагента через слой сырья. Мелкие частицы могут слеживаться или уносится потоком экстрагента, корме того они хуже смачиваются, так как в слое сырья может оставаться воздух.

Исходя из этого, необходимо организовать поток экстрагента через слой измельченного растительного сырья, что позволит улучшить смачивание сырья и избежать его завоздушивания и обеспечит доставку ненасыщенного экстрагента к поверхности сырья и унос растворенных веществ. Комплекс этих факторов позволит интенсифицировать процесс экстракции.

ИТТФ НАНУ на протяжении ряда лет работает над решением задачи интенсификации процесса экстракции. В результате работ разработан термодиффузионный способ извлечения БАВ. Суть термодиф-

фузионного способа экстракции заключается в знакопеременном движении экстрагента через слой сырья. При этом температуру экстрагента изменяют в осциллирующем режиме. Знакопеременное движение экстрагента через сырье позволяет ускорить внешний массообмен, а осциллирующий температурный режим экстрагента – внутренний [5]. Совокупность влияния этих параметров значительно интенсифицирует процесс экстракции. На данный способ был получен патент [6].

Для определения влияния режима течения через слой растительного сырья при водной экстракции коры крушины *(Frangula alnus)* рассматривались: экстракция с неподвижным экстрагентом, экстракция с движением экстрагента через сырье в одном направлении и экстракция со знакопеременным движением экстрагента. Условия эксперимента следующие: температура экстракции – 60±2 0С, размер частиц – 0,5...2,0 мм; отношение продукта к экстрагенту – 1:10; экспозиция – 160 мин. Определялось содержание сухих веществ (СВ) и антраценов в полученном экстракте. Результаты эксперимента представлены на рис. 1.

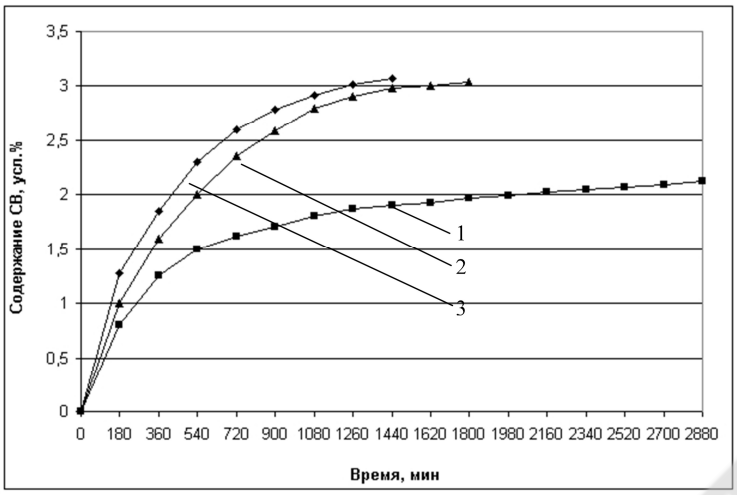


1 – содержание СВ при экстракции с неподвижным экстрагентом;, 2 – содержание СВ при экстракции с движением экстрагента в одном направлении; 3 – содержание СВ при экстракции со знакопеременным движением экстрагента; 4 – содержание антраценов при экстракции с неподвижным экстрагентом; 5 – содержание антраценов при экстракции с движением экстрагента в одном направлении; 6 – содержание антраценов при экстракции со знакопеременным движением экстрагента

Рис. 1 – Зависимость водной экстракции сухих веществ и антраценов (усл. %) из коры крушины от времени экспозиции

При экстракции коры крушины водой скорость экстракции СВ при экстракции с неподвижным экстрагентом составляет 23…55 $x10^{-3}$ усл.% СВ в мин., при экстракции с движением экстрагента в одном направлении – 22…62 $x10^{-3}$ усл.% СВ в мин. и при экстракции со знакопеременным движением экстрагента – 26…71 $x10^{-3}$ усл.% СВ в мин. Выход сухих веществ увеличился с 2,26 усл.% СВ при экстракции с неподвижным экстрагентом до 2,35…2,37 усл.% СВ при мацерации с движением экстрагента. Выход антраценов, также соответственно увеличился. Время экспозиции сократилось с 160 мин. при экстракции с неподвижным экстрагентом до 100 мин. при экстракции с движением экстрагента.

Также были проведены опыты по получении экстракта из цветов календулы *(Calendula officinalis)* при помощи этилового спирта 70 ^{0}. Условия эксперимента следующие: температура экстракции – 35±2 ^{0}С, размер частиц – 1,0...3,0 мм; отношение продукта к экстрагенту – 1:10; экспозиция – 2880 мин (48 часов). Результаты эксперимента представлены на рис. 2.



1 – экстракция с неподвижным экстрагентом; 2 – экстракция с движением экстрагента в одном направлении; 3 – экстракция со знакопеременным движением экстрагента

Рис. 2 – Зависимость спиртовой экстракции сухих веществ (усл. %) из цветов календулы от времени экспозиции на установке «Сибирь-600»

При экстракции цветов календулы этиловым спиртом скорость экстракции при экстракции с неподвижным экстрагентом составляет 1…3,5 $x10^{-3}$ усл.% СВ в мин., при экстракции с движением экстрагента в одном направлении – 2…4,5 $x10^{-3}$ усл.% СВ в мин. и при экстракции со знакопеременным движением экстрагента – 2,2…5 $x10^{-3}$ усл.% СВ в мин. Выход сухих веществ увеличился с 2,12 усл.% СВ при экстракции с неподвижным экстрагентом до 3,04…3,07 усл.% СВ при экстракции с движением экстрагента. Время экспозиции сократилось с 2880 мин. (48 часов) при экстракции с неподвижным экстрагентом до 1440 мин. (24 часа) при экстракции с движением экстрагента, т.е. в 2 раза.

Обобщив полученные в результате экспериментов данные, в ИТТФ НАНУ предложена схема установки для извлечения БАВ термодиффузионным способом (рис. 3).

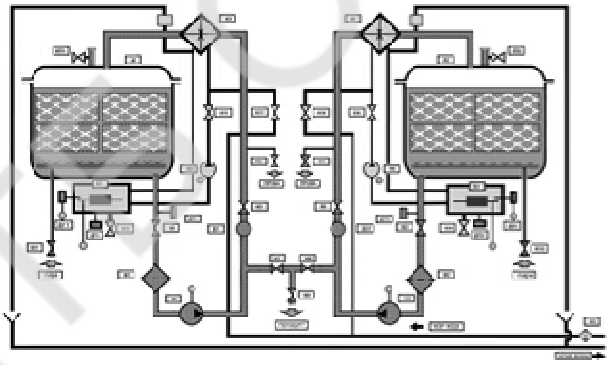


Рис. 3 – Установка для экстракции БАВ из растительного сырья термодиффузионным способом

Установка состоит из реакторов с кассетами для растительного сырья, промежуточных емкостей с теплообменниками, продуктовых насосов, фильтров, системы нагрева и охлаждения теплоносителя, трубопроводной и запорной арматуры. Интенсификация процесса экстракции осуществляется путем многократного знакопеременного движения экстрагента через неподвижный слой сырья при изменении уровня "зеркала" экстрагента в перколяторе. Движение "зеркала" экстрагента в перколяторе происходит за счет заполнения и опустошения промежуточной емкости. При прохождении экстрагента через промежуточную емкость с теплообменником (в качестве теплоносителя используется горячая вода или пар) поддерживается необходимая температура экстрагента.

Для повышения степени извлечения БАВ, оставшееся сырье после слива полученного экстракта заливают свежим экстрагентом, а полученный экстракт заливают в термодиффузионный реактор (перколятор) со свежим сырьем для повышения количества сухих веществ в экстракте. Сырье в термодиффузионном реакторе подвергают повторной экстракции экстрактом из реактора.

Для производства экстрактов из растительного сырья специалистами Института разработаны и изготовлены установки с суммарным объемом реакторов 120, 600, 1000 литров (рис. 4). На этом оборудовании получены настойки календулы *(Calendula officinalis L.)*, валерианы *(Valeriana officinalis L.)*, боярышника *(Crataegus)*, перца стручкового *(Capsicum annuum L.)*, пиона уклоняющегося *(Paconia anomala L.)*, пустырника *(Leonurus cardiaca L.)* и др., а также сиропы из корня солодки *(Glycyrrhizae radices)* и плодов шиповника *(Rosae fructus)*.

Эти установки были внедрены на заводе «Продтовары» (г. Переяслав-Хмельницкий, Украина), ООО «Бегриф» (г. Бердск, Новосибирская обл., Россия), ФО «Рижская фармацевтическая фабрика» (г. Рига, Латвия).

а) б) в)

а) – с суммарным объемом реакторов 120 литров; б) – с суммарным объемом реакторов 600 литров; в) – с суммарным объемом реакторов 1000 литров

Рис. 4 – Ввнешний вид установок для экстракции БАВ, разработанных в ИТТФ НАНУ

В настоящее время в ИТТФ НАНУ ведутся работы по интенсификации процесса экстракции БАВ из растительного сырья с применением механизмов ДИВЭ, реализуемых в РПА. К механизмам ДИВЭ относятся: кавитация, гидравлический удар, звуковые и ультразвуковые волны, скачки давления, эффекты турбулентности, вихреобразования и другие явления.

Выводы: 1. Применение термодиффузионного способа экстракции БАВ из растительного сырья позволяет ускорить процесс экстракции в 2 раза.

2. Постоянное движение экстрагента через слой сырья позволяет интенсифицировать процесс экстракции, а ламинарный режим течения его через сырье снижает вымывание балластных веществ.

3. Знакопеременное движение экстрагента исключает образование застойных зон, что позволяет достичь глубокого извлечения СВ из сырья.

Литература

1. Сидоров Ю.І., Губицька І.І., Конечна Р.Т., Новіков В.П. Екстракція рослинної сировини. Навч. посібник. – Львів: Вид-во Львівської політехніки, 2008. – 336 с.
2. Дмитриєвський Д.І. Промислова технологія ліків. – Вінниця: “Нова книга”, 2008 – 277 с.
3. Пономарев В.Д. Экстрагирование лекарственного сырья. – М.: Медицина, 1976. – 204 с.
4. Аксельруд Г.А., Лысянский В.М. Экстрагирование. Система твердое тело-жидкость. – Л.: Химия, 1974. – 247 с.
5. Василик И.Н., Лысянский В.М. Интенсификация процесса экстракции и совершенствование оборудования для получения настоев. – Вып. 8. – М.: ЦНИИТЭИпищепром, 1982. – 217 с.
6. Пат. 78455 Україна, МПК B 01 D 11/02, A 61 K 36/00. Спосіб екстрагування біологічно-активних речовин у системі «Тверде тіло - рідина» / Долінський А.А. та ін.; заявник та власник патенту Інститут технічної теплофізики Національної академії наук України. - № a200511922; заявл. 12.12.05; опубл. 15.03.07, Бюл. №3.

УДК 331.46:614.82

DYNAMICS OF MANUFACTURING INJURIES IN MEAT PROCESSING OF FOOD INDUSTRY OF UKRAINE

Evtushenko Olga, a candidate of Technical Science, head lecturer, Lych Inna, a candidate of Technical Science, docent, Vlasyuk Ivanka, student
National University of Food Technologies, Kyiv

Analysis of traumatism reasons at meat processing factories allows to develop reasonable and effective ways of workers' injury prevention and risk reduction. The methods of univariate correlative-regressive analysis and retrospective prognostication were applied. We had determined factors affecting injuries occurrence. The most dangerous professions at meat processing factory are: a butcher, a loader, a repair mechanic and a carcass processor. The dynamics of butcher's traumatism is described by an exponential function and tends to increase. The dynamics of loader's traumatism is described by 3rd degree polynomial. The dynamics of carcass processor's traumatism changes with acceleration and is described by 5th degree polynomial. The dynamics of repair mechanic's traumatism is described by 4th degree polynomial. Comparative evaluation of prognosis results and industrial traumatism statistics for 2012 year showed that average prognosis reliability made up to 85,37%. The research results can find their application in improvement of management decision projects as to providing safe working conditions for meat processing factory employees.

Анализ причин травматизма на мясоперерабатывающих предприятиях позволяет разработать обоснованные и эффективные способы профилактики и снижения риска травматизма работников. Применены методы однофакторного корреляционно-регрессионного анализа и ретроспективного прогнозирования. Определены факторы возникновения травм. Наиболее опасными на мясоперерабатывающем предприятии являются профессии: забойщика скота, грузчика, слесаря-ремонтника и обработчика туш. Динамика травматизма забойщика скота, описывается экспоненциальной функцией, имеет тенденцию к росту. Динамика травматизма грузчика описывается полиномом 3-й степени. Динамика травматизма обработчика туш изменяется с ускорением и описываются полиномом 5-й степени. Динамика травматизма слесаря-ремонтника описывается полиномом 4-й степени. Сравнительная оценка результатов прогноза на 2012 год статистике производственного травматизма за 2012 год показала, что средняя достоверность прогноза составила 85,37 %. Результаты исследования можно использовать при совершенствовании проектов управленческих решений по обеспечению безопасных условий труда работников мясоперерабатывающих предприятий.

Keywords: safety, work, traumatism, risk, accident, prognosis.

Introduction. The current status of occupational safety in the agricultural sector of Ukrainian economics can't be considered satisfactory even with increased funding of OSH measures and improvement of supervisory activities.

By the number of industrial accidents agricultural sector stands down only to the coal industry, and as to fatal accidents it ranks first among all industries [1–2].

Because of breaches in the integrity of agricultural organizational structure the safety ensurance system was also broken. Such situation hinders carrying out focused OSH work both at the plant and its subdivisions, detecting dangers of its economic activities timely, analyzing them, taking precautions to reduce probability of accidents, preventing of situations that could cause injury to employees [3].

Scientific background and OSH measures ensurance in meat processing industry, based on it, are unsatisfactory, too.

This situation is largely caused by presence of significant number of industrial hazards, elimination of OSH services at enterprises, district and regional Agricultural Development offices in state administrations, poor competence of branch safety management system, absence of appropriate traumatism analysis. The reasons above are complemented with lack of preventive measures, irresponsibility of employers, who neglect the demands listed in the Law of Ukraine "On Labour Protection" and regulatory acts regarding OSH, and little number of scientific research on development of ways and means to eliminate industrial hazards.

Studying injury reasons and circumstances at agricultural complex meat processing branch would allow to elaborate reasonable and effective ways of workers' injury prevention and risk reduction. Due to this it will become possible to determine directions and guidelines for accident prevention at the sectoral, regional and industrial levels of safety management in agricultural production. This is an important scientific task, primarily related to the solution of social problems.

A purpose of this work is to study occupational traumatism indications at meat processing plants of AC.

Research object: occupational traumatism occurrence at meat processing plants of AC during 2001…2011 years.

Research methods: the study was carried out using methods of univariate correlative-regressive analysis and retrospective prognostication.

Results and discussion. The study of OSH condition at meat processing plants of Ukraine was carried out during 2001…2011 years, using improved method of univariate correlative-regressive analysis [5-6].

As a result of accounting and analysis, relevant indications of occupational injuries were selected and used as the primary database for analysis and prediction of such traumas, and preliminary analytical smoothing was conducted. The resulting sequence of smoothed values at regular time intervals (1 year) is perceived as a time series, which is used to study the law of average value change, with the construction of mathematical model of the trend and based on this – a prediction of the future time series' behavior. For ease of calculations, we assume the year number (t) reduced by 2000 as factor variable (x): $x = t - 2000$, and as resultant variable (y) – the number of accidents. Trend analysis is performed using method of simple regression procedure. During it the following results were produced: from a few mathematical models were selected those with greater accuracy in the experimental dependency description; a prognosis was made on the basis of the selected model with 95% confidence intervals.

When analyzing accidents at the meat processing enterprises, it was found that 31% of all accidents occur in butchering and primary processing of livestock [4]. Analysis of injury dynamics in primary processing of livestock displays approximately even growth of the indication at regular intervals and is described by increasing linear dependency (Fig. 1).

In the raw material area deboning, trimming and cutting of meat take place. Analysis of injury dynamics in that area showed accelerating changes of dynamic series levels, and those are described by 4th degree parabola (Fig. 2). Analysis of injury dynamics in edible fats melting area showed accelerating changes of dynamic series levels, which are described by 4th degree polynomial (Fig. 3).

In the thermal area roasting of meat production in ovens is carried out; variations of technological parameters are characteristic, this can cause accidents. Analysis of injury dynamics in thermal area showed accelerating changes of dynamic series levels, which are described by 5th degree polynomial (Fig. 4).

It is found that the most dangerous professions at meat processing factory in primary processing of livestock are: a butcher, a loader, a repair mechanic and a carcass processor.

The dynamics of butcher's traumatism in the last few years tends to increase (Fig. 5). The most adequate description of it is expressed by exponential function. The dynamics of loader's traumatism is described by 3rd degree polynomial (Fig. 6). The dynamics of carcass processor's traumatism changes with acceleration and is described by 5th degree polynomial (Fig. 8). The dynamics of repair mechanic's traumatism is described by 4th degree polynomial (Fig. 7).

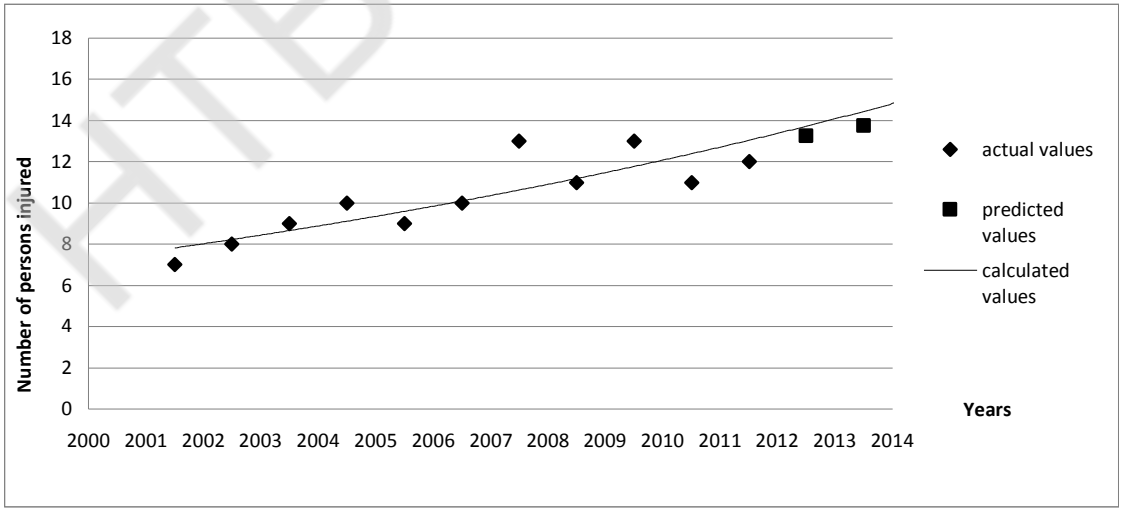


Fig. 1 – Dynamics of the number of injured people in the shop of slaughtering

The dynamics of number of injured persons is shown on Fig. 9-12 as diagrams by type of events. Dynamic series of the number of workers, injured with objects that move, rotate or fly, tend to decrease.

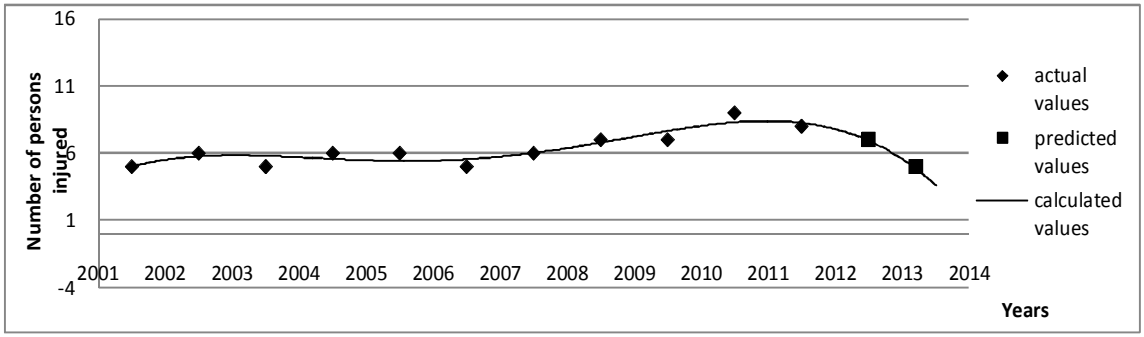


Fig. 2 – Dynamics of the number of injured people in the raw area

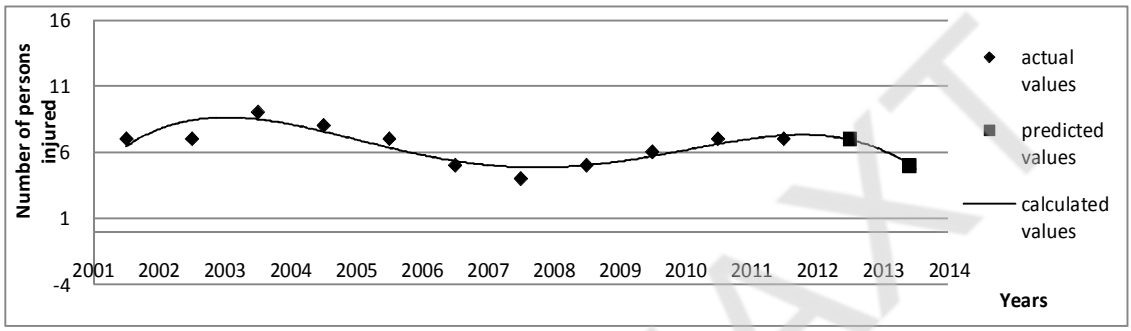


Fig. 3 – Dynamics of the number of injured people in the section of melting fat

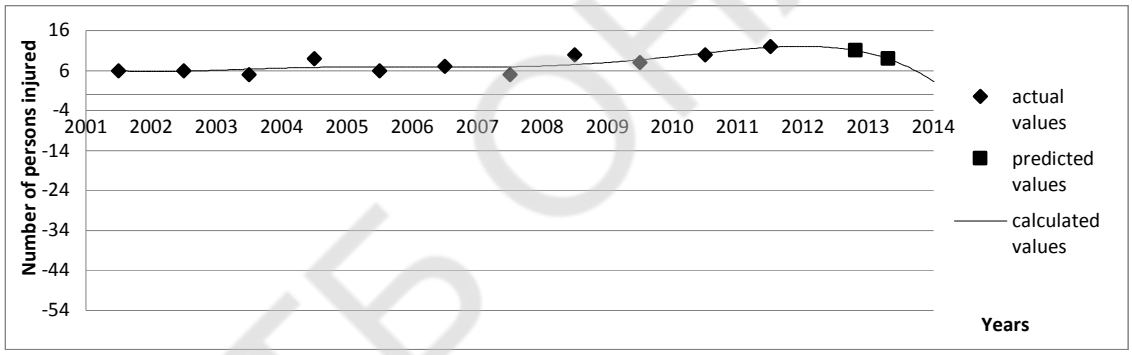


Fig. 4 – Dynamics of the number of injured people in the thermal section

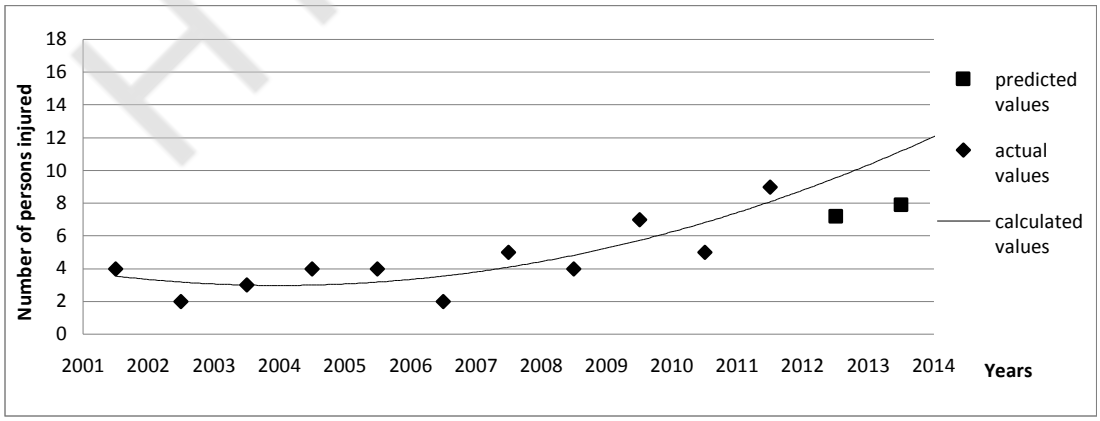


Fig. 5 – Dynamics of the number of injured people by the profession cattle slayer

НТБ ОНАХТ

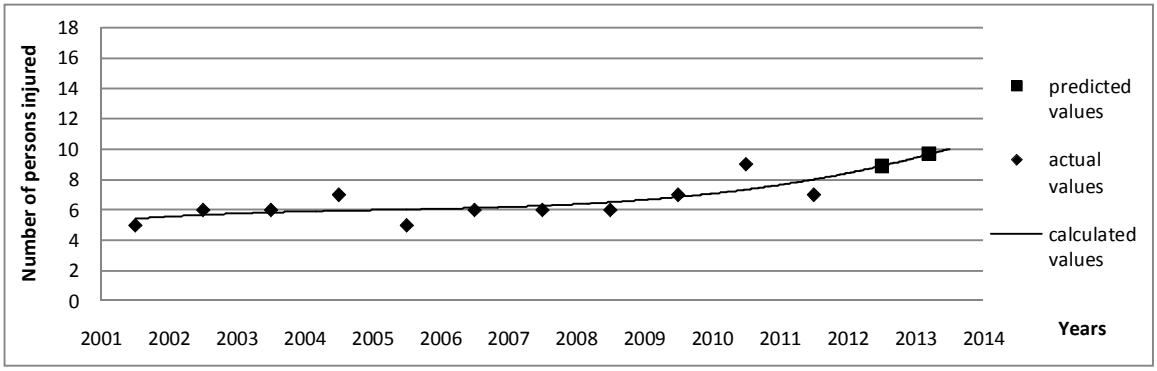


Fig. 6 – Dynamics of the number of injured people by the profession loader

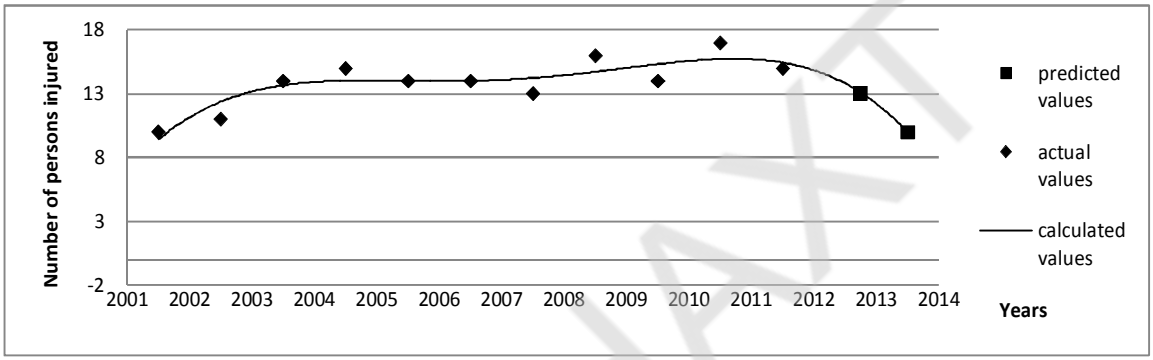


Fig. 7 – Dynamics of the number of injured people by the profession millwrights

Fig. 8 – Dynamics of the number of injured people by the profession handler of brawn

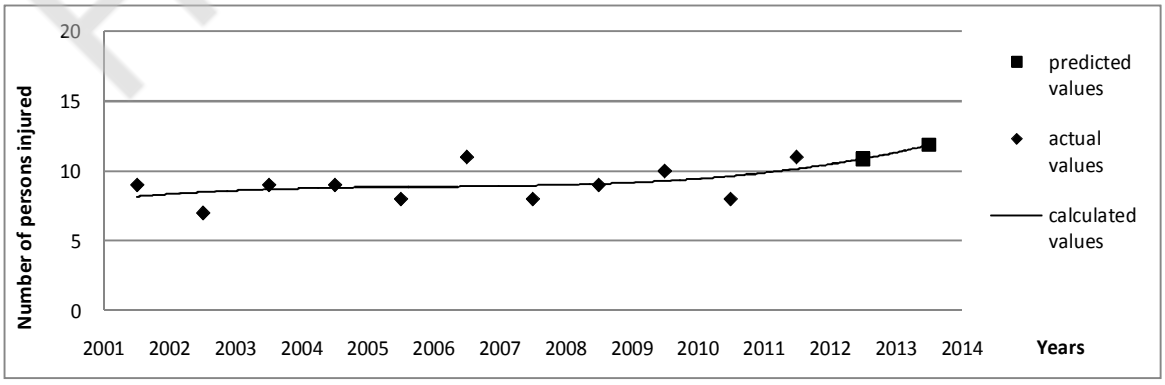


Fig. 9 – Dynamics of the number of injured people by types of events (fall of the injured person)

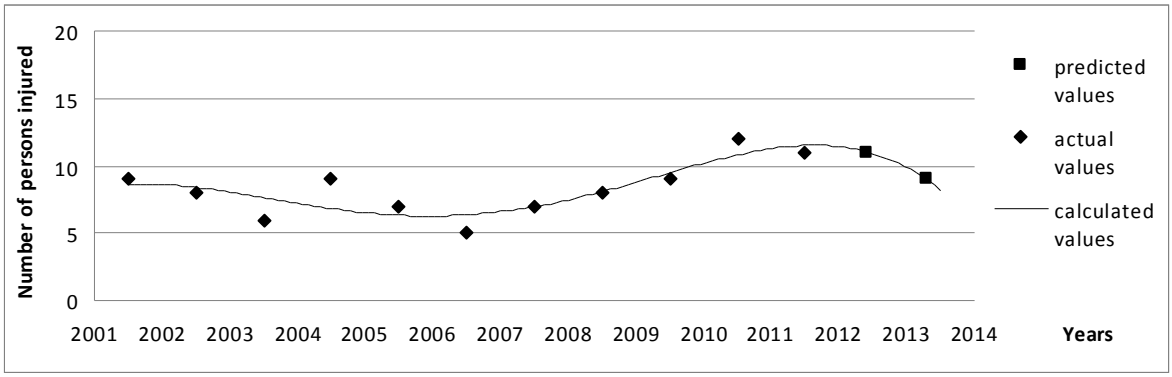


Fig. 10 – Dynamics of the number of injured people by types of events (influence of the moving objects)

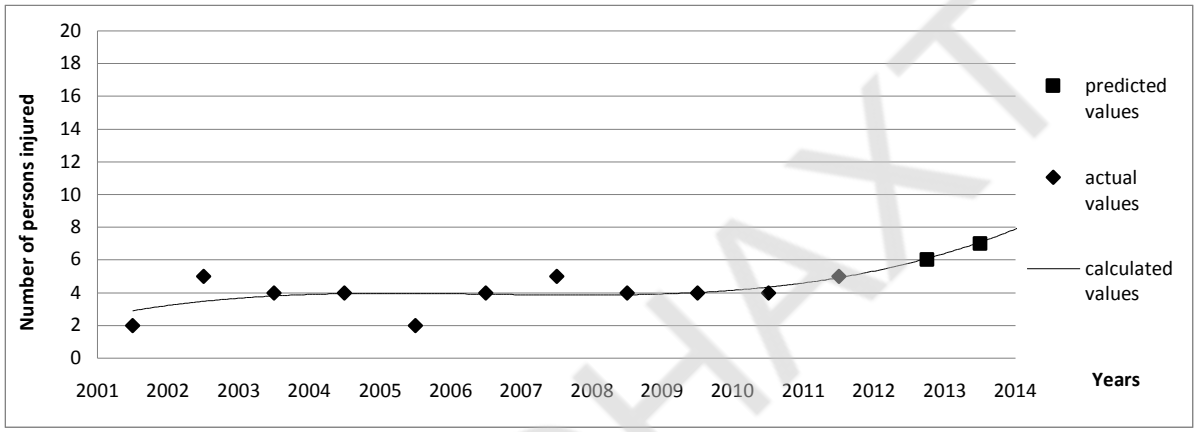


Fig. 11 – Dynamics of the number of injured people by types of events (influence of the harmful substances)

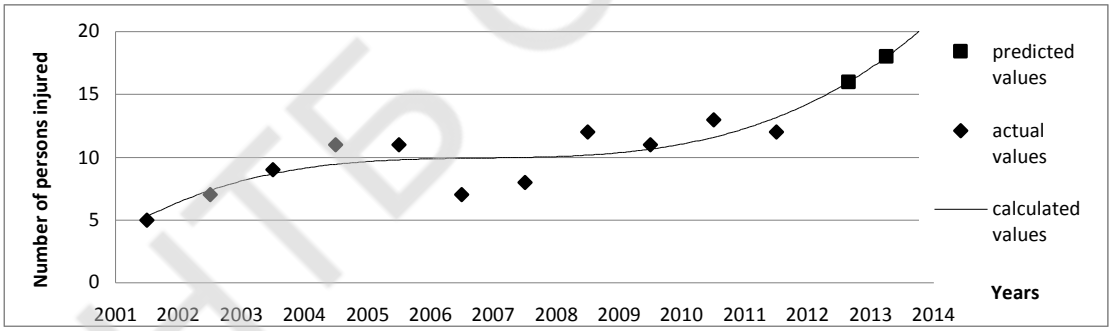


Fig. 12 – Dynamics of the number of injured people by types of events (fall of the objects)

The most adequate description of such dynamics is expressed by 4th degree polynomial. Dynamic series of number of persons injured because of themselves falling, those of persons injured because of hazardous substances and those of persons injured because of falling or collapsing objects or materials tend to increase and are described by polynomial dependency.

The results of traumatism indications prognostication for 2012 are listed in Table 1.

Prognosis error "–" means deteriorating social-economic conditions and non-usage of preventive measures, while "+" means responding and carrying out preventive safety measures based on determined indications.

Comparative evaluation of prognosis' and industrial traumatism indications analysis' results for 2012 year showed that average prognosis reliability made up to 91,26 %. Scale of reliability estimations states it as a good result. Especially great benefits from prognosis are to be made in control of events specific for injury prevention, though its reliability degree is difficult to check. The reason of this is "self-annulment": prognosis becomes unreliable just because it was made. All this demonstrates that forecast quality can't be measured only by its reliabili-

ty. For example, when subdivision chiefs receive a prognosis on injury circumstances, they will act in a way to prevent accidents. Therefore, prognosis has to be evaluated not only by its reliability, but by its benefit for decision-making specialists.

Table 1 – Prognosis results for total traumatism indications

Parameter name	2012		
	Initial data	Prognosis	Prognostic error,%
1. Place of accident occurrence:			
- slaughter and primary processing of livestock	14	13,2	-6,06
- raw materials area	8	7,1	-12,68
- edible fats melting area	6	7	14,29
- thermal area	11	11,8	6,78
2. Victim profession:			
- butcher;	10	9,5	-5,26
- repair mechanic;	14	14,3	2,10
- loader;	9	9,4	4,26
- carcass processor	6	6	0,00
3.Event type:			
- fall of the injured person	10	10,8	7,41
- fall or collapse of objects, materials	13	13,7	5,11
- effect of hazardous substances	6	5,9	-1,69
- effect of objects that move, rotate or fly	10	11	9,09

Conclusions. Experimental complex research of industrial traumatism indications in case of Ukrainian meat processing factories allowed to determine the most important factors affecting injuries occurrence. The most dangerous professions at meat processing factory are: a butcher, a loader, a repair mechanic and a carcass processor. For example, in the last few years dynamics of butcher's traumatism, which is described by exponential function, tends to increase. The dynamics of loader's traumatism is described by 3rd degree polynomial. The dynamics of carcass processor's traumatism changes with acceleration and is described by 5th degree polynomial. The dynamics of repair mechanic's traumatism is described by 4th degree polynomial.

The most efficient method of injury risk prognostication is retrospective prognosis. Comparative evaluation of prognosis results and industrial traumatism statistics for 2012 year showed that average prognosis reliability made up to 85,37%. However, when predicting risk of occupational injuries for a long term, it is difficult to verify its reliability, since the presence of prognosis makes factory chiefs acting to eliminate accidents reasons.

References

1. Кошіль О. Г. Статистичний бюлетень. Травматизм на виробництві у 2003-2009 роках / Кошіль О. Г., Костровенко Л. Н. – К. : Держкомстат України., 2004-2010.
2. Калачова І. Статистичний бюлетень. Травматизм на виробництві у 2010 2012 роках / Калачова І. – К. : Держкомстат України., 2011-2012.
3. Євтушенко О. Стан охорони праці на підприємствах м'ясоперобної промисловості України / О. Євтушенко, С. Коваленко // Ukrainian Food Journal. – 2013. – Vol. 2. – Issue 4. – С. 605 – 611.
4. Гуць В.С. Причини, джерела і обставини виробничого травматизму в м'ясній промисловості України / В. С. Гуць, О. В. Євтушенко // Харчова промисловість. – 2012. – Вип. 13. – С.158 – 164.
5. Гурман В. Е. Руководство к решению задач по теории вероятностей и математической статистике / В.Е. Гурман // – М.: Высшая школа, 9-е изд., 2004. – 404 с.
6. Evtushenko O. Analysis of selection factors for estimation of labour safety in the enterprises of the meat industry / O. Evtushenko, S. Kovalenko // Proceedings. University of Ruse "Angel Kanchev". – Ruse, Bulgaria. – 2013. – Vol. 52., book 10.2 – P. 22 – 26.
7. Evtushenko O. Exploration of occupational injuries in food industry of Ukraine / O. Evtushenko, I. Klepikov // Ukrainian journal of food science. – 2013. – Vol. 1., Issue 1. – P. 49-55.
8. Evtushenko O. Causal relationship occupation injurj in the food industries / Olga Evtushenko, Oleg Evtushenko // Ukrainian journal of food science. – 2013. – Vol. 1., Issue 2. – P. 263-269.

УДК 678:504:628.54

ДЕЯКІ АСПЕКТИ ЕКОЛОГІЧНОЇ БЕЗПЕКИ ПОЛІМЕРНОЇ ТАРИ ТА ПАКУВАННЯ ХАРЧОВОЇ ПРОМИСЛОВОСТІ

Бухкало С.І., канд. техн. наук, професор
Національний технічний університет «Харківський політехнічний інститут», м. Харків

В статті наведені можливості вирішення задач підвищення ефективності використання відходів різних галузей промисловості на комплексному підприємстві, яке може забезпечувати усі свої енергетичні потреби самостійно. Дослідження спрямовані на вивчення таких питань як організація збирання і транспортування відходів, їх ідентифікація, маркування відповідно до загальноприйнятої класифікації полімерів; вибір науково-обгрунтованих методів переробки та утилізації полімерів; розробка необхідних технологічних схем, вибір добавок для модифікації та обладнання для переробки полімерних відходів; вибір підприємств для реалізації утилізації полімерів і виду енергетичних ресурсів для реалізації цих проектних рішень.

Thematerialsarepresentedthe possibilities of solving problems of improving the use of wastes of different industries on a complex enterprise that can provide all its energy needs alone.The problem of wastes utilization and recycling is present as complex research and analysis of energy- and resource saving processes for treatment of polymer wastes of various origin. The investigation are focused in researching such problems as organization of waste collection, transportation and identification of wastes according to adapted polymers classification; selection of scientific based methods of wastes to be utilized or recycled; the development of appropriated process flow sheets and choice of modifications additives and equipment for polymers waste recycling. The choice of appropriate plants with selected energy resources is very important for projects realization.

Ключові слова: харчові технології, тара та пакування, екологічна безпека, науково-обґрунтовані методи,тверді побутові відходи, переробка та утилізація.

Вступ. Сучасні масштаби екологічних змін створили реальну загрозу життю та здоров'ю громадян України, її національній безпеці. В наслідок такої загрози можна визначити деякі аспекти сучасної стратегії екологічної безпеки, яка, на наш погляд,нерозривно пов’язана з відновленням діяльності громади на забруднених територіях, а також з встановленням відношень на законодавчому рівні України між людиною, рослинними та тваринними організмами, їх спілці між собою та навколишнім середовищем.

В даний час в світі виробляється більше 100 млн. т. полімерів, значна частина їх використовується в харчовій ту будівельній промисловості. Негативні соціально-економічні наслідки накопичення твердих побутових відходів(ТПВ) та проблеми екологічної безпеки потребують введення на усій території України жорстких норм поводження з полімерними матеріалами як частини ТПВ. Накопичення відходів також приводить до погіршення здоров’я населення, росту захворювань, зниження реальної якості життя.Слід відзначити, що на Україні ще у 2002 році був розроблений проект Закону України «Про упаковку та відходи упаковки», який не отримав статус закону, а у січні 2008 р. подано новий проект, який прийняли за основу проекту Закону України про упаковку та відходи упаковки 14.01.2009 р.

Постановка проблеми у загальному вигляді та її зв'язок із важливими науковими чи практичними завданнями. Проблеми екологічної безпеки тісно зв’язані з накопиченням твердих побутових відходів [1 – 3]до складу яких входять у достатньо великій кількості полімерні матеріали, що мають деякі важливі особливості:виробництво великотоннажних полімерів – сотні мільйонів тон різновидів полімерів на рік;експлуатація для усього асортименту виробів харчової, хімічної, будівельної, пакувальної, тарної сфер виробництва – можлива багатократна переробка більшості полімерів;кінцева науково-обґрунтована утилізація полімерів за різними методами, як частини твердих побутових відходів.

Проблеми екологічної безпеки, наприклад, можна відобразити за допомогою факторів й тенденцій-розвитку ринку гнучкої упаковки[4]. За прогнозами SmithersPira, світовий ринок до 2016 р. збереже зростання у цій галузі на рівні 4,5%. При цьому очікувана до цього періоду ємність ринку в натуральному вираженні повинна скласти близько 22,5 млн т, в порівнянні з ємністю ринку на 2011 р. – 18,1 млн т. Найбільші темпи зростання за 2011 р. забезпечили такі регіони: Азія – 6,2%, Центральна і Західна Європа – 4,4%, Південна і Центральна Америка – 3,9%. Ці зони до 2016 р. збережуть лідерство, причому ринок Центральної і Західної Європи поступиться позиції ринку Південної та Центральної Америки (рис. 1).

В основному, завдяки економічним, виробничим, логістичним і споживчим перевагам гнучких полімерних матеріалів – їх споживання збільшується. Тому основні обсяги споживання на ринку гнучкої упаковки припадають на полімерні матеріали, частка яких на кінець 2011 р. склала 14,5 млн т, значно перевищивши сумарні частки алюмінієвої фольги та паперу – 4 млн т. Надалі ринок гнучкої упаковки

буде зростати за рахунок збільшення споживання полімерних матеріалів. Очікуваний приріст у цьому сегменті до 2016 р. – 4,8 %.За оцінками експертів компанії BASF SE, розвиток українського ринку гнучкої упаковки в більшості напрямків буде збігатися з розвитком світового ринку. Прогноз темпів приросту вітчизняного ринку до 2016 р. – близько 5 %. Темпи розвитку ключових сегментів ринку споживання гнучких полімерних матеріалів на українському ринку також збігаються з світовими показниками. Так, до 2016 р. очікується зростання: ПЕТФ (поліетилентерефталат) – 13,3 %, ПВС (полівиниловий спирт)– 10,7 %, РА (поліамід)– 8,8 % (рис. 2). При порівнянні динаміки розвитку цих сегментів очевидно, що темпи українського ринку випереджають темпи ринку світового. Обсяги споживання гнучкої упаковки і в Україні: сектор продуктів харчування – 5,9 % зростає і ринок фармацевтичної та парфумерно-косметичної продукції – 9 %.

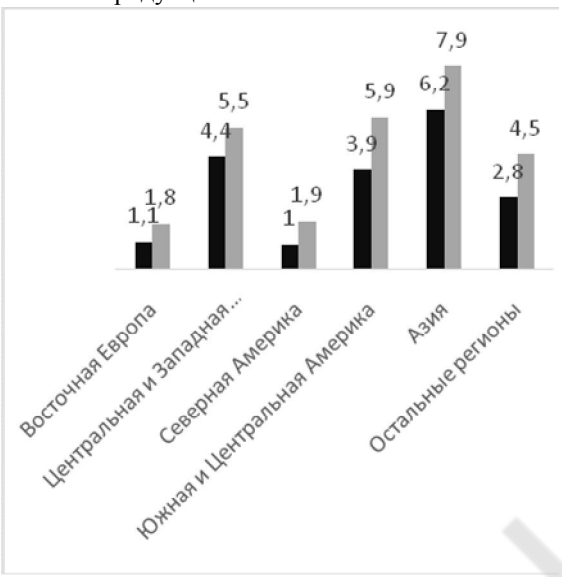


Рис. 1 – Темпи зростання світового ринку гнучкого пакування, 2011 р., %

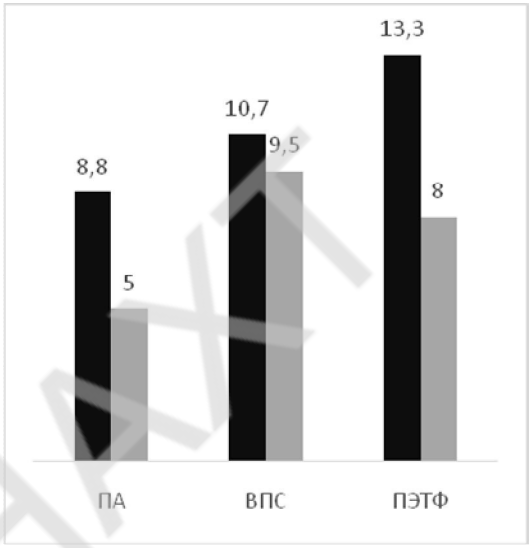


Рис. 2 – Прогноз розвитку гнучкого пакування світового та українського ринку на 2016 р.

За прогнозами SmithersPira, найбільшу питому вагу від загальних світових обсягів споживання гнучкої полімерної упаковки має ринок продуктів харчування –це переробка м'яса, риби та птиці; виробництво охолоджених продуктів (включаючи готові страви); продаж свіжих овочів і фруктів.

Формулювання цілей статті. Традиційна технологія поводження з полімерними відходами, як частини ТПВ вже на стадії їх збирання не залишає можливості для їх екологічно безпечної переробки у вторинні матеріали, перш за все вона не відповідає навіть санітарно-гігієнічним нормам, а про переробку у якісні товари мова зовсім не йде. Основою екологічної безпеки у технологіях поводження з полімерними відходамиє створення нової ефективної науково-обгрунтованої, маловідходної або безвідходноїтехнології утилізації, котра дозволяє одержувати цільові продукти, а з системи мають виводитися тільки продукти, що складають біосферу. Створення таких технологій дозволяє вирішувати два взаємозалежні завдання: 1) екологічну безпеку утилізації частини ТПВ з урахуванням ресурсо- і енергозбереження, і 2) економічне, з урахуванням соціальної ефективності, що дозволяє інтенсивно розвивати галузі промисловості.

Виклад основного матеріалу дослідження з повним обґрунтування отриманих наукових результатів.Сучасний період розвитку ринку полімерних матеріалів, постійне зростання вимог до їх якості і запитів з утилізації полімерних відходів виробництва та споживання характеризується формуван-ням ряду факторів, відповідальних за екологічну безпеку у вищевказаних сфери виробництва та споживан-ня[5 – 10]. Рівень екологічної безпеки полімерних матеріалів, виробів з них, наприклад, тари та пакування з соціальної точки зору можна представити, як здатність їх забезпечувати при нормованих умовах комфортність проживання людини і не чинити на його здоров'я і стан екосистем негативного впливу.Для багатьох полімерних матеріалів застосовують таке поняття як токсичність – отруйність, тобто здатність мати шкідливий вплив на живий організм, яка після процесу експлуатації часто має тенденцію до зростання. Присутність токсикантів тобто хімічних речовин, що мають властивості токсичності, призводить до дестабілізації екосистем і до можливої загибелі всього живого. Токсичність полімерних матеріалів оцінюють шляхом порівняння їх складу з гранично допустимими концентраціями (ГДК) токсичних речовин і елементів, що виділяються. Першорядне значення має клас небезпеки, склад шкідливих речовин та їх кількісний вміст. При оцінці екологічної чистоти полімерних матеріалів керу-ються такими основними вимо-

гами до них: полімерні матеріали не повинні створювати в стійкого специ-фічного запаху; виділяти в повітря леткі речовини в небезпечних для людини концентраціях; стимулювати розвиток патогенної мікрофлори на своїй поверхні; погіршувати мікроклімат приміщень; напруженість поля статичної електрики на поверхні полімерних матеріалів не повинна бути більше 150 В/см2 (при від-носній вологості повітря в приміщенні 60 – 70 %)[11]. Міжнародне агентство з вивчення раку (МАВР) звертає увагу на канцерогенну небезпеку полімерів, а Агентство з реєстрації токсичних речовин і захворювань (ATSDR) констатує, що при виробництві пластмас використовуються речовини, що входять до переліку двадцяти найбільш небезпечних токсичних речовин. Міграція цих та інших токсичних речовин з полімер-них матеріалів відбувається внаслідок їх хімічної деструкції, тобто старіння як під дією хімічних і фізичних факторів (окислення, перепадів температури, інсоляції та ін), так і у зв'язку з недостатньою екологічною чистотою вихідної сировини, порушенням технології їх виробництва або використанням не за призначенням. Один з можливих джерел погіршення екологічної безпеки полімерних матеріалів є розселення по поверхні полімерних матеріалів мікрофлори. Деякі з пластмас діють на мікроорганізми згубно, інші ж, навпаки, сприяють інтенсивному розмноженню. Виділення газоподібних токсичних речовин в результаті горіння полімерних матеріалів ще одна вельми серйозна небезпека, пов'язана з їх використанням. Досить вказати, що термічний розклад при горінні 1 кг полімеру дає стільки газоподібних токсичних речовин, що їх достатньо для отруєння повітря в приміщенні об'ємом 2000 м3. У людини, що знаходиться в такому приміщенні, через 10–15 хвилин виникає важке отруєння або навіть загибель. Продуктами горіння полімерних матеріалів є такі токсичні речовини, як формальдегід, хлористий водень, оксид вуглецю та ін Слід підкреслити, що з міркувань екологічної безпеки можуть застосовуватися тільки ті полімерні матеріали та вироби, які відповідають вимогам Гостів, ТУ і мають задовільними санітарно-гігієнічними показниками. Для досягнення основної мети – екологічної безпекипри утилізації полімерних відходів ТПВ (рис. 3)необхідно вирішувати безліч завдань як науково-обґрунтованого напрямку, так і побутового, наприклад, для поліетиленової плівки сільськогосподарського призначення можна відзначити наступні напрямки: 1) дослідження механізму утворення кисневмісних функціональних груп у процесі експлуатації поліетилену (рис. 4); 2) виявлення залежності кінетики фотоокислення від терміну експлуатації і молекулярних властивостей вихідного поліетилену; 3) зміна експлуатаційних характеристик поліетилену з виявленням кризових точок (рис. 4; 1 – карбоксильних; 2 – складноефірних; 3 – гельфракції);

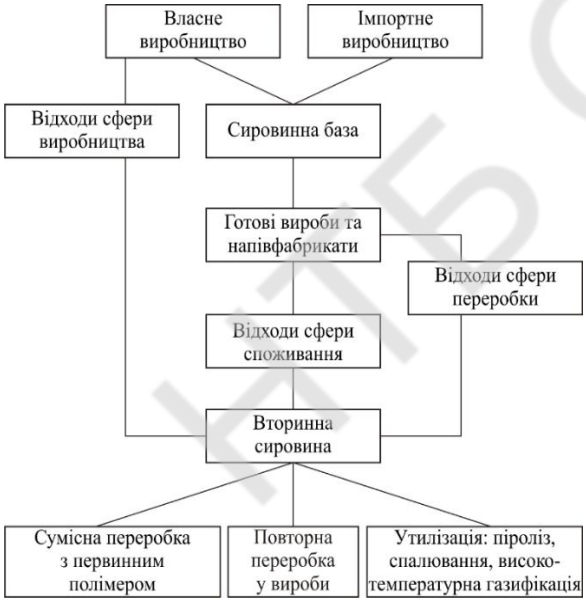


Рис. 3 – Функціональна схема складових переробки полімерних відходів

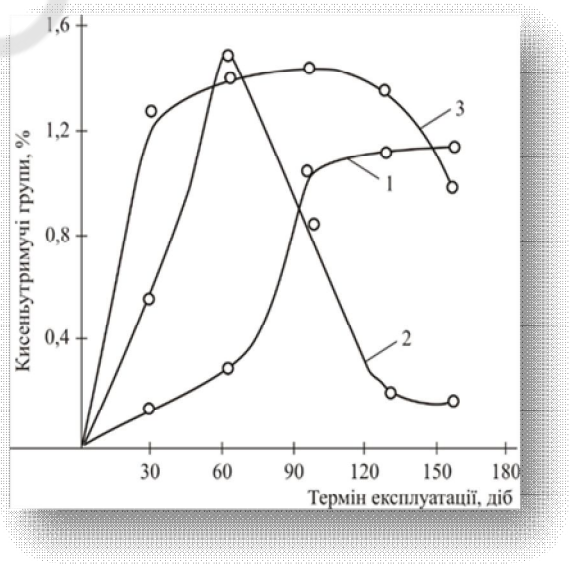


Рис. 4 – Залежність утворення киснеутримуючих груп від терміну експлуатації поліетиленової плівки

4) дослідження механізму утворення і структури гельфракції в процесі експлуатації поліетиленової плівки; 5) дослідження конкуруючих реакцій деструкції і структурування на різних стадіях експлуатації плівки; 6) вибір критеріїв оцінки полімерних відходів різного терміну і місця експлуатації; 7) визначення способу утилізації для важко-або непереробних полімерних відходів з метою отримання цільових низь-

комолекулярних продуктів; 8) вибір способу переробки вторинної полімерної сировини з урахуванням певних критеріальних характеристик оцінки властивостей відходів та розробленого асортименту продукції; 9) вибір напрямів утилізації полімерних відходів що не підлягають повторній переробці; 10) розробка способів роздільного збору та ідентифікації полімерних відходів.

Таким чином, перспективним для даних досліджень з метою отримання якісних виробів з вторинного поліетилену є напрямок визначення експериментальних залежностей для всього спектру хімічного складу кисневмісних і ненасичених груп, а також механізмів зміни фізико-хімічних властивостей і будови поліетиленової плівки в залежності від термінів, місця і умов експлуатації. У подальшій повторній переробці такі дослідження дозволяють вибрати методи модифікації даної вторинної полімерної сировини з урахуванням особливостей її будови та хімічної активності. Важливою є, перш за все класифікація складових процесу утворення та утилізації полімерних виробів (рис. 3 та рис. 4) з урахуванням вищевказаних деяких показників процесу.

Висновки з даного дослідження і перспективи подальших розвідувань у даному напрямку.Таким чином, з методів використання полімерних відходів найбільш перспективним з погляду екологічної безпеки та ресурсозбереження є напрямок одержання вторинних полімерів, який має наступні складові.

1. Сумісна оцінка економічної та екологічної складових доцільності переробки полімерних відходів у вторинну або зворотну сировину з урахуванням усіх можливостей процесу управління поводження з ТПВ: перш за все, кількість циклів переробки; можливості методів переробки або вибір науково-обгрунтованих способів модифікації; вибір кінцевої стадії утилізації полімерних відходів.
2. Виділення галузі виробництва тари та пакування з полімерних матеріалів у окреме виробництво з переробкою полімерної частки ТПВ та розробкою необхідних нормативно-правових документів.

Дослідження спрямовані на вирішення завдань підвищення ефективності використання відходів різних галузей промисловості в єдиному екологічно безпечному комплексі підприємств, які можуть забезпечувати всі енергетичні потреби виробництва самостійно.

Перспективним для забезпечення екологічної безпеки переробки полімерних відходів різного ступеня експлуатації є організація енергоутилізаційних виробничих комплексівз урахуванням високих цін на енергоносії. Енергоутилізаційні виробничі комплекси дозволяють не тільки утилізувати різні викиди підприємств або одержувати енергію з не підлягаючих переробці відходів, але й використати існуючі підприємства промисловості з новими цілями – для переробки різновидів відходів.Такі комплекси представляють для України важливе й актуальне вирішення проблем державного значення, що безпосередньо пов'язані із впровадженням енергозберігаючих технологій, ефективним використанням енергоресурсів, запобіганням екологічних катастроф.

Література

1. Бухкало С.И. К вопросу энергосбережения процесса агломерирования полимерной упаковки // Інтегровані технології та енергозбереження. Х. :2005. № 2. – С. 29 – 33.
2. Штарке Л. Использование промышленных и бытовых отходов пластмасс. Л.: Химия. 1987. – С.176.
3. Бухкало С.И. Ресурсосберегающие технологии использования полимерных отходов // Інтегровані технології та енергозбереження. Х. 2001. № 2. – С. 106 – 110.
4. Ольга Бут. Рынок в масштабе. Мир Упаковки.К. : 2012 № 10. –С. 22–25.
5. Бухкало С.И., Гардер С.Е., Химич О.Ю. Применение математического моделирования для комплексных предприятий по переработке отходов // Вестник НТУ «ХПИ». Х. : 2012. № 10. – С. 73-78.
6. Бухкало С.И., Сериков А.В., Ольховская О.И. Об утилизации полимерных отходов как комплексе инновационных проектов // Вестник НТУ «ХПИ». Х. : 2012. № 10. С. 160-166.
7. Бухкало С.И., Гардер С.Е., Ольховская О.И. Регулирование эффективности ресурсо- и энергосбережения на комплексных предприятиях по переработке отходов // Вестник НТУ «ХПИ». Х. : 2012. № 10. С. 72-80.
8. Бухкало С.И., Зипунников Н.Н., Ольховская О.И. Анализ эколого-правовой базы комплексной утилизации отходов полимеров // Вестник НТУ «ХПИ». Х. : 2011. № 21. С. 140-145.
9. Бухкало С.И. Измененииесвойств в процессеэксплуатацииипленки и направленнаямодификациявторичногополиэтилена ;дис. … канд. техн. наук. М., 1988.
10. Бухкало С.И., Ольховская О.И., Борхович А.А. Оценка качества вторичных полимеров с помощью математической модели // Інтегрировані технології таенергозбереження. Х.: 2008. № 2. С. 51 – 55.
11. Маяк Т.Н., Дембицкий Е.В. Экологическая безопасность полимерных строительных материалов // Актуальные проблемы архитектуры, строительства и энергосбережения. Сб. науч. трудов. Симферополь, НАПКС : 2009. Вып. 1. С.110–116.

УДК 663.918.23

СТЕНДОВЫЕ ИСПЫТАНИЯ МИКРОВОЛНОВОГО ЭКСТРАКТОРА ДЛЯ ПРОИЗВОДСТВА КОФЕПРОДУКТОВ

Терзиев С.Г., канд. техн. наук, ассистент,
Макиевская Т.Л., канд. техн. наук,
Ружицкая Н.В., канд. техн. наук, ассистент
Одесская национальная академия пищевых технологий, г. Одесса

Рассматриваются задачи создания эффективного аппарата для экстрагирования из кофейного сырья. Показаны перспективы экстрагирования в микроволновом поле. Приведены результаты стендовых испытаний элементов микроволнового экстрактора. Представлены результаты энергетических и гидравлических испытаний установки. и конструктивные преимущества вымораживающих установок блочного типа. Предлагаются новые принципы водоподготовки на основе ультразвуковых, вакуумных и микроволновых технологий.

The tasks of creation of effective vehicle are examined for extracting from coffee raw material. The prospects of extracting are rotined in the microwave field. The results of stand tests of elements of microwave extractor are resulted. The results of power and hydraulic tests of setting are presented. and structural advantages of the freezings out settings of cell-type. New principles of vodopodgotovki are offered on the basis of ultrasonic, vacuum and microwave technologies.

Ключевые слова: экстрактор, технология кофе, микроволновые технологии.

Введение. В настоящее время работы по экстрагированию проводятся в известных научных центрах Украины. Это национальный университет «Львовская политехника» (руководители работ проф. Семенишин Е.М. и проф. Гумницкий Я.М.), в Национальном университете пищевых технологий (руководители работ проф. Малежик И.Ф. и к.т.н. Завьялов В.Л.), в донецком университете экономики и торговли им. Туган-Барановского (проф. Поперечный А.Н.). В этих центрах развиваются в основном классические подходы в процессах экстрагирования.

Инновационные принципы применения электромагнитных полей для интенсификации массопереноса в процессе экстрагирования использовались впервые в ОНАПТ [1-4].

Под руководством проф. Бурдо О.Г. эффективность процессов экстрагирования в микроволновом поле (МВП) была доказана в диссертационных работах: Терзиева В.Г. (коньячное производство); Осадчука П.И. и Капетулы С.М. (производства масел); Ряшко Г.М. (производство кофе).

Вместе с тем, опыты проводились на установках периодического действия. В настоящей работе рассматриваются вопросы перехода к оборудованию непрерывного принципа работы.

Гидравлические испытания массообменных модулей. Гидравлические исследования модулей проводились с целью установления основных закономерностей и характеристик воздействий, создаваемых конструкцией, на исследуемый объект.

Задачами экспериментальных исследований являлось:

- установить расходные характеристики образцов в зависимости от толщины слоя кофейного сырья в кассете;
- установить надежность работы модулей в диапазоне рабочих расходов;
- определить влияние количества выходных патрубков (конструкции кассеты) на значения расходных характеристик модулей;
- определить технические характеристики группы модулей, обеспечивающие стабильные параметры массообменного модуля.

Принципиальная схема микроволнового экстрактора. Схема экстрактора представлена на рис. 1. Установка состоит из пяти микроволновых камер, шахты, по которой движутся кассеты с продуктом и системы загрузки-выгрузки кассет. Каждая микроволновая камера оснащена системой управления магнетроном, позволяющей регулировать продолжительность и интенсивность обработки.

Первыми задачами стендовых испытаний разработанной установки являются гидравлика кассет и энергетика системы.

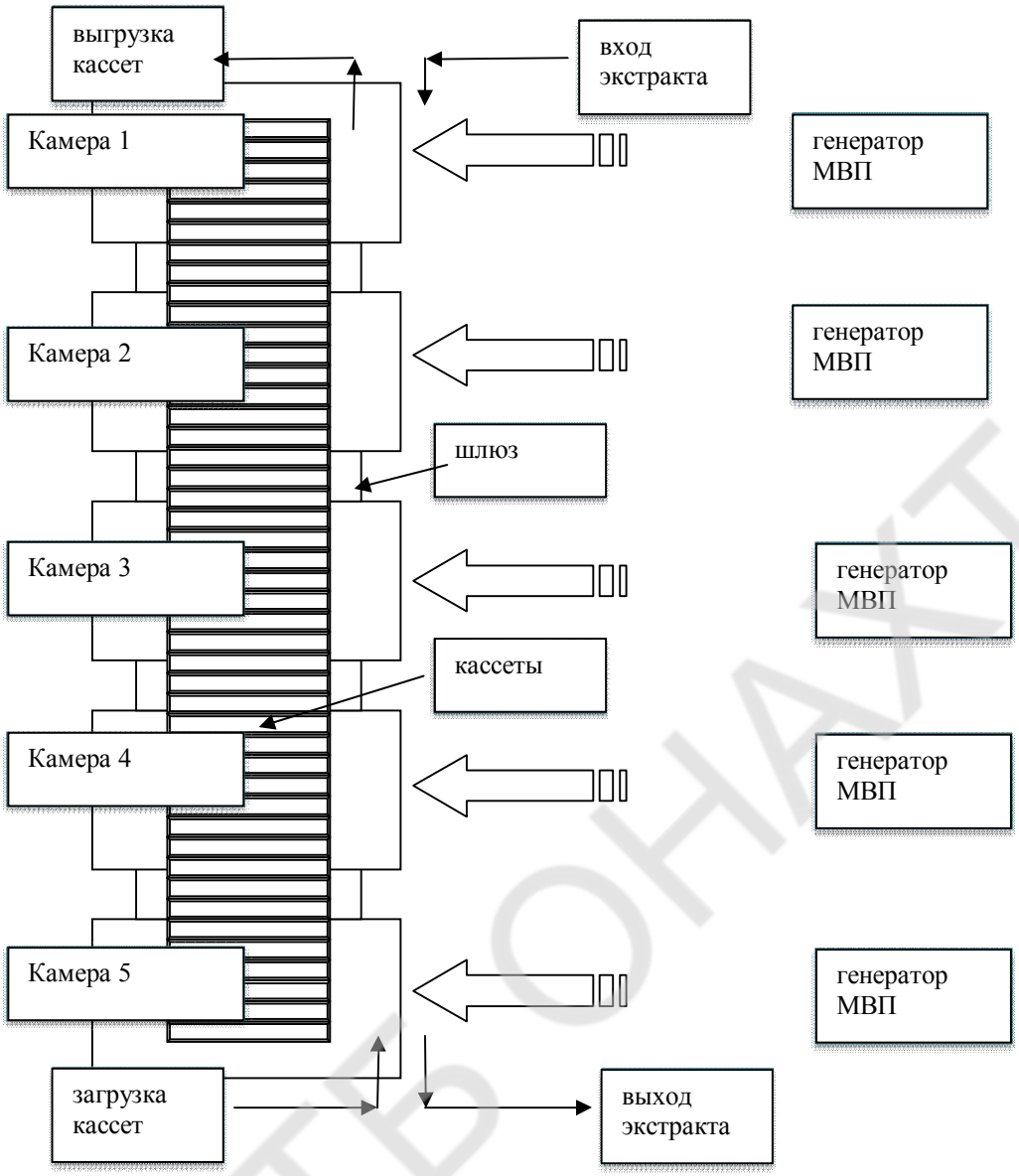


Рис. 1 – принципиальная схема микроволнового экстрактора

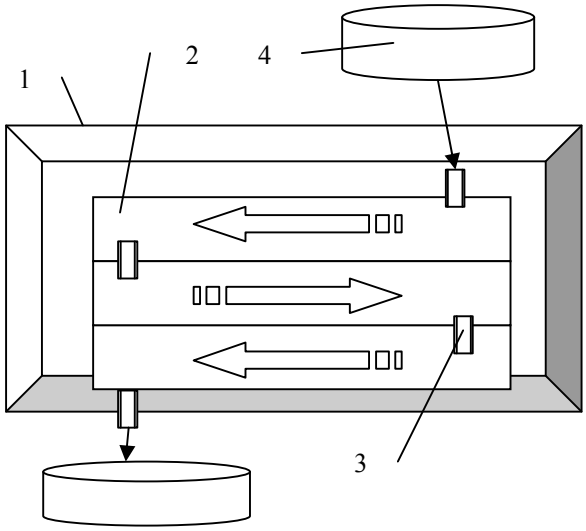
Конструктивные отличия массообменных модулей приведены в табл.1

Таблица 1 – Конструктивные параметры массообменных модулей

№	Высота $h*10^3$, м	Длина $l*10^3$, м	Ширина $b*10^3$, м	Число выходных патрубков шт.	Живое сечение патрубков f, $м^2$	Живое сечение слоя Fсл, $м^2$
1К	0,035	0,2	0,135	1	$15,9\cdot10^{-6}$	2,3…6,5
2К	0,035	0,2	0,135	2	$31,8\cdot10^{-6}$	2,3…6,5
3К	0,035	0,2	0,135	4	$63,6\cdot10^{-6}$	2,3…6,5

НТБ ОНАХТ

Исследования проводились на экспериментальном стенде (рис.2), основными элементами которого являлись установленные в камере 1 массообменные модули (кассеты) 2. Кассеты соединялись патрубками 3, количество которых в разных исполнениях отличалось (табл.1). Вход в патрубки со стороны сырья закрывался радиопрозрачной фильтрующей сеткой. Расход экстрагента устанавливался с помощью мерной емкости 4 и регулировался специальным вентилем. Точное значение расхода определялось весовым методом. Расположение патрубков обеспечивало продольное движение жидкости через слой сырья.



Параметры	ΔP, Па	$V\cdot10^3$, л/ч	$\delta_{Ш}\cdot10^3$, м	τ, с
min	80	4,3	8	60
max	310	19	27	720

а) **б)**

Рис. 2 – Схема гидравлического стенда (а) и диапазон исследований (б)

Основные результаты стендовых исследований приведены на рис.3 и 4.

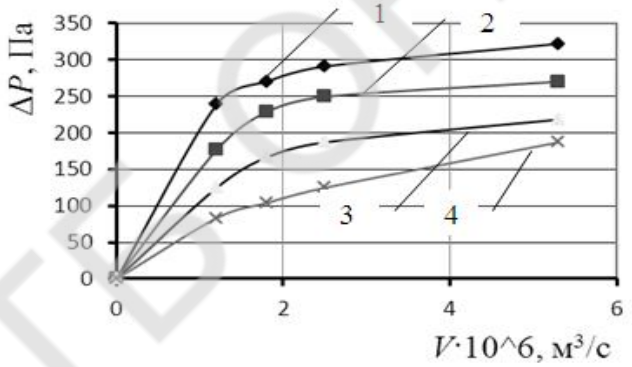


Рис. 3 – Влияние загрузки на гидравлические характеристики кассет

Высота слоя продукта в кассете δ [м]: 1 - $2{,}7\cdot10^{-2}$; 2 – $2\cdot10^{-2}$; 3 – $1{,}4\cdot10^{-2}$; 4 – $0{,}8\cdot10^{-2}$.

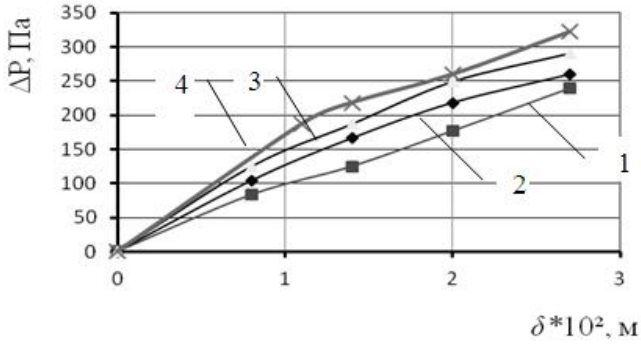


Рис. 4 – Влияние расхода на гидравлические характеристики кассет

Расход экстрагента *V* [м3/с]: 1 = 1,2·10-6; 2 – 1,8·10-6; 3 – 2,5·10-6; 4 – 5,3·10-6 .

По результатам исследований сделаны следующие выводы:

1) для обеспечения тонкослойных течений в слое шлама, повышения поверхности фазового контакта целесообразно работать в диапазонах расходов $1{,}4\cdot10^{-6}\ldots4{,}2\cdot10^{-6}$ м^3/с и при значениях толщины слоя шлама $0{,}8\cdot10^{-2}\ldots2{,}7\cdot10^{-2}$ м;

2) при обработке массива экспериментальных данных следует учитывать фактор влияния расхода и толщины слоя на значение гидравлического сопротивления кассеты.

В результате гидравлических испытаний установлена рациональная конструкция кассеты и технологические факторы, обеспечивающие стабильные параметры массообменного модуля.

Распределение потоков микроволновой энергии в объеме установки.

Цель испытаний: установить характер распределения потоков энергии в модулях микроволнового экстрактора.

Стендовые испытания характеристик совместной работы системы МВ-излучателей экстрактора проводились методом калориметрирования.

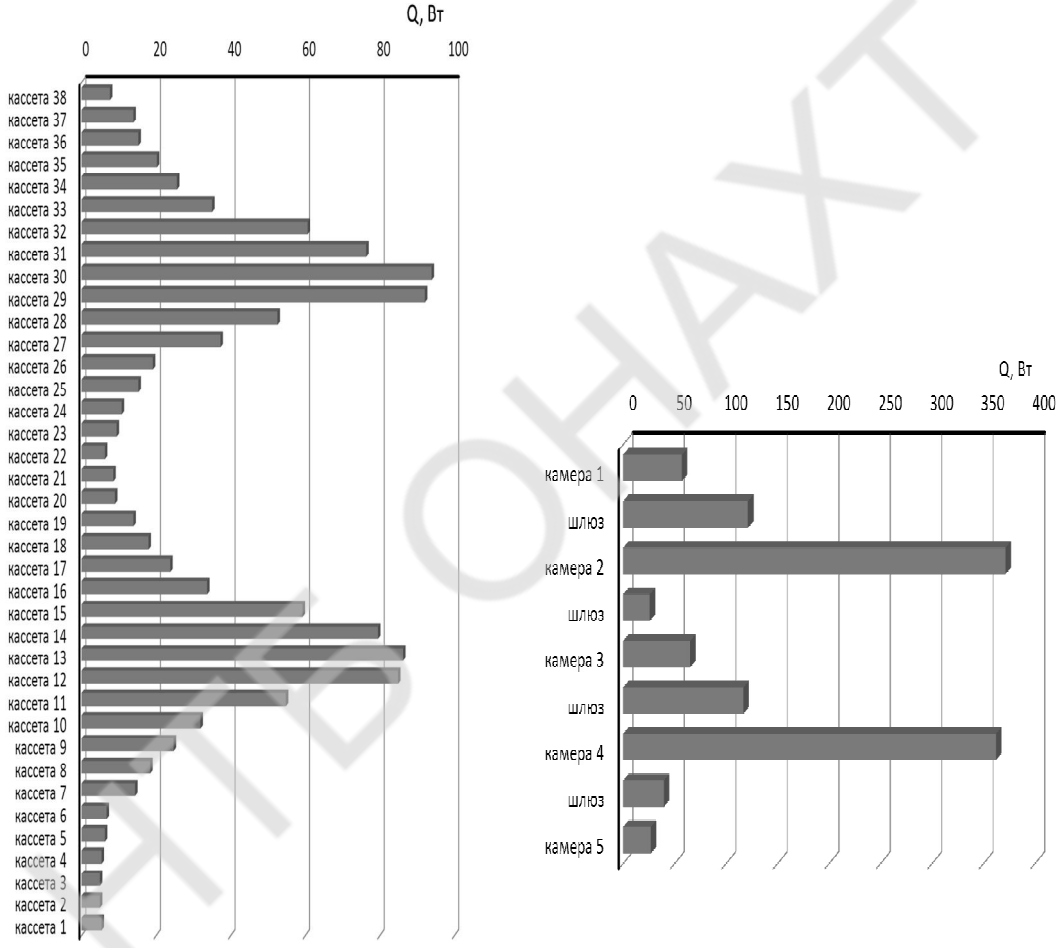


Рис. 5 – Исследование распределения потоков энергии в объеме экстрактора при работе генераторов камер 2 и 4

Получены результаты распределения потоков энергии по высоте установки по каждому массообменному модулю (в кассетах), а также в камерах и шлюзах при работе 2-ух камер установки,

суммарная мощность теплового потока составила порядка $\sum Q = 1190$ Вт.

(Ср = 4212 Дж/кг·К; N = 900 Вт; М=0,32 кг).

Аналогичные испытания при работе 3-х камер установки (1, 3, 5) показали,

что суммарная мощность теплового потока составила $\sum Q = 1950$ Вт.

Исследовано распределение потоков энергии по загрузке в кассетах одной камеры (рис.6).

И установлено, что с увеличением загрузки кассеты в 5 раз суммарная мощность теплового потока увеличивается на 86 %.

НТБОНАХТ

На распределение мощности теплового потока влияет расположение кассеты относительно микроволнового излучателя: чем дальше кассета удалена от излучателя, тем меньше мощность теплового потока

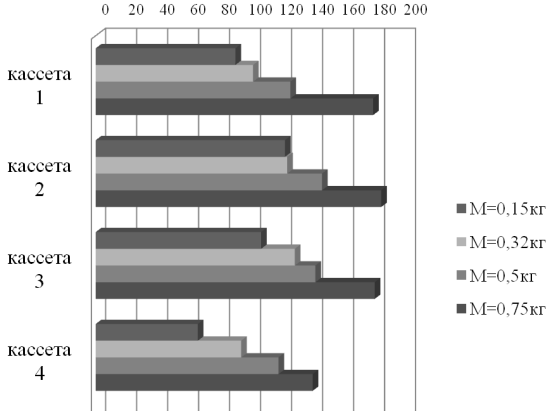


Рис. 6 – Зависимость распределения потоков энергии от загрузки в кассетах одной камеры

Выводы. Результаты стендовых испытаний свидетельствуют, что при относительной простоте конструкции разработанный микроволновой экстрактор легко управляем, позволяет надежно согласовывать необходимые технологические параметры (производительность и концентрация готового продукта) путем регулирования мощности излучения. Аппарат найдет применение в пищевой и фармацевтической промышленностях, в технологиях экстрагирования водой из растительного сырья.

Литература

1. Терзіев В.Г., Бурдо О.Г. Моделювання комбінованих процесів при екстрагуванні в системі “спирт-деревина” // Удосконалення існуючих та розробка нових технологій для харчової та зернопереробної промисловості. – Наукові праці ОДАХТ. – Одеса: 1999. – Вип.20. – С. 203–209.
2. Бурдо О.Г., Ряшко Г.М. Экстрагирование в системе «кофе- вода».- Одесса, 2007.- 176с.
3. Burdo O.G., Terzsev S.G., Knuish A.I., Kovalenko E.A. The New Ways of organization Heat Transfer in Food Industry Apparatuses /Proc. 5–th Int. Heat Pipes Symp.– Melbourne (Australia).– 1997.– P.7–14.
4. Бурдо О.Г.,Терзиев С.Г.,Яровой И.И.,Борщ А.А. Электромагнитные технологии обезвоживания сырья /Problemele energeticii regionale, Chisinau, №1 (18), 2012.- pp.69- 79.
5. Бурдо О.Г., Пищевые наноэнерготехнологии – Херсон, 2013 – 294с.

УДК 66.021.001.57:56/59.004.18

ЭФФЕКТИВНОСТЬ СИСТЕМ ДЕМИНЕРАЛИЗАЦИИ ВОДЫ

Орловская Ю.В., Бурдо О.Г., д-р техн. наук, профессор,
Тришин Ф.А., канд. техн. наук, доцент
Одесская национальная академия пищевых технологий, г. Одесса

Анализируются проблемы дефицита пресной воды. Рассматриваются различные технологии водоподготовки, проведен их сравнительный анализ. Показаны перспективы низкотемпературных технологий водоподготовки. Приведены энергетические и конструктивные преимущества вымораживающих установок блочного типа. Предлагаются новые принципы водоподготовки на основе ультразвуковых, вакуумных и микроволновых технологий.

The problems of freshwater scarcity are being analyzed. Various water treatment technologies are being considered, their comparative analysis was being conducted. The prospects for the low-temperature water treatment technologies were shown. The energy and design advantages of freezing installations block type were shown. The new principles of water treatment based on the ultrasound, vacuum and microwave technologies are being proposed.

Ключевые слова: водоподготовка, энергоэффективность, блочное вымораживание, ультразвуковые, вакуумные, микроволновые технологии.

Вступление. В настоящее время один человек в мире потребляет в среднем в два раза больше воды, чем 100 лет назад. И эта тенденция продолжится в связи с изменением привычного потребления в странах с развивающейся экономикой. Дефицит воды в мире растет. Прогнозируется, что человечество рис-

кует уже к 2025 году столкнуться с серьезной нехваткой воды. Экономическое и социальное развитие приводят к истощению водных ресурсов нашей планеты. Дефицит энергетических ресурсов и увеличение их стоимости оказывают значительное влияние на производство воды, использование и очистку, включая перспективу опреснения и повторного использования. Необходимо согласовать водную и энергетическую стратегии в сотрудничестве с инициативами сообществ и соответствующими технологиями водоподготовки.

Украина относится к малообеспеченным странам по запасам воды, пригодной для использования. Уже сегодня в связи с отсутствием местных источников около 1200 населенных пунктов в южных областях Украины частично или полностью пользуются привозной питьевой водой. По разным оценкам, водные ресурсы Украины составляют от 50 до 52 км^3/год, в том числе поверхностные - до 39 км^3/год. Однако водопотребление постоянно возрастает и сегодня достигает 32-36 км^3/год. По данным Минздрава Украины и Министерства окружающей природной среды и ядерной безопасности Украины, приведенным в «Национальном плане действий по гигиене окружающей среды»:

-ежегодно до 10 % исследованных проб воды из водопроводных сетей не соответствуют гигиеническим нормативам по органолептическим свойствам и составу;

-практически каждая восьмая проба питьевой воды из сельских водопроводов и каждая третья из источников децентрализованного не соответствует требованиям по бактериологическим показателям.

За последние 20 лет в мире суммарная производительность опреснительных установок выросла более, чем в 50 раз. Наблюдается тенденция создания как крупных опреснительных систем производительностью до 500000 м^3/сутки, так и средних, и малых установок для разнообразных нужд.

Сложившаяся ситуация стимулирует бурное развитие актуального научно – технического направления – водоподготовки.

Традиционные технологии очистки и обработки воды.

Обычным способом получения обессоленной воды (дистиллята) является термический метод – *перегонка, дистилляция, выпарка* [1-4]. Извлечение растворенных веществ из воды может производиться мембранными методами. Уровень обессоливания определяется селективностью мембран. Методом нанофильтрации можно достигнуть частичного обессоливания, удалив соли жесткости вместе с двухзарядными анионами и частично – однозарядные катионы натрия и калия и анионы хлора.

Глубокое обессоливание обеспечивает низконапорный обратный осмос. Обратный осмос – характеризуется использованием мембран с минимальным размером пор, соизмеримым с размером одиночных ионов, поэтому извлекаются все растворенные ионы и органические молекулы. Рабочее давление от 0,7 до 7 МПа. Однако использование обратного осмоса имеет ряд ограничений. Вода, подаваемая на мембраны не должна содержать железа, грубых механических примесей, должна быть умягченной и т.п. Это необходимо для предотвращения отложения малорастворимых солей на поверхности мембран и их разрушения [2-3]. В таб. 1 приведено оценочное сравнение методов обессоливания по трем уровням: минимальный (Мин.), максимальный (Макс.) и средний (Ср.) [1].

Таблица 1 – Сравнение технологий деминерализации воды

Параметр	Ионный обмен	Обратный осмос	Электродиализ	Выпарка
Надежность	Макс.	Ср.	Мин.	Макс.
Степень обессоливания	Макс.	Ср.	Мин.	Ср.
Удаление органики	Мин.	Макс.	Мин.	Ср.
Удаление микрофлоры	Мин.	Макс.	Ср.	Макс.
Удаление взвесей	Мин.	Макс.	Мин.	Макс.
Удаление растворенных газов	Мин.	Мин.	Мин.	Макс.
Требования к предподготовке	Мин.	Макс.	Макс.	Ср.
Расход реагентов	Макс.	Мин.	Мин.	Мин.
Расход питающей воды	Мин.	Макс.	Макс.	Мин.
Объем отходов	Мин.	Макс.	Ср.	Мин.
Возможность переработки отходов	Макс.	Мин.	Мин.	Макс.
Возможность сброса отходов	Мин.	Макс.	Ср.	Мин.

В настоящее время сохраняется ориентация на использование простых и технологически отработанных дистилляционных систем. Вместе с тем растет интерес к холодильным технологиям опреснения.

Развитие техники вымораживающих опреснительных установок. Среди холодильных методов опреснения воды перспективными считаются технологии блочного вымораживания. Впервые такие технологии были предложены в ОНАПТ на кафедре процессов и аппаратов еще в 1987г. Их эффективность подтверждена в работе одного из авторов [5]. Достоинством таких установок являются: простота конструкции, надежность, отсутствие системных потерь холода. Дальнейшие исследования способствовали формированию научных основ водоподготовки вымораживанием [6-7], что дало определенный импульс к развитию техники опреснения. Результаты совершенствования техники блочного вымораживания [8] определили энергетическую перспективность схем с рециклингом льда и целесообразность применения акустических полей в процессах формирования блоков льда. В настоящей работе базовыми являются именно такие схемы.

Кроме того, анализируются перспективные, с точки зрения авторов, принципиально новые технологии термического разделения растворов: в условиях вакуума и оригинальных систем подвода энергии. Применяются технологии адресной, селективной подачи энергии с помощью микроволновых систем и с помощью испарительно-конденсационных камер. Дистилляция при пониженных температурах должна иметь энергетические преимущества и благоприятно отразиться на качестве процесса разделения.

Принципы, которые реализуются в рассмотренных схемах, решают достаточно сложную проблему - предотвращение образования накипи на теплообменных поверхностях опреснителей.

Экспериментальные стенды. Физические принципы, которые лежат в основе деминерализации соленой воды вымораживанием, обуславливают ряд его неоспоримых преимуществ. Во-первых, количество энергии, которое необходимо для получения 1 кг пресной воды при вымораживании в 7 раз меньше, чем при термических методах (дистилляции, либо выпарки). Во-вторых, деминерализация вымораживанием нечувствительна к минеральному составу исходной воды. В-третьих, показатель качества пресной воды по сухому остатку (меньше 1кг солей на 1м3 воды) может быть достигнут во всех случаях. Холодильные способы обладают меньшей коррозией, меньшими капитальными затратами, более высокой термодинамической эффективностью. У них отсутствует накипеобразование. По сравнению с мембранными опреснителями, холодильные характеризуются большей степенью извлечения пресной воды, они нечувствительны к составу и концентрации примесей, не требуют тщательной предварительной очистки воды.

При обосновании выбора метода опреснения воды в конечном итоге решающее значение имеют экономические показатели. На топливную составляющую падает (45…68) % стоимости опреснения воды дистилляцией и (30…43) % - вымораживанием. Причем, с увеличением единичной мощности опреснителя составляющие затрат на обслуживание и амортизацию быстро падают, а доля энергетических затрат возрастает, поскольку удельный расход энергии с увеличением мощности установки снижается очень медленно.

Процесс опреснения соленой воды вымораживанием основан на селективных свойствах кристаллический решетки льда, которая не допускает замены атомов Н+ или 0- атомами других солей. В процессе медленного охлаждения раствора подвижность молекул воды и солей уменьшается, а упорядоченность увеличивается, приближаясь к строению элементарной кристаллической решетки льда. Благодаря разным значениям свободных энергий у молекул воды в решетке льда и молекул солей в их решетках, происходит отделение от льда ионов солей, которые оттесняются от поверхности кристалла льда. Физике процесса опреснения вымораживанием удачно соответствуют установки блочного типа (рис.1).

Схема работы выглядит следующим образом. Из раствора на кристаллизаторах формируется блок кристаллов льда, после чего оставшийся раствор удаляется из концентратора. Образовавшийся блок льда отделяется от кристаллизатора и осуществляется гравитационное сепарирование. Непродолжительная оттайка сопровождается плавлением тонкого поверхностного слоя блока, образовавшаяся при этом вода смывает раствор соли из капиллярных объемов и с поверхности блока. Д.алее производится расплав льда и получение очищенной воды. Теплота плавления льда используется в холодильном цикле для снижения температуры холодильного агента перед дросселированием (рис.1). Таким образом, можно обеспечить непрерывный процесс опреснения, процесс легко механизировать, им просто управлять. В качестве охлаждающей среды можно использовать холодильный агент, хладоноситель, в частности, холодный воздух из окружающей среды.

Исходные входные потоки (рис.1) соответствуют параметрам водопроводной воды. На выходе задается допустимая концентрация солей в дистилляте.

Технической идеей схемы есть использование рециклинга льда и частотного преобразователя для регулирования холодильной производительности машины.

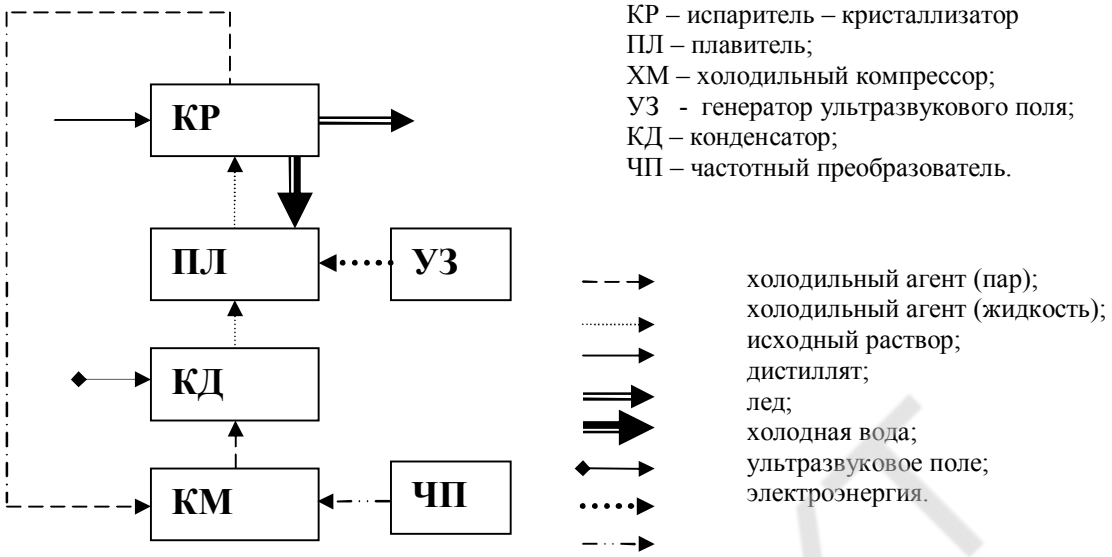
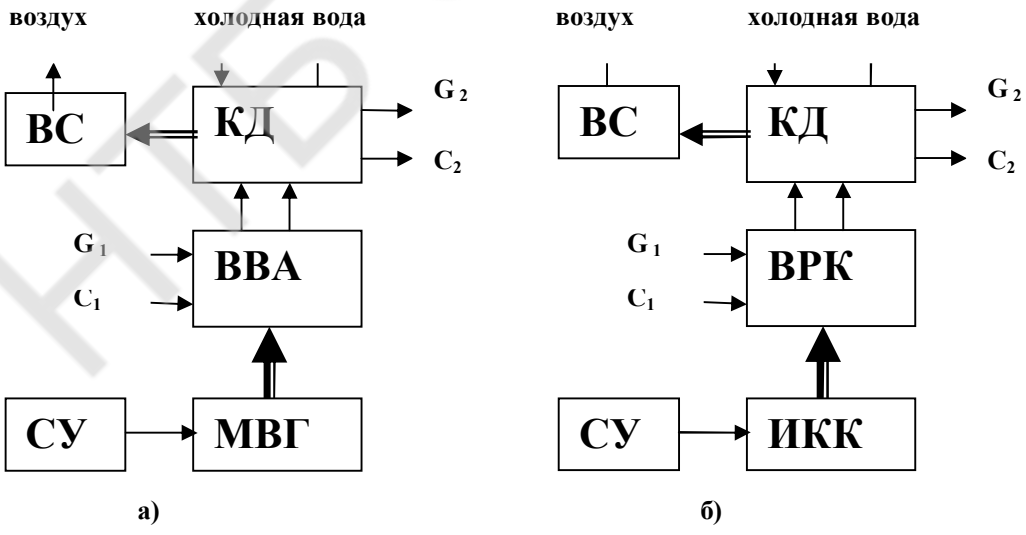


Рис. 1 – Аппаратурно - процессовая схема установки блочного вымораживания

Вопрос в том, что система должна эффективно работать как в первом цикле (при запуске установки при отсутствии льда в плавителе), так и в последующих циклах, когда происходит плавление льда. Возврат энергии льда в холодильный цикл может существенно снизить затраты энергии. Но для этого необходимо изменить характеристики компрессора, что предлагается осуществлять с помощью частотного преобразователя. Уменьшение холодильной мощности с помощью регулирующего вентиля является простым и удобным способом, но с энергетической точки зрения этот принцип не эффективен. Использование в схеме частотного преобразователя является более дорогим решением, но позволяет плавно перестраивать холодильную машину на необходимую мощность при максимальной энергетической эффективности. Особенно важно иметь такую возможность в рассматриваемой схеме с рециклингом льда, где следует реагировать на тепловые режимы плавителя.

Исследования проведены на установках термического обессоливания в условиях вакуума и при оригинальных способах подвода энергии (рис.2).



а) – микроволновой вакуум-выпарной аппарат, б) – вакуум- ректификационный опреснитель, ВС – вакуумная система, КД – конденсатор – дистиллятор, СУ – система управления подводом энергии, ВВА – вакуум-выпарной аппарат, МВГ – генератор микроволновой энергии, ВРК – вакуум- ректификационная колонна с дефлегматором, ИКК – испарительно-конденсационная камера

Рис. 2 – Новые способы термического опреснения воды

Приведенные на (рис.2) новые технологии объединяет общая идея – реализовать процесс разделения раствора при низких температурах фазового перехода, в условиях вакуума. Отличаются схемы принципами подвода энергии для перевода воды в паровую фазу. Представляется, что в условиях вакуума и адресной доставки электромагнитной энергии к молекулам воды можно ожидать высокой степени деминерализации, минимального времени процесса обессоливания.

Установка по (рис.2,а) имела объем загрузки 2кг, мощность магнетрона 800Вт. Установка укомплектована вакуум-насосом типа ТМ«KNF»FT18 и холодильной системой, стабилизирующей температуру холодной воды на уровне 4…6 ºС.

Вакуум-ректификационная установка (рис.2,б) рассчитана на обработку 10кг раствора, укомплектована электрическим нагревателем мощностью 2,5 кВт, размещенном в герметичной испарительно- конденсационной камере, вакуумным насосом типа ТМ«KNF»FT18 и холодильной системой для термостатирования температуры охлаждающей конденсатор воды.

Обсуждение результатов исследований. Задачей исследований было предварительно оценить возможности различных принципов водоподготовки, разработанных в ОНАПТ. Опыты проводились на установках, которые приведены на рис.1 и 2. Сравнивались полученные образцы также с аптечной водой для инъекций и дистиллятом из промышленной установки.

Основным параметром сравнения являлось содержание соли в дистилляте (табл.2), значение которого измерялось прибором DIST. В области низких солесодержаний использовался метод высушивания жидкости до постоянного веса, который контролировался прецизионными весами типа AS220/C.

Таблица 2 – Концентрация солей в дистилляте (С, мг/кг)

АВИ	ПД	ТЕХНОЛОГИИ ВОДОПОДГОТОВКИ ОНАПТ						
		низкотемпературные					вакуумные	
		БВУ	БВУЗ1	БВУЗ2	БВУОР	БВУКР	МВВА	ВРК
11-50	50	39	30	20	<10	< 4	22	17

В таблице 2 приняты обозначения: АВИ – аптечная вода для инъекций, ПД – паровой промышленный дистиллятор, БВУЗ1 – блочная вымораживающая установка с ультразвуковым интенсификатором процесса кристаллизации, БВУЗ2 - блочная вымораживающая установка с ультразвуковыми интенсификаторами процессов кристаллизации и сепарирования, БВУОР -осциллирующие режимы блочного вымораживания, БВУКР - каскадные режимы блочного вымораживания, МВВА – микроволновой вакуум-выпарной аппарат, ВРК – вакуум – ректификационная колонна.

Самостоятельными вопросами исследований являлись оценки ряда параметров технологий, которые характеризуют технические и экономические показатели. На первом этапе анализа проводились сравнительные оценки предложенных технологий по трем уровням: минимальный, средний и максимальный (табл.3).

Таблица 3 – Сравнение технологий водоподготовки ОНАПТ

Параметр	БВУ	БВУЗ	БВУКР	МВВА	ВРК
Надежность	Макс.	Ср.	Макс.	Мин.	Мин.
Степень обессоливания	Ср.	Ср.	Макс.	Макс..	Макс.
Удаление микрофлоры	Мин.	Мин.	Мин.	Макс.	Макс.
Удаление взвесей	Ср.	Макс.	Макс.	Макс.	Макс.
Удаление растворенных газов	Мин.	Ср.	Мин.	Макс.	Макс.
Продолжительность процесса	Ср.	Ср.	Макс.	Мин.	Ср.
Удельная энергоемкость	Мин.	Мин.	Ср.	Ср.	Макс.

Полученные результаты свидетельствуют о перспективности предложенных решений. Дальнейшие исследования следует развивать в направлениях определения зависимостей технологических, энергетических, экономических параметров от режимных и конструктивных характеристик оборудования.

Выводы. Роль опреснения на современном этапе не ограничивается только проблемой ликвидации дефицита воды в ряде маловодных и безводных регионов мира. Принцип опреснения все шире сопровождается концентрированием растворов с целью получения из них товарных минеральных продуктов. В связи с этим на мировом рынке возрастает спрос на опреснительные установки, обладающие высокими экономическими показателями. Представляется, что следует ожидать бурного развития принципиально нового для настоящего времени научно – технического направления – технология воды направленного лечебно – профилактического назначения. Предлагаемые аппараты блочного вымораживания являются удобными конструкциями для производства талой воды, насыщенной необходимыми целебными компонентами, облегченной воды.

Литература

1. Б.Е.Рябчиков. Современные методы подготовки воды. Минск, 2005**.**
2. Дытнерскнй Ю.И. Обратный осмос и ультрафильтрация. М. Химия, 1978.
3. Хванг С.-Т., Каммермейер К. Мембранные процессы разделения/Пер. с англ.: М. Химия, 1981.
4. В.Б. Чернозубов, В.Л. Подберезный, Н.К. Токманцев "Техника термического опреснения воды в системах водоподготовки и ликвидации солесодержащих промышленных стоков". //Экология и технология. Москва, 1994 г.
5. Бурдо О.Г., Офатенко О.О. Анализ процессов деминерализации воды //Зб. наук. праць ОНАХТ Одеса, 2009. – Вип.35. – С. 287- 292.
6. Бурдо О.Г. Совершенствование процессов и аппаратов пищевой и холодильной технологий на основе автономных теплопередающих устройств. Дис. д.т.н., Одесса, 1988 – 526 с.
7. Бурдо О.Г. Холодильные технологии в системе АПК – Одесса: Полиграф, 2009 – 288с.
8. Бурдо О.Г., Милинчук С.И., Мордынский В.П., Харенко Д.А. Техника блочного вымораживания – Одесса: Полиграф, 2011 – 294с.

УДК 644.8:658.562.5

КОМПЬЮТЕРНОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ РАСПЛЕДЕЛЕНИЯ ТЕПЛОВОГО ПОТОКА В ИК-СУШИЛКЕ

Киптелая Л.В., д-р техн. наук, профессор,
Саенко С.Ю., канд. техн. наук, доц.
Загорулько А.Н. аспирант
Харьковский государственный университет питания и торговли, г. Харьков

Теоретическими и экспериментальными исследованиями доказано, что использование ИК-излучения в технологии сушки плодоягодного сырья, позволяет максимально сохранить БАВ в продукте, а основной целью при проектировании сушилок с использованием инфракрасного излучения является достижение равномерного распределения теплового потока от источника ИК излучателя на приемную поверхность (лоток с продуктом). Для исследования равномерности распределения теплового потока применяли программу TracePro. В связи с этим нами было спроектировано экспериментальные сушилки для исследования данных цели, в результате с дальнейшим выходом на промышленный образец вертикальной ИК-сушилки.

Theoretical and experimental studies have shown that the use of IR-radiation in fruit and berry raw materials drying technology allows to preserve the BAS (biologically active substances) in the product, and the main goal in the design of dryers with infrared radiation is to achieve a uniform distribution of heat flow from the source of the radiator on the receiving surface (product tray). To investigate uniformity of the distribution of the heat flux applied program. In this connection, we have designed experimental dryers for studies of the target data, with subsequent access to the industrial prototype of the vertical IR-dryers.

Ключевые слова: моделирование, распределение, проектирование, ИК-сушка.

В связи с ухудшением экологического положения в Украине и в других Европейских странах главной целью пищевой промышленности, является усовершенствование и разработка технологических процессов позволяющих максимально сохранить биологически активных веществ (БАВ) в растительном сырье. Одним из путей усовершенствования процессов переработки растительного сырья, является использование процесса сушки [1].

Теоретическими и экспериментальными исследованиями доказано, что использование инфракрасной энергии для сушки плодоягодного сырья сохраняет значительное количество БАВ в продукте [1-2]. По сравнению с другими видами сушки, за счет мягкого температурного процесса (40…60 ^{o}C) и способу извлечения влаги из сырья, поскольку влага удаляется не из поверхностных слоев образца, а перемещается из центра к поверхности, сохраняя клеточную структуру продукта.

При проектировании сушилок с использованием инфракрасного излучения, основными проблемами является:

- подбор технических, геометрических и оптических параметров ИК-генераторов;
- обеспечение равномерного теплового потока на приемной поверхности (лоток с продуктом) и между ними;
- исследование распространения ИК-энергии в рабочей камере.

Целью научной статьи является экспериментальное исследование процесса ИК-сушки плодоягодного сырья, а так же подбор оптимального ИК-генератора, обеспечивающего возможность проведения процесса сушки с минимальными энергозатратами и исследования равномерности распределения теплового потока на приемной поверхности и между лотками с помощью компьютерной программы *TracePro*. На основании полученных результатов создать экспериментальную ИК-сушилку, конструкция, и принцип действия которой, позволить снизить энерго- и металлоемкость существующих аналогов с возможностью использования вторичного воздуха в процессе сушки.

В результате литературного анализа процессов сушки растительного сырья с использованием ИК-излучения было предложено создать экспериментальную установку для исследования процессов сушки, с подбором актуального и энергоефективного ИК-генератора, и возможностью дальнейшего компьютерного моделирования распространения теплового потока в рабочей камере и на лотках с продуктом [3].

На сегодняшний день для создания ИК-сушилок предлагается использовать пленочной электронагреватель (ПЛЕН), который устойчив к температуре и влажности, а изоляционной материал PET Maker помогает выдерживать перепады напряжения. Нагреватель широко распространяется во всем мире, поскольку имеет простоту монтажа, легкость конструкции нагревателя и низкую энергоемкость.

Двухлинейный шаг и конфигурация карбоновых полос нагревательной пленки, нейтрализует электромагнитное поле от нагревателей, а соединение их с медной шиной происходит с помощью защитного серебряного напыления, что препятствует нагреву медной шины и гарантирует ее долговечность.

Основными технологическими параметрами нагревающей пленки являются: температура на поверхности ленты 45 °С; температура плавления пленки 256 °С; толщина 0,3 мм; длина волны ИК-излучателя составляет 10 мкм, а потребляемая мощность нагревателей 210 Вт. Именно эти технологические данные позволяют использовать нагревающую карбоновую пленку для мягких процессов сушки плодоягодного сырья, при низких температурах.

Предложено создать экспериментальную вертикальную ИК-сушилку, позволяющую снизить энерго- и металлоемкость существующих конструкций (рис.1), а форма камеры обеспечивает максимальную равномерность теплового потока в рабочей камере и на лотках с продуктом.

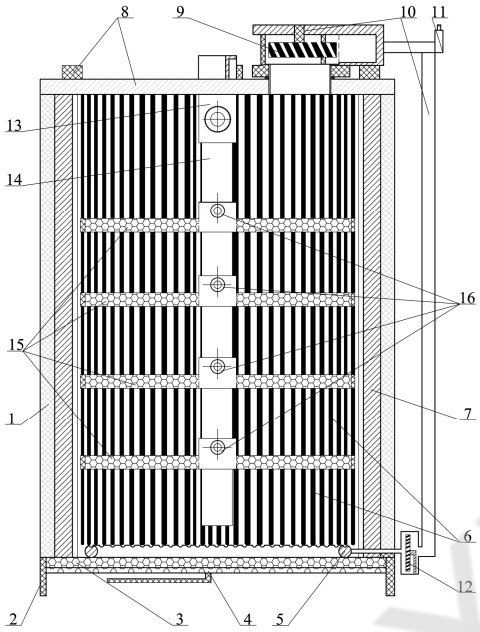
Работа аппарата заключается в следующем: плодоягодное сырье загружается на сетчатые лотки 15, которые фиксируются с помощью монтажной шпильки 16 на штатив 14. После чего штатив с лотками устанавливается в фиксирующем устройства 13 крышки 8 с затяжными фиксаторами и вытяжным вентилятором 9 и загружается в цилиндрическую вертикальную рабочую камеру сушилки 1, установленной на стойках 2, где сырье сушиться при температуре 40...60 ^{o}C.

Отработанный и подогретый воздух нагнетается вытяжным вентилятором 9 в канала 10, где при открытой задвижке 11 и нагнетающего вентилятора 12 нагретый вторичный воздух поступает в кольцевой барботер 5, которой установлен у ИК-нагревателей, создавая в пристеночной слое турбулентный режим.

Для исследования распределения теплового потока в рабочей камере и на лотках с сырьем использовали компьютерную программу TracePro [4]. Ее используют для моделирования процессов, которые описываются законами оптики и, в частности, тех, которые основываются на утверждении – угол падения луча равен углу отражения.

Программа моделирует ход лучей в рабочей камере и позволяет выбирать спектр потока и назначить мощность ИК-излучателей, что дает возможность получить количественные характеристики тепловых потоков.

Перед моделированием в TracePro сначала устанавливается необходимая мощность ИК - излучателей и длина волны. После чего программа случайным образом выбирает точки на поверхности излучателей и направление движения лучей, выходящих из них и автоматически вычисляет их траекторию.



1 – вертикальная цилиндрическая рабочая камера; 2 – стойки; 3 – распределительная решетка; 4 – регулирующая задвижка; 5 – кольцевой барботер; 6 – продольные рабочей камере карбоновые прямоугольные ИК - излучатели; 7 – отражающая фольга с теплоизолирующим листовым алюфомом; 8 – крышка с затяжными фиксаторами; 9 – вытяжной вентилятор; 10 – канал; 11 – регулирующая задвижка; 12 – нагнетающий вентилятор; 13 – фиксаторы; 14 – штатив; 15 – сетчатые лотки; 16 – монтажные шпильки

Рис. 1 – Экспериментальная ИК-сушилка

На (рис. 2) представлено распределение теплового потока на приемной поверхности с рециркуляцией воздуха в камере.

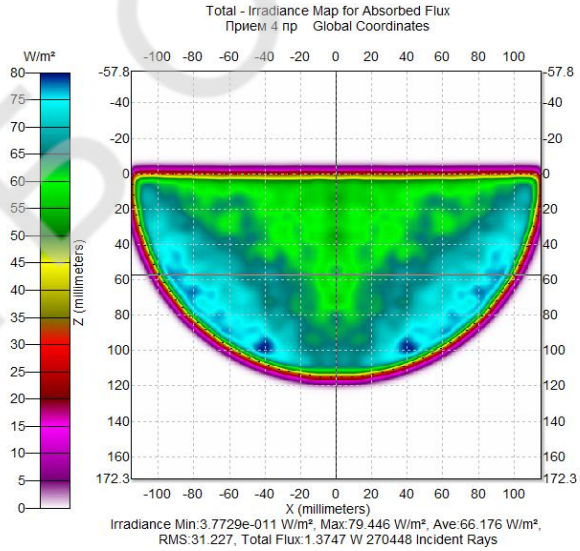


Рис. 2 – Распределение теплового потока на приемной поверхности с рециркуляцией воздуха в камере

Таким образом, констатируем, что все точки рабочей поверхности, как это и предсказывала теория, прогреваются равномерно с рециркуляцией воздуха в камере, а незначительная неравномерность, которая изображается изменением цвета отдельных участков при переходе от одной точки рабочей поверхности к другой, объясняются погрешностями метода вычислений, используемого программой *TracePro*.

На (рис. 3) представлено распределение теплового потока на приемной поверхности без рециркуляции воздуха в камере.

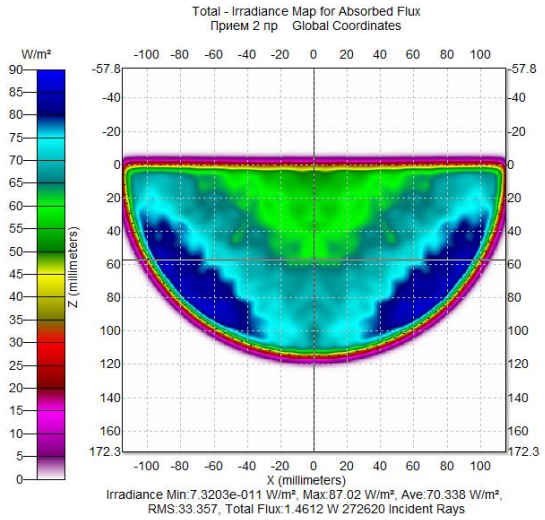


Рис. 3 – Распределение теплового потока на приемной поверхности без рециркуляции воздуха в камере

Анализируя данное распределение теплового потока на приемной поверхности без рециркуляции воздуха в рабочей камере наблюдаются 2 зоны интенсивного нагрева на лотку, это объясняется тем, что экспериментальная ИК-сушилка имеет 4 секции карбоновых излучателей по 24 полосы нагревателей. Между секциями конструкцией ИК-генератора предусмотрено пространство, которое позволяет нейтрализовать электромагнитное поле от излучателей, это объясняется схемой расположения секций карбоновых излучателей (рис. 4, размерность в мм.). А изменение цвета отдельных участков при переходе от одной точки рабочей поверхности к другой, объясняются погрешностями метода вычислений, используемого программой TracePro.

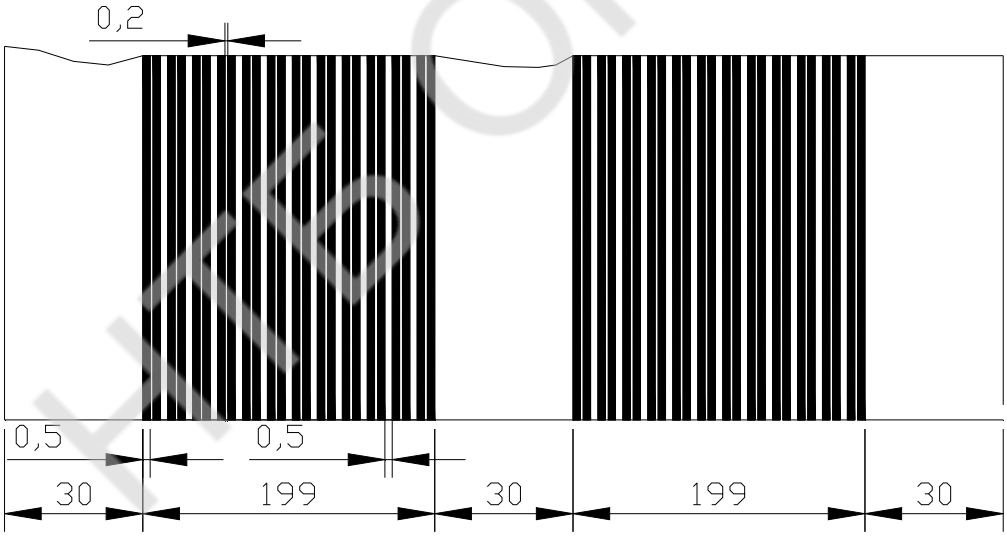


Рис. 4 – Схема расположения секций карбоновых излучателей

На основании результатов исследований спроектирована вертикальная ИК-сушка, преимущества, которой заключаются в: снижении энерго- и металлоемкости, поскольку потребляемая мощность 210 Вт, а масса без загрузки 5 кг; простоте конструкции и легкости в эксплуатации с минимальной автоматизацией; температурный режим 40...60 °С; снижение продолжительности процесса сушки за счет создания вынужденной конвекции; равномерном тепловом поле на приемной поверхности лотков и между ними, за счет формы ИК-сушилки; уменьшении геометрических размеров и простоты конструкции от аналогов за счет формы сушилки и описывающих ее, карбоновых ИК нагревателей; интенсификации процесса сушки, за счет использования вторичного воздуха для подогрева свежего воздуха и возможности регулирования количества воздуха в рабочую камеру и возможности сушки различного плодоягодного сырья.

Использование компьютерной программы TracePro позволяет представить распределение теплового потока в рабочей камере и на приемных поверхностях в зависимости от формы камеры конструкции и размещения карбоновых излучателей. Получен патент Украины № u201314950 – «ІЧ-сушарка органічної рослинної сировини»

Литература

1. Гинзбург А.С. Основы теории и техники сушки пищевых продуктов. – М.: Пищевая промышленность, 1973. – 528 с.
2. Кіптела Л.В. ІЧ – сушіння рослинної сировини. Les problemes contemporains dela technosphere et dela formation des cadres d'ingenieurs. VII Conference internationale scientifique et methodique du 8-17 octobre 2013 a Sousse (Tunisie). С. 138-140. / Кіптела Л.В., Загорулько А.М., Мольский О.С.
3. Киптелая Л.В. Влияние размещения рефлектора в ИК-сушилке на процессе сушки плодово-ягодного сырья. Международная научно-технологическая конференция «Низкотемпературные и пищевые технологии в XXI веке» (Санкт-Петербург, 13-15 ноября 2013 г.). С. 321-323., Киптелая Л.В., Загорулько А.Н.
4. Моделювання розповсюдження ІЧ-випромінювання в сушарках із циліндричною формою рефлектора, Прогресивні техніка та технології харчових виробництв ресторанного господарства і торговлі, зб. наук. праць, випуск 1(17) Частина 1, Х.2013, Кіптела Л.В., Саєнко С.Ю., Загорулько А.М., Мольский О.С.

УДК 643.33:635.965.2

ПОВЫШЕНИЕ ЭФФЕКТИВНОСТИ ПРОИЗВОДСТВА ФРУКТОВЫХ ПАСТ ИЗ ПЛОДОВО-ЯГОДНОГО СЫРЬЯ

Киптелая Л.В., д-р техн. наук, профессор, Загорулько О.Є., канд. техн. наук, доц.
Харьковский государственный университет питания и торговли,
г. Харьков

Разработана рецептура новой фруктовой пасты с использованием дикорастущей актинидии и аронии. Подобран аппаратурный комплект технологической линии для производства фруктовых паст. Определены оптимальные режимы концентрирования фруктовых пюре. Рассмотрена возможность повышения эффективности использования роторного пленочного аппарата. Предложена установка, которая позволит снизить зону нагревания за счет создания стойкого турбулентного режима по обе стороны теплопередающей поверхности аппарата.

Developed a new formulation of fruit paste using wild actinidia and chokeberry. A similar set of instrumental healing process line for the production of fruit pastes. The optimal concentration modes fruit puree. The possibility of increasing the efficiency of the use of a rotary film unit. Proposed plant, which will reduce the heating zone through the creation of a stable turbulent flow on both sides of the heat transfer surface of the device.

Ключевые слова: фруктовая паста, концентрирование, роторный пленочный аппарат.

Повышенная нагрузка на современного человека диктует необходимость постоянно поддерживать на необходимом уровне функционирование механизмов долговременной, т.е. совершенной адаптации, откуда вытекает следующее важное условие направленного воздействия на эти системы: питание должно быть сбалансированным и нацеленным одновременно на многие звенья обмена веществ и механизмы защиты организма.

Такое воздействие оказывают многие компоненты пищевых продуктов, прежде всего растительные находящиеся в концентрированном состоянии. Это витамины и минеральные вещества, особенно их комбинации, поскольку именно комбинации этих веществ являются физиологическими факторами здоровья. Особенное место среди концентрированных полуфабрикатов занимают фруктовые пасты из дикорастущего сырья – натуральные витаминоносители имеющие различные лечебно-профилактические свойства, способствующие структурообразованию и улучшению цвета пищевых продуктов. Более широкое их использование в изготовлении различных пищевых продуктов сдерживается недостаточностью сведений об их химическом составе, технологических свойствах, а также отсутствием технологий и оборудования для их производства.

Пастообразные пищевые изделия из плодов и ягод получили распространение в различных отраслях пищевой промышленности – консервной, молочной, кондитерской, хлебопекарной, в массовом питании благодаря высокой пищевой и биологической ценности.

Яблоки культурных сортов содержат большое количество пектиновых веществ (до 1,5%), углеводов, преимущественно фруктозу. Однако в яблоках сравнительно мало витаминов, органических кислот, цветовая гама пищевых изделий из яблок достаточно ненасыщенная и эстетично неблагоприятная. Именно эти недостатки можно устранить путем купажирования яблок с плодами различных видов дикорастущего сырья. Использование дикорастущих плодов и ягод позволяет обогатить пасти биологически активными веществами, в частности витаминами, полифенолами, пектинами, дубильными веществами, расширить их ароматическую и вкусовую гаму, улучшить внешний вид. Купажирование культурных плодов с разнообразными видами дикорастущих значительно расширяет возможности создания многофункциональных пищевых полуфабрикатов имеющих заданные потребительские свойства [1].

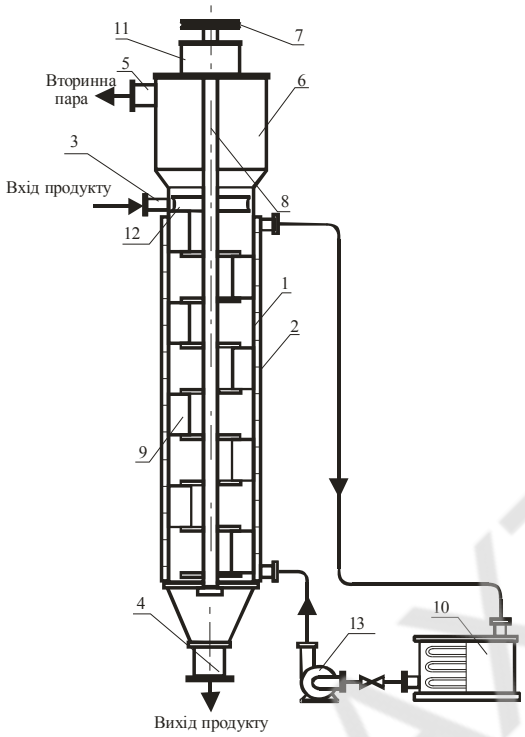
Для обоснования рецептур фруктовых паст проведены эксперименты по купажированию яблочного пюре с пюре из актинидии и аронии черноплодной. Паста создавалась с учетом органолептических и физико - химических показателей сырья. В трехкомпонентную композицию подбирались дикорастущие плоды с высоким содержанием витаминов и пектинов. Кроме того, для проведения более щадящих режимов стерилизации необходимо было обеспечить активную кислотность pH паст не больше 3,3...3,7. Также подбор рецептурных компонентов осуществлялся с учетом лечебно-профилактических свойств сырья. Так, плоды актинидии используют в качестве общеукрепляющего успокоительного средства имеющие болеутоляющие и противоцинготное свойство, а ее плоды богаты на витамин С, дубильные вещества, органические кислоты, но не имеют достаточного количество красящих веществ. Поэтому с целью повышения цветовой гамы были взяты плоды аронии черноплодной, которые, в свою очередь, применяют в медицине для лечения гипертонии и профилактики атеросклероза.

Предложена следующая рецептура изготовления пасти с использованием дикорастущего сырья: яблоко – 45±2,5 %, актинидия – 30±2,5 %, арония – 25±2,5 % [2].

Пасты с использованием дикорастущего сырья – это многокомпонентные системы, потому на участок первичной подготовки сырья состоящий из инспекции, мойки, предварительной тепловой обработки и измельчения, ягоды разных видов поступают последовательно. Наиболее длительной операцией является предварительная тепловая обработка сырья. Для проведения этой операции разработан аппарат многофункционального назначения [3], а для уваривания применяеться усовершенствованный роторный пленочный аппарат (РПА) (рис. 1).

Необходимость его создания предопределена специфическими особенностями дикорастущего сырья, имеющего кроме высокой пищевой и биологической ценности, определенные негативные свойства – твердую шкурку, большую кислотность, которые можно устранить с помощью вспомогательной обработки бланшированием в 1…2 % растворе лимонной кислоты, при температуры 60...65° С в течение 3-5 минут с целью стабилизации полифенольного комплекса и для смягчения тканей. Существующее тепловое оборудование имеет высокую производительность, что в условиях переработки сравнительно небольших объемов дикорастущего сырья делает его применение неэкономичным. Для согласования работы оборудования между собой в линии установлены разные накопительные емкости.

Актинидию и аронию протирают, отделяя шкурки и косточки на сдвоенной протирочной машине. Сдвоенная протирочная машина имеет сита с диаметрами 1,2...1,5 и 0,5...0,7 мм. Полученная после протирки шкурку и косточки с остатками мякоти отваривают в течение 5-10 минут, при этом соотношение массы шкурки и косточек с мякотью к массе воды составляет 1:0,5...1:0,7. Полученную массу протирают на сдвоенной протирочной машине. Эта операция позволяет повысить выход готовой продукции и получить малоотходную технологию. Яблочное пюре готовят по действующей технологической инструкции для производства плодовых и ягодных пюре. Потом соединяют массу из актинидии и аронии черноплодной, протертую массу отвара из шкурки и косточек этих ягод, яблочное пюре и перемешивают. Полученную массу подают к роторно-пульсационному аппарату ТФ-2, где происходит разрушение межклеточной структуры, что обеспечивает выход всех питательных веществ клетки и дополнительное подогревание фруктового пюре на выходе из аппарата в результате сил вязкого трения. Дальше полученную мелкодисперсную смесь немедленно подают на уваривание в РПА с усовершенствованной конструкцией обогрева [4], при температуре 60...65° С до содержания сухих веществ 28...30%. после чего полученную массу расфасовывают при температуре 85...90 °С, закупоривают, стерилизуют, маркируют.



1 - корпус; 2 - тепловая рубашка; 3 - патрубок входа продукта; 4 - патрубок выхода продукта; 5 - выход вторичного пара; 6 - сепаратор; 7 - приводной шкив; 8 - вал ротора; 9 - шарнирная лопасть; 10 - емкость с ТЭНами; 11 - подшипниковый узел; 12 - распределительное кольцо; 13 - циркуляционный насос

Рис. 1 – Установка роторного пленочного аппарата

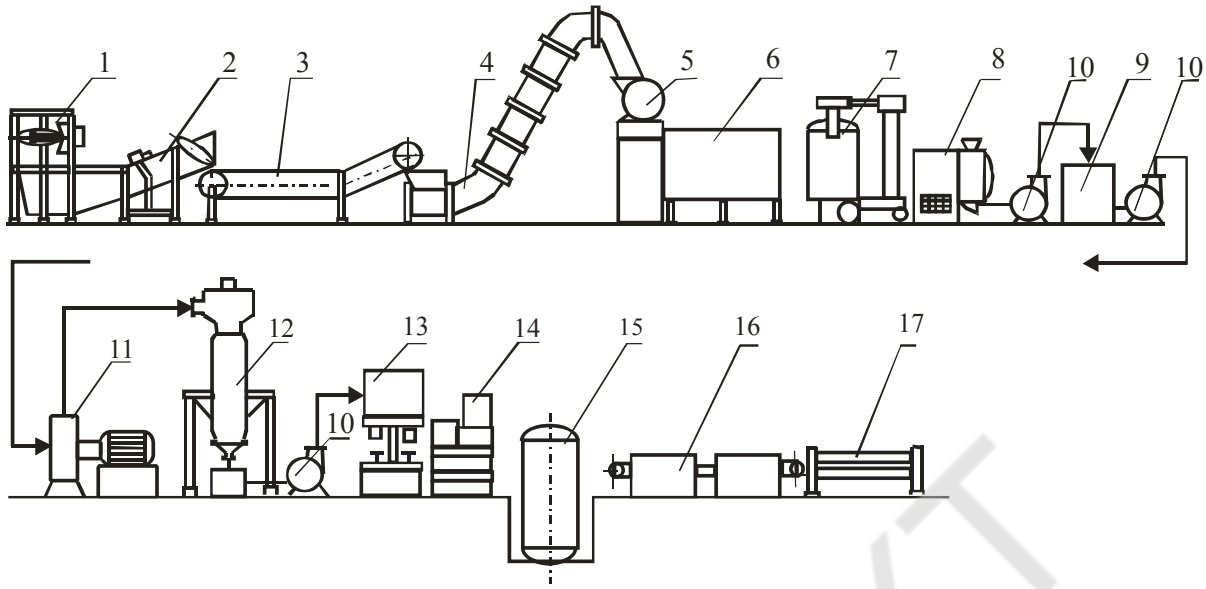
Предложенная установка состоит из корпуса роторного испарителя 1, тепловой рубашки 2 со штуцерами ввода и вывода теплоносителя, штуцерами входа 3 и выхода 4 продукта, штуцеиром выхода вторичного пара 5, сепаратора 6, приводного шкива 7, ротора 8 с системой шарнирных лопастей 9, емкости с тэном 10, системой герметизации вращающегося вала 11, распределительного кольца 12 и циркуляционного насоса 13. Работа РПА заключается в следующем.

Продукт, например, плодово-ягодное пюре подается в штуцер ввода, расположенный в верхней части корпуса 1 и формируется в распределительном устройстве 12 в виде жидкостной пленки на поверхности теплообмена.

Нагрев осуществляется подачей с помощью циркуляционного насоса 13 в тепловую рубашку 2 предварительно нагретого в емкости с тэном 13 промежуточного теплоносителя кремнийорганической жидкости ПФМС -4, которая движется под давлением по узким кольцевым каналам тепловой рубашки в противотоке к продукту. Ротор 8 оснащен системой герметизации вращающегося вала 11 с закрепленными на нем шарнирными лопастями 9, перемещающих тонкую пленку продукта до выгрузного патрубка 4, расположенного внизу аппарата. Таким образом, создается устойчивый турбулентный режим по обе стороны теплопередающей поверхности аппарата, что позволяет уменьшить зону нагрева аппарата, снизить металлоемкость, а следовательно и стоимости таких аппаратов.

Применение небольших температур при уваривании в РПА (60...65° С) предотвращает значительные потери биологически ценных веществ.

Для производства фруктовой пасти подобрано аппаратурный комплект аппаратурно-технологической линии (рис. 2). Разработке технологической линии предшествовали исследования с целью определения рационального режима концентрирования фруктовых пюре с использованием дикорастущего сырья, а также содержания биологически активных веществ в пастах. Установлено, что для эффективного выпаривания влаги в пюре, от 13...15 до 28...30 % сухих веществ в РПА необходимо после разваривания протирать сырье до диаметра частиц не больше 0,01...0,05 мм. Температура тепловой обработки пюре в РПА составляет 60...70 °С, давление – 13...15 кПа, а время концентрирования – 0,5...1 м.



1 – контейнеропрокидыватель; 2 – машина моечная конвейерная; 3 – конвейер инспекционный роликовый; 4 – элеватор; 5 – дробилка; 6 – емкость для накопления вкладышей; 7 – аппарат многофункционального назначения; 8 – машина протирочная; 9 – сборник мерник; 10 – насос шестеренчатый; 11 – роторный пульсационный аппарат; 12 – роторный пленочный аппарат; 13 – наполнитель; 14 – закаточная машина; 15 – автоклав; 6 – моечно-сушильная машина; 17 – этикетировочная машина

Рис. 2 – Аппаратурно-технологическая схема производства фруктовой пасты

Реализация предлагаемого способа позволит расширить ассортимент консервированной продукции растительного происхождения, сгладить сезонность потребления витаминных продуктов, снизить себестоимость продукции за счет внедрения принципиально новых высокоэффективных технологических процессов и оборудования, в том числе с использованием альтернативных источников энергии, которые способствуют уменьшению затрат энергетических и материальных ресурсов.

Фруктовая паста может быть использована в качестве витаминной добавки, наполнителя, загустителя в различных отраслях пищевой промышленности, таких, как кондитерская, молочная, хлебопекарная, а также для приготовления еды и напитков на предприятиях питания и в домашних условиях.

Литература

1. Черевко О.І., Михайлов В.М., Кіптела Л.В., Загорулько О.Є. Прогрессивные процессы концентрирования нетрадиционного плодоовощного сырья: монография [Текст]: монография / А.И. Черевко, Л.В. Киптелая, В.М. Михайлов, А.Е. Загорулько; Харьк. гос. ун-тет пит. и торг. – Х.: ХГУПТ, 2009. – 241с.: рис., табл. Библиогр.: 89 назв.
2. патент на корисну модель № 54342 Україна, МПК A23L 1/06. Спосіб виробництва пасти з дикорослої сировини/ Черевко О.І., Кіптела Л.В., Загорулько О.Є. , Постольнік Д.В. (україна). - № u 2010 03959; Заявл. 06.04.2010; Опубл. 10.11. 2010, Бюл. № 21. – 6 с.
3. Пат. 53975 Україна, МКВ A 23N 12/04. Пристрій для попередньої теплової обробки дикорослої сировини [Текст] / О. І. Черевко, Л. В. Кіптела, Н. О. Афукова; ХДУХТ Україна. – № 20020429262 ; заявл. 11.04.02 ; опубл. 17.02.03, Бюл. №3. – 5 с.
4. Патент на корисну модель № 75479 Україна, B01D 1/22. Роторний випарник / Черевко О.І., Кіптела Л.В., Загорулько О.Є., Постольнік Д.В., Загорулько А.М. (Україна). - № u 2012 01439; Заявл. 13.02.2012; Опубл. 10.12. 2012, Бюл. № 23. – 4 с.

УДК 536.423+532.528

ЗАСТОСУВАННЯ МЕТОДУ ДИСКРЕТНО-ІМПУЛЬСНОГО ВВЕДЕННЯ ЕНЕРГІЇ ДЛЯ ОТРИМАННЯ ВОДНО-СПИРТОВИХ СУМІШЕЙ

Дубовкіна І.О., докторант, канд. техн. наук,
Інститут технічної теплофізики НАН України, Київ

Отримані водно-спиртові суміші в умовах високочастотних гідродинамічних коливань апаратами, що реалізовують принципи дискретно-імпульсного введення енергії. Розглянуто механізм змішування води та спирту при отриманні водно-спиртових сумішей. Проведено дослідження отриманих сумішей на наявність шкідливих домішок.

The water-ethanol mixtures in the conditions of high-frequency hydrodynamic vibrations by apparatus, which realizes the principles of discrete-pulse input of energy are received. The mechanism of mixing of water and ethanol at the receipt of water-ethanol mixtures is considered. The investigations of the water-ethanol mixtures is conducted in the presence of harmful admixtures.

Ключові слова: дискретно-імпульсне введення енергії, водно-спиртові суміші, клатрат, гідратація, високочастотні гідродинамічні коливання, ацетальдегід.

Значний розвиток нанонауки та нанотехнологій привертають увагу дослідників різних наукових напрямків у всьому світі. Для розробки технологій отримання нових матеріалів та речовин все більшого значення набувають дослідження на молекулярному рівні.

Водно-спиртові суміші набули достатньо широкого застосування в різних галузях промисловості: хімічній, медичній, харчовій, косметичній. Розвиток ринку лікеро-горілчаної продукції призвів до підвищення уваги до технології отримання лікеро-горілчаних виробів.

Оскільки питання розробки інноваційних технологій високоякісних лікеро-горілчаних напоїв, що не містять шкідливих домішок, на сьогоднішній день є актуальним, то постає необхідність пошуку безреагентних методів, що дозволяють інтенсифікувати ряд технологічних стадій отримання лікеро-горілчаних виробів.

Метою даної роботи є - дослідження впливу безреагентного методу, а саме дискретно-імпульсного введення енергії (ДІВЕ) на властивості води і водно-спиртових сумішей оброблених в умовах високочастотних гідродинамічних коливань та отримання водно-спиртових сумішей з підвищеним ступенем гідратації та покращеними органолептичними і хімічними показниками.

Технологія виробництва лікеро-горілчаних напоїв досить складна. Основні технологічні стадії виробництва:

- приймання ректифікованого спирту;
- підготовка (виправлення) води;
- приготування водно-спиртової суміші;
- обробка сортівки сорбентами;
- доведення міцності до потрібної і внесення необхідних інгредієнтів;
- розлив.

Стадія приготування водно-спиртової суміші визначає якість кінцевого продукту – лікеро-горілчаного напою.

Окрім сил хімічної взаємодії, що призводить до утворення валентних хімічних зв'язків між атомами (утворення молекул) існують додаткові сили притягування між молекулами. Енергія таких міжмолекулярних чи ван-дер-ваальсових взаємодій на кілька порядків менша енергії ковалентного зв'язку. Наявність таких взаємодій принципово не змінює властивостей молекул. Між цими двома крайніми випадками існують взаємодії, проміжні за енергією, що призводять до утворення асоціатів. До числа таких асоціативних взаємодій належить водневий зв'язок. Утворення водневого зв'язку відбувається при взаємодії протонодонора (кислоти Бренстеда, електроноакцептора) з протоноакцептором (основою, електронодонором)[1].

Вода розчиняє багато з полярних і дисоціюючих на іони речовин. За фізичними характеристиками вода добре сольватує як недисоційовані молекули, так і вільні іони. Крім того, молекули води здатні до автопротолізу – передачі протона між молекулами однієї і тієї ж речовини. При утворенні водневих зв'язків виділяється теплота – термохімічна міра енергії Н-зв'язку.

Під час змішування спирту з водою відбувається передача протона від спирту до води з утворенням іона гідроксонію H_3O^+. Гідратація молекулярних з'єднань відбувається, зазвичай, за рахунок водневих зв'язків. Вода належить до асоційованих рідин. Асоціація обумовлена наявністю водневих зв'язків, які утворюються між атомом водню, ковалентно пов'язаним з атомом сильноелектростатично негативного кисню молекули води, і атомом кисню іншої молекули. Цей зв'язок можливий тому, що атом водню віддаючи свій єдиний електрон кисню залишається у вигляді протона, що здійснює електростатичне притягування на електронну оболонку іншого атома кисню. Більш стійкими є молекули води в яких наявні два водневих зв'язка. Етиловий спирт також належить до асоційованих рідин. На відміну від води він утворює асоціати у вигляді ланцюгів. Водно-спиртові суміші представляють собою змішані асоціати.

Вода і водно-спиртові суміші є унікальними об'єктами, що знаходяться в стані нестійкої рівноваги, з якого їх може вивести навіть слабкий енергетичний вплив – механоактивація, вплив ультразвука чи магнітного поля, а також застосування хімічних речовин. В результаті проведених досліджень термодинамічних властивостей, світлорозсіювання та поглинання ультразвуку було встановлено, що розбавлені водні розчини етилового спирту мали формальну подібність з кристалічними бінарними сплавами рисунок 1 , а саме, на здатність цих розчинів перейти зі стану з невпорядкованою структурою в стан з впорядкованою структурою[2].

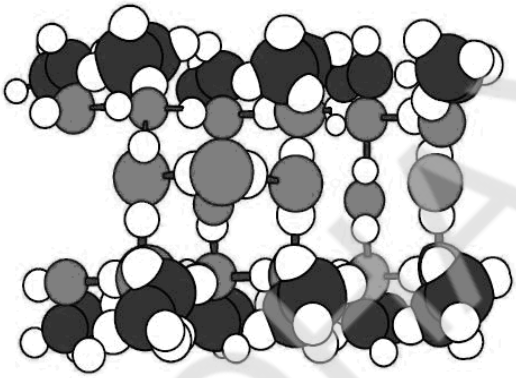


Рис. 1 – Структура кластерів бінарної суміші етанол-вода

В інституті технічної теплофізики НАН України було розроблено обладнання, що реалізує основні механізми ДІВЕ: ефекти, що пов'язані з прискоренням руху неперервної фази, дію напружень зсуву, кавітаційні механізми, механізми вибухового закипання, колективні ефекти в ансамблі бульбашок[3].

Застосування обладнання, що реалізує принципи ДІВЕ, призначене для структурних перетворень в рідиних системах на мікро і нано рівні з метою зміни їх фізико-хімічних параметрів, інтенсифікації масообмінних і гідромеханічних процесів. Отримання водно-спиртових сумішей в умовах високочастотних гідродинамічних коливань здійснюється за рахунок імпульсної багатофакторної дії: вихороутворення, мікромасштабних пульсацій тиску, інтенсивної кавітації, ударних хвиль і нелінійних гідроакустичних ефектів[4]. В обладнанні здійснюється перетворення енергії низької концентрації в енергію високої локальної концентрації у нестійких точках структури речовини. Просторова і тимчасова концентрація енергії дозволяє отримати велику потужність імпульсної енергетичної дії, здійснити енергетичне накачування, вивільнити внутрішню енергію речовини, ініціювати численні квантові, каталітичні, ланцюгові, мимовільні, лавиноподібні і інші енергонасичені процеси[5]. Вплив на оброблювані системи здійснюється на молекулярному рівні, що дозволяє спрямовано змінювати фізико-хімічні властивості водно-спиртових сумішей: активізовувати протікання процесів гідратації, структуро та клатратоутворення за рахунок тривимірної сітки водневих зв'язків[6].

Випробування обладнання проводились в лабораторних умовах та на промислових підприємствах України[7]. Відібрані зразки водно-спиртових сумішей, що були отримані в умовах високочастотних гідродинамічних коливань досліджувались методами дегустаційного аналізу органолептичних параметрів.

Дегустаційною комісією було встановлено, що сортівка отримана в умовах високочастотних гідродинамічних коливань має більш м'який приємний смак, порівняно із сортівкою, що отримана за традиційною технологією. Можливо, причина в тому, що практично всі молекули спирту «запаяні» в решітки з молекул води і утворюють динамічні клатрати[8]. Результати оцінки якості сортівки дегустаційною комісією наведено у таблиці 1.

Таблиця 1 – Результати оцінки якості сортівки дегустаційною комісією

№ п\п	Найменування зразків	Міцність, % об.	Середній дегустаційний бал	Оцінка дегустаційної комісії
1	Сортівка, отримана промисловим способом	40,0	9,6	відмінно
2	Сортівка, отримана із застосуванням високочастотних гідродинамічних коливань	40,0	9,8	відмінно

Відповідно до мети роботи було проведено дослідження водно-спиртових сумішей на наявність шкідливих домішок, отриманих за традиційною технологією та в умовах високочастотних гідродинамічних коливань (табл. 2).

Таблиця 2 – Вміст домішок у сортівці

№ п/п	Компонент	Промисловий спосіб	Із застосуванням високочастотних гідродинамічних коливань
		мг/дм.куб	
1	Ацетальдегід	1,4622	1,0668
2	Метанол	0,0014	0,0014
3	2-пропанол	0,5483	0,5400
4	1-пропанол	0,1071	0,1222

В результаті проведення досліджень на наявність шкідливих домішок методом хроматографії було встановлено, що використання методу ДІВЕ, а саме високочастотних гідродинамічних коливань дозволяє отримувати водно-спиртові суміші з меншим вмістом шкідливих домішок, ніж за традиційною технологією. Було встановлено значне зниження ацетальдегіду, що надає сумішам більш м'якого аромату.

Висновки. Під час проведення досліджень було встановлено: водно-спиртові суміші отримані з використанням методу ДІВЕ в умовах високочастотних гідродинамічних коливань містять менше шкідливих домішок та мають поліпшені органолептичні показники і в той же час підвищений ступінь гідратації.

Отримані результати доводять доцільність застосування методу дискретно-імпульсного введення енергії для отримання водно-спиртових сумішей.

Розпочато роботу по дослідженню водно-спиртових сумішей фізичними методами дослідження, а саме методом комбінаційного розсіювання для підтвердження наявності сітки водневих зв'язків.

Література

1. Москва В.В. Водородная связь в органической химии / Соросовский образовательный журнал – 1999. - №2 . – с. 58-64.
2. Вукс М.Ф., Шурупова Л.В. Молекулярная физика и биофизика водных систем / Журнал структурной химии. – 1971. – 12, № 4. С. 712-713, с. 730-731.
3. Накорчевский А. И. Гидродинамика и теломассоперенос в гетерогенных системах и пульсирующих потоках / А. И. Накорчевский, Б. И. Басок. – К.: Наукова думка, 2001. – 346 с.
4. Долинский А.А. Дискретно-импульсный ввод энергии / Долинский А.А., Басок Б.И., Накорчевский А.И., Шурчкова Ю.А. – К.: ИТТФ НАНУ, 1996.– 196 с.
5. Долинский А.А. Тепломассобмен и гидродинамика в парожидкостных дисперсных средах. Теплофизические основы дискретно-импульсного ввода энергии / Долинский А.А., Иваницкий Г.К., проект «Наукова книга», издательство наукова думка», г. Киев. 2008. – 381 с.
6. Дубовкина И.А. Влияние механизмов дискретно-импульсного ввода энергии на свойства воды и водно-спиртовых смесей / Дубовкина И.А., Целень Б.Я. Materiály VIII mezinárodní vědecko - praktická konference «Moderní vymoženosti vědy – 2012». - Díl 27. Technické vědy: Praha. Publishing House «Education and Science» s.r.o – 2012 – s. 76-78.
7. Дубовкіна І .О. Дослідження властивостей водних систем при обробці методом дискретно - імпульсного введення енергії та перспективи їх використання / Дубовкіна І .О, Шурчкова Ю.О . Третя науково-практична конференція з міжнародною участю «Вода в харчовій промисловості» : Збірник матеріалів Третьої науково-практичної конференції. – Одеса: ОНАХТ, 2012 . – с. 116.
8. Дубовкина И.А. / Исследование влияния эффектов ДИВЭ при обработке воды и водно-этанольных смесей // Восточно-Европейский журнал передовых технологий. - 2012. - № 1/8 (55). - С. 4 – 6.

РЕСУРСОЕФЕКТИВНІ ТА ЕНЕРГОЕФЕКТИВНІ ТЕХНОЛОГІЇ

НТБ ОНАХТ

ЗМІСТ

РЕСУРСОЕФЕКТИВНІ ТА ЕНЕРГОЕФЕКТИВНІ ТЕХНОЛОГІЇ

ІННОВАЦІЙНА ТЕХНОЛОГІЯ ВИРОБНИЦТВА ФРУКТОВО-ОВОЧЕВИХ ЧИПСІВ
Шапар Р.О., Снєжкін Ю.Ф., Гусарова О.В…… 348
ЕНЕРГОЗБЕРЕЖЕННЯ У ТЕПЛОВИХ МЕРЕЖАХ ГОТЕЛЬНО-РЕСТОРАННИХ КОМПЛЕКСІВ ЗА РАХУНОК ЗМІНИ ПАРАМЕТРІВ ТЕПЛОНОСІЯ
Ощипок І.М…….. 351
ПІДВИЩЕННЯ ЕНЕРГОЕФЕКТИВНОСТІ РЕКУПЕРАТИВНОЇ ЗЕРНОСУШАРКИ
Бурдо О.Г., Безбах І.В., Зиков О. В…….. 356
ПОВЫШЕНИЕ РЕСУРСОЭНЕРГОЭФФЕКТИВНОСТИ ТЕХНОЛОГИИ РАСТВОРИМОГО КОФЕ
Терзиев С.Г…….. 361
ЕКОНОМІЧНА ОЦІНКА ЕФЕКТИВНОСТІ ВИКОРИСТАННЯ СПОСОБУ ОХОЛОДЖЕННЯ ЗЕРНА
Ялпачик В.Ф., Кравець О.В., Верхоланцева В.О…….. 365
РОЗРОБКА ТЕХНОЛОГІЇ ЕКСТРАКТУ ІЗ ЧОРНОПЛІДНОЇ ГОРОБИНИ З ВИКОРИСТАННЯМ НВЧ-ВИПРОМІНЮВАННЯ
Бурдо А.К., Демченко М.В…….. 369
ШЛЯХИ ЗНИЖЕННЯ ЕНЕРГОВИТРАТ В ТЕХНОЛОГІЇ БІОЕНЕРГОКОНВЕРСІЇ РОСЛИННИХ ОЛІЙ
Грабов Л.М., Шматок О.І…….. 374
ИССЛЕДОВАНИЕ ВАКУУМ-ВЫПАРНЫХ АППАРАТОВ НОВОГО ТИПА
Бурдо О.Г., Ружицкая Н.В., Макаренко Т. А., Малашевич С.А…….. 378
АНАЛИЗ ПРОЦЕССА СУШКИ НЕДЕФОРМИРУЕМОГО, НАГРЕВАЕМОГО МАТЕРИАЛА НА ОСНОВЕ ПРЕДСТАВЛЕНИЙ О СУЩЕСТВОВАНИИ ФИЗИЧЕСКИХ МЕХАНИЗМОВ ЕЁ «ТОРМОЖЕНИЯ»
Смирнов Г.Ф., Зыков А.В…….. 380
НЕЭНЕРГОЕМКИЕ ПИЩЕВЫЕ ДОБАВКИ, НАТУРАЛЬНЫЕ КРАСИТЕЛИ И АРОМАТИЗАТОРЫ
Бурдо О.Г., Терзиев С.Г., Ружицкая Н.В., Харенко Д.А…….. 387
ЭНЕРГЕТИЧЕСКИЙ АУДИТ ПИЩЕКОНЦЕНТРАТНОГО ПРОИЗВОДСТВА
Терзиев С.Г., Борщ А.А…….. 390

НТБ ОНАХТ

УДК 664.8.047

ІННОВАЦІЙНА ТЕХНОЛОГІЯ ВИРОБНИЦТВА ФРУКТОВО-ОВОЧЕВИХ ЧИПСІВ

Шапар Р.О., канд. техн. наук, ст. наук. співр.,
Снєжкін Ю.Ф., д-р техн. наук, професор, чл.-кор. НАН України,
Гусарова О.В., пров. інженер
Інститут технічної теплофізики НАН України, м. Київ

Узагальнені закономірності тепломасообміну під час сушіння, встановлені раціональні параметри з метою інтенсифікації процесу та розробки технології виробництва фруктово-овочевих чипсів.

Was generalized patterns of heat and masstransfer during drying established rational parameters in order to intensify the process and the development of technology production of fruit and vegetable chips.

Ключові слова: фруктово-овочеві чипси, паротермічна обробка, масоперенос, багатостадійні режими зневоднення, інтенсифікація процесу.

Фруктово-овочеві чипси новий натуральний десертний продукт з високими дієтичними та смаковими властивостями. Немає ніякої паралелі з картопляними чипсами, отриманими шляхом обсмаження в олії, що виключає в їхньому складі наявність холестерину, канцерогенів тощо.

За своєю структурою це тонкі хрусткі пластинки висушені до низької залишкової вологості. Завдяки низькій калорійності, зручності у користуванні, тривалості зберігання чипси набувають особливої популярності та попиту.

В торговельній мережі України представлені переважно чипси з яблук виробництва "Paula" (Польща) і "Nobilis" (Угорщина). Проте висока ціна стримує їхню купівельну спроможність.

Аналіз літературних джерел [1-5] показує, що технологічний процес більшості технологій незалежно від обраного способу сушіння сировини, включає етап попередньої обробки сировини, що передбачає витримку нарізаної сировини у сольових чи ферментних розчинах, або бланшування з доданням смакових компонентів: фруктових соків, цукрового сиропу, лимонної, апельсинової кислот або есенцій, підсолоджувачів, прянощів, ароматизаторів, барвників, тощо. Окрім цього, існують технології відповідно з якими на заключному етапі на поверхню висушених чипсів наносять шоколадну глазур, корицю, ваніль та інші смакові наповнювачі.

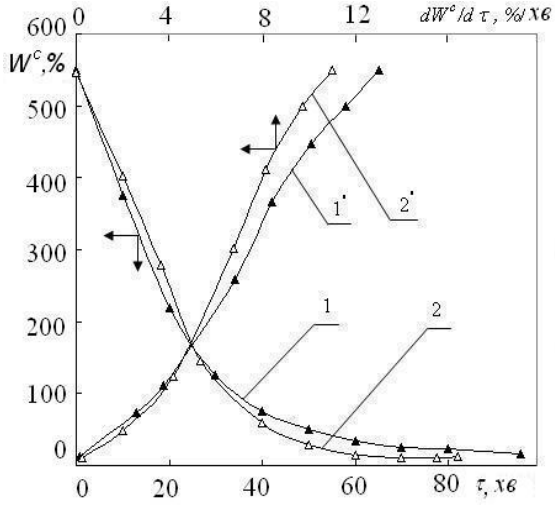
Чипси, одержані у такий спосіб, втрачають природні смак та аромат та набувають смаку доданих речовин і це знижує натуральність і природність кінцевого продукту та його нативні властивості. До того ж така обробка потребує додаткових сировинних компонентів й устаткування, що збільшує витрати на виробництво і підвищує собівартість кінцевого продукту.

Враховуючи, що вартість чипсів обумовлена переважно сумою матеріальних, сировинних, енергетичних витрат та базуючись на узагальненні закономірностей тепломасообміну під час попередньої обробки сировини і сушінні, розроблена енергозберігаюча технологія виробництва натуральних фруктово-овочевих чипсів. В основу технології покладено метод конвективного сушіння в режимах багатостадійного зневоднення паротермічно обробленої сировини, який дозволяє при скороченні часу на виробництво та зниженні собівартості, одержати чипси з максимальним ступенем збереження природних властивостей без ароматизаторів, барвників та будь-яких додаткових смакових інгредієнтів.

До кожної стадії технологічного процесу висуваються конкретні вимоги. Зміна хімічного складу та біологічних властивостей рослинних матеріалів під час виробництва залежить від тривалості, температурного рівня та інтенсивності теплової обробки, фактором, що їх лімітує, є максимально допустима температура зневоднювального матеріалу, все разом узяте впливає на економічні показники технології.

На ділянці підготовки здійснюється контроль, мийка, подрібнення сировини на пластинки різної форми залежно від її виду та ступеня зрілості. Для стабілізації кольорової і смакової гами вихідного матеріалу, збереження вітамінів, руйнування окисних ферментів проводиться паротермічна обробка. Результатами експериментальних досліджень встановлено, що необхідний ефект обробки досягається при температурі зневоднювального матеріалу в інтервалі від 70 до 88 ºС протягом 10...480 с. Порушення режиму паротермічної обробки призводить до зниження якісних показників, збільшення тривалості зневоднення і, як наслідок, зростання енергетичної складової процесу. Паротермічна обробка інтенсифікує масоперенос [6,7], що підтверджується даними, представленими у вигляді кривих кінетики сушіння $W^c = f(\tau)$ і

кривих кінетики швидкості сушіння $dW^c/d\tau = f(W^c)$ на прикладі зневоднення яблук під час одержання чипсів (рис. 1).



1,2 – $W^c = f(\tau)$; 1', 2' – $dW^c/d\tau = f(W^c)$
d = 10 г/кг сухого повітря; δ = 3…4 мм;
t = 90…65 ºС; V = 1,5 м/с:
1,1′ – необроблені яблука;
2,2′ – паротермічно оброблені

Рис. 1 – Вплив паро термічної обробки на процес сушіння

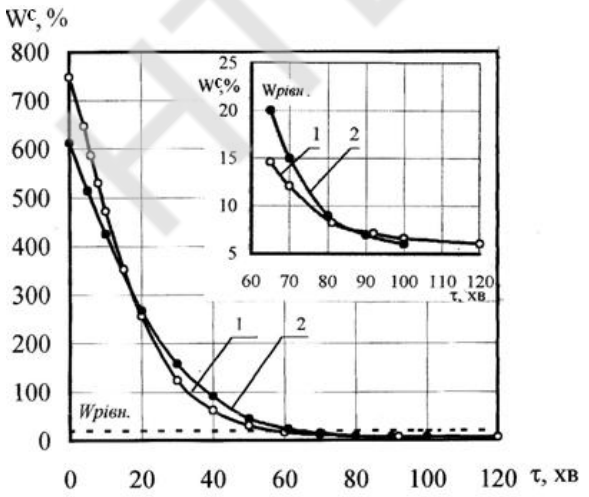
Порівняння кривих кінетики сушіння паротермічно оброблених і необроблених яблук в зазначеному діапазоні параметрів процесу показує, що інтенсивність видалення вологи оброблених зразків до досягнення матеріалом вологості 140...160 % нижча, ніж необроблених, але потім швидкість сушіння обробленої сировини зростає і залишкову вологість 6 % зразки досягають швидше, ніж необроблені, тривалість процесу скорочується на 15 %. Як показали дослідження, така закономірність процесу не є типовою, а швидкість сушіння паротермічно оброблених матеріалів, як правило, вища вже з самого початку процесу.

Відповідно з раніше проведеними дослідженнями, під час зневоднення матеріалів до низької залишкової вологості, в міру видалення адсорбційної вологи, найбільш міцно зв′язаної з матеріалом, спостерігається уповільнення процесу і збільшення тривалості процесу в 1,2…1,5 рази (рис. 2), а енерговитрати на її видалення [8], у порівнянні з витратами при зневодненні, наприклад яблук, до рівноважної з навколишнім середовищем вологості, зростають на 12 %.(рис. 3). Зневоднювальний матеріал тривалий час знаходиться під впливом небажаного фактору: температура – час, і це негативно відбивається на властивостях кінцевого продукту. Такий аналіз дуже важливий для визначення раціональних параметрів і умов процесу сушіння, особливо на заключній стадії зневоднення.

Основним параметром, що впливає на інтенсивність процесу зневоднення, є температура сушильного агенту: чим вона вища, тим інтенсивніше проходить вологообмін та відповідно вища швидкість процесу. Однак, термолабільність фруктів та овочів, обмежує температурний рівень процесу.

Як приклад на рис. 4 наведено результати експериментальних досліджень у вигляді температурних кривих $t = f(W^c)$ при зневодненні плодів хурми. Як бачимо, навіть при сушінні в режимі відносно невисокої величини теплоносія 80 ºС, температура зразків при досягненні матеріалом 50…60 % вологості перебільшує гранично допустиму величину.

Для уникнення перевищення температури матеріалу встановлені багатостадійні режими сушіння, доцільність яких підтверджується характером зміни чисельного значення Ребіндера [9]. Використання



t = 80 °С; V = 3 м/с; d = 10 г/кг с.п; g = 5,8 кг/м²:1 – столові буряки; 2 – яблука.

Рис. 2 – Криві кінетики сушіння

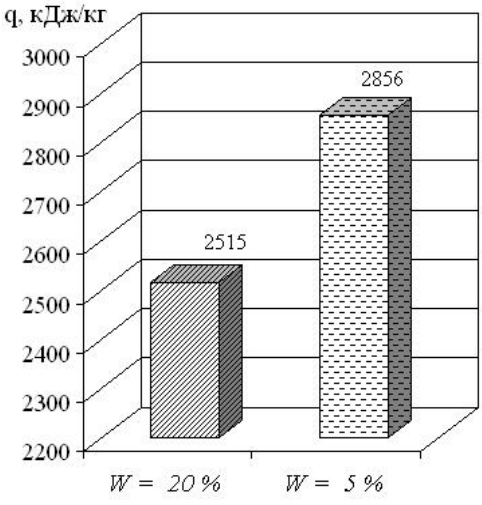
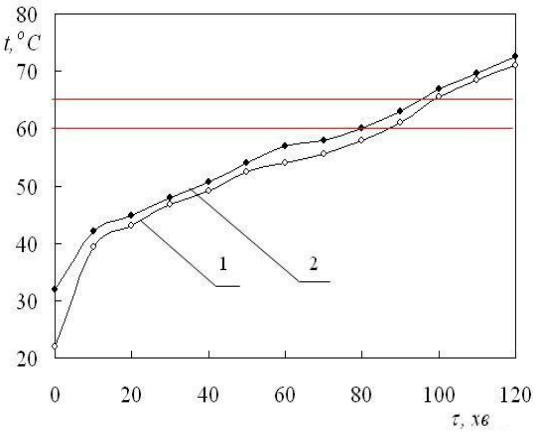


Рис. 3 – Вплив залишкової вологості матеріалу на питомі витрати енергії при зневодненні

багатостадійного зневоднення інтенсифікує процес сушіння на 25...30 % і скорочує до 1,5 рази витрати енергії на видалення вологи та сприяє збереженню всіх корисних складових, які містяться у вихідній сировині.

В залежності від об'єкту переробки в технологічному процесі існують деякі відмінності. Наприклад, при виробництві чипсів з білих коренеплодів, характерною ознакою яких є наявність в їхньому складі ароматичних сполук та ефірної олії, сушіння маємо проводити в режимі низькотемпературного зневоднення. До того ж, щоб уникнути втрат ароматичних складових паротермічна обробка коренеплодів не проводиться, інтенсифікація процесу досягається за рахунок збільшення поверхні випаровування і обґрунтованих теплових режимів.



t = 80 °C; V = 1 м/с; d = 10 г/кг с. п. δ = 3…4 мм: 1 – температура внутрішнього шару; 2 – температура зовнішнього шару

Рис. 4 – Зміна температури матеріалу під час сушіння

Таким чином, з наведених прикладів витікає, що вибір методу і режимів сушіння залежать від максимально допустимої температури нагрівання конкретної сировини, її початкової вологості, цілі подальшого призначення.

Запропоновані режими апробовані у дослідно-промислових умовах при відпрацюванні технології виробництва фруктово-овочевих чипсів, яка захищена патентами України [10-14]. Висушені чипси мають приємний зовнішній вигляд, колір, смак, властивий вихідному виду сировини з максимально збереженими природними вітамінами, мікроелементами, амінокислотами, вуглеводами, органічними кислотами, пектиновими та іншими біологічно активними речовинами. Наявність таких продуктів у щоденному раціоні забезпечить потреби організму життєво важливими натуральними речовинами, що знаходяться в збалансованому, гармонічному поєднанні.

Реалізація розроблених режимів здійснюється на зонних сушильних установках тунельного і конвеєрного типу, укомплектованих в технологічні лінії, вартість яких нижча порівняно з вартістю відповідного обладнання закордонного виробництва. При комплектуванні технологічних ліній використано обладнання з економним електроспоживанням, високим рівнем механізації, автоматизації та контролю виробництва. Сушильні установки працюють як з використанням традиційних видів палив: пари, природного газу, рідкого палива, так і з використанням вторинних і відновлюваних джерел енергії.

Згідно з нашими розрахунками витрати теплоти на 1 кг випареної вологи в розроблених сушильних установках становлять 800...900 ккал. Враховуючи, що зневоднення сировини здійснюється до залишкової вологості $W_з \leq 8$ %, яка значно нижча рівноважної, то величина цього показника дозволяє віднести розроблені установки в один ряд з відомим на світовому ринку сушильним обладнанням. Прийнята система рециркуляції теплоносія сприяє скороченню витрат теплоти і запобігає викидам відпрацьованого теплоносія в навколишнє середовище, що, з екологічної точки зору, є не менш важливим.

Поряд з тунельними і конвеєрними сушильними установками розроблені низькотемпературні теплонасосні сушильні установки камерного типу, при використанні яких витрати енергії значно нижчі в порівнянні з існуючими вітчизняними аналогами.

Висновки

Отже, на підставі узагальнення закономірностей тепломасообміну під час паротермічної обробки і сушінні фруктів і овочів, встановлені раціональні параметри процесів в залежності від конкретного виду сировини, її специфічних властивостей, на основі яких розроблена технологія виробництва натуральних чипсів, яка забезпечує зниження собівартості і підвищення енергоефективності виробництва.

Література

1. Пат. 10964 Беларусь, МПК[8] A23L 1/212, A23B 7/005. Способ производства пищевого продукта из яблок/Арнаут С.А., Ловкис З.В. –№ a20060519; заявл.26.05.2006; опубл. 30.08.2008.
2. Sham P., Scaman C., Durance *T.* Texture of vacuum microwave dehydrated apple chips as affected by calcium pretreatment, vacuum level, and apple variety/ Journal of Food Science.– 2001. Vol. 66.– № 9.– P.1341-1347.
3. Пат. WO 074102, A23l 1/212, A23B 7/022, A23B 7/08, A23B 7/06, A23B 7/10, A23B 7/155. Method of manufacturing diet chips of vegetables and fruits/W. Plocharski, D. Konopacka. – P 346508; заявл. 15.03/2001; опубл. 26.09.2002.– International application № PCT/Pl2002/000013

4. Пат. 2363254 Российская Федерация, МПК8 A23L 1/212. Способ производства пищевого продукта из яблок/Степаненко И.А., Щеглов Н.Г., Ананьева Е.А.–№ 2008114405/13;заявл.18.04.2008;Опубл. 10.08.2009.
5. Пат. 2461203 Российская Федерация, МПК[9] A23B 7/01, A23B 3/54. Способ производства чипсов из хурмы/Остриков А.Н., Стурова Е.Ю. –№ 2011114625/13;заявл.13.04.2011;опубл. 20.09.2012. Бюл. № 26
6. Флауменбаум Б.Л. Основы консервирования пищевых продуктов. - М.: Легкая и пищевая промышленность. 1982.-272 с.
7. Снежкин Ю.Ф., Шапарь Р.А. Анализ факторов повышения эффективности процесса сушки термолабильных материалов. Промышленная теплотехника. – 2009.– Т. 31.–№ 7.– С.110-112.
8. Снежкин Ю.Ф., Дабижа Н.А., Шапарь Р.А. Определение энергетических затрат при сушке коллоидных капиллярно-пористых матриалов. Промышленная теплотехника. – 2003.– Т. 25.–№ 4.– С.198-200.
9. Снежкин Ю.Ф. Энергоэффективность в процессах сушки/Ю.Ф. Снежкин //XIV Минский международный форум по тепло-и массообмену, 10-13 сентября 2012 г. :тезисы докладов и сообщений. – Минск: 2012, т.1, часть 2.– С. 604-607.
10. Пат. 73159 Україна, МПК9 A23B 7/02, F26B 3/06. Спосіб виробництва чипсів з білих коренеплодів/Снєжкін Ю.Ф., Шапар Р.О., Гусарова О.В.–№ U2012 03586; заявл. 26.03.2012; опубл. 10.09.2012. Бюл. № 17, 2012.
11. Пат. 73160 Україна, МПК[9] A23B 7/02, F26B 3/06. Спосіб виробництва яблучних чипсів/Снєжкін Ю.Ф., Шапар Р.О., Гусарова О.В.–№ U201203590; заявл.26.03.2012; опубл. 10.09.2012. Бюл. № 17, 2012.
12. Пат. 72873 Україна, МПК[9] A23B 7/02, F26B 3/06. Спосіб виробництва чипсів з айви/Снєжкін Ю.Ф., Шапар Р.О., Гусарова О.В.–№ U201203583; заявл.26.03.2012; опубл. 27.08.2012. Бюл. № 16, 2012.
13. Пат. № 79242 Україна, МПК[9] A23B 7/02. Спосіб виробництва чипсів з груш /Снєжкін Ю.Ф., Шапар Р.О., Гусарова О.В.–№ U201213789; заявл. 03.12.2012; опубл. 10.04.13. Бюл. № 7, 2013.
14. Пат. № 79786 Україна, МПК[9] A23B 7/02, F26B 3/06. Спосіб виробництва чипсів з хурми /Снєжкін Ю.Ф., Шапар Р.О., Гусарова О.В.–№ U201214218; заявл. 13.12.2012; опубл. 25.04.13. Бюл. № 8, 2013.

УДК 640.43+662.921

ЕНЕРГОЗБЕРЕЖЕННЯ У ТЕПЛОВИХ МЕРЕЖАХ ГОТЕЛЬНО-РЕСТОРАННИХ КОМПЛЕКСІВ ЗА РАХУНОК ЗМІНИ ПАРАМЕТРІВ ТЕПЛОНОСІЯ

Ощипок І.М., докт. техн. наук, професор
Львівська комерційна академія, м. Львів

Розглянуте питання аналізу теплових мереж закладів готельно—ресторанного господарства, охарактеризовані питання, які не завжди правильно або зовсім не враховуються при розробці і експлуатації теплових мереж. Досліджений вплив температури теплоносія на ефективність теплопостачання з урахуванням затрат на паливо і монтаж системи опалення готельно-ресторанних комплексів. Визначена оптимальна температура теплоносія.

Considered the issue of thermal analysis of a network of institutions in hotel and restaurant management, characteristic issues that are not always correct or not taken into account in the design and operation of heating systems. Influence of coolant temperature on the efficiency of heat based on fuel costs and installation of heating system hotel and restaurant. The optimum temperature coolant.

Ключові слова: готель, ресторан, теплова, мережа, температура, теплоносій, енергозбереження.

Постановка проблеми у загальному вигляді. Теплопостачання являє собою процес забезпечення низькопотенціальною теплотою декількох окремо розташованих споживачів від одного джерела корпусам готельно-ресторанного комплексу. У технологічному плані воно є одноразовим триєдиним процесом, з виробництва теплової енергії, транспортування і її споживання. Такий складний процес має дві характерні особливості, які не завжди правильно або зовсім не враховуються у процесі будівництва та подальшої експлуатації об'єктів теплозабезпечення. З одного боку, теплопостачання - цілеспрямований і

безперервний процес впливу на середовище перебування людини, яка має форму послуги, а з іншого боку, цей процес має характер промислового виробництва, продуктом якого є теплова енергія.

Основними причинами нераціональних теплових втрат є: низька ефективність теплообмінного устаткування; непрацездатність або відсутність систем автоматичного регулювання тиску, температури, рівня; Прямі втрати теплоносія прямо в каналізацію через нещільність запірної арматури, запобіжних клапанів; відсутність або погана якість ізоляції трубопроводів, запірної арматури, фланцевих з'єднань, підігрівників, баків. На багатьох підприємствах теплові мережі розрегульовані, що ускладнює підтримку необхідних робочих параметрів для нормальної роботи устаткування. Має місце брак теплопостачання через недотримання технологічного теплового режиму. При значних витратах на теплову енергію обслуговуючий персонал підприємств часто не знає про реальні втрати теплової енергії, не має інформації про сучасне устаткування, заходи з ефективного використання теплоносія, власні резерви енергозбереження.

Досвід фахівців-експертів показує, що в існуючих умовах можна реально знизити витрати теплової енергії на 10-15% без значних капітальних вкладень за рахунок:

– раціонального використання паливно-енергетичних ресурсів, досягненням максимальної ефективності їх використання при існуючому рівні розвитку техніки та технології і одночасному зниженні техногенного впливу на навколишнє природне середовище;

– енергозбереження – діяльності (організаційної, наукової, практичної), спрямованої на раціональне використання та економне витрачання первинної та перетвореної енергії і природних енергетичних ресурсів на виробництві, яка реалізується з використанням технічних, економічних та правових методів;

В даний момент постало питання про заміну централізованого теплопостачання, закладами готельно-ресторанного господарства, індивідуальним. При цьому, слід вирішити питання енергоефективності та енергозбереження.

Мета статті. Вивчити вплив температури теплоносія на ефективність теплопостачання з урахуванням затрат на паливо і монтаж системи опалення готельно-ресторанних комплексів.

Виклад основного матеріалу досліджень. При визначенні нераціонального (неефективного) використання паливно-енергетичних ресурсів слід мати на увазі, що основними джерелами енергетичних втрат (перевитрат) і зниження ефективності роботи, як правило, є:

– підвищений тепловий напір, у тому числі внаслідок забруднення поверхонь теплообміну і наявності в робочому просторі теплообмінного обладнання пари, що не конденсуються;

– нераціональне використання охолоджуючої (циркуляційної) води в тому числі внаслідок наявності контурів рециркуляції, забруднення поверхонь теплообміну, великого втягування повітря в циркулюючий простір теплообмінного обладнання;

– неоптимальні теплофізичні параметри робочого тіла;

– втрати (перевитрати) енергії за рахунок рециркуляції робочого тіла в нагнітальному обладнанні (насосах) при малих навантаженнях та трубопроводах;

Корисну витрату енергії $Q_{кор}$ можна визначити за формулою:

$$Q_{кор} = Q_{підв} \cdot \eta, \tag{1}$$

де $Q_{підв}$ – витрата енергії зовнішнього джерела, підведеної до установки, що споживає енергію, ккал;

η – коефіцієнт корисної дії.

Величину перевитрати теплогенеруючої установки визначаємо за формулою:

$$Q_{пер} = Q_{ф} - Q_{н}. \tag{2}$$

де $Q_{пер}$ – перевитрати енергії, ккал;

$Q_{ф}$ – фактичні втрати енергії, ккал;

$Q_{н}$ – неусувні втрати енергії, ккал.

Всі термодинамічні процеси здійснюються у відповідності з другим законом термодинаміки з температурним перепадом T_1-T_2,= ΔT тому:

$$\eta = \frac{T_1 - T_2}{T_1}, \tag{3}$$

де T_1 – температура робочого теплоносія на початку процесу – циклу, °С;

T_2 – температура робочого теплоносія в кінці процесу – циклу, °С.

Це означає, що чим нижче T_2, тим більш ефективно буде використовуватися ентальпія - теплоносія і тим вище буде коефіцієнт корисного використання палива, тим нижчі витрати мережного теплоносія і енергії на його перекачування. Тому цілком зрозуміло прагнення підняти T_1, якомога вище і опустити T2

якомога нижче. Але якщо зниження T_2 знизу обмежена значеннями температури навколишнього середовища, то підвищення T_1, залежить від успіхів розвитку систем опалення. Найважливішою функцією теплових мереж є доведення виробленої на теплоджерелі теплоти до споживача найбільш надійним і економічним чином. Для цього споруджують трубопровідні системи, добре ізольовані тепловою ізоляцією, захищені від зовнішнього впливу і пошкоджень, оснащені запірною і регулюючою арматурою, засобами автоматики та обліку теплоти і теплоносія. Але у зв'язку з тим, що теплові мережі прокладаються до споживачів через середовище, температура якого значно відрізняється від температури T_1, і T_2, то виникають значні тепловтрати, на компенсацію яких потрібні додаткові витрати палива [1-3].

Нехай стінка труби товщиною δ_1, виконана з матеріалу, з коефіцієнтом теплопровідності λ_1. Труба покрита ізоляцією товщиною δ_2 з коефіцієнтом теплопровідності λ_2. Труба всередині омивається водою температурою T_1, а зовні середовищем з температурою $t_{зов}$ (рис.1)

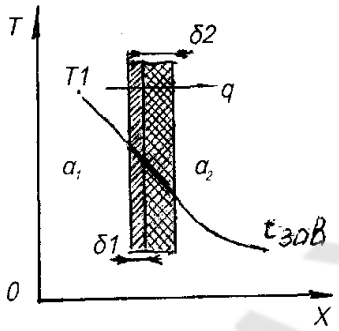


Рис.1 – Схема стінки труби з різними температурними середовищами

Інтенсивність теплообміну середовищ і поверхонь α_1 і α_2 (рис. 1) визначимо, розглядаючи стаціонарний режим. Запишемо для цього рівняння:

$$q = \frac{T_1 - t_{зов}}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2} + \frac{1}{\alpha_2}} \tag{4}$$

де q – щільність теплового потоку, Вт/м^2.

Як видно з цього рівняння, залежність теплових втрат від температури води носить лінійний характер. Тобто чим вище T_1 тим більше будуть тепловтрати і, відповідно, тим більше необхідно палива. Але з іншого боку, будуть зменшуватися витрата мережної води, зменшуватися капітальні вкладення внаслідок зменшення діаметра трубопроводів, зменшення типорозмірів насосів і арматури.

Нехай є споживач, якому необхідна кількість тепла Q. Розглянемо кілька варіантів:

1) 80-60 ° С - ΔТ = 20 °С
2) 90-70 ° С - ΔТ = 20 °С
3) 110-70 ° С - ΔТ = 40 °С
4) 120-70 ° С - ΔТ = 50 °С

Кількість теплоносія дорівнюватиме:

$$G = \frac{Q}{\Delta T} \tag{5}$$

де G – кількість теплоносія, кг/г;

Q – кількість тепла, ккал /г;

ΔТ – температурний перепад, °С.

У зв'язку з тим, що у перших двох варіантах температурний перепад однаковий, то кількість теплоносія G_1 і G_2 кг/г також однакові і трубопроводи застосовуються однакового типорозміру, втрати тиску по довжині трубопроводів однакові. Для інших варіантів температурних перепадів G_3 і G_4 кг/г будуть різними, причому $G_4 < G_3 < G_2$ ($G_2 = G_1$). Тому, типорозміри трубопроводів будуть теж різні, причому $ØD_4 < ØD_3 < ØD_2 = ØD_1$. Отже, втрати тиску по довжині трубопроводів будуть $\Delta p_4 < \Delta p_3 < \Delta p_2 = \Delta p_1$. Це приведе до зменшення типорозміру насосного обладнання з збільшенням температурного перепаду.

Загальний ККД відцентрових насосів при номінальному навантаженні визначається за характеристикою, або приймається для насосів низького тиску 0,5, середнього тиску 0,6, високого тиску 0,7. Насоси нових конструкцій мають ККД рівним 0,9. Значення ККД поршневих насосів – 0,8**.**

Втрати електроенергії на насосних установках залежать від наступних факторів:

– зносу насосів та зниження його ККД;

– неповної завантаженості насосів та недосконалої системи регулювання їх роботи;

– збільшення опору трубопроводів;

– збільшення втрат робочого тіла.

При експлуатації застарілих насосів річні втрати електроенергії в кВт·г складають:

$$П = 0{,}00272 \cdot \frac{H}{\eta_д}\left(\frac{\eta_н - \eta_{ст}}{\eta_н}\right) \cdot Q \cdot \tau, \tag{6}$$

де H – тиск, м вод.ст.;

Q – подача насоса, $м^3/г$;

τ – число годин роботи насоса на рік, г.;

$\eta_д$ – ККД електродвигуна (за паспортом);

$\eta_{ст}$, $\eta_н$ – ККД застарілого та нового насосів.

Питомі витрати електроенергії для будь-якого режиму роботи насоса в $кВт·г/м^3$ знаходяться за формулою:

$$\Delta E = 0{,}00272 \frac{H}{\eta_Д \cdot \eta_H} \tag{7}$$

Найменші питомі витрати електроенергії на подачу води спостерігаються при максимальній подачі насоса, що залежить від характеристики системи. Для забезпечення максимальної подачі необхідно порівняти паспортні дані насоса із опором трубопроводів системи. У разі різких розходжень необхідно провести заміну насоса.

Проілюструємо це на конкретному прикладі. Трубопроводи будемо використовувати сталеві з тепловою ізоляцією з пінополіуретану в поліетиленовій оболонці по ГОСТ 30732-2001, теплопровідність сталі λ_1=50 Вт/м К , теплопровідність ізоляції λ_2 = 0,025 Вт/м К.

Капітальні вкладення, що складаються з вартості трубопроводів та насосного устаткування наведені відповідно для різних варіантів на (рис. 2), теплові втрати від початкової температури теплоносія (рис. 3) залежність затрат на паливо від температури теплоносія (рис. 4), то можна побачити наступну залежність: витрати на спорудження теплових мереж із зростанням температурного перепаду теплоносія зменшуються.

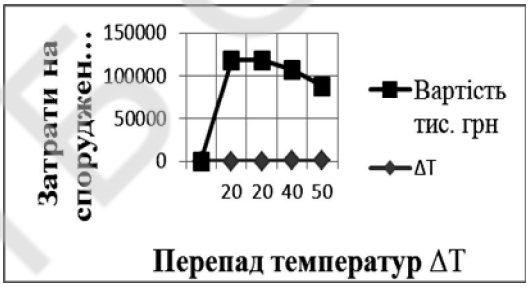


Рис. 2 – Залежність затрат на спорудження теплових мереж від температурного перепаду

Кількість тепловтрат, які лінійно залежить від температури теплоносія (рис. 3), із зростанням температурного перепаду зростає.

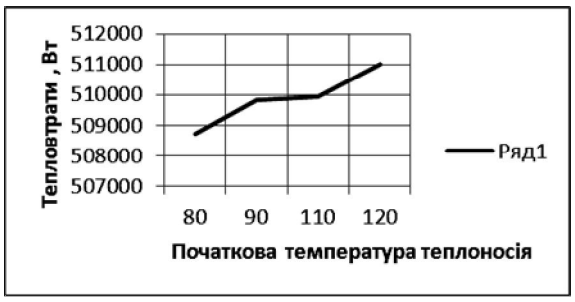


Рис. 3 – Залежність теплових втрат від початкової температури теплоносія

Припустимо, що самий економічний і надійний спосіб транспортування теплоносія до споживача згідно з другим законом термодинаміки буде відбуватися при четвертому варіанті температурного перепаду, при якому капітальні вкладення мінімальні (рис. 2). Але витрати в рік на паливо найбільші. При якому ж температурному перепаді капітальні витрати на спорудження теплових мереж найшвидше окупляться ?

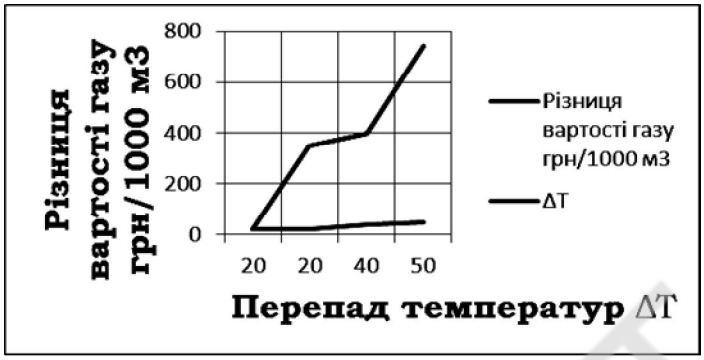


Рис. 4 – Залежність затрат на паливо від температури теплоносія

Орієнтовний розрахунок тепломережі потужністю 500 кВт наведемо у табл.

Таблиця – Розрахунок вартості тепломережі потужністю 500 кВт

Q, кВт	500	500	500	500
T_1-T_2 °C	80-60	90-70	110-70	120-70
G, кг/ч	21496,13	21496,13	10748,06	7165,37
Діаметр трубопроводу, мм	Ø108х3,2	Ø108х3,2	Ø89х3,0	Ø76х3,0
Довжина мережі, м	500	500	500	500
δ_1, м	0,1016	0,1016	0,083	0,07
δ_2, м	0,033	0,033	0,0325	0,029
λ_1, Вт/м К	50	50	50	50
λ_2, Вт/м К	0,025	0,025	0,025	0,025
q, Вт/м^3	54,588	61,498	76,373	100,218
Q повн, Вт	508707,5	509809,7	509952,2	511014,01
Втрати напору, Па/м	65	65	50	55
Загальні втрати, Па	32500	32500	25000	27500
Вартість насоса, грн	8097,00	8097,00	6870,00	6033,00
Вартість трубопроводів, грн.	118531,00	118531,00	100600,00	82410,00
Всього капітальні витрати, грн.	126629,00	126629,00	107469,00	88444
Газ за опалювальний сезон, м^3	150405	150730	150759	151088
Вартість газу, грн/ 1000 м^3	1014,21	1014,21	1014,21	1014,21
Вартість газу, грн	152542,00	152872,00	152901,00	153235,00
Різниця в капітальних витратах, грн.	38185,00	38185,00	19026,00	0
Економія в рік на паливі, грн	692,63	363,08	333,65	0

Висновок. Очевидно, що окупність витрат на спорудження теплових мереж залежить в першу чергу від температури самого теплоносія і в другу чергу від його температурного перепаду. Це пов'язано з тим, що капітальні витрати на спорудження теплових мереж при Т, що лежить в області від 90 °С і нижче не-

значно відрізняються або рівні, а витрати на паливо відчутно менші. У той час як витрати на спорудження теплових мереж при Т, що лежить в області від 90 °С і вище хоча і зменшуються, але витрати на паливо при цьому відчутно збільшуються.

Як видно з табл., невеликі теплові пункти, які вироблятимуть теплоносій з температурою нижче 90 °С , більш енергоефективні в порівнянні з центральним теплопостачанням. Тобто, за такої схеми теплопостачання очевидна економія енергоресурсів та їх ефективне використання .

Література

1. Богословский В.Н. Внутренние санитарно-технические устройства. В 3 ч. Ч.1. Отопление.- М., 1990. —320 с.
2. Варфоломеев Ю.М. Отопление и тепловые сети. Учебник для вузов/ Ю.М. Варфоломеев, О.Я. Кокорин. — М., 2006.- 480 с.
3. Гусев В. М. Теплотехника, отопление, вентиляция и кондиционирование воздуха: Учебник для вузов/В. М. Гусев, Н. И. Ковалев, В. П. Попов, В. А. Потрошков, под ред. В. М. Гусева.— Л.: Стройиздат. Ленингр. Отд-ние, 1981.—343 с.

УДК 664.723.047.59

ПІДВИЩЕННЯ ЕНЕРГОЕФЕКТИВНОСТІ РЕКУПЕРАТИВНОЇ ЗЕРНОСУШАРКИ

Бурдо О.Г., д-р техн. наук, професор, Безбах І.В., докторант,
Зиков О. В., канд. техн. наук, доц.
Одеська національна академія харчових технологій, м. Одеса

Розглянуто апарати на базі термосифонів для сушіння дисперсних харчових матеріалів. Наведено результати експериментальних досліджень.

Devices on the basis of thermosiphons for drying of disperse food materials are considered. Results of experimental researches are presented.

Ключові слова: термосифони, дисперсні матеріали.

Для сушіння зерна в Україні застосовують сушильні апарати різних типів. Найбільше поширення й найбільшу продуктивність мають шахтні зерносушарки. В Україні на долю цих сушарок припадає більше 80 % діючих установок із продуктивністю від 2 до 50 т/год. Шахтні сушарки більшої продуктивності (до 120 т/год) використовують у термінальних елеваторах США й Канади, але для європейських промислових установок найбільш характерна продуктивність від 2 до 10 т/год [1].

Аналіз парку сушильної техніки в Україні показує, що в 48 % випадків експлуатуються застарілі шахтні агрегати вітчизняного виробництва. Досить високий відсоток використання шахтних сушарок закордонного виробництва – 38%. Близько 10% підприємств використовують вітчизняні й закордонні сушарки, що дає можливість порівнювати їх технологічні й експлуатаційні характеристики, а також більш ефективно забезпечувати сушіння різних культур. Близько 4% аграріїв використовують інші типи сушильного встаткування, наприклад мобільні сушарки, а також агрегати колонкового типу [2].

Із закордонних шахтних сушарок використовуються американські агрегати (45 %), італійські й польські зерносушарки (14%), турецькі (7%). Близько 21% зерносховищ оснащені зерносушарками інших типів і країн-виробників. Причому вдосконалення ділянки сушіння у виробників перебуває тільки на 3 місці (16%). Але застосування шахтних зерносушарок приводить до досить високих енерговитрат – 5 МДж/кг і вище. З другого боку, незалежно від конструкції сушарки кожний вид зерна для знімання вологості зерна на 1% вимагає однакової кількості теплоти. Отже, у конструкторів різних сушарок існує однакове завдання – донести теплоту до зерна, зробивши втрати мінімальними. Чим краще вирішене таке цільове завдання, тим менше експлуатаційні витрати на сушіння.

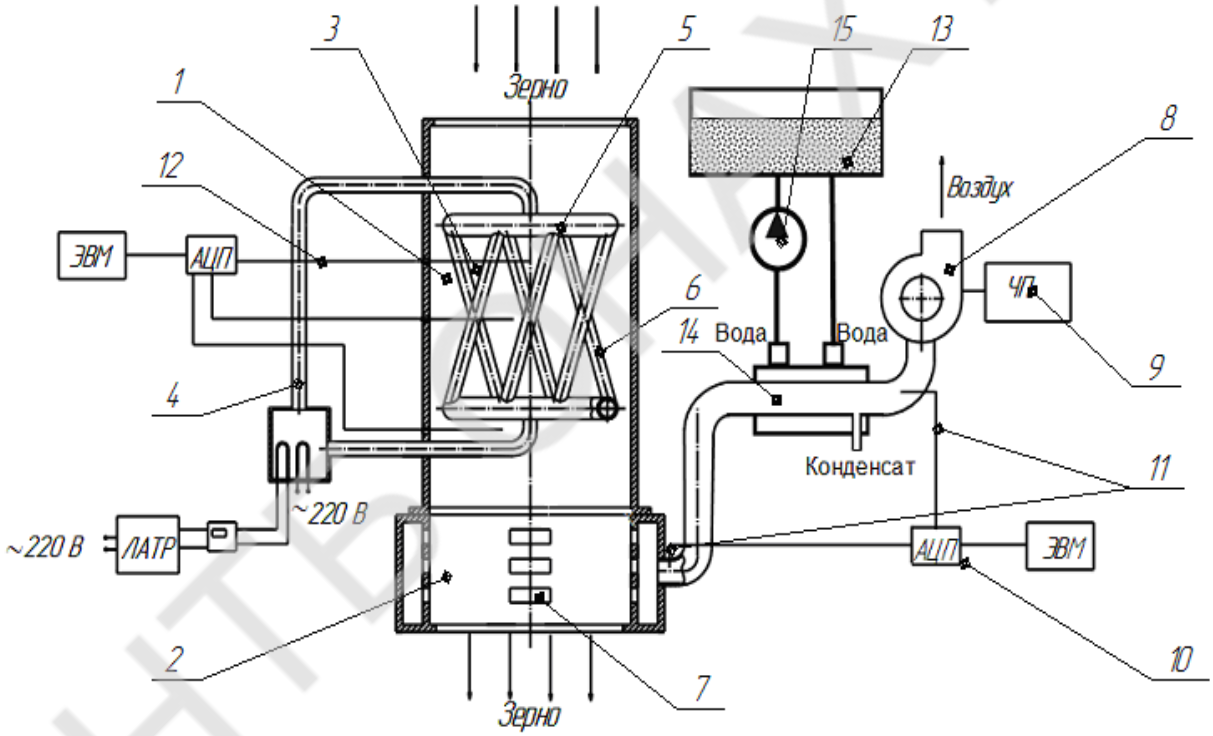
Для рішення проблем адресної доставки енергії до зерна, зниження енергоспоживання процесу сушіння, підвищення екологічності процесу розроблена конструкція рекуперативної сушарки (рис. 1).

Сушарка містить шаровий підігрівник 1, сушильну камеру 2 , термосифон (ТС), конденсаційна ділянка 3 якого розташована всередині шарового підігрівника 1, а випарна ділянка 4 розташована зовні сушарки. Конденсаційна ділянка 3 термосифону шарового підігрівника 1 виконана у вигляді торових камер 5, з'єднаних пучками труб 6 з нахилом 50...60.° У корпусі сушильної камери 2 виконані канали 7 для від-

воду пароповітряної суміші за допомогою вентилятора 8, з'єднаного із сушильною камерою 2. У лінію усмоктування вентилятора вмонтований теплообмінник-рекуператор 14. Циркуляцію води забезпечували за допомогою відцентрового насоса 15. Кількість води в буферній ємності 100 л.

Сушарка працює в такий спосіб. При підведенні енергії нагрівається випарна ділянка 4 термосифону. Дисперсний матеріал, наприклад зерно, надходить зверху зіштовхується з нагрітою поверхнею конденсаційної ділянки 3 термосифону й нагрівається до температури сушіння. Матеріал у шаровому підігрівнику 1 і сушильній камері 2 рухається щільним гравітаційним шаром. Насичене вологою повітря видаляється із сушильної камери 2 в атмосферу через канали 7 на корпусі камери за допомогою вентилятора 8. Зерновий потік рухається щільним гравітаційним шаром уздовж пучка, що є конденсаційною ділянкою термосифона. Оригінальна конструкція пучка забезпечує ефективне перемішування шару зерна. Обгрунтування форми пучка проведено за результатами дослідження механіки обтікання зерном труб різної орієнтації й форми [3].

Вимірювали параметри повітря на вході-виході з теплообмінника. Температуру зернового потоку реєстрували за допомогою термопар. Використовувалися мідь-константанові термопари, відградуйовані в діапазоні температур 0÷100 °С. Термодатчик був поміщений у капіляр діаметром 5мм і довжиною 400мм і закріплений. Кілька термопар розташовувалися по висоті сушильної шахти. Дані первинних перетворювачів температури надходили на аналого-цифровий перетворювач (АЦП), перетворювалися в цифровий сигнал і вводилися в ПК. Інтервал реєстрації даних – 10 с.



1 – шаровий підігрівник зерна, 2 – сушильна камера, 3 – конденсаційна ділянка термосифона, 4 – випарна ділянка термосифона, 5 – торові камери, 6 – пучок труб, 7 – канали для відводу вологого повітря, 8 – вентилятор, 9 – частотний перетворювач, 10 – аналогово-цифровий перетворювач, 11 – датчик для виміру параметрів повітря, 12 – термопара, 13 – ємність із водою, 14 – теплообмінник-рекуператор, 15 – насос

Рис. 1 – Конструкція рекуперативної зерносушарки

Температуру теплоносія усередині ТС визначали по величині тиску в конденсаторі сушарки. Інтервал реєстрації даних – 600 с. У ланцюг керування двигуном вентилятора включений частотний перетворювач, що дозволило проводити експерименти в широкому діапазоні швидкостей повітря. В усмоктувальний патрубок вентилятора встановлений цифровий датчик вологості SHT 10 для виміру параметрів повітря – температури, вологості, ентальпії, вологовмісту. Це дозволяло з високою точністю визначати характеристики повітря, що виходило. Інтерфейс програми перетворювача АЦП був виконаний таким чином, що зміна параметрів повітря від часу відображалась у вигляді графічних залежностей у режимі

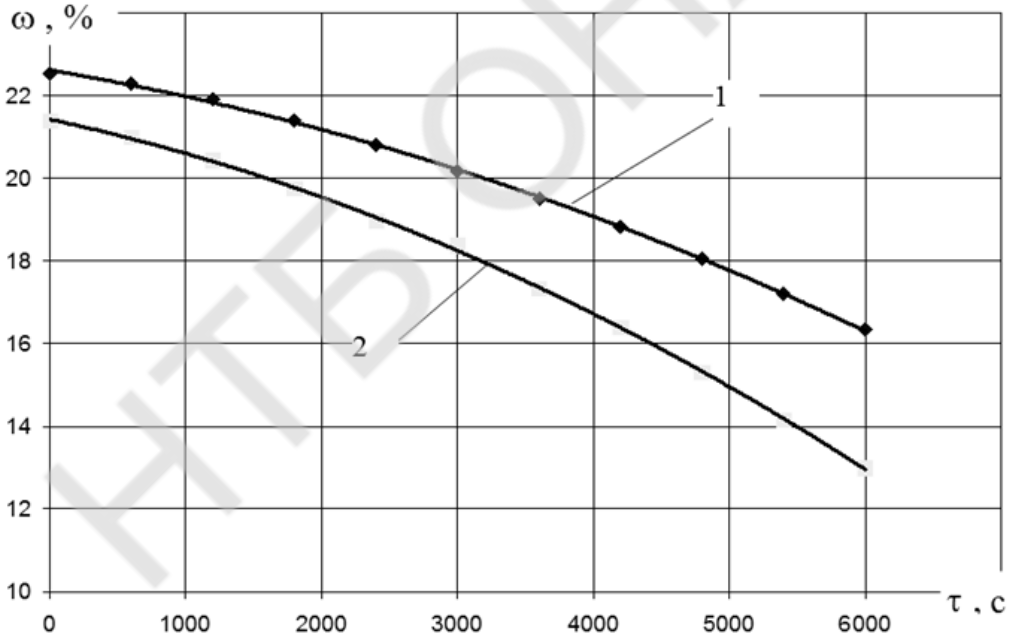
онлайн. Використання такої схеми разом із застосуванням частотного регулювання приводу вентилятора, дозволяло оперативно втручатися в хід експерименту, спрощувало його планування. Експерименти проводили на пшениці. Вологість продукту вимірювали за допомогою цифрового вологоміру типу Wile. Діапазон експериментальних досліджень представлений у таблиці 1.

Таблиця 1 – Діапазон вимірюваних величин

Культура	Витрати повітря на виході із сушарки	Вологість зерна	Витрати зерна	Температура зернового потоку	Тиск у модулі ТС	Потужність	Час сушіння
	кг/с	%	кг/с	°С	МПа	кВт	хв.
Пшениця	0,006…0,02	12...25	0,15	40...60	0,2	3	100

Метою експериментальних досліджень було дослідити процеси тепло- масообміну при сушінні в рекуперативній зерносушарці, одержати характеристики вологого повітря на виході із сушарки, оцінити можливість використання його теплоти для попереднього нагрівання зерна перед сушінням.

Дані по сушінню й швидкості сушіння зерна пшениці в різних джерелах суперечливі. Розкид по швидкості сушіння пшениці в сушарках різного типу 0,5...3 %/хв. Це пов'язано з розмаїтістю сортів і відповідно властивостей пшениці, різною початковою вологістю, зв'язком вологи безпосередньо в зернівці, розмаїтістю способів сушіння. При сушінні зернових у конвективних зерносушарках присутній період постійної й падаючої швидкості сушіння [4]. У результаті експериментів отримані лінії сушіння при різних витратах повітря на виході з рекуперативної сушарки (рис. 2).

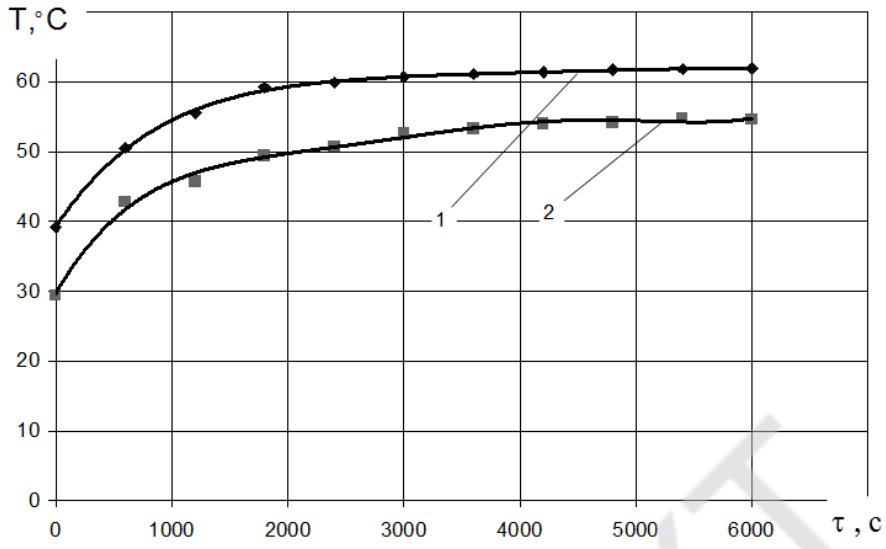


1 – при витратах повітря 0,02 кг/с; 2 – при витратах повітря 0,006 кг/с

Рис. 2 – Лінії сушіння пшениці в рекуперативній зерносушарці

Після аналізу ліній сушіння й розрахунку швидкості сушіння видно, що швидкість постійно зростає й лише наприкінці процесу стабілізується. Вид ліній сушіння не характерний для сушіння пшениці в конвективних сушарках. Це пов’язано з тим, що відбувається постійний розігрів зернового потоку, що видно по термограмам зернового потоку (рис. 3).

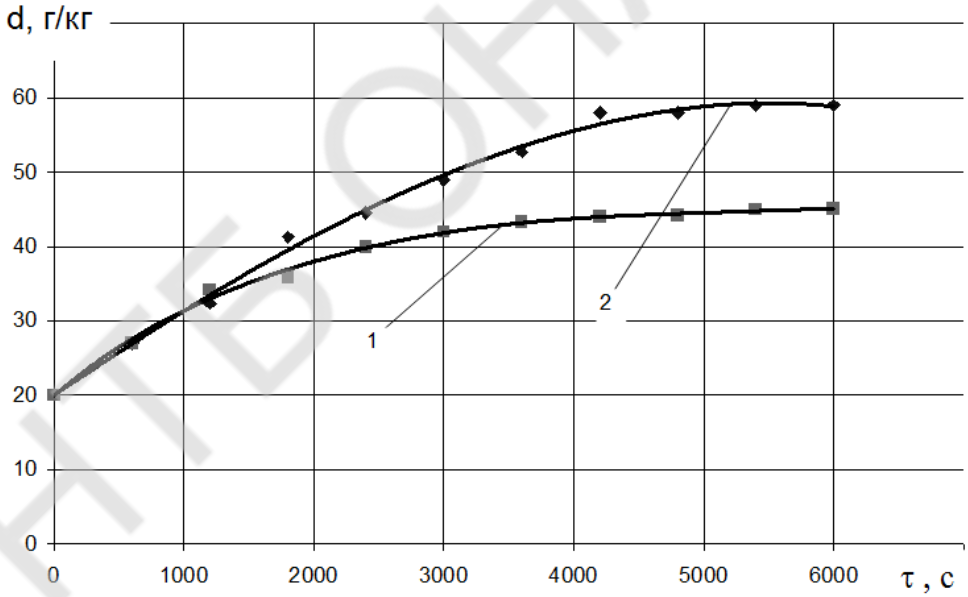
НТБОНАХТ



1 – при витратах повітря 0,006 кг/с; 2 – при витратах повітря 0,02 кг/с

Рис. 3 – Термограми зернового потоку в рекуперативній зерносушарці

Період нагрівання зернового потоку триває близько 3000 с, далі графіки зміни температури зернового потоку приймають практично автомодельний характер. Температура зернового потоку стабілізується й стає рівною 50–60 °С, залежно від режиму. Що приводить до нелінійної зміни вологовмісту й температури повітря на виході із сушарки (рис. 4).



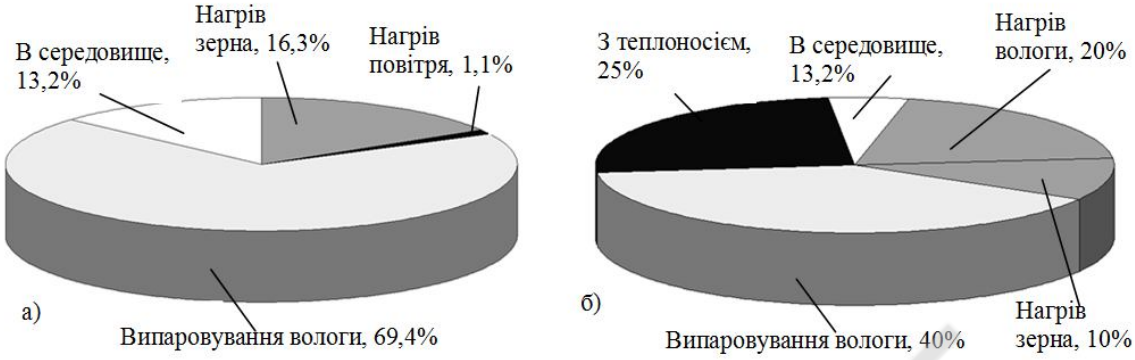
1 – при витратах повітря 0,02 кг/с; 2 – при витратах повітря 0,006 кг/с

Рис. 4 – Зміна вологовмісту повітря, що виходить з рекуперативної зерносушарки

Значним недоліком сучасних конвективних зерносушарок є викид відпрацьованого теплоносія в атмосферу, тепломісткість якого всього лише на 10–15 % менше, ніж гарячого повітря, що подається в сушильну камеру. У порівнянні із шахтною конвективною зерносушаркою ДСП-32, повітря на виході з рекуперативної зерносушарки має набагато більшу вологість і вологовміст що робить його близьким до точки фазового переходу. При витраті повітря 0,006 кг/год, вологовміст повітря наприкінці процесу сушіння становив d=60 г/кг при відносній вологості 94 % (у порівнянні із ДСП 32, d=24 г/кг). Крім того витрати повітря в конвективних сушарках і рекуперативній відрізняються на порядки.

Для оцінки розподілу енергії в рекуперативній зерносушарці, складене рівняння теплового балансу.

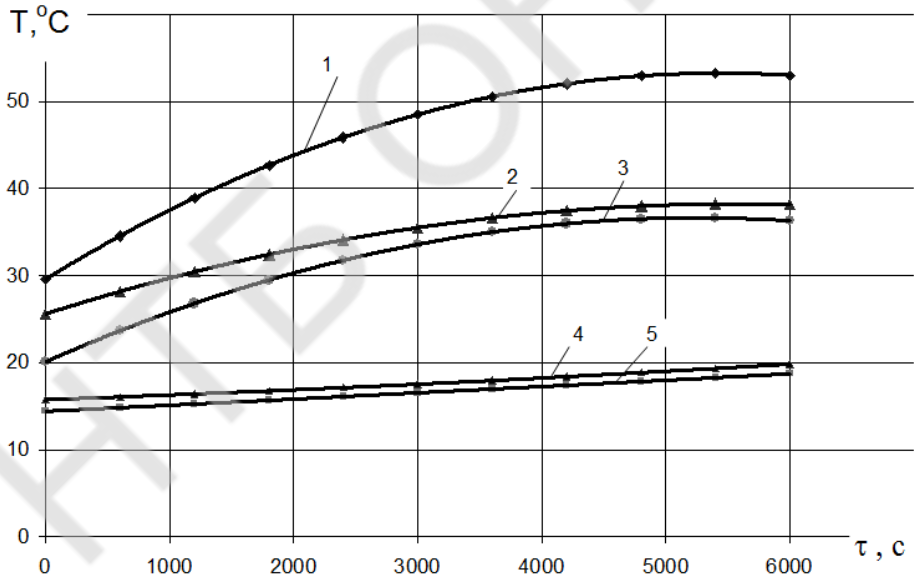
Після аналізу експериментальних даних одержуємо, що в порівнянні з конвективним сушінням у рекуперативної сушарки більша частина енергії (69,4 %) затрачається на випаровування вологи, на нагрівання зерна 16,3 %, втрати в навколишнє середовище 13,2, на підігрів повітря всього близько 1,1 % (рис. 5).



а) рекуперативна, б) конвективна

Рис. 5 – Розподіл теплової енергії в зерносушарках

В рекуперативній зерносушарці з випаруваною вологою й повітрям втрачається більше 50 % підведеної енергії, її утилізація дозволить значно знизити енерговитрати сушарки, збільшити її ККД. Для цього необхідно зробити розрахунок теплообмінника рекуператора для утилізації теплоти вологого повітря, що виходить з сушарки. Аналіз параметрів відпрацьованого повітря рекуперативної зерносушарки, показує, що з'являється реальна можливість використання тепла конденсації вологого повітря для попереднього нагрівання зерна. Завдання подальших експериментів –отримати коефіцієнти тепловіддачі при конденсації вологи з повітря, що викидається з сушарки. Одержали наступні температури для зернового потоку, вологого повітря на вході-виході з теплообмінника, охолоджуючої води в теплообміннику(рис. 6).



1 – температура зернового потоку, 2 – температура повітря на виході із сушарки, 3 – температура повітря на виході з теплообмінника-рекуператора, 4 – температура охолоджуючої води кінцева, 5 – температура охолоджуючої води початкова

Рис. 6 – Термограми при охолодженні вологого повітря

Попередньо були розраховані коефіцієнти тепловіддачі $\alpha_{пов}$ при конденсації водяної пари з повітря, що відводиться з сушарки, для умов експерименту. У літературі найчастіше зустрічаються залежності для розрахунку коефіцієнтів тепловіддачі при конденсації насиченої водяної пари [5], або насиченої водяної пари з домішкою повітря [5] (концентрація повітря до 8 %). При розрахунку коефіцієнтів тепловіддачі для конденсації водяної пари, що перебуває в повітрі, найчастіше розраховують коефіцієнт тепло-

віддачі для сухого повітря й вводять деяку поправку (поправку на конденсацію [1], коефіцієнт вологовипадіння [6] та ін.) Існують також методики розрахунку коефіцієнтів тепловіддачі при охолодженні вологого повітря з урахуванням тепло- масообміну при конденсації. В результаті з урахуванням поправки на конденсацію $\alpha_{пов}$=907 Вт/м^2·К, з урахуванням коефіцієнта вологовипадіння $\alpha_{пов}$=129,5 Вт/м^2·К. Розрахунок зроблений для умов конденсації на внутрішній поверхні круглої труби.

В експериментах у теплообміннику-рекуператорі вдалося реалізувати наступний процес охолодження вологого повітря з 40 до 36 ^{o}С, утилізовано тепловий потік 360 Вт. Розрахунковий коефіцієнт тепловіддачі від вологого повітря до стінки дорівнює 60 Вт/м^2·К. Досягнуто умов часткової конденсації пари, що знаходиться в вологому повітрі, що викидається з сушарки.

В умовах експериментів утилізовано 12 % підведеної теплоти, що дозволяє знизити енерговитрати рекуперативної зерносушарки до 3 МДж/ кг вид. вол.

Література

1. Бурдо, О.Г. Эволюция сушильних установок [Текст] / О.Г. Бурдо, // Монография / - О, Полиграф, 2010. – 368 с.
2. Современное состояние и тенденции развития мощностей по хранению зерна в хозяйствах Украины, Журнал «Хранение и переработка зерна» : http://hipzmag.com/
3. Бурдо, О. Г. Кінетика сушіння пшениці в апаратах на базі термосифонів [Текст] / О. Г. Бурдо, І. В. Безбах, В. І. Донкоглов // Наук. пр. /ОНАХТ. – О., 2009. - Вип. 36, т. 1. - С. 297-302.
4. Гинзбург, А. С. Влага в зерне [Текст] / А.С. Гинзбург, В. П. Дубровский, Е. Д. Казаков– М.: Колос, 1969. - 217 с.
5. Исаченко В. П. , Осипова В. А. , Сукомел А. С. Теплопередача М.: Энергия, 1975. – 488 с.
6. Якобсон, В.Б. Малые холодильные машины [Текст] В.Б. Якобсон –М.: Пищевая промышленность. 1977. – 368 с

УДК 66.021.001.57:56/59.004.18

ПОВЫШЕНИЕ РЕСУРСОЭНЕРГОЭФФЕКТИВНОСТИ ТЕХНОЛОГИИ РАСТВОРИМОГО КОФЕ

Терзиев С.Г., канд. техн. наук, ассистент
Одесская национальная академия пищевых технологий, г. Одесса

Анализируются проблемы технологии растворимого кофе. Рассматриваются различные приемы утилизации кофейного шлама. Показаны перспективы вакуумных и микроволновых технологий в задачах концентрирования и экстрагирования из кофепродуктов. Предлагаются новые принципы работы и конструктивные особенности выпарного аппарата и экстрактора.

The problems of instant coffee technology are analyzed. Different techniques of coffee sludge utilization are considered. The prospects of vacuum and microwave technologies in concentrating and extraction from coffee products are shown.

Ключевые слова: концентраты кофе, энергоэффективность, вакуумные, микроволновые технологии.

Введение. Кофе является экономически важным сырьевым продуктом в мире. С каждым годом спрос на кофе растет на 2 % и превышает предложение. Кофейный рынок Украины за последние 10 лет стал самым динамично развивающимся рынком кофе в мире. Так, в 2012 г. производство кофе в стране увеличилось на 16,6 % по сравнению с 2011 г. В структуре продаж кофейной продукции в Украине превалирует растворимый кофе (табл.1).

Таблица 1 – структура продаж кофейной продукции в Украине

№	кофейная продукция	доля продаж, %
1	растворимый кофе	40
2	молотый кофе	35
3	кофейные смеси	25

Половину рынка кофейной продукции Украины занимает «Галка». Производители одесского предприятия «Энни Фудз» имеют 13 % в общей доле продаж. Дорогое, импортируемое сырье и энергоемкое

производство главного в секторе продаж – растворимого кофе, определяют постоянную актуальность совершенствования технологии растворимого кофе, повышения энергетической эффективности производства и решения проблем сокращения потерь сырьевых ресурсов.

Проблемы современных технологий производства растворимого кофе. Высокий уровень термического воздействия на сырье в процессе переработки определяет основные недостатки производства:

- значительная энергоемкость оборудования и длительность технологического процесса (**7...8 ч**);
- потеря ценных легколетучих вкусовых и ароматических веществ (более 80 % от начального количества в обжаренных зернах), обуславливающих качество конечного продукта, на стадиях измельчения, хранения, экстрагирования и сушки в процессе производства;
- низкий выход целевого компонента (20...33 % от массы сырых зерен);
- отходы производства - *кофейные шлам***,** не утилизируются, создают экологически опасную ситуацию, загрязняя окружающую среду.

Вместе с тем, кофейный шлам содержит значительное количество ценных компонентов, извлечение которых имеет коммерческую целесообразность.

Задачи исследований. Растворимое кофе производят из дорогого импортируемого сырья. Основные процессы этого производства требуют высоких затрат энергии, а использование сырья не эффективно. Очевидно, что любые решения по сокращению затрат энергии, по глубокой переработке сырья являются актуальными. Поэтому в работе ставятся задачи повышения ресурсоэнергоэффективности технологии производства растворимого кофе.

Ключевым процессом технологии растворимого кофе является экстрагирование. Рассмотрим подробней процесс экстрагирования в производстве растворимого кофе и определим направления его совершенствования.

Традиционные подходы при экстрагировании из зерен кофе. Для технологии определились серьезные научно-технические противоречия. С одной стороны, с целью повышения выхода целевых компонентов, температура процесса повышается до 170…180 ºС [1]. Однако это требует высоких давлений в аппарате. В этой связи исключаются традиционные методы интенсификации процесса экстрагирования: перемешивание, движение экстрагента и т.п. Кроме того, повышенные температуры в процессе неблагоприятно сказывается на качественных показателях продукта.

Процесс протекает в батарее экстракционных колон, в которых после загрузки последовательно повышается температурный режим (табл.2).

Таблица 2 – Режимные параметры работы экстракционных колон

Показатель	Число работающих экстракторов					
1-ый экстрактор:						Разгрузка-загрузка
Температура, °С	70...80	105...110	120...140	150...160	170...180	
Давление, МПа	0	0,3	0,6	0,9	1,2...1,5	
2-ой экстрактор:	Загрузка					
Температура, °С		70...80	105...110	120...140	150...160	170...180
Давление, МПа		0	0,3	0,6	0,9	1,2...1,5
3-ий экстрактор:		Загрузка				
Температура, °С			70...80	105...110	120...140	150...160
Давление, МПа			0	0,3	0,6	0,9
4-ый экстрактор:			Загрузка			
Температура, °С				70...80	105...110	120...140
Давление, МПа				0	0,3	0,6
5-ый экстрактор:				Загрузка		
Температура, °С					70...80	105...110
Давление, МПа					0	0,3
6-ой экстрактор:					Загрузка	
Температура, °С						70...80
Давление, МПа						0

Несмотря на предельно высокие значения температур и давлений в аппаратах (табл.2), с отходами экстрагирования (кофейным шламом) теряется до 15 % от общего содержания водорастворимых веществ в сырье. Анализ показывает, что остаток содержит полнокачественные экстрактивные вещества. В процессе производства растворимого кофе шлам составляет 60-65 % исходного сырья, который в настоящее время не имеет дальнейшего практического применения. На 1 т готовой продукции, приходится 1,5-2 т шлама. Кофейный шлам имеет полноценный химический состав (содержит до 4% экстрактивных веществ), который не уступает по качеству основных компонентов содержащихся в кофе, поэтому шлам является ценным дополнительным источником для увеличения выхода готового продукта (табл.3).

Таблица 3 – Состав кофейного шлама

№ п/п	Основные компоненты	Количество в пересчете на сухое вещество, %
1.	Жир	16 - 22
2.	Клетчатка	55
3.	Азотистые вещества	9,8
4.	Кофейная кислота	7,0
5.	Хлорогеновая кислота	6,2

Процессы утилизации кофейного шлама. На первом этапе исследований сформулирована научно-техническая гипотеза, объясняющая причины потерь целевых компонентов со шламом. Суть ее в том, что остатки водорастворимых веществ находятся в микро- и нанокапиллярах зерен, поэтому их не удается извлечь промышленными технологиями. Ставится задача найти пути повышения ресурсоэнергоэффективности процесса.

В настоящее время растет интерес к методам, при которых интенсификация процесса достигается за счет использования электроимпульсных технологий, электромагнитных полей. Применение микроволнового (МВ) излучения в ряде технологий позволило: повысить эффективность процесса; уменьшить массообменные характеристики оборудования и снизить величину затрат электрической энергии; улучшить качество получаемого продукта [2-4]. Представляется, что применение в процессе экстрагирования из кофе продуктов электромагнитного подвода энергии, позволит организовать массоперенос при эффективном противоточном движении сырья и экстрагента. Процесс можно осуществлять в условиях атмосферного давления, при извлечении из капиллярной структуры зерен экстрактивных веществ за счет специфического гидродинамического потока, возникающего при взаимодействии импульсного микроволнового поля с полярными молекулами жидкости в капиллярах сырья [3].

При извлечения остатков целевых компонентов из шлама за счет инициирования мощного бародиффузионного потока экстрактивных веществ, существенно интенсифицируется массоперенос из твердой фазы. Сокращаются расходы энергии за счет комбинированного воздействия на растительное сырье, противоточного движения сырья с экстрагентом, циклического электромагнитного микроволнового поля при адресной доставке энергии в микроканалы твердой фазы.

В результате комплексных исследований гидродинамики, энергетики, кинетики массопереноса водорастворимых веществ из кофейного шлама установлены конструктивные и режимные характеристики аппарата для утилизации шлама.

Разработан и изготовлен экспериментально - промышленный образец МВ экстрактора непрерывного действия производительностью по сырью $1 \cdot 10^{-3}$ кг/с (или 4 кг/ч), что обеспечивает дополнительное извлечение экстрактивных веществ из кофейного шлама на 0,24 т/год, при этом удельный расход энергии составляет 250 кДж на 1кг извлеченных сухих веществ.

Данная технология позволит на 8% увеличить выход готовой продукции или на 7% сократить расходы сырья.

Исключение процесса сушки из технологии растворимого кофе.

Заключительным этапом технологии является сушка кофейного экстракта в распылительной сушилке. Проведенный аудит показал, что за год из сушильной установки в окружающую среду теряется 4,5 т порошка кофе (это после батареи циклонов механической очистки), 8200 ГДж тепловой энергии [3]. Спецификой отработавшего сушильного агента является то, что он содержит значительное количество пыли пищевого продукта и применение традиционных утилизаторов теплоты не эффективно. Для решения этой проблемы созданы основы тепломассопереноса паропылегазового потока в пучке термосифонов и разработан оригинальный аппарат – тепломассоутилизатор [4]. Аппарат внедрен в производство и успешно функционирует.

Вместе с тем, проводились серьезные исследования по переходу на оригинальные концентраты жидкого кофе. Известно, что в Портланде, США, в 1993 г. начал изготавливаться жидкий концентрат кофе (***X Café***)Предусматривались: упаковка для предприятий общественного питания объемом 1 галлон (3,8 л) или 500 чашек готового кофе (разбавление 1:30) и упаковка в маленькие пластиковые контейнеры по 1 унции (28,4 г), по 6 упаковок в пачке. При разбавлении с водой 1:7 из одной упаковки получается 1 чашка кофе. Срок хранения запакованного кофейного экстракта – 30 дней при температуре +2-5^{0}С.

В настоящее время в США жидкий кофе отвоевал свой сегмент рынка (около 2 млн. $ в год). Это кофе класса премиум, характеризуется высокой сохранностью вкусоароматических веществ зерен. Производитель отмечает следующие достоинства ***X Café:***

1. Возможность его использования как для домашнего применения, так и в сфере общественного питания, позволяет производить широкий ассортимент кофе;
2. Возможность использовать его в качестве топингов для мороженого;
3. Готов к применению и прост в использовании.

В ОНАПТ на кафедре процессов, аппаратов и энергетического менеджмента создана для производства высококонцентрированных экстрактов кофе оригинальная микроволновая вакуум-выпарная установка (рис.1) на основе микроволнового вакуум-выпарного аппарата (МВВА).

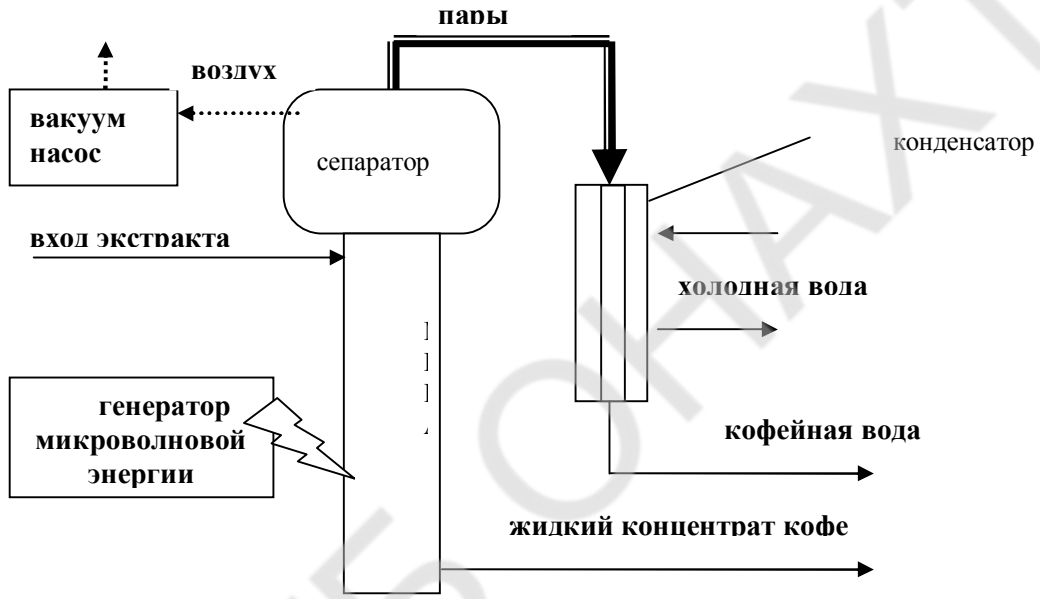


Рис. 1 – Схема микроволновой вакуум-выпарной установки

Экстракт, полученный по традиционной технологии, поступает в колонну МВВА. Объемный подвод энергии к экстракту не требует перемешивающих устройств, исключает перегревы продукта у стенок аппарата, минимизирует тепловые потери. Образовавшиеся пары конденсируются в поверхностном теплообменнике. Уровень давлений в аппарате, а. следовательно, и температур выпаривания, обеспечивается вакуумным насосом. Возможна работа в непрерывном и в периодическом режимах.

Образцы неэнергоемких концентратов жидкого кофе. На установке (рис.1) были наработаны опытные партии жидких концентратов кофе. Образцы прошли дегустацию по традиционной методике. Результаты режимов производства образцов и их дегустации представлены в табл.4.

Таблица 4 – Сравнение образцов жидких концентратов кофе

Образец	№1	№2	№3
Давление, кПа	101,3	20,3	7
Температура, С	100	80	35
Концентрация сухих веществ, %	53,5	54,4	68,4
Продолжительность процесса	Мин.	Ср.	Макс.
Удельная энергоемкость	Мин.	Мин.	Ср.

НТБ ОНАХТ

Полученные результаты свидетельствуют о перспективности предложенных решений. Дальнейшие исследования следует развивать в направлениях определения зависимостей технологических, энергетических, экономических параметров от режимных и конструктивных характеристик оборудования.

Ассортимент жидких концентратов кофе. На основе полученных на установке (рис.1) концентратов купажированы новые продукты: «кофе с сахаром», «кофе с коньяком», «кофе с молоком», «кофе с сахаром и коньяком». Образцы получили высокую оценку при дегустации.

Дальнейшее повышение вкусовых качеств образцов требует совершенствования самого процесса экстрагирования из зерен кофе. Для этих целей разработан микроволновой экстрактор, технические характеристики которого сведены в табл.5.

Таблица 5 – Технические характеристики микроволнового экстрактора

Параметры	Экспериментальный образец МВ экстрактора
Частота излучения МВ генераторов, МГц	2450 ± 50
Выходная мощность МВ излучения, кВт	≤ 4,5 кВт (регулируемая)
Магнетроны (0,9 кВт), шт.	5
Габаритные размеры установки (*l*/*b*/*h*), м:	0,52/0,68/2,05
Производительность по сырью, кг/ч	≤ 24

В настоящее время проводится отработка технологии экстрагирования из зерен кофе на созданной установке.

Выводы

Внедрение принципов вакуумной и волновой техники в оборудовании технологической линии производства растворимого кофе является основой для комплексного решения вопросов энергетики, ресурсоэффективности и экологии. предложенные в ОНАПТ технические решения являются инновационными и перспективными. Образцы неэнергоемких концентратов кофе имеют коммерческую ценность.

Литература

1. Нахмедов Ф.Г. Технология кофепродуктов. – М.: Легкая и пищевая промышленность, 1984. – 184 с.
2. Бурдо О.Г., Ряшко Г.М. Экстрагирование в системе «кофе- вода».- Одесса, 2007.- 176с.
3. Бурдо О.Г., Пищевые наноэнерготехнологии – Херсон, 2013 – 294с.
4. Бурдо О.Г.,Терзиев С.Г.,Яровой И.И.,Борщ А.А. Электромагнитные технологии обезвоживания сырья /Problemele energeticii regionale, Chisinau, №1 (18), 2012.- pp.69- 79.

УДК631.14:633.1

ЕКОНОМІЧНА ОЦІНКА ЕФЕКТИВНОСТІ ВИКОРИСТАННЯ СПОСОБУ ОХОЛОДЖЕННЯ ЗЕРНА

Ялпачик В.Ф., д-р техн. наук, професор,
Кравець О.В., канд. екон. наук., доцент
Верхоланцева В.О., аспірант
Таврійський державний агротехнологічний університет, м.Мелітополь

В статті розглядається економічне обґрунтування впровадження інноваційної технології для зберігання зерна.

The article discusses the feasibility of implementation of innovative technologies for grain storage.

Ключові слова: капіталовкладення, витрати, прибуток, термін окупності, вартість, річний економічний ефект.

У період інтеграції України до світових структур, питання впровадження інноваційних технології надається особливе значення. Для досягнення підвищення ефективності діяльності сільськогосподарських підприємств ми пропонуємо застосовувати інноваційну технологію охолоджування зерна з можливістю регулювання режимів обробки.

Запропонована нами технологія охолоджування зерна, дозволить господарствам:

- мінімізувати втрати у період зберігання;
- максимально зберегти первісну якість зернових культур після зберігання.

Надамо методичне забезпечення, та розрахуємо основні показники ефективності використання необхідних для впровадження технології капіталовкладень [1,2,3].

Оцінка капіталовкладень

Необхідні капіталовкладення для реалізації проекту розрахуємо за формулою:

$$K_в = K_р + K_м + K_п \tag{1}$$

де $K_р$ – вартість обладнання, грн.;

$K_м$ – вартість монтажу обладнання, грн.;

$K_п$ – вартість навчання персоналу, грн..

Наведемо у таблиці 1 найменування, вартість необхідних матеріалів та робіт для впровадження розробки за ринковими цінами на початок 2014 року.

Таблиця 1 – Необхідні матеріали та обладнання для впровадження розробки, з рахуванням монтажу та оплати праці робітників.

Найменування	Вартість,грн.
Бетон	63360
Решітка	37500
Ангар	136800
Охолоджувальна установка	200000
Кріплення для жорсткості	5000
Зварювальні роботи	2000
Заливка бетону	3500

Підставимо значення у формулу:

$$K_в = (63360 + 37500 + 136800 + 200000 + 5000) + 5500 = 448160 \ грн.$$

Оцінка витрат на експлуатацію обладнання

а) Витрати електроенергії:

$$E_в = M_м \cdot K_{год} \tag{2}$$

де $M_м$ – встановлена потужність, кВт;

$K_{год}$ – кількість годин роботи за виробничий цикл.

$$E_в = 19 \cdot 146 = 2747 \ кВт$$

б) Вартість електроенергії:

$$B_{ен} = E_в \cdot B_{од} \tag{3}$$

де $B_{од}$ – вартість 1 кВт електроенергії для сільськогосподарських виробників (0,95грн.).

$$B_{ен} = 2747 \cdot 0{,}95 = 2635 \ грн.$$

в) Витрати на оплату праці персоналу:

$$O_п = T_{ст} \cdot K_{год} \cdot K_о \tag{4}$$

де $T_{ст}$ – годинна оплата праці, ($T_{ст} = 40 \ грн.$) ;

$K_{год}$ – кількість годин роботи виробничий цикл, ($K_{год} = 146 \ год.$);

$K_о$ – кількість обслуговуючого персоналу, ($K_о = 1$).

$$O_п = 40 \cdot 146 \cdot 1 = 5480 \ грн.$$

г) Амортизаційні відрахування:

$$H_а = \frac{100\ \%}{C_с} \tag{5}$$

де $H_а$ – норма амортизаційних відрахувань, %;

100 – відсоток балансової вартості засобу виробництва;

$C_с$ – строк служби того чи іншого засобу виробництва (за технічним паспортом).

$$H_a = \frac{100\ \%}{14} = 7{,}14\ \%$$

$$P_a = \frac{Б_в \cdot H_a}{100\ \%} \tag{6}$$

де P_a – річний розмір амортизаційних відрахувань,грн..;

$Б_в$ – балансова вартість засобу виробництва, грн..;

H_a – норма амортизаційних відрахувань, %.

$$P_a = \frac{448160\ \cdot 7{,}14}{100\ \%} 32011\ грн.$$

Оцінка прибутковості устаткування

а) Обсяг продукції після зберігання з урахуванням втрат:

$$V' = V \cdot k_{vt} \tag{7}$$

де V – первісний обсяг продукції закладеної на зберігання, тон.

k_{vt} – коефіцієнт втрат у процесі зберігання, %.

За формулою (7) розрахуємо обсяг продукції після зберігання з урахуванням втрат, за базовим варіантом $V_б'$ (без застосування обладнання) та за проектним (із застосування обладнання) – $V_{пр}'$ отримаємо:

$$V_б' = 300\ \cdot 0{,}95\ = 285\ тон$$

$$V_{пр}' = 300\ \cdot 0{,}9975\ = 299\ ,25\ тон$$

б) Прибуток від реалізації продукції після зберігання:

$$П = B_p \cdot C_в \tag{8}$$

де B_p – виручка від реалізації, грн.;

$C_в$ – повні витрати, грн..

$$B_p = V' \cdot Ц_p \tag{9}$$

де V' – обсяг продукції після зберігання, тон.;

$Ц_p$ – ціна реалізації продукції, грн..

Розрахунок додаткової виручки, за рахунок застосування устаткування.

$$B_{рд} = B_{рпд} - B_{рб} \tag{10}$$

де $B_{рпд}$ – виручка від реалізації, (при застосуванні обладнання), грн.;

$B_{рб}$ – виручка від реалізації, (без застосування обладнання), грн..

Додатковим прибутком є показник, що характеризує додаткову виручку від реалізації, зокрема це є обсяг втраченої продукції у період зберігання, тобто $П_д = B_{рд}$.

Спочатку оцінимо обсяг та вартість продукції, що буде реалізовано за середньою ціною 1 тони продукції – 3500 грн.

Відповідно за проектним варіантом:

$$V_{пр}' = 299\ ,25 \cdot 0{,}995\ = 297\ ,75\ тон$$

$$B'_p = 297\ ,75 \cdot 3500\ = 1042138\ \ грн.$$

За базовим варіантом:

$$V_б' = 285\ \cdot 0{,}6 = 171\ тон$$

$$B'_p = 283\ ,475 \cdot 3500\ = 598500\ \ грн.$$

Оцінимо обсяг та вартість продукції, що буде реалізовано за середньою ціною 1тони продукції – 2200грн..

$$V_{пр}' = 299\ ,25 \cdot 0{,}005\ = 1{,}5 тон$$

$$B'_p = 1{,}5 \cdot 2200\ = 3291\ грн.$$

За базовим варіантом:

$$V_{б}^{'} = 285 \cdot 0,4 = 114 \; тон$$

$$B^{'}_{р} = 114 \cdot 2200 = 250800 \; грн.$$

Відповідно до розрахунків загальна виручка від реалізації проектного та базового варіантів складе:

$$B_{рпр} = 1042138 + 3291 = 1045429 \; грн.$$

$$B_{рб} = 598500 + 250800 = 849300 \; грн.$$

Розрахуємо додаткову виручку від реалізації, за рахунок застосування устаткування за формулою(10)

$$B_{рд} = 1045429 - 849300 = 196130 \; грн.$$

Оцінка річного економічного ефекту

$$E_{еф} = П_{д} - (B_{ен} - O_{п} - P_{а}) \qquad (11)$$

де $П_{д}$ – додатковий прибуток від реалізації, грн..;

$B_{ен}$ – вартість електроенергії, грн.;

$O_{п}$ – оплата праці, грн.;

$P_{а}$ – річний розмір амортизаційних відрахувань, грн..

$$E_{еф} = 196130 - (2635 + 5480 + 32011) = 156004 \; грн.$$

Термін окупності

$$T_{о} = \frac{K_{в}}{E_{еф}} \qquad (12)$$

де $K_{в}$ – капітальні вкладення, грн.;

$E_{еф}$ – річний економічний ефект, грн..

$$T_{о} = \frac{448160}{156004} = 2,87$$

Висновки

Відповідно гранично – допустимим нормам окупності впровадження технологічних розробок (від 3-х до 5-ти років) при терміні експлуатації обладнання – 14 років, термін окупності нашої розробки буде становити 2,87 роки, що є доказом економічної доцільності впровадження. У таблиці 2 зведені основні показники, наведених розрахунків.

Таблиця 2 – Показники ефективності використання додаткових капіталовкладень

Показники	Базові	Проектні	Відхилення
Капіталовкладення,грн..	–	448160	±448160
Вартість спожитої електроенергії,грн..	–	2635	2635
Оплата праці,грн..	–	5480	5480
Обсяг продукції після зберігання з урахуванням втрат,тон.	285	299,25	14,25
Загальна виручка від реалізації,грн..	849300	1045429	196129
Річний економічний ефект,грн		156004	
Термін окупності,років		2,87	

Література

1. Андрійчук В.Г. “Економіка агранх підприємств”: Підручник. – 2-ге вид., доп. і перероблене. К.: КНЕУ, 2002. – 624с.
2. Брустінов В.М, Кравец О.В., Пижинський Я.І. “Аграрний сервіс: теорія та практика” // навчальний посібник – 2008. – 247 с..
3. Батенко Л.П. “Управління проектами” КНЕУ, 2003 – 592 с.

УДК [631.577:634.18]:537.531

НТБ ОНАХТ

РОЗРОБКА ТЕХНОЛОГІЇ ЕКСТРАКТУ ІЗ ЧОРНОПЛІДНОЇ ГОРОБИНИ З ВИКОРИСТАННЯМ НВЧ-ВИПРОМІНЮВАННЯ

Бурдо А.К., канд. техн. наук, доцент,
Демченко М.В., магістр
Одеська національна академія харчових технологій, м. Одеса

Стаття присвячена питанню створення екстракту з чорноплідної горобини для використання в харчовій промисловості як джерело біологічно активних речовин. Розглянуто хімічний склад горобини і її вплив на організм людини. Проаналізовано вплив різних чинників на фізичні характеристики екстракту. Встановлені оптимальні технологічні параметри отримання екстракту з чорноплідної горобини у НВЧ-обладнанні. Запропонована технологія отримання екстракту за допомогою НВЧ-випромінювання.

This article is devoted to the issue of the creation of chokeberry extract for use in the food industry as a source of biologically active substances. We consider the chemical composition of ash and its effect on the human body. The influence of various factors on the physical characteristics of the extract. The optimal process parameters obtaining an extract from chokeberry in microwave equipment. The technology of obtaining the extract by using microwave radiation.

Ключові слова: екстракт, чорноплідна горобина, НВЧ-випромінювання, кріоконцентрування.

Традиційно вважають, що лікарські трави є тільки засобом лікування. Проте використання їх щодня в їжу сприяє природному оздоровленню організму і є методом профілактики всіляких захворювань. Вчені довели, що включення в їжу лікарської сировини призводить до стійкості людського організму до несприятливих факторів середовища і стресів, уповільнює процеси старіння, служить незамінною профілактикою багатьох важких захворювань[1].

За останні роки у зв'язку з підвищеним інтересом до чорноплідної горобини як до нової садової породи з'явилося немало робіт по вивченню біохімічного складу її ягід. Коли у ягодах цієї рослини був знайдений у великій кількості вітамін Р, головну увагу приділяли питанню технологічній переробці продукції для харчових та лікарняних цілей[2].

Плоди чорноплідної горобини є цінним природним лікувальним і профілактичним засобом і застосовуються в народній медицині у вигляді відвару, екстракту, соку, настою і в свіжому вигляді. Однією з найбільш важливих корисних властивостей цієї ягоди є її здатність виводити з організму важкі метали: стронцій, кобальт, свинець і радіонукліди, що стає все більш актуальним в сучасних умовах життя. Це відкриття вчених було визнано сенсацією [3].

Плоди горобини чорноплідної містять у своєму складі : вуглеводи - 10 %, органічні кислоти -1,3 %, пектинові речовини - 0,75 %; дубильні речовини - 0,6 %, аскорбінову кислоту (вітамін С) - 15 мг /%, цитрин (вітамін Р) - 2000 мг /%, каротин - 2 мг /%, рибофлавін - 0,13 мг /%, фолієву кислоту - 0,1 мг /%, нікотинову кислоту (вітамін РР) - 0,5 мг /%, вітамін Е, токофероли - 1,5 мг /%, филлохинон - 0,8 мг /%, піродоксін - 0,06 мг /%, ніацин - 0,3 мг /%, тіамін - 0,01 мг /%, а також амигдалін, кумарини, рутин, кверцетин, кверцитрин, гесперидин, катехіни, ціанідин і його глікозиди, сорбіт та інші сполуки. З макро- і мікроелементів у великій кількості містяться залізо, марганець, йод, а також солі молібдену, бору, марганця, міді [4]. Горобина чорноплідна добре зберігає вітаміни, підвищує захисні сили організму, збуджує апетит, збільшує кислотність і здатність перетравлювати їжу шлунковим соком. У свіжому вигляді плоди горобини чорноплідної і її сік знижують артеріальний тиск при гіпертонії. У людей з нормальним тиском такої дії зазвичай не спостерігають [4].

Аналіз літературних джерел [3] показав, що хімічний склад горобини чорноплідної вивчений досить повно, але відсутні дані про кінетику проходження процесу екстракції даного виду плодів, а також оптимальних параметрів цього процесу. Враховуючи, що процес екстрагування - головна стадія отримання екстрактів із сировини рослинного походження, а вміст екстрактивних речовин є однією з важливих характеристик, яка дає можливість встановити якість екстракту, одержуваного з рослинної сировини, нами досліджено процес екстракції горобини чорноплідної. Відомо, що процес вилучення екстрактивних речовин із сировини залежить від таких факторів, як температура, гідромодуль і тривалість екстракції. При переробці екстрактів відбуваються тепломасообмінні процеси, що впливають на властивості екстрактів і фізико-хімічні характеристики [5]. Тому на даний момент дослідження даних властивостей чорноплідної горобини вважається актуальним. НВЧ-обробка знайшла широке застосування у виробництві харчових продуктів, у тому числі для вилучення екстрактивних речовин з рослинної сировини, завдяки своїм пере-

вагам, що позитивно впливають на якість виготовленої продукції. Враховуючи це, актуальним є дослідження впливу параметрів НВЧ-обробки на процес вилучення екстрактивних речовин з рослинної сировини, що дозволить випускати продукти харчування із заданими характеристиками і збільшити асортимент продукції на ринку.

Ми проводили процес екстракції традиційним способом та за допомогою НВЧ-випромінювання. Об'єктом дослідження є плоди горобини чорноплідної. Подрібнені плоди до розміру 3-4 мм екстрагували водою, яка служить універсальним екстрагентом, вона також сприяє кращому сепаруванню тканин і розриву клітинних стін екстрагованої сировини, полегшуючи тим самим проходження дифузійного процесу [3]. Після закінчення процесу екстракції визначали оптичну густину екстракту. Для дослідження впливу технологічних факторів на процес екстракції було обрано такі фактори: температура, тривалість екстракції, гідромодуль. Досліджування процесу екстрагування проводили при різних температурах (40°С, 60°С, 80°С) на протязі 100 хв, кожні 20 хвилин відбирали проби та визначали кількість екстрактивних речовин (антоціанів).

Результати та їх обговорення.

При дослідженні впливу технологічних факторів на процес вилучення екстрактивних речовин з горобини чорноплідної було встановлено, що великий вплив має температура екстрагенту. В вигляді графіку (рис.1) приведені результати дослідження з співвідношенням сировини до екстрагенту 1:7 і тривалістю процесу екстрагування 60 хвилин.

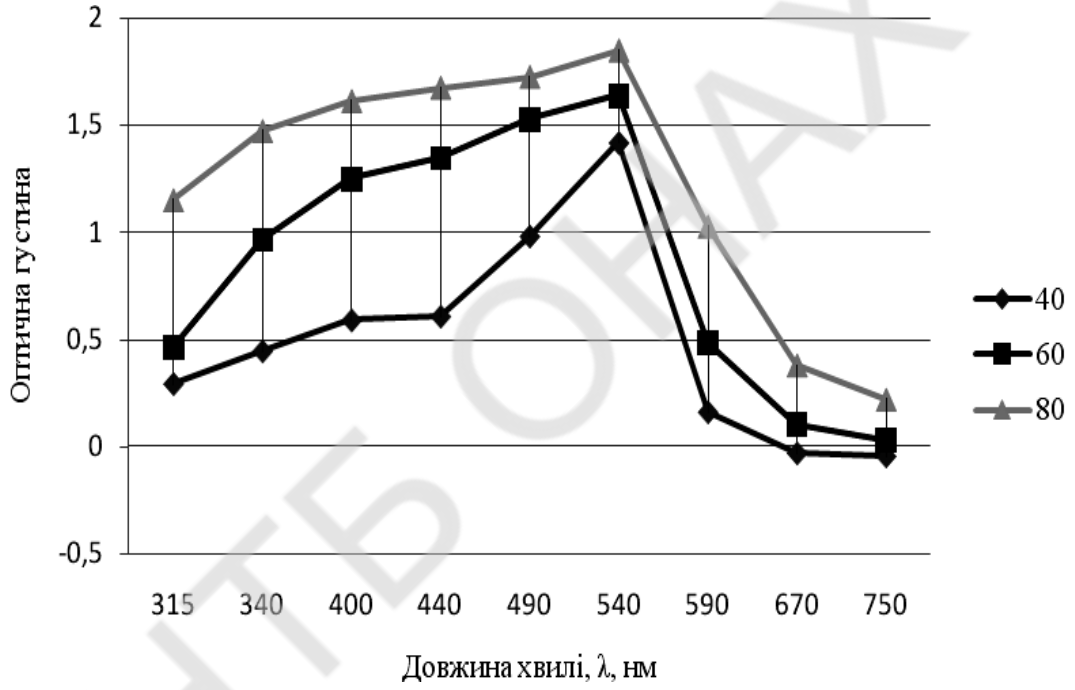


Рис. 1 – Кінетика зміни складу екстрактивних речовин (антоціанів) в залежності від температури

З графіку можна побачити, що максимальне значення оптичної густини екстракту приходиться на довжину хвилі 540 нм, що пояснюється визначенням антоціанів при цій довжини хвилі. Необхідно відзначити , що вже при температурі 60 °С відбувається руйнування поліфенолів, однак дослідженнями Н. В. Макарової і А.В.Зюзіна встановлено, що більш низькі температури лише незначно знижують вміст поліфенолів в екстрактах їх рослинної сировини, тоді як температура вище 95 °С істотно знижує цей показник [7] (рис.2.).

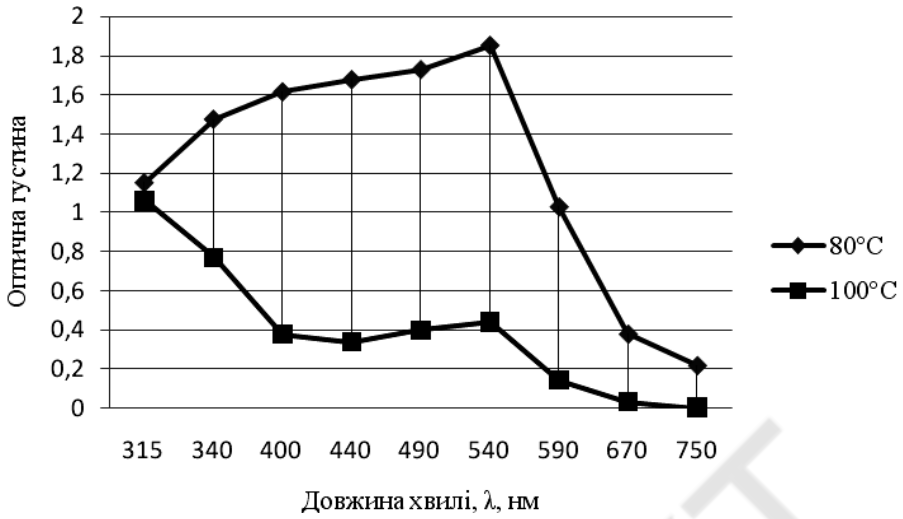


Рис. 2 – Порівняльний графік складу екстрактивних речовин (антоціанів) при 80 °С та 100 °С за однакових умов

Нами рекомендовано проводити екстракцію при температурі 80 °С. При такій температурі відбувається максимальний перехід екстрактивних речовин-антоціанів в екстракт.

При визначенні оптимальних режимів процесу екстракції потрібно враховувати тривалість екстракції. Кінетика вилучення екстрактивних речовин (антоціанів) при температурі 80 °С і гідромодулі 1:7 представлена на графіку (рис.3).

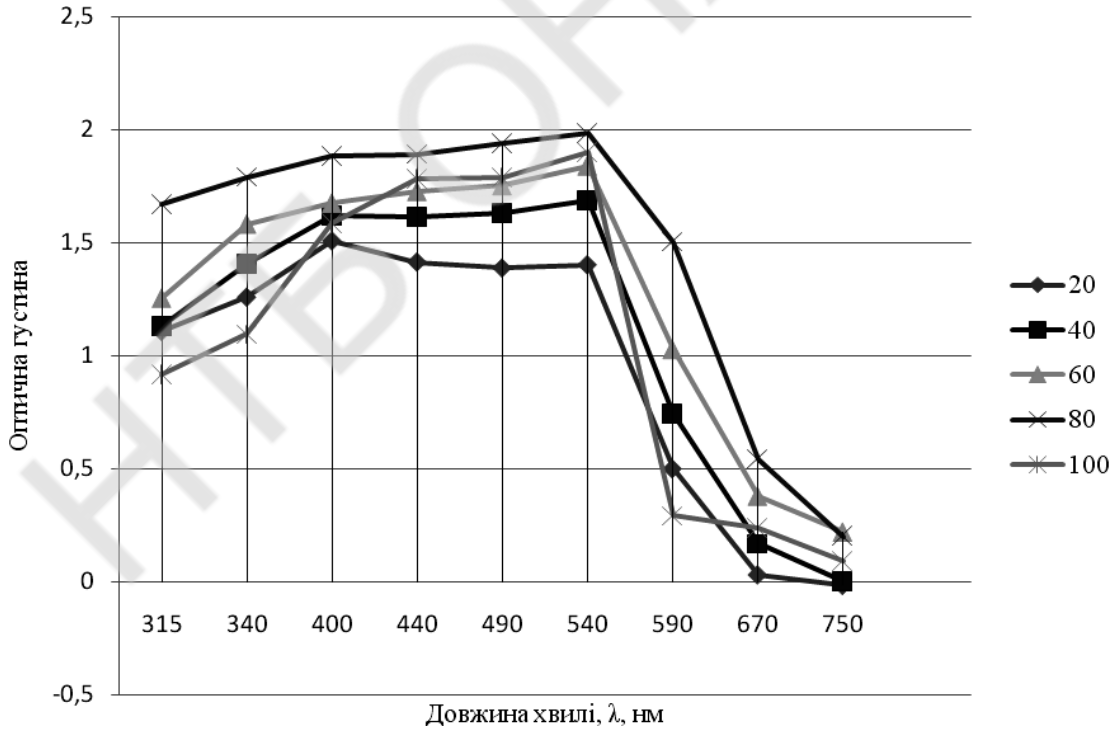


Рис. 3 – Кінетика зміни змісту екстрактивних речовин (антоціанів) в залежності від тривалості процесу екстракції

Протягом 80 хвилин відбувається дифузія з легкодоступних місць, тобто вимивання з розірваних клітин. Після 80 хвилин починається екстракція з важкодоступних місць. Тривалий процес призводить до того, що у воду переходять баластні речовини, що є негативним фактором для отримання високоякісного

екстракту. Для забезпечення оптимальних умов ми рекомендуємо проводити екстракцію не більше 80 хвилин.

Важливим показником, який впливає на перехід сухих речовин у воду, є гідромодуль [6]. Так як різниця концентрацій є рушійною силою дифузійного процесу, ми досліджували вплив гідромодуля на вихід екстрактивних речовин при постійній температурі t=80°С протягом 100 хвилин. Кінетика зміни змісту екстрактивних речовин (антоціанів) в залежності від гідромодуля при довжині хвилі λ = 540 нм зображена на рис.4.

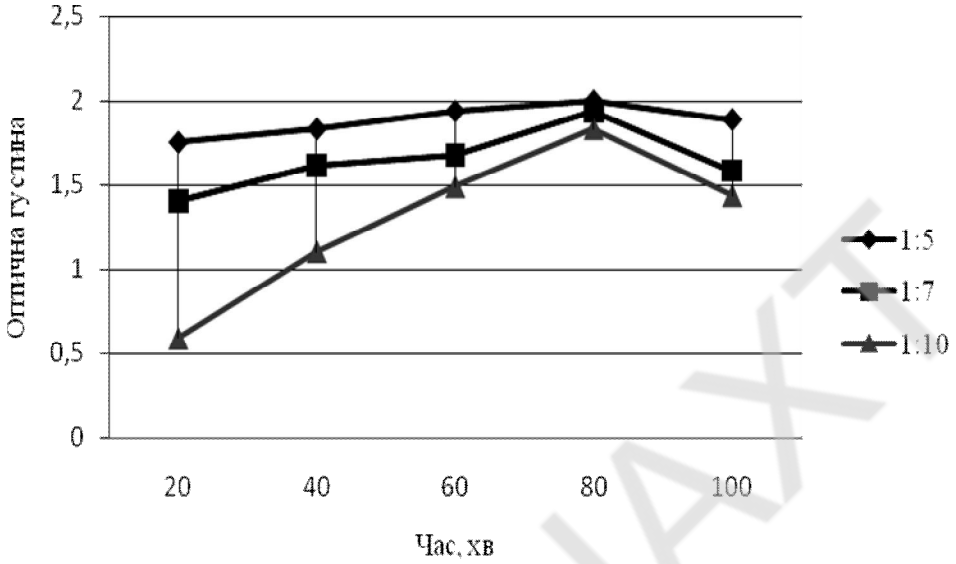


Рис. 4 – Кінетика зміни змісту екстрактивних речовин (антоціанів) в залежності від гідромодуля

З даних можна зробити висновок, що гідромодуль 1:5 забезпечує високий вихід екстрактивних речовин (антоціанів).

Встановлено, що при екстрагуванні чорноплідної горобини традиційним способом оптимальними умовами є:

- температура води 80°С, такий показник забезпечує максимальний вихід екстрактивних речовин(антоціанів);
- тривалість екстракції 80 хвилин, продовження даного процесу є недоцільним, оскільки після цього часу перехід екстрактивних речовин незначний, збільшення затрат на процес екстрагування;
- співвідношення компонентів системи 1:5, такий показник забезпечить максимальний вихід з найменшими затратами.

За останні 10-20 років мікрохвильові технології, засновані на енергії змінного електромагнітного поля надвисокочастотного діапазону , почали широко використовуватися в різних областях промисловості. Мікрохвилі - це радіохвилі з дуже малою довжиною хвилі з частотами від 30 МГц до 30 ГГц [8]. Енергія мікрохвиль утворюється з електричної енергії , яка конвертується в мікрохвильову завдяки генератору. Основа застосування мікрохвиль в харчовій промисловості - це їх властивість нагрівати продукти. Нижче приведені позитивні характеристики мікрохвильового нагріву в порівнянні з традиційним способом[9]:

1) висока швидкість процесу;

2) матеріал прогрівається більш однорідно (тепло розподіляється по всьому об'єму матеріалу , незалежно від його теплопровідності);

3) селективність процесу : вологі частини матеріалу прогріваються швидше , ніж сухі , що не властиво конвекціонному нагріванню;

4) практично відсутня інерційність нагріву , що дає можливість повної автоматизації процесу (нагрівання можна швидко почати і також швидко зупинити;

5) високі ККД процесу ;

6) значне зменшення теплових втрат у навколишнє середовище і зниження її забрудненості (не потрібно використовувати теплоносії) ;

7) скорочення потреби у виробничих площах в 3-5 рази;

8) висока бактерецидна дія мікрохвильової енергії;

9) висока харчова цінність продукції , збереження вітамінів.

На основі пропонованих даних був отриманий екстракт з використанням НВЧ-випромінювання. Для підтримки постійної температури експериментальним методом була визначена необхідна потужність N=180 Вт. Результати приведені у вигляді графіку при довжині хвилі λ=540 нм (рис.5). Після 15 хвилин екстрагування спостерігається різкий спад антоціанів на 20%. Тому продовження часу екстракції не є доцільним. Кінетика зміни кількості екстрактивних речовин під впливом НВЧ-випромінювання в порівнянні з традиційним способом представлена в виді графіку(рис.4).

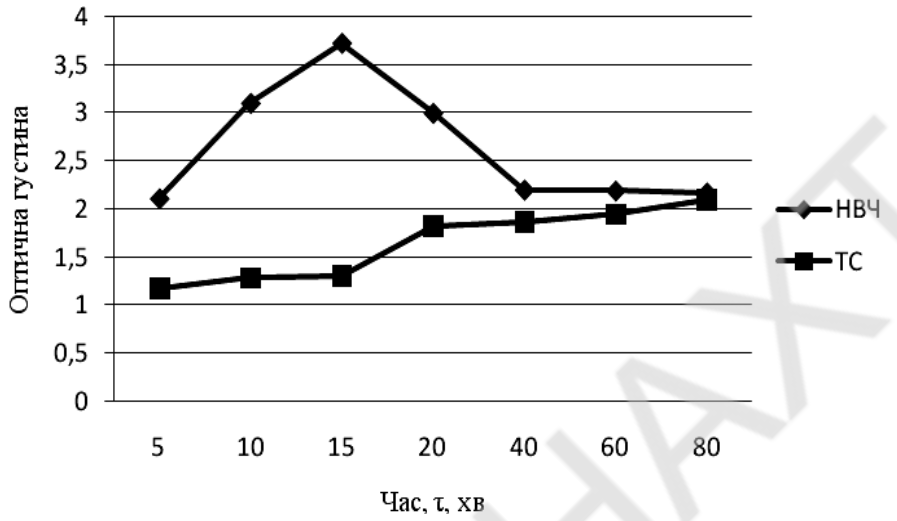


Рис. 5 – Кінетика зміни складу екстрактивних речовин (антоціанів) отриманих НВЧ-випромінюванням в порівнянні з традиційним способом

Судячи з графіку можна сказати, що при екстрагуванні з використанням НВЧ-випромінювання необхідно в чотири рази менше часу, ніж традиційним способом, при цьому кількість антоціанів в отриманому екстракті збільшується на 43%.

Розробка технології вилучення екстрактивних речовин з рослинної сировини НВЧ-випромінюванням здійснювалася з урахуванням поставлених вимог:

– максимальне збереження та переведення корисних компонентів з початкової сировини в екстракт;

– скорочення часу проведення процесу екстракції;

– отриманий продукт повинен бути безпечний в харчовому відношенні за мікробіологічними та фізико-хімічними показниками;

– розроблена технологія повинна бути доступною для підприємств харчової та переробної промисловості, і легко впроваджуваною вже в існуючі технологічні лінії виробництва продуктів харчування;

– технологія отриманого екстракту повинна бути економічно доцільною.

Висновки.

Нами запропоновано технологію отримання екстракту із рослинної сировини (з ягід чорноплідної горобини). Дана технологія складається з наступних операцій: сортування, миття, обдування повітрям, заморожування, подрібнення, екстракція в НВЧ-полі, декантація, фільтрування, сепарування, кріоконцентрування екстракту.

Проведений експеримент дозволив встановити, що застосування НВЧ-випромінювання:

– позитивно впливає на якість виготовленої продукції, так як дифузія корисних речовин в екстракт проходить повніше;

– за рахунок скорочення часу високотемпературної обробки, значно зменшуються втрати корисних компонентів початкової сировини і підвищується вміст БАР в екстракті;

– значно скорочується тривалість проведення процесу, що підвищує економічні показники виробництва.

Література

1. Банный И.П. Литвиненко М. М. и др. Фармакогностический анализ лекарственного растительного сырья . Учебное пособие.- Х.: Золотые страницы, 2003.
2. Георгиевский В. П., Дихтярев С. И., Губин Ю. И., Фитохимия в Украине- итоги и перспективы, Фармаком №3, 1999.
3. Изучение свойств экстрактов из лекарственного и пряно-ароматического сырья/ Е.С.Колядич и др.// Пищевая промышленность: наука и технологи.-2008.-№1(1).-с.83-87.
4. Мазнев, Н.И. Энциклопедия лекарственных растений/ Н.И.Мазнев.-3-е изд., испр. и доп. –М.: Мартин, 2004.-496с.
5. Ооржак У.И. Исследование влияния технологических факторов на процесс извлечения экстрактивных веществ из лественничной губки/ У.С.Оржак, В.М.Ушанова, С.М.Репях// Химия растительного сырья.-2003.-№1.-С.69-72.
6. Сорокопуд А.Ф. Влияние основних факторов на экстрагирование плодов лимонника/А.Ф.Сорокопуд, А.С.Мустафина, К.С.Федяев//Химия растительного сырья.-2012.-«1.-с.161-164.
7. Макарова Н.В. Влияние параметров пастеризации на антиоксидантную активность яблучно-черничного сока/Н.В.Макарова, А.В.Зюзина//Пиво и напитки.-2011.-№5.-с.26-28.
8. Armstrong S.D. Microwave- Assisted Extraction for the Isolation of Trace Systemic Fungicides from Woody Plant Material: Dissert. PhD/-Vir-ginia, 1999.-129 p.
9. Бурдо О.Г., Ряшко Г.М. Экстрагирование в системе «кофе-вода».-Одесса, 2007.-с. 37-38.

УДК 662.758

ШЛЯХИ ЗНИЖЕННЯ ЕНЕРГОВИТРАТ В ТЕХНОЛОГІЇ БІОЕНЕРГОКОНВЕРСІЇ РОСЛИННИХ ОЛІЙ

Грабов Л.М., канд. техн. наук, пров. наук. співр., Шматок О.І., канд. техн. наук, ст. наук. співр.
Інститут технічної теплофізики НАН України, м. Київ

Запропонована технологія неперервної дії для отримання біодизельного палива, яка ґрунтується на принципах дискретно-імпульсного введення енергії (ДІВЕ). Запропонована схема рекуперації теплоти отримуваних продуктів з метою підвищення енергоефективності біоенергоконверсії.

The continuous technology of reception of the biodiesel fuel, based on principles of discrete-pulse introduction of energy (DPIE) is developed. The scheme of recuperation of warmth of received products for the purpose of increase energyeefficiency of bioenergyconvercion is offered.

Ключові слова: біодизель, біоенергоконверсія, дискретно-імпульсне введення енергії, інтенсифікація, переестерифікація.

Перспектива входження України до Європейського співтовариства (ЄС) залежить від багатьох факторів, в тому числі і від використання альтернативних джерел енергії, зокрема біологічних ресурсів, і впровадження новітніх технологій біоенергоконверсії рослинної сировини.

Сьогодні біопалива складають близько 3% всього палива для транспорту, а також досягають істотної частки в деяких країнах, які найбільш активно розвивають даний сектор [1]. За оцінками Міжнародного енергетичного агентства (МЕА) до 2050 року частка біопалива в транспортній сфері може збільшитися до 750 млн. т.н.е. (порівняно з поточним рівнем в 55 млн. т.н.е.) і скласти 27 % всього палива для транспорту, дозволяючи зменшити обсяги шкідливих викидів на 20 % і скоротити світову залежність від нафти [2].

Технології отримання біодизельного палива з рослинних олій ґрунтуються на процесі переестерифікації олій метиловим або етиловим спиртами, з використанням каталізаторів лужного типу. Для проведення процесу, як правило, використовують ємнісні апарати з механічним перемішуванням, в яких неможлива ефективна організація теплотехнологічних і фізико-хімічних процесів переестерифікації.

Важливим показником виробництва і використання палив є коефіцієнт енергетичної рентабельності (Energy Return On Investment (EROI)), який показує співвідношення енергії, одержуваної при спалюванні палива, і енергії, витраченої на його отримання. У таблиці 1 наведені три етапи виробництва біодизельного палива з ріпакової олії методом переестерифікації олії метиловим спиртом, а також наведено енергетичний баланс виробництва біодизельного палива з ріпакової олії [3-5].

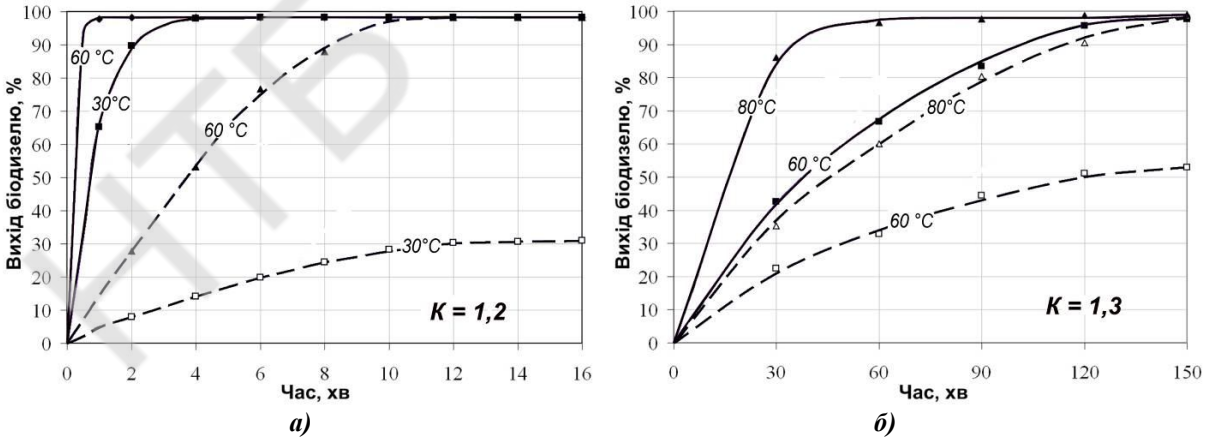
Таблиця 1 – Енергетичний баланс виробництва біодизельного палива з ріпакової олії (при врожайності 3,2 т/га)

Енергія / Етапи обробки	Витрати енергії на етапі (ГДж/га)	Загальні витрати енергії (ГДж/га)	Отримувані продукти		Енергія цільових продуктів (ГДж/га)	Енергія побічних продуктів (ГДж/га)	Коефіцієнт енергетичної рентабельності (EROI)*
			Цільові	Побічні			
Поле + Транспорт	18	18	Насіння ріпаку	–	77	–	–
Одержання олії (МДж/га)	3	21	Олія	Макуха (шрот)	46	31	2,3
Переестерифікація олії (МДж/га)	8	29	Біодизель	Гліцерин	46	2	1,5

* – у розрахунку враховано тільки цільові продукти

Співвідношення загальних енерговитрат на виробництво олії та одержаної від неї енергії складає 1:3,3. Таким чином енергетичний прибуток від використання ріпакової олії в якості палив дорівнює 230 %. При переробці олії в біодизельне паливо методом переестерифікації витрачається достатньо значна кількість енергії, що зменшує енергетичний прибуток до 150 %. З цього видно, що для ефективного одержання біодизельного палива на основі рослинних олій необхідно зменшувати енерговитрати на стадії переробки олій, збільшуючи таким чином енергетичну рентабельність проведення біоенергоконверсії олії та зменшуючи собівартість отримуваного біодизелю.

В ІТТФ НАН України запропонована технологія отримання біодизельного палива з використанням принципу дискретно-імпульсного введення енергії (ДІВЕ), реалізованого в роторно-пульсаційному апараті (РПА), яка дозволяє знизити необхідні температурні параметри і скоротити час протікання процесу переестерифікації. Експериментальні дослідження проводилися з використанням для переестерифікації рослинних олій метилового і етилового спиртів при оптимальних значеннях надлишку спирту та кількості каталізатора в реакційній суміші. Результати досліджень представлені у вигляді графічних залежностей часу виходу біодизелю від температури проведення переестерифікації, в порівнянні з залежностями, отриманими за аналогічних параметрів з використанням об'ємного реактора (рис. 1). На графіках вихід біодизелю показаний у відсотках від теоретично можливого.



а) *б)*

а) переестерифікація метанолом; б) переестерифікація етанолом;
– – – – переестерифікація в об'ємному реакторі; ——— – переестерифікація за допомогою метода ДІВЕ, реалізованого в РПА

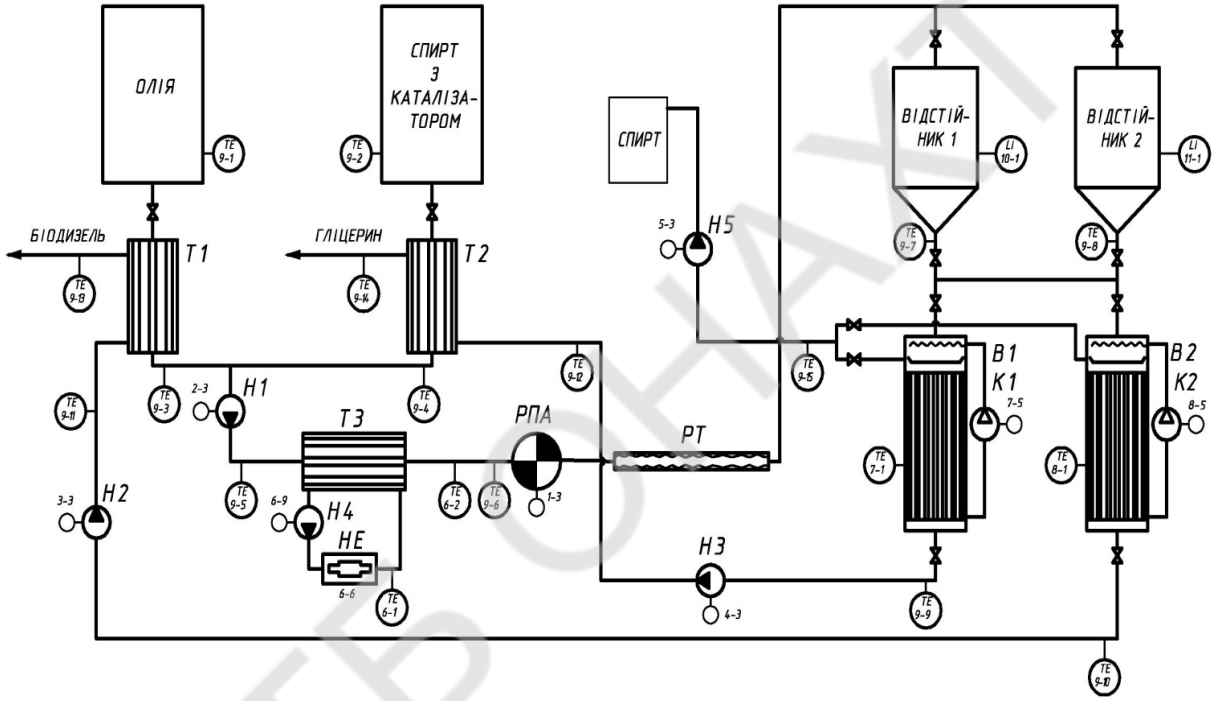
Рис. 1 – Залежності виходу біодизелю з використанням різного обладнання

Порівняльний аналіз кривих показує, що при використанні методу ДІВЕ для проведення переестерифікації рослинних олій метиловим спиртом процес проходить значно інтенсивніше, ніж при застосуванні об'ємного реактора. При температурі реакційної суміші олія-метанол на рівні 60 °С, повне проходження процесу (вихід ефірів - 99 ... 100 %) вдається досягти менш ніж за 1 хв. при одноразовій обробці

суміші в робочому об'ємі РПА. За аналогічних умов при використанні для проведення біоенергоконверсії об'ємного реактора з мішалкою для повного проходження процесу необхідно близько 10 хвилин.

Аналіз кривих переестерифікації ріпакової олії етиловим спиртом показує зменшення часу повного проходження процесу переестерифікації зі 150 хв при застосуванні об'ємного реактора, до 60 хв при використанні для проведення процесу РПА, при температурі 80 °С. Крім того, використання РПА дозволяє домогтися повного виходу етилових ефірів при температурі 60 °С .

На основі узагальнених даних досліджень, проведених в ІТТФ НАН України, розроблено технологію неперервної дії для біонергоконверсії рослинних олій методом їх переестерифікації метиловим спиртом з використанням принципу ДІВЕ. Неперервність процесу дозволяє здійснити повну автоматизацію виробництва біопалива і використати теплонасосне обладнання для рекуперації тепла отримуваних продуктів (біодизель та гліцерин) з передачею його вихідним компонентам (рослинна олія і метанол), що значно підвищує загальну ефективність біоенергоконверсії. Принципова схема отримання біодизельного палива в безперервному режимі з рекуперацією тепла представлена на рис. 2.



РПА – роторно-пульсаційний апарат; РТ – реактор трубчастий; В1, В2 – плівкові випарники; Т1…Т3 – теплообмінники рекуператори; Н1…Н5 – насоси, ТЕ9-1…ТЕ9-15 – датчики температури

Рис. 2 – Схема отримання біодизельного палива в неперервному режимі з рекуперацією тепла отримуваних продуктів

Робота установки здійснюється за наступною схемою:

– Олія надходить до теплообмінника-рекуператора Т1, де підігрівається теплом готового біодизелю, який надходить після плівкового випарника В1;

– Спирт з розчиненим в ньому каталізатором надходить до теплообмінника-рекуператора Т2, де підігрівається теплом гліцерину, який надходить після плівкового випарника В2;

– Насосом дозатором Н1 суміш олії та спирту з каталізатором подається через теплообмінник-нагрівач Т3 до роторно-пульсаційного апарата.

Теплообмінник нагрівач використовується при пуску стенда для нагріву вихідних продуктів до робочої температури. Також, за необхідності, він використовується для догрівання суміші вихідних компонентів до робочої температури.

– У РПА реакційна суміш піддається інтенсивному гідродинамічному впливу завдяки чому ініціюється процес переестерифікації, який завершується в трубчастому реакторі РТ.

– Після завершення переестерифікації реакційна суміш подається до одного з відстійників, які працюють почергово для забезпечення неперервності процесу одержання біопалива.

– Після розділення реакційної суміші, отримані біодизель і гліцерин, направляються до плівкових випарних апаратів В1 і В2, відповідно, для відгонки надлишкового спирту.

Для мінімізації енергетичних витрат випарні апарати обладнані тепловими насосами, які забезпечують розподілення теплової енергії між випарною та конденсаційними частинами апарата.

– Після відгонки надлишкового метанолу продукти: біодизель та гліцерин направляються до теплообмінників-рекуператорів Т1 і Т2, відповідно, для рекуперації теплової енергії з метою нагріву вихідних продуктів (рослинної олії та спирту).

– Після охолодження в теплообмінниках-рекуператорах готові продукти: біодизель та гліцерин вивантажуються і направляються на очистку.

Для забезпечення необхідних робочих режимів установки передбачається встановлення датчиків температур та оснащення установки системою вимірювання та регулювання теплотехнологічних параметрів.

Представлена технологія може бути використана, як на виробництвах невеликої потужності на фермерських господарствах, так і при організації багатотонажних промислових виробництв.

Висновки:

1. Запропоновано технологію й устаткування неперервної дії на основі принципу ДІВЕ, який дозволяє знизити температуру проведення процесу переестерифікації і, відповідно, підвищити загальну ефективність біоенергоконверсії рослинної сировини.

2. Організація безперервного одержання біодизелю в потоці дозволяє здійснити повну автоматизацію виробництва та організувати рекуперацію теплової енергії, що витрачається на нагрів вихідних компонентів. Це дозволить знизити загальні енергетичні витрати на продукування біодизелю на 40…60% у порівнянні з традиційними технологіями.

Література

1. *Eric L. Garza* The Energy Return on Invested of Biodiesel in Vermont/ Runstein School of Environment and Natural Resources Gund Institute for Ecological Economics, University of Vermont Burlington, April 24, 2011, c. 23
2. Technology Roadmap Biofuels for Transport, МЭА 2011 [Электронный ресурс]. – Режим доступа: http://www.iea.org/papers/2011/biofuels_roadmap.pdf
3. *Хохотва О.П.* Зелене паливо: Європейський досвід / О.П. Хохотва // Нафтовий огляд «Термінал». – 2006. – №35. – С. 8-11.
4. Девянин С.Н. Растительные масла и топлива на их основе для дизельных двигателей / С. Н. Девянин, В. А. Марков, В. Г. Семенов. – Х.: Новое слово, 2007. – 452 с.
5. Термодинамічна ефективність та ресурси рідкого біопалива України / [Забарний Г.М., Кудря С.О., Кондратюк Г.Г., Четверик Г.О.] – К.: Інститут відновлювальної енергетики НАНУ, 2006. – 226с.

НТБОНАХТ

УДК 66-98:537.86

ИССЛЕДОВАНИЕ ВАКУУМ-ВЫПАРНЫХ АППАРАТОВ НОВОГО ТИПА

Бурдо О.Г., д-р техн. наук, профессор,
Ружицкая Н.В., канд. техн. наук., ассистент,
Макаренко Т., аспирант,
Малашевич С.А., инженер
Одесская национальная академія пищевых технологий, г. Одесса

В статье анализируются недостатки традиционных технологий выпарки. Предлагается обеспечить равномерность подвода энергии за счет применения микроволновых технологий. Описывается конструкция лабораторного образца вакуум-выпарной установки с микроволновым подводом энергии. Приведены результаты испытаний установки на примере отгонки этанола из экстракта кофейного масла. Проведено сравнение вакуум-выпарки с выпаркой при атмосферном давлении.

In current paper disadvantages of traditional evaporating technologies are analyzed. It is proposed to provide energy supply uniformity due to using of microwave technologies. The structure of laboratory pattern of vacuum-evaporation system with microwave energy supply is described. The results of testing the system by the example of distillation ethanol from coffee oil extract. The comparison of vacuum-evaporation and atmosphere pressure evaporation is made.

Ключевые слова: вакуум-выпарные аппараты, микроволновые технологии, экстракты.

Процесс выпарки является ключевым в технологиях целого ряда пищевых продуктов. Однако в большинстве существующих выпарных аппаратов не обеспечивается равномерный подвод энергии к продукту. Кроме того тепловая энергия подводится к продукту как правило посредством промежуточных теплоносителей (пар, горячая вода), что ведет к дополнительным потерям энергии.

Проблему равномерности подвода энергии можно решить с использованием микроволновых технологий. Микроволны – неионизирующие волны частотой от 300 МГц до 300 ГГц и в электромагнитном спектре располагаются между рентгеновскими и инфракрасными лучами [1].

При этом допускается что нетермическое действие микроволн на химические соединения отсутствует. Квант микроволновой энергии выражается обычным уравнением $W = h\nu$. В диапазоне частот 300 МГц – 300 ГГц, соответствующие энергии составляют $1{,}24 \cdot 10^{-6}$ – $1{,}24 \cdot 10^{-3}$ эВ, что значительно ниже энергии ионизации биологических соединений (13,6 эВ), энергии ковалентных связей типа ОН (5 эВ), водородных связей (2 эВ), межмолекулярного взаимодействия Ван-дер-Ваальса (менше 2 эВ) и даже меньше энергии, связанной с Броуновским движением при 37 ºС ($2{,}7 \cdot 10^{-3}$ эВ). С этой точки зрения прямая микроволновая активация молекул исключается [2].

Принцип нагрева микроволнами базируется на их непосредственном взаимодействии с полярными материалами и растворителями и управляется двумя явлениями: ионной проводимостью и вращением диполей, которые в большинстве случаев происходят одновременно. Ионная проводимость объясняется электрофоретической миграцией ионов под действием переменного электрического поля. Сопротивление раствора миграции ионов вызывает трение, которое нагревает раствор. Вращение диполей означает что молекулы перестраиваются по переменному электрическому полю, вибрируют и вследствие трения возникает тепло [1].

Таким образом при микроволновом подводе энергии, энергия подводится непосредственно к молекулам воды в продукте, так как сухие вещества как правило радиопрозрачны. Очаги парообразования возникают во всем объеме. Таким образом реализуется схема подвода энергии, показавшая высокую эффективность в технологиях сушки [3, 4 Яровым].

В условиях вакуума парообразование происходит при относительно низких температурах. Таким образом снижаются затраты энергии на нагрев продукта, предотвращается термическое повреждение биологически активных веществ, снижаются потери летучих ароматических компонентов.

На кафедре процессов, аппаратов и энергетического менеджмента разработана вакуум-выпарная установка с микроволновым подводом энергии.

Схема установки представлена на рис. 1.

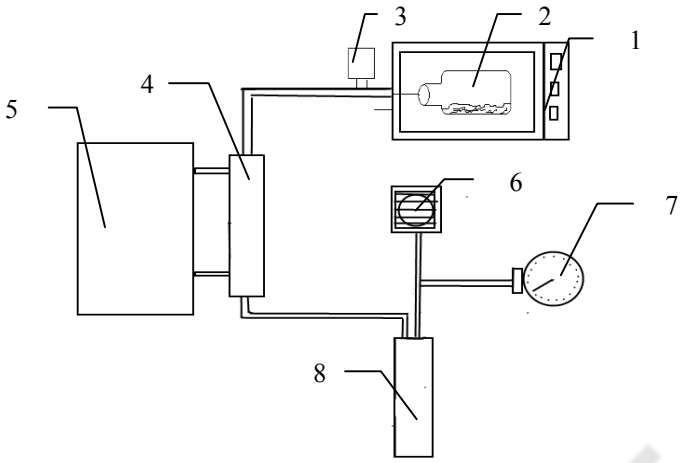


Рис. 1 – Микроволновая вакуум-выпарная установка

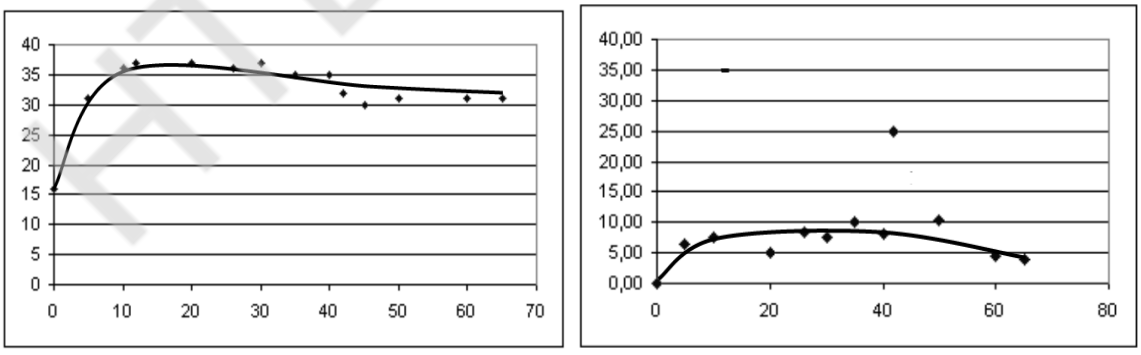
Установка работает следующим образом. В инверторной микроволновой камере 1 размещается реакционная емкость 2 из радиопрозрачного материала. В емкость заливается упариваемый экстракт. Для предотвращения локальных перегревов продукта емкость приволится в движение электродвигателем 3. Пары экстрагента поступают в конденсатор 4, в который холодный теплоноситель подается из холодильной установки 5. Вакуум в системе создается вакуум-насосом 6 и контролируется вакуумотером образцовым 7. Дистиллят стекает из холодильника в приемную емкость 8.

Проводились испытания установки для отгонки экстрагента из спиртового экстракта кофейного масла. Содержание масла в экстракте составляло 3 %. Эксперименты проводились как под вакуумом равном -90…92 кгс/см^2, так и при атмосферном давлении. Результаты сравнения параметров процессов приведены в табл. 1

Таблица 1 – Сравнение микроволновой вакуум-выпарки с выпаркой под атмосферным давлением

Параметр	Вакуум-выпарка	Выпарка под атмосферным давлением
Температура, ºС	31…36	78
Удельные энергозатраты, МДж/кг экстракта	0,91	1,5

В течение процесса вакуум-выпарки кофейного экстракта контролировались температура и расход экстрагента. Полученные данные представлены на рис. 2



а) б)

а) – термограмма процесса; б) – расход конденсата

Рис. 2 – Характеристики процесса отгонки этанола из кофейного экстракта.

Из графиков видно, что процесс испарения экстрагента начинаестся через 3 – 4 минуты после включения установки, при этом температура и расход дистиллята сохраняются на постоянном уровне, что говорит об эффективном расходе подводимой энергии.

Выводы. Применение микроволновых технологий позволяет добиться равномерности подвода энергии к продукту в выпарном аппарате и исключить промежуточный теплоноситель. При этом энергия подводится непосредственно к воде (полярному экстрагенту) в продукте. Микроволновая вакуум-выпарка позволяет удалять воду или экстрагент при низких температурах (30…35 ºС), что благоприятно влияет на качество конечного продукта. Применение вакуума в микроволновых выпарных установках позволяет значительно сократить удельные энергозатраты процесса.

Литература

1. PHCOG REV.: Microwave Assisted Extraction – An Innovative and Promising Extraction Tool for Medicinal Plant Research [Text] / Vivecananda Mandal, Yogesh Mohan, S. Hemalatha // Pharmacognosy Reviews, Vol.1, Issue 1, Jan-May, 2007, P. 7 – 18.
2. Chemat-Djenni Z. Atmospheric Pressure Microwave Assisted Heterogeneous Catalytic Reactions [Text] / Z. Chemat-Djenni, Boudjema Hamada, F. Chemat // Molecules 2007, 12, P. 1399 – 1409.
3. Бурдо О.Г. Эволюция сушильных установок. – Одесса: «Полиграф», 2010. – 368 с.
4. Бурдо О.Г. Исследование модуля ленточной сушили растительного сырья с комбинированным электромагнитным подводом энергии / Бурдо О.Г., Терзиев С.Г., Яровой И.И., Ружицкая Н.В.// Труды IV Международной научно-практической конференции «Современные энергосбергающие тепловые технологии (сушка и термовлажностная обработка материалов СЭТТ-2011». – Т.1, Москва, 2011. – С. 422 – 426.

УДК 664.723

АНАЛИЗ ПРОЦЕССА СУШКИ НЕДЕФОРМИРУЕМОГО, НАГРЕВАЕМОГО МАТЕРИАЛА НА ОСНОВЕ ПРЕДСТАВЛЕНИЙ О СУЩЕСТВОВАНИИ ФИЗИЧЕСКИХ МЕХАНИЗМОВ ЕЁ «ТОРМОЖЕНИЯ».

Смирнов Г.Ф., д-р техн. наук, проф., Зыков А.В. канд. техн. наук
Одесская национальная академия пищевых технологий, г. Одесса

В работе представлен подход к моделированию процесса сушки слоя сыпучего материала при кондуктивном энергоподводе. На основании решения уравнения нестационарной теплопроводности получены зависимости для определения температуры перегрева греющей поверхности и слоя сыпучего материала. Представлена модель фильтрации водяного пара сквозь слой зерна. Предложен механизм снижения скорости испарения на основании предположения об уменьшении радиусов кривизны границы фазовых переходов.

The new way of modeling of conductive drying of dispersed material is presented. On the base of solution of the equation of unsteady heat conduction, the dependencies for determination of heating surface superheat and temperature of dispersed material are obtained. The model of vapor filtration through the grain layer is sown. The mechanics of vaporization rate reducing based on the suggestion of decreasing of phase transitions radii is offered.

Ключевые слова: обезвоживание, зерновой слой, тепломассообмен, моделирование.

В обстоятельной монографии [1] приводится объективный анализ современных взглядов на закономерности процессов сушки. Приведем то, что пишет в [1], на эту тему автор: «Фундаментальные основы теории сушки сложились в середине прошлого столетия и базируются на работах А.В.Лыкова и П.А.Ребиндера [2,3]. Основываясь на этих положениях, развиваются несколько научных направлений в теории сушки. Аналитические исследования посвящаются моделям градиентного переноса и термодинамическим моделям. Феноменологическая модель А.В.Лыкова дополнена Луциком П.П. соотношениями для учёта деформации в материале [4]. Углубленный анализ кинетики сушки проводится в центре сушки ИТТФ под руководством А.А. Долинского [5]. В работах Ю.Ф. Снежкина и Н.И. Никитенко предложена оригинальная модель влаго - обмена [6]». Такая краткая характеристика дана автором во введении. Далее в нём же приводится перечень многочисленных направлений экспериментальных исследований процессов сушки, их авторов и оценки их значимости. В завершении в этом введении автор пишет: «В данной монографии [1], не ставилась цель глубокого исследования теории сушки. Стержневым вопросом была

энергетика технологии обезвоживания продуктов». Таким образом, опираясь на приведенную информацию и объективную оценку существующего положения в теоретическом анализе процессов сушки можно считать, что существующие взгляды и концепции на физическую природу и принципиальные внутренние механизмы процессов сушки нуждаются в углубленном подходе, вскрывающем сущность тех механизмов процесса, которыми объясняются главные его особенности. В настоящей работе авторами предпринимается попытка сделать в этом направлении свой шаг. Так как необходимо сравнение с данными опытов для объективной оценки справедливости предлагаемого подхода, то для этого использовались полученные под руководством проф. Бурдо О.Г. данные опытов по сушке зернового слоя. В предлагаемом подходе, как указано в названии, рассматривается сушка нагреваемого, но не деформируемого материала. Принимается, что нагрев осуществляется через контакт греющей поверхности с нагреваемым материалом. Эта схема отвечает реальным условиям опытов, результаты которых используются для сопоставления с расчётами по предлагаемой модели, а условия опытов изложены в [7,8].

Составим определение задачи совместного разогрева вращающегося ИТС и прилегающего к нему зернового слоя. Обозначим массу ИТС как M_1, а её удельную теплоемкость как C_1. Обозначим также массу жидкости внутри ИТС как M_2, а её удельную теплоемкость как C_2. Для прилегающего к ИТС слоя зерна введём такие обозначения: плотность $\rho_з$ удельная теплоемкость C_3, удельная температуропроводность $a_з$, толщина слоя зерна, прилегающего к ИТС $\delta_з$. Толщина слоя зерна для условий опытов может рассчитываться исходя из такого соображения: объём всего слоя V_3, разделённый на поверхность контакта ИТС + слой зерна S_3.

Запишем систему уравнений, определяющих динамику разогрева ИТС и зернового слоя. Примем, что в начальный момент времени температура в всех точках слоя и ИТС будет одинакова и равна t_1, а в установившемся режиме в всех точках ИТС она будет равна t_{s0} .Тогда уравнение теплового баланса можно записать в таком виде:

$$Q = (M_1 \cdot C_1 + M_2 \cdot C_2) \cdot dt_1 / d\tau + \rho_3 \cdot \delta_3 \cdot S_3 \cdot C_3 \cdot dt_3 / d\tau + r \cdot V_2 \cdot d\rho_2 / d\tau \qquad (1)$$

Здесь $t_3; \rho_2; V_2; r -$ - средняя температура слоя, меняющаяся при нагреве плотность пара внутри ИТС, его объём внутри ИТС, теплота испарения, соответственно.

Оценка величины последнего слагаемого в формуле (1) показывает, что им можно пренебречь. Между текущими значениями температур t_1 и t_3 существует связь, определяемая условиями тепло – массопереноса:

$$t_1 - t_3 = \rho_3 \cdot \delta_3 \cdot S_3 \cdot C_3 \cdot dt_3 / d\tau / S_3 \cdot \lambda_3 / \sqrt{C_0 \cdot a_3 \cdot \tau} \qquad (2)$$

решение этого уравнения для фиксированного значения t_1 имеет такой вид:

$$2 \cdot \sqrt{\tau} + const = -\delta_3 / \sqrt{C_0 \cdot a_3} \cdot \ln(t_1 - t_3);$$

$$const = -\delta_3 / \sqrt{C_0 \cdot a_3} \cdot \ln(t_1 - t_3)_0$$

$$(t_1 - t_3) = (t_1 - t_3)_0 \cdot \exp(-2 \cdot \delta_3 / \sqrt{C_0 \cdot a_3 \cdot \tau}) \qquad (3)$$

Здесь $(t_1 t_3)_0$ величина температурного напора на поверхности контакта ИТС и зернового слоя в начальный момент времени.

Следует рассматривать уравнения (1) и (3) совместно. Т.е. из (3) следует, что:

$$t_3 = t_1 - (t_1 - t_3)_0 \cdot \exp(-2 \cdot \delta_3 / \sqrt{C_0 \cdot a_3 \cdot \tau})$$

$$Q = (M_1 \cdot C_1 + M_2 \cdot C_2) \cdot dt_1 / d\tau + \rho_3 \cdot \delta_3 \cdot S_3 \cdot C_3 \cdot dt_3 / d\tau$$

совместное решение приводит к такому приближённому уравнению (4):

$$dt_1 / d\tau = Q / [(M_1 \cdot C_1 + M_2 \cdot C_2) + \rho_3 \cdot \delta_3 \cdot S_3 \cdot C_3] - (t_1 - t_3)_0 \cdot \delta_3 /$$
$$/ \sqrt{C_0 \cdot a_3 \cdot \tau} \cdot \rho_3 \cdot \delta_3 \cdot S_3 \cdot C_3 \cdot \exp(-2 \cdot \delta_3 \cdot \sqrt{C_0 \cdot a_3 \cdot \tau}) / \qquad (4)$$
$$/ [(M_1 \cdot C_1 + M_2 \cdot C_2) + \rho_3 \cdot \delta_3 \cdot S_3 \cdot C_3]$$

Величина Q – есть полная подводимая к ИТС тепловая мощность в установившемся режиме сушки.

Первые предварительные расчёты показали, что в начальные моменты времени в уравнении (4), определяющим динамику нагрева есть первое слагаемое, в котором не требуется учитывать в знаменателе третье слагаемое. Т.е. в эти моменты времени динамика нагрева подчиняется условию:

$$dt_1 / d\tau = Q / [(M_1 \cdot C_1 + M_2 \cdot C_2)] \qquad (5)$$

Отсюда также следует, что весь начальный период сушки связан с неустановившимся температурным режимом нагрева, когда основные температуры: на контактной поверхности теплообмена и в зерновом слое, начиная от зон, прилегающих к контактной поверхности и, включая остальные слои; существенно изменяются. Это обстоятельство нужно учитывать в результирующей модели расчёта процесса сушки. Кроме названных особенностей расчётов тепловых режимов сушки в начальный её период следует принять в внимание, что в этот период заметная доля подводимого теплового потока будет отводиться в окружающую среду от той части поверхности ИТС, которая не контактирует с зерновым слоем, но омывается воздухом окружающей среды. Если обозначить всю поверхность контакта S_3, а её долю имеющую контакт с зерном k_3 , тогда та часть поверхности, от которой отводится тепло в окружающую среду будет равна S_{32}, и тепловая мощность, которая будет отводиться от неё конвекцией, равна $\alpha_3 \cdot [t_1 - t_{oc}] \cdot S_{32}$. С учётом этого исходное уравнение (1) примет следующий вид:

$$Q = (M_1 \cdot C_1 + M_2 \cdot C_2) \cdot dt_1 / d\tau + \rho_3 \cdot \delta_3 \cdot S_3 \cdot k_3 \cdot C_3 \cdot dt_3 / d\tau + \alpha_3 \cdot [t_1 - t_{oc}] \cdot S_{32}$$

и

$$S_{32} = (1 - k_3) \cdot S_3 \tag{6}.$$

Так как, как выше отмечено, вторым слагаемым можно пренебречь, то для начального периода вместо (5) следует пользоваться уравнением вида

$$Q/(M_1 \cdot C_1 + M_2 \cdot C_2) - \alpha_3 \cdot [t_1 - t_{oc}] \cdot S_{32} /(M_1 \cdot C_1 + M_2 \cdot C_2) = dt_1 / d\tau \tag{7}$$

Решение (7) имеет следующий вид:

$$t_1 - t_{oc} = \frac{A_1}{B_1} \cdot [1 - \exp(-B_1 \cdot \tau)] \tag{8}$$

$$A_1 = Q/(M_1 \cdot C_1 + M_2 \cdot C_2)$$

$$B_1 = \alpha_3 \cdot S_{32} /(M_1 \cdot C_1 + M_2 \cdot C_2) \tag{9}$$

и

$$\frac{A_1}{B_1} = \frac{Q}{\alpha_3 \cdot S_{32}} \tag{10}$$

При

$$k_3 = 0.1;..S_{32} = 0.9 \cdot S_3;..\alpha_3 = 10 Wt/m^2 \cdot K$$

тогда

$$t_1 - t_{oc} = 75K \cdot [1 - \exp(-0.00215 \cdot \tau)]$$

Последней формуле соответствует график:

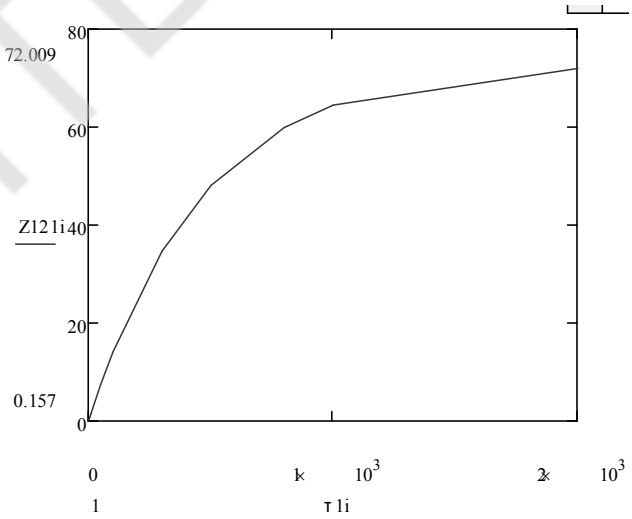


Рис. 1 – Зависимость температуры перегрева поверхности от времени в секундах.

НТБ ОНАХТ

При следующих расчётах динамики процесса сушки следует использовать эти зависимости изменений температуры в качестве исходных. В этих расчётах не учитывалось, что отвод тепла от внешней поверхности ИТС осуществляется при вращении. В этом случае расчёт коэффициента внешней теплоотдачи должен идти от вращающейся поверхности к окружающей среде по соответствующим формулам.

Используя информацию о начальном периоде нагрева слоя в виде формул или графиков, можно переходить к расчётам процесса сушки по выше предложенной модели. Итак, переходим к этому расчёту. Задаваясь градиентом давлений, который обеспечивает фильтрацию паровоздушной смеси из порового объёма, определим среднюю скорость движения этой среды. До этого определим структурные параметры пористой среды. Используем рекомендации [10] для определения характерных параметров среды и получим: Удельные поверхности этих зёрен, входящие в критерии, как определяющие размеры, будут, соответственно:

$$S_{V1} = 1.18 \cdot 10^4 - 2.5 \cdot 10^3 \cdot 1/м;$$

$$S_{V2} = 6.5 \cdot 10^3 - 6.45 \cdot 10^2 \cdot 1/м$$

Пористость и проницаемость будут следующими:

$$\varepsilon = 0.7 - 0.8..u..K_f = const \cdot \varepsilon^3 \cdot D_0^2 /(1-\varepsilon)^2$$

$$K_{f1} = (0.28 - 0.92) \cdot 10^{-9} \cdot м^2;..K_{f2} = (0.84 - 2.77) \cdot 10^{-9} \cdot м^2$$

характерные размеры – определяющие диаметры зёрен будут равны для пшеницы и гороха:

$$D_{01} = 10^{-3} \cdot м;..D_{02} = 1.73 \cdot 10^{-3} \cdot м$$

Первый шаг расчёта проводился для зернового слоя пшеницы. Задавшись градиентом давления

$$\frac{\Delta P}{\Delta L} = 10 \cdot Pa/m$$

была получена средняя скорость фильтрации в поровом слое и число Рейнольдса:

$$\mathrm{Re} = 4 \cdot W /(S_{Vi} \cdot \nu)$$

Затем, приняв нужные формулы, определены число Nu и коэффициент теплоотдачи от внешней поверхности зернового слоя. На этой основе возможен переход к пошаговому расчёту изменений температуры в слое и коэффициентов массоотдачи. Это делается следующим образом: При таком коэффициенте теплоотдачи искомый комплекс, определяющий масштаб первого шага будет иметь вид:

$$Y11 = \frac{\alpha \cdot \sqrt{a_e \cdot \tau}}{\lambda_e}$$

$$a_e = (0.7 - 0.9) \cdot 10^{-7} \cdot м^2 / сек$$

$$\lambda_e = 0.03 \cdot \frac{Bm}{м^2 \cdot K}$$

Для времени равном 1сек параметр будет: Y11=(3–2,65)·10^{-3}, для 100сек Y11=(3–2,65)·10^{-2}, но для 10000сек он равен 0.3 или 0.265. Это означает, что изменение парциальных давлений будет следовать изменениям температуры поверхности контакта в первую очередь и с этим будут связаны все остальные изменения. Примем в внимание, что коэффициент теплоотдачи от поверхности ИТС к зерновому слою в начальной стадии нагрева следует рассчитывать по формулам, определяющим интенсивность теплообмена при движении слоёв частиц вдоль поверхности. В том случае, который рассматривается нами, вращение ИТС вызывает движение частиц слоя вдоль поверхности контакта с скоростью равной:

$$W_{сл} = 2 \cdot \omega \cdot \pi \cdot R_0$$

Где ω число оборотов ИТС (об/сек), R_0 - средний радиус поверхности контакта.

Вероятно, можно использовать для этого рекомендации [11]. После определения указанных температур появляется возможность найти на этих границах соответствующие им парциальные давления насыщенных паров и переходить к расчётам процессов массоотдачи и следующей из них динамике влагосодержания, т.е. результатам процесса сушки. Этот процесс имеет место в некоторой части (зоне) слоя, прилегающей к греющей поверхности ИТС. С одной стороны этой зоны – поверхность ИТС, с другой

некоторая подвижная граница нагреваемой зоны зернового слоя. Вероятно, эту границу можно полагать расположенной на толщине этого слоя. Её можно считать пропорциональной величине:

$$\delta_{1i} = \sqrt{C_0 \cdot a_E \cdot \tau} \tag{12}$$

Это означает, выпаривание влаги (сушка) будут иметь место в этом слое. Движущие силы массоотдачи определятся напорами парциальных давлений, которые можно рассчитывать, предполагая, что у контактной поверхности они будут соответствовать температурам как равновесным, т.е. температурам насыщения, а у условной внешней границы нагретого слоя примем температуру равную температуре окружающей среды и парциальное давление у этой границы также будет отвечать состоянию насыщения. В первом приближении интенсивность массоотдачи будем определять, как в квазистационарном, установившемся процессе, подчиняющемся известному уравнению массоотдачи:

$$j_{E1} = \beta_P \cdot (P_W - P_{O.C}) \cdot F \tag{13}$$

Где: j_{E1}- плотность потока массы влаги, переносимой из зернового слоя от внешней поверхности ИТС к внешней подвижной границе перегретой зоны; β_P – коэффициент массоотдачи; P_W – парциальное давления паров воды у стенки ИТС P_{oc} – парциальное давления паров воды в внешней среде (т.е. у условной движущейся границы нагретой зоны); F – поверхность массоотдачи, включая в первой стадии сушки всю внешнюю поверхность зёрен в пределах нагретой зоны, участвующей в процессе.

Расчёты парциальных давлений можно выполнять при ранее найденных температурах на поверхности контакта и на условной внешней границе перегретого слоя зерна. При этом расчётные формулы выглядят следующим образом:

$$P_i = P_0 \cdot \exp Z_{1i}; .. Z_{1i} = (r / R1) \cdot (\frac{1}{T_{O.C}} - \frac{1}{T_{1i}}) \tag{14}$$

где: r – теплота испарения, R1 – газовая постоянная, P_i – парциальное давление на i–тых поверхностях испарения, P_0 – парциальное давление во внешней среде, T_{oc} – её температура, T_i – температуры испарения на i–тых поверхностях.

Для расчёта температур предлагается использовать формулы:

$$T_i = T_{O.C.} + Z_{11i} \cdot (T_{1i} - T_{O.C.}); \tag{15}$$

$$T_{1i} - T_{O.C.} = \frac{A_1}{B_1} \cdot [1 - \exp(-B_1 \cdot \tau)] \tag{16}$$

Параметр Z_{11i} считать по формуле (17):

$$Z_{11i} = erf(\frac{1}{2 \cdot \sqrt{Fo_{0i}}} - \exp[\frac{\alpha_1}{\lambda_1} \cdot L] + [\frac{(\alpha_1)^2}{\lambda_1^2} \cdot a_e \cdot \tau_i] \cdot erfc[\frac{1}{2 \cdot \sqrt{Fo_{0i}}} + \frac{\alpha_1}{\lambda_1} \cdot \sqrt{a_e \cdot \tau}] \tag{17}$$

Здесь: $Fo_{0i} = \frac{a_e}{\lambda_1} \cdot \tau_i$; – текущее значение числа Фурье, τ–время в секундах, α_i–коэффициент теплоотдачи, L_i–расчётный размер (эквивалентный размер зерна), λ_1–коэффициент эквивалентной теплопроводности зернового слоя.

Важным моментом процесса сушки зернового слоя является снижение влагосодержания, как на внешней поверхности его, так и внутри.

В первую очередь, это происходит на внешней поверхности. При этом оставшаяся влага, если она не «ушла» внутрь зёрен, сохраняясь в некоторых местах, предположительно, например, в местах контактов отдельных зёрен, начинает формировать уменьшение радиусов кривизны границы фазового перехода, и, как следствие, увеличение капиллярного давления на некоторую его величину. В результате снижается парциальное давление насыщенных паров и начнётся торможение интенсивности испарения. Другим вероятным механизмом снижения интенсивности испарения и скорости сушки может быть начало испарения влаги изнутри зёрен. В настоящий момент отсутствует информация, которая позволила бы определить каков будет этот механизм в первую очередь. Поэтому, в рамках данной модели принято, что начальным механизмом «торможения» интенсивности сушки будет, назовём условно: «капиллярный» меха-

низм. Далее снижение скорости сушки будет связано с переходом на испарение влаги изнутри зёрен или «внутренним» испарением. Границы начала каждого из этих механизмов, по–видимому, могут устанавливаться на основе опытов. Обсудим вероятные модели каждого из этих двух механизмов. Модель «капиллярного» механизма может быть следующей.

Возрастание «капиллярного давления» напрямую связано с уменьшением радиусов границы раздела фаз, например, в некоторых углах, в которых останется влага. Это уменьшение должно быть пропорционально объёму остатков влаги, а так как рост капиллярного давления связан с уменьшением радиуса кривизны по схеме:

$$\Delta P_{\sigma} = -[(2 \cdot \sigma) / R_{1i}^{2}] \cdot \Delta R_{1i} \tag{18}$$

Где: $\Delta P_б$–повышение «капиллярного давления», что ведёт к уменьшению «движущих» процесс массоотдачи напоров; σ—коэффициент поверхностного натяжения; R_{1i}–текущее значение некоторого радиуса кривизны; ΔR_{1i}–уменьшение этого радиуса на данном i-том интервале времени.

А снижение радиуса связано с уменьшением объёмов оставшейся влаги. Если этот объём можно определить как разность исходного влагосодержания и уноса влаги за предыдущий интервал времени, за минусом того количества влаги, которое находится внутри зёрен и, с учётом, что линейный размер объёма пропорционален объёму в степени 1/3, тогда положения модели «капиллярного» механизма торможения процесса сушки могут быть представлены так:

$$\Delta R_{1i} \approx (\Delta V_{1i})^{1/3} \cong \{M_0 - M_{2j} - \sum_{0}^{i} \Delta M_i\} / (\rho_0 \cdot N_1 \cdot m) \tag{19}$$

Где ΔV1i–остаток внешней влаги к моменту начала этапа «капиллярного» механизма торможения; M0– исходное количество (масса) влаги в слое; M2j– та масса влаги, что находится внутри зёрен; ∑ΔMi–сумма всех уменьшений массы влаги от начального 0 нулевого момента до данного i–того; плотность влаги, N1i–число зёрен в i–той части слоя, m–среднее число узлов, в которых формируются границы раздела фаз жидкость – пар.

Результаты расчётов по формулам (18 и 19) дают основу для введения соответствующего уменьшения движущего напора в процессе испарения на величину $\Delta P_б$. Отсутствие многих параметров, входящих в приведенные формулы, приводит к необходимости использовать эмпирические множители и даже функции. Например, по схеме

$$\Delta P_{\sigma} \approx (\Delta P_{\sigma})_0 \cdot \exp(-A \cdot \tau_i) \tag{20}$$

где: $\Delta P_б)_0$ результат расчёта «капиллярного» давления; A–эмпирический коэффициент; τ_i– i–тый данный интервал времени.

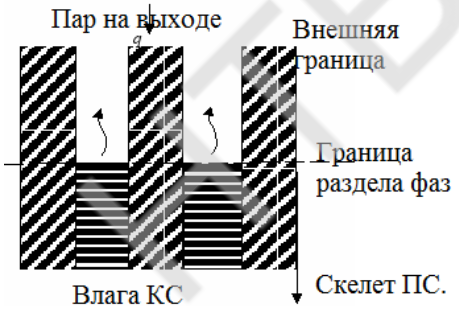


Рис. 2 – Условная схема, иллюстрирующая суть модели внутреннего испарения.

Другим важным механизмом, вызывающим снижение интенсивности сушки является переход к процессу сушки, как удалению влаги изнутри зёрен. При этом возникают свои не менее существенные особенности. Рассмотрим их по рис.2 :

Заштрихованные косо столбы – элементы скелета; горизонтальная штриховка – влага в капилляре; криволинейные стрелки – выход пара, его диффузия в парогазовую смесь, находящуюся над границей раздела фаз в внутреннем капилляре. Зазор между внешней границей и границей раздела фаз и есть то, что в модели обозначено как δ. Обозначим долю объёма «готового» к второй стадии через $Z_1(\tau)$, тогда в этом объёме, равном V_0, где V_0–полный объём слоя, подвергаемого сушке. Если N – число зёрен в единице объёма, размером D_0 , то поверхность внутреннего фронта S_1 испарения толщиной δ будет

$$S_1 = 4 \cdot \pi \cdot (D_0 - 2 \cdot \delta)^2 \cdot N \tag{21}$$

Масса испаренной влаги к моменту формирования этого фронта испарения будет $M_1(\tau)$,здесь ε_1–объёмная концентрация внутренней влаги, выпаренной за интервал времени от «начала» второй стадии от 0 до τ_1 будет равно:

$$M_1(\tau) \approx 4 \cdot \pi \cdot (D_0 - 2 \cdot \delta)^2 \cdot \delta(\tau) \cdot N \cdot \varepsilon_1 \cdot \rho \tag{22}$$

С другой стороны, для испарения этой влаги из внутреннего объёма зерна нужно «преодолеть» сопротивление массопередачи в сумме следующих параметров. Это внутреннее сопротивление, обусловленное диффузией пара внутренней влаги к внешней поверхности зёрен, его масштаб может быть определён следующим образом как

$$R_1 = \delta(\tau) / D_{1M} \tag{23}$$

Т.е. это означает, что общее массообменное сопротивление можно представить как сумму:

$$R_0 = R_1 + 1 / \beta_{1P}; \tag{24}$$

Где β_{1P}– коэффициент массоотдачи.

«Движущий напор» процесса массопередачи Δp_0– равен разности парциальных давлений водяного пара на границе внутреннего слоя $P_1[t(\delta,\tau)]$ и парциального давления в этой же зоне слоя $P_2[t(\delta,\tau)]$. Это означает, что масса удаляемой влаги изнутри зёрен определится исходя из условия её потерь внутри по схеме:

$$\frac{dM_1(\tau)}{d\tau} = 4 \cdot \pi \cdot (D_0 - 2 \cdot \delta)^2 \cdot \rho \cdot d\delta / d\tau \cdot N \cdot \varepsilon_1 \cdot Z_1(\tau) \tag{25}$$

С другой стороны этот «отвод» массы определяется уравнением массопередачи, т.е. условием:

$$\begin{aligned} &\{P_1[t(\delta,\tau)] - P_{20}[t,\tau]\} \cdot [\frac{1}{\beta_{1P}} + \frac{\delta}{D_{iM}}]^{-1} \cdot 4 \cdot \pi \cdot (D_0 - 2 \cdot \delta)^2 \cdot Z_1(\tau) = \\ &= 4 \cdot \pi \cdot (D_0 - 2 \cdot \delta)^2 \cdot N \cdot Z_1(\tau) \cdot \rho \cdot d\delta / d\tau \end{aligned} \tag{26}$$

Отсюда следует уравнение, определяющее динамику внутреннего фронта испарения:

$$[\frac{1}{\beta_{1P}} + \frac{\delta}{D_{iM}}] \cdot d\delta = \{P_1[t(\delta,\tau)] - P_{20}[t,\tau]\} \cdot (1/\rho) \cdot d\tau \tag{27}$$

Интеграл уравнения:

$$1 / \beta_{1P} \cdot \delta + \frac{\delta^2}{2} / (D_{iM}) = \{P_1[t(\delta,\tau)] - P_{20}[t,\tau]\} / \rho \cdot \tau + const \tag{28}$$

Постоянная определяется из естественного начального условия когда начинается вторая стадия. И уравнение второй стадии, на основе динамики испарения слоя внутри имеет вид:

$$\delta = \frac{D_{1P}}{\beta_{1P}} \cdot (\sqrt{1 + A_1 \cdot \tau \cdot \frac{\Delta P_{1i}}{\rho} \cdot \frac{\beta_{1P}^2}{D_{1P}}} - 1); \tag{29}$$

Где A_1 – эмпирический коэффициент, корректирующий модель.

Из этого уравнения для каждого момента времени определяется положение фронта испарения в второй стадии. И далее находятся потери влаги и т.д. используя предварительно полученные данные определяют потерю влаги, т.е. изменение влагосодержание в слое. Важное значение в этих расчётах имеет знание коэффициента диффузии пара влаги в процессе испарения. Гидравлическое сопротивление при движении пара в таких каналах не должно рассчитываться по формулам движения в каналах сплошной среды. Будем полагать, тем не менее, что для предварительных ориентировочных оценок это допустимо, с учётом того, что действительные потери давления при течении в таких каналах будут существенно больше. Теперь можно переходить к расчёту динамики уноса влаги изнутри. По данным [12], коэффициент диффузии пара в зерне лежит в диапазоне $D_{1P} \approx 1{,}8 \cdot 10^{-4} – 3{,}1 \cdot 10^{-4}$ м^2/сек. Следует также принять во внимание, что парциальное давление в окружающей зерновой слой среде будет достаточно близко к условиям окружающей среды, т.е. оно будет равно примерно 10^3Па. Первые расчётные оценки производились отдельно для определения масштабов «капиллярного» механизма торможения процесса сушки и механизма «внутреннего испарения». Но, в действительности, будут существовать зоны и периоды процесса, в которых эти механизмы будут проявляться совместно, но последовательно. На данном этапе анализа такое совместное существование этих механизмов не учитывалось. Кроме того выявление второго механизма в количественном отношении определялось без учёта снижения парциального давления на границе раздела фаз внутри зёрен, а затем с учётом этого фактора. Авторы предлагаемого подхода отдаёт отчёт в

том, что многие принятые схемы расчёта далеки от должного уровня корректности. В значительной мере, это связано с отсутствием необходимой достоверной информации, в частности по параметрам внутренней структуры зёрен, по процессам движения и переноса в этих средах, по их многим теплофизическим свойствам и проч.

По-видимому, предлагаемый подход и следующая из него методика должны рассматриваться, как попытка построить систему соотношений, помогающих лучше понять физические основы процесса сушки. Поэтому в качестве следующих шагов необходимо, используя предлагаемый подход и схему расчётов, их алгоритм, создать необходимые программные средства для эффективных возможностей теоретического анализа и сопоставления данных расчётов и эксперимента.

Литература

1. Бурдо О.Г. «Эволюция сушильных установок», Одесса., 2010, 368стр.
2. Лыков А.В. «Теория сушки». М., Энергия, 1968г.,472стр.
3. Ребиндер П.А. «О формах связи влаги с материалами в процессе сушки.», В кн. Всесоюзное научно – техническое совещание по сушке.,Проф.,1958,с.286.
4. Луцик П.П. «Массопроводность деформируемого в процессе сушки твердого пористого тела.» Промышленная теплотехника.1987.Т.9.N5,с.29-34.
5. Долинский А.А., Иваницкий Г.К. «Оптимизация процессов распылительной сушки»., Киев. Наукова думка. 1984. – 240с.
6. Никитенко Н.И., Снежкин Ю.Ф., Сороковая Н.Н. «Математическая модель и метод расчёта тепломассопереноса и фазовых превращений в процессах сушки».// «Промышленная теплотехника», 2001, Т.23,- N3. – С.65- 73.
7. Безбах И.В., Бурдо О.Г. Термомеханический агрегат для дисперсных продуктов // Наукові праці ОДАХТ. – 1999. Вип. 21. – С. 234–237.
8. Воскресенская Е.В. Особенности кинетики процесса сушки в термосифонно-механическом агрегате // – Одеса, – Наукові праці, –вип.37, –2010р., –81–84с.
9. H.F. Smirnov, E.V. Voskresenskaya THE GRAIN LAYER DRYING APPROXIMATED MODEL // 8th Minsk International Seminar_Heat Pipes_Heat Pumps_Refrigerators_Pover Sourses_,–September12-15, – 2011, –Belarus, –Vol.2, –2011, –p.203-208
10. Станкевич Г.М., Страхова Т.В., Атаназевич В.И. ««Сушіння зерна», Из –во «Либідь», 1997, – 352стр.
11. Горбис З.Р.«Теплообмен и гидромеханика дисперсных сквозных потоков»,Из – во «Энергия», Мос. 1970г. 424с.
    Гинзбург А.С. и др. «Влага в зерне» -М 1969г.224 стр.

УДК 663.9

НЕЭНЕРГОЕМКИЕ ПИЩЕВЫЕ ДОБАВКИ, НАТУРАЛЬНЫЕ КРАСИТЕЛИ И АРОМАТИЗАТОРЫ

Бурдо О.Г., д-р техн. наук, профессор, Терзиев С.Г., канд. техн. наук, ассистент, Ружицкая Н.В., канд. техн. наук, ассистент, Харенко Д.А., канд. техн. наук, ассистент
Одесская национальная академия пищевых технологий, г. Одесса

В статье проводится обзор новых неэнергоемких продуктов полученных в результате комбинированных процессов и нанотехнологий. Рассмотрены инновационные методы концентрирования пищевого сырья, электромагнитные методы производства пищевых добавок. Описаны новые неэнергоемкие продукты и пищевые добавки.

In current paper the review of new energy saving products, received in the result ov combined processes and nanotechnologies. Innovative methods of food material concentrating and electromagnetic methods of food additives production are considered. New energy saving .products and food additives are described.

Введение. В ОНАПТ на кафедре процессов, аппаратов и энергетического менеджмента развивается принципиально новое научно-техническое направление – пищевые наноэнерготехнологии [1]. Обоснование перспектив и новизны такого направления следующие.

Новые технологии производства неэнергоемких пищевых продуктов. В традиционных нанотехнологиях на молекулярном уровне проводится «сборка» объектов, размеры которых не превышают 300

нм. Естественно, это очень сложные в инструментальных вопросах проблемы. Объектами пищевых технологий являются созданные природой наномасштабные элементы: клетки и поры растительного сырья, микроорганизмы. Процессы переноса, активации, стерилизации определяются характеристиками мембраны клетки, оболочкой микроорганизма, которые имеют наномасштабный уровень (7...30нм) и механизмом воздействия на них. Если в технологическом процессе влиять непосредственно на мембрану, оболочку, то затраты энергии снизятся на порядки, существенно повысится выход целевых компонентов и обеспечится высокое качество продукта. Появится возможность производства принципиально нового класса продуктов и кулинарных изделий. Пищевые технологии перейдут на производство неэнергоемких продуктов.

Наработки лаборатории в этом направлении на протяжении 5 лет показали, что это направлении имеет бизнес перспективы, которые сложно переоценить. По сути, речь идет о новых видах вкусоароматических и функциональных концентратах (препаратах), полученных в результате комбинированных процессов, нанотехнологий. Возможности новых принципов получения концентратов подтверждены комплексом исследовательских работ. Изготовлены экспериментальные образцы оборудования, на котором получены концентраты кофе, плодоовощных соков, экстрактов лечебно-профилактического назначения, натуральных пищевых красителей, масел, коптильных препаратов (жидкий дым) и других вкусоароматических добавок. Проходят испытания наностерилизатора жидких пищевых продуктов. Исследованы и апробированы технологии предпосевной биостимуляции семян, повышения хлебопекарских характеристик муки и пр.

Отличительные характеристики новых технологий.

Технические. Применение новых принципов, нанотехнологий позволило получить продукты высокого качества. В них максимально сохранены все натуральные свойства сырья – как биологически активные, так и органолептические.

Энергетические. Новые принципы организации энергообмена позволили уменьшить уровень энергозатрат на 20…50 % относительно традиционных технологий.

Экономические. Срок окупаемости при внедрении от 1 до 3 лет в зависимости от вида продукции. Образцы концентратов конкурентно способны. Аналоги концентрата ряда пищевых добавок и продуктов вообще отсутствуют на мировом рынке.

Экологические. Экологические параметры проекта выгодно отличаются от традиционных. Образцы концентратов экологически чистые, оборудование экологически безопасное.

Социальные. Тенденции мирового рынка свидетельствуют, что спрос на высококачественные концентраты в последние годы существенно возрастает. При этом, синтетические концентраты в развитых странах запрещены. Фирмы, которые производят натуральные концентраты, не могут полностью обеспечить рынок, отсутствуют современные технологии их производства.

Инновационные методы концентрирования сырья вымораживанием. В Украине, как и во всем мире, пытаются решить проблему получения качественной продукции при невысоких энергетических затратах. При производстве концентратов особое внимание уделяется процессам обезвоживания растворов. Обезвоживание растворов до содержания в них (40-60%) сухих веществ осуществляется разными способами: удаление уводы путем выпаривания; селективным фильтрованием раствора через мембранную перегородку; вымораживанием воды из раствора. Применение того или другого способа обезвоживания растворов обуславливается требованиями к качеству, стоимости и количества полученного продукта. Если производителя интересует получение небольших партий качественного и недорого концентрированного продукта, то наиболее перспективным решением такой задачи является использование оборудования для вымораживания.

Извлечение воды из пищевых растворов методом вымораживания позволяет обеспечить высокое качество продукта, сохранить витамины, белки, функциональные ингредиенты. Более того, технически процесс концентрирования вымораживанием требует в несколько раз меньше энергии, чем традиционное выпаривание. В основу работы разработанного на кафедре криоконцентратора положен не машинный, а аппаратный принцип. Это позволило существенно упростить конструкцию, избежать проблемы сепарирования, снизить энергопотребление и стоимость установки [2].

Блочный вымораживатель может использоваться в пищевой промышленности для:

- концентрирования соков, вин, пива, пищевых красителей, ароматизаторов, экстрактов чая, кофе и другого растительного сырья, молока, молочной сыворотки, уксусных и других растворов;
- выделения из раствора определенных фракций компонентов;
- очистка от воска и воды растительных и эфирных масел;
- опреснение и доочистка питьевой воды.

Блочный вымораживатель [3] относится к новому поколению оборудования для вымораживания. В отличие от установок предыдущих поколений, при кристаллизации воды в растворе в виде блока льда

создаются условия для роста больших кристаллов льда и снижения термического сопротивления в системе «холодильный агент – стенка кристаллизатора – блок льда – раствор». В результате такой организации процесса возникает возможность для осуществления гравитационного сепарирования блока льда, который в свою очередь обуславливает снижение энергетических затрат на процесс до (0,7-0,3) МДж/кг льда, а так же сокращение потерь сухих веществ со льдом (0,1-0,5) % к массе льда. Использование в работе холодильной машины энергии, накопленной в блоке льда, позволяет еще снизить на 30% энергетические затраты на процесс.

В установках 2,3 и 4 поколения достигнуты удельные затраты энергии, соответственно, - 0,7; 0,4; 0,3 МДж на 1кг вымороженной воды. Образцы криоконцентратов (вишневого, виноградного, абрикосового и других соков, молока и молочной сыворотки, экстракта кофе) положительно отличались вкусом, цветом и содержанием ценных компонентов.

Красители отличаются интенсивной окраской и низкой, в сравнении с импортными аналогами, ценой. Это позволяет использовать их в: кондитерской, ликероводочной, пищеконцентратной, молочной промышленности. Натуральные красители - это концентрированные при низких температурах водные экстракты различных красных оттенков. В качестве сырья используются выжимки винограда, вишни и свеклы. Содержание сухих веществ в экстракте составляет 25…35 % от массы сырья. Могут использоваться в производстве безалкогольных и алкогольных напитков,
купажных соков, молочных десертов, мороженого, продуктов детского и лечебно – профилактического назначения.

Предлагается инновационное оборудование для получения пищевого льда для организаций питания, баров, ресторанов. Оборудование позволяет получать многослойный цветной лед, фигурный лед (шар, диск, звезда и т.п.).

Инновационные электромагнитные методы производства пищевых добавок.

В технологиях применяется комбинированное воздействие на продукт в процессе массопереноса. Используется импульсно – волновой ввод энергии за счет чего инициируется мощный бародиффузионный поток экстрактивных веществ.

По сути, реализуются элементы нанотехнологий, что интенсифицировало процесс экстрагирования, например, в технологиях коньячного производства в 1000 раз по сравнению с традиционными. Дегустаторы отметили перспективные трансформации в букете и в составе коньячного спирта. Появляется возможность строить продукт с заданными качествами [4].

Пищевкусовая добавка «Коньячный концентрат» содержит только натуральные компоненты и предназначена для использования в мясной, кондитерской и др. отраслях пищевой промышленности, в которых по рецептуре используется коньяк. Добавка включает в себя все те же компоненты, которые содержатся в коньяках, однако концентрация их в 2…3 раза выше. Достичь такой высокой концентрации в обычных коньяках невозможно. «Коньячный концентрат» не является суррогатным и обеспечивает придание продуктам натуральной ароматики и вкусовых особенностей, присущих обычным коньякам. Кроме того, в связи с высокой концентрацией, «Коньячный концентрат» позволяет варьировать уровень вкусоароматических особенностей продукта в широком диапазоне.

Для организаций питания, технологии пищевых концентратов, мясопереработки, производство соусов, концентратов первых и вторых блюд и т.п. предлагаются коптильная жидкость и коптильное масло.

Производство жидкого дыма не загрязняет окружающую среду, что обусловлено особенностями технологии получения коптильной жидкости. Позволяет в течение короткого времени превратить натуральные мясо и рыбу в копченые продукты.

Полученные продукты отличаются значительно меньшим, в сравнении с продуктами дымового копчения, содержанием вредных веществ.

Препарат «Коптильное масло» предназначен для осуществления бездымного копчения в мясной, рыбной промышленностях, сыроделии, а также может быть использован в качестве вкусоароматической добавки в тех отраслях пищевых производств, где продуктам необходимо придать аромат копчения. Препарат «Коптильное масло» производится из натурального сырья и содержит те же компоненты, которые присущи дыму при традиционном копчении. Благодаря оригинальной технологии производства препарат содержит гораздо меньше тяжелых смол и других вредных компонентов, присущих традиционному дымному копчению [5]. Он может быть произведен в широком диапазоне концентраций и варьироваться по вкусоароматическим свойствам в зависимости от вида производимой продукции (мясные изделия, рыбные изделия, чипсы, сыры и т.д.). Предлагаются 3 вида препарата АРКО (аромат костра).

АРКО-1 производится из натурального сырья по оригинальной технологии. Уникальная волновая технология направленного энергетического воздействия обеспечивает качественный состав ароматических и вкусовых компонентов. Препарат практически не содержит канцерогенных смолистых соединений.

Стабилен по составу, что позволяет производить продукцию, равномерную по качеству и адаптированную человеческому организму при употреблении.

АРКО-2 производится из натурального сырья. Не отличается по составу ароматических и вкусовых компонентов от коптильного дыма. Практически не содержит смолистых канцерогенных соединений, характерных при традиционном копчении. В то же время обладает натуральными пищевкусовыми характеристиками в отличие от синтетических коптильных препаратов. По сравнению с препаратами типа «Жидкий дым» способен к лучшему и более длительному удерживанию ароматических компонентов при нормальных условиях и при термической обработке.

Кофе „ЖИКО" быстрорастворим, имеет непревзойденный аромат кофейных зерен. Любимый многими кофе представлен в виде жидкого концентрата. Концентрация сухих веществ составляет (50…65) %. Ассортимент кофе: с сахаром, без сахара, с коньяком, с молоком и т.д. Он с успехом может использоваться как отдельный продукт или как ингредиент кондитерских и молочных изделий [6].

Кофейное масло придаст кондитерским изделиям экзотический вкус кофейных зерен. Получено масло по уникальной технологии. Предложено ароматизированное кофейное масло – кофеоль. Кофейное масло содержит до 45% линолевой кислоты и является богатым источником полиненасыщеных жирних кислот. Также благодаря специфическим дитерпенам, обладающим противовоспалительными онкопротекторными свойствами, кофейное масло представляет інтерес для фармацевтической промышленности [7].

Выводы. Проблема получения высококачественных, экологически безопасных пищевых добавок при одновременном снижении расходов энергии на их производство связана с переходом на инновационные теплотехнологии. Прогрессивным подходом в решении проблемы является применение принципов нанотехнологий, что позволяет обеспечить адресную доставку энергии к элементам пищевого сырья, проводить процесс при умеренных термических воздействиях. Такой подход снижает удельные затраты энергии на технологию и гарантирует сохранение пищевой ценности сырья.

Литература

1. Бурдо О.Г., Пищевые наноэнерготехнологии – Херсон, 2013 – 294с.
2. Burdo O.G., Terzsev S.G., Knuish A.I., Kovalenko E.A. The New Ways of organization Heat Transfer in Food Industry Apparatuses /Proc. 5–th Int. Heat Pipes Symp.– Melbourne (Australia).– 1997.– P.7–14.
3. Burdo O.G., Kovalenko E.A., Kharenko D.A. Intensificachion of processes of low-temperature separation of food solutions /Applaid Thermal Engineering, № 28 2008. - pp. 311- 316
4. Терзіев В.Г., Бурдо О.Г. Моделювання комбінованих процесів при екстрагуванні в системі "спирт-деревина" // Удосконалення існуючих та розробка нових технологій для харчової та зернопереробної промисловості. – Наукові праці ОДАХТ. – Одеса: 1999. – Вип.20. – С. 203–209.
5. Бурдо О.Г.,Терзиев С.Г.,Яровой И.И.,Борщ А.А. Электромагнитные технологии обезвоживания сырья /Problemele energeticii regionale, Chisinau, №1 (18), 2012.- pp.69- 79.
6. Бурдо О.Г., Ряшко Г.М. Экстрагирование в системе «кофе- вода».- Одесса, 2007.- 176с.
7. Ружицька Н.В. Кінетика екстрагування олії зі шламу кави [Текст] / Н.В. Ружицька, С.Г. Терзієв // Наукові праці ТДАТУ, - Мелітополь. – 2013. – Вип. 13. – Т. 130 – 134.

УДК 502.174.3:664.047

ЭНЕРГЕТИЧЕСКИЙ АУДИТ ПИЩЕКОНЦЕНТРАТНОГО ПРОИЗВОДСТВА

Терзиев С.Г., канд. техн. наук, ассистент, Борщ А.А., инженер
Одесская национальная академия пищевых технологий, г. Одесса

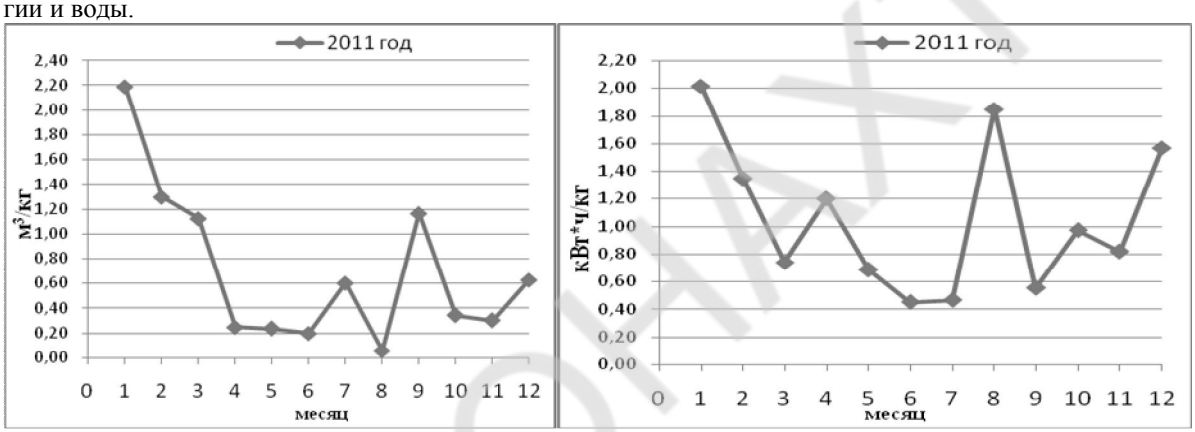
В статье приведены результаты расхода энергоресурсов пищекомбината за 2011 и 2012 года.
The results of the food plant of energy consumption for 2011 and 2012.
Ключевые слова: энергетический аудит, кофе, пищевой концентрат, расход, энергоэффективность.

Введение. Опыт развитых стран показывает, что снижение затрат энергии на производство продуктов питания непосредственно связано с проведением энергетической ревизии либо серьезных энергетических исследований. Первым этапом таких исследований является энергетический аудит. Такая энергетическая диагностика предприятия предусматривает сбор данных по расходу ресурсов (топлива, элект-

роэнергии, воды, пара и т. п.) в течение года и сопоставление этих расходов с выпуском продукции. Именно удельные затраты ресурсов являются объективным показателем эффективности деятельности предприятия, параметром, по которому возможно сравнивать технологический процесс с лучшей практикой отрасли, передовых фирм мира. Показатели удельных расходов ресурсов позволяют ранжировать технологические объекты предприятия по уровню энергетической эффективности, выделить проблематичные аппараты и машины, обосновать приоритеты капитальных вложений для повышения энергетической эффективности предприятия. Данные энергетического аудита необходимы для обоснования программы повышения энергоэффективности предприятия.

Проблемы пищевых технологий в значительной степени связаны с тем, что исторически организация производства строилась на дешевых энергоресурсах, их доля в себестоимости продукта, как правило, не превышала 1%. Это не стимулировало внедрения энергоэффективных технологий. Сейчас предприятия должны платить за ресурсы по мировым ценам, а опыт даже простого учета и анализа расхода энергоресурсов отсутствует. Очевидно, что начинать кампанию следует с постановки и проведения энергетических исследований предприятия.

Методика и оценка распределения тепловых потерь. Исходной информацией для анализа являлись счета помесячной оплаты за потребленные ресурсы. Потребление газа зависит от объема выпуска продукции и от времени года (рис.1а). Аналогичные графики были получены для расхода электроэнергии и воды.



а) б)

Рис. 1 – Удельные объёмы потребления газа (а) и электроэнергии (б)

Сведения (рис.1а) позволяют установить суммарный расход тепловой энергии по предприятию. Результаты пересчетов приведены в табл.1. Суммарный месячный расход энергии (ΣQi) определяется объемом израсходованного за месяц газа (V), его плотностью (ρ), КПД системы теплообеспечения (η) и удельной теплотой сгорания топлива (QP):

$$\Sigma Q_i = V*\rho*Qp*\eta \qquad (1)$$

Таблица 1 – Общий расход тепловой энергии по предприятию в 2011 г.

Q, ТДж	месяцы												
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	Σ
	2,31	2,52	3,739	0,456	0,29	0,316	1,49	0,04	2,36	0,66	0,57	0,6	15,37

Основными потребителями котельного пара являются технологические линии (наиболее энергоёмкие из них ленточные сушилки СПК-4Г-90 и распылительная сушилка Ниро Атомайзер) и система отопления производства. Следующим этапом расчетов являлась оценка удельных затрат энергии, т.е. отношение данных табл. 1 к объему выпущенной продукции. Анализ расчетов показал, что удельные расходы пара на технологию лежат в пределах 6.. .7 МДж на 1 кг пищевых концентратов и 70….80 МДж на 1 кг кофе. Исходя из этого проведена оценка затрат пара отдельно на отопление и на технологии в 2011 году.

Расход тепловой энергии на технологические задачи определим в тех месяцах, когда отопление отключено и единственным потребителем остаются технологические линии. Так как на предприятии брикеты (пищевые концентраты) гороха выпускают в течение всего года, а кофе лишь в определённые месяцы то определим (j пк) в тех месяцах, когда выпускался горох, но не выпускалось кофе и не в отопитель-

ный период. На первом этапе выполнена оценка средних удельных затрат тепловой энергии на технологию (j пк). Расчет проведен для 4,5,6,8 месяцев в течение 2011 года. Так:

$$j\ пк = (7{,}49+7{,}06+5{,}948+1{,}06)/4 = 5{,}54\ МДж/кг \quad (2)$$

С помощью расчетного значения (j пк) можно для каждого месяца оценить затраты энергии на технологию (Qi пк) для чего принимается во внимание месячный выпуск продукции (Gi пк):

$$Q_i\ пк = G_i\ пк * j\ пк \quad (3)$$

Для того чтобы определить (j пк) необходимо знать значения (Qi пк), которые определим по формуле (4):

$$Q_i\ кф = \Sigma Q_i\ *\ Q_i\ пк \quad (4)$$

Принимая во внимание месячный выпуск продукции (Gi кф) определим (j кф):

$$j\ кф = Q_i\ кф / G_i\ кф \quad (5)$$

Далее проведём расчёт для 7 и 9 месяцев 2011 года и определим средние удельные затраты на технологию. Так:

$$j\ кф = (71{,}03+80{,}08)/2 = 75{,}56\ МДж/кг \quad (6)$$

С помощью расчетных значения (j пк и j кф) можно для каждого месяца оценить затраты энергии на технологии (Qi пк, Qiкф), для чего принимается во внимание месячный выпуск продукции (Gi пк и Gi кф):

$$Q_i\ пк = G_i\ пк * j\ пк \quad (7)$$

$$Q_i\ кф = G_i\ кф * j\ кф \quad (8)$$

Расчёт потоков тепловой энергии. Расход тепловой энергии на отопление определялся как разница между суммарными и технологическими затратами

$$Q_i^{\,0} = \Sigma Q_i\ -\ Q_i\ пк - Q_i\ кф \quad 9)$$

Результаты расчетов представлены на рис. 2.

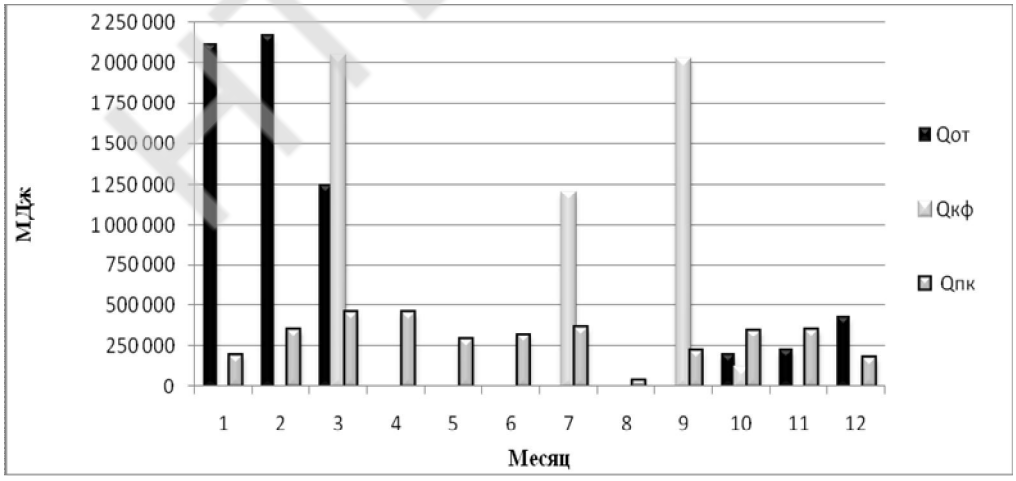


Рис. 2 – Составляющие расхода тепловой энергии

Из рис.2 видно, что в отопительный период расходы топлива практически втрое выше, чем летом. Это свидетельствует о том, что проблема повышения эффективности системы отопления актуальна и имеет серьезные резервы по повышению энергетической эффективности производства.

Выполненные расчеты позволяют перейти к экономическим оценкам работы предприятия по использованию газа, электроэнергии и воды. Доля затрат на использование ресурсов приведена в табл.2. Результаты промежуточных расчетов сведены в табл.3. В таблице приняты следующие обозначения: V- объем израсходованного ресурса, Zг, Zэ, ZB - стоимость единицы, соответственно, газа, электроэнергии и воды, N - потреблено электроэнергии, СГ, СЭ, СВ - затраты, соответственно, на газ, электроэнергию и воду, № - номер месяца, Σ - всего.

Таблица 2 – Соотношение затрат по видам ресурсов в 2011 году

Общая стоимость ресурсов, грн	Газ, %	Электроэнергия, %	Вода, %
2 327 236,00	66,27	23,73	10,00

Анализ табл.2 показывает, что рентабельность предприятия в значительной степени зависит от потребления природного газа его стоимости и потерь тепловой энергии.

Таблица 3 – Соотношение стоимостей ресурсов в 2011 году

	Газ			Электроэнергия			Вода		
№	$V_г$, м^3	$Z_г$, грн. за м^3	$C_Г$, грн.	N, кВт*ч	$Z_э$, грн./кВт*ч	$C_э$, грн.	$V_в$, м^3	$Z_в$, грн./м^3	$C_в$, грн.
1	76000	2,65	201041	70000	0,76	53462	2081	10,73	22333
2	83000	2,61	217036	86000	0,77	65904	2799	10,73	30039
3	123000	2,62	322389	81000	0,82	66086	3792	10,73	40695
4	15000	2,83	42477	73000	0,80	58695	1408	10,73	15111
5	9500	2,83	26930	28000	1,30	36334	453	10,73	4862
6	10400	2,99	31111	24000	0,87	20963	1296	10,73	13909
7	49100	3,91	192161	38000	0,87	33166	2095	10,73	22483
8	1300	3,80	4936	44000	0,88	38699	523	10,73	5613
9	77600	3,42	265205	37000	0,92	33939	2422	14,65	35478
10	21700	4,03	87372	62000	0,86	53167	1699	11,27	19140
11	19000	3,90	74008	52000	0,90	46734	783	17,81	13946
12	20000	3,88	77644	50000	0,90	45136	768	11,77	9037
	504800		1542308	645000		552283	20119		232645

Составим аналогичную таблицу по результатам энергетического аудита, проведенного в 2012 году. Методика и программа энергетических обследований полностью совпадала с подходами 2011 года. Результаты обработки базы данных представлены в табл.4.

Таблица 4 – Соотношение стоимостей ресурсов в 2012 году

	Газ			Электроэнергия			Вода		
№	$V_г$, м^3	$Z_г$, грн. за м^3	$C_Г$, грн.	N, кВт*ч	$Z_э$, грн./кВт*ч	$C_э$, грн.	$V_в$, м^3	$Z_в$, грн./м^3	$C_в$, грн.
1	49000	3,96	193873	56000	0,91	51236	1546	11,33	17517
2	119000	3,87	460216	110000	0,91	100046	3558	11,33	40315
3	20000	3,81	76142	59000	0,95	56075	578	11,33	6549
4	13000	3,90	50665	49000	0,95	46311	631	11,33	7150
5	9500	3,82	36299	16000	0,97	15440	264	11,33	2991
6	6000	3,81	22866	18000	1,02	18289	325	8,37	2719
7	57000	3,91	222625	53000	1,06	55945	2668	11,33	30230
8	9500	3,73	35437	25000	1,16	29039	428	11,33	4850
9	19000	3,94	74926	32000	0,96	30681	998	11,33	11308
10	25000	3,90	97481	25000	0,98	24608	712	11,33	8068
11	18000	3,90	70183	44000	0,96	42227	511	11,33	5790
12	77000	3,88	298701	73000	0,96	70208	1966	11,33	22276

Σ	422000		1639414	560000		540105	14185		159763

На основе данных табл.4 выполнена оценка доли стоимости каждого из анализируемых ресурсов. Результаты расчетов приведены в табл.5.

Таблица 5 – Соотношение затрат по видам ресурсов в 2012 году

Общая стоимость ресурсов, грн	Газ, %	Электроэнергия, %	Вода, %
2 339 282,00	70,08	23,09	6,83

Сравнение показателей с аналогичными по 2011 году (рис.3) показывает, что, несмотря на рост выпуска продукции в 2012 году на 2%, затраты на энергоресурсы остались практически на прежнем уровне.

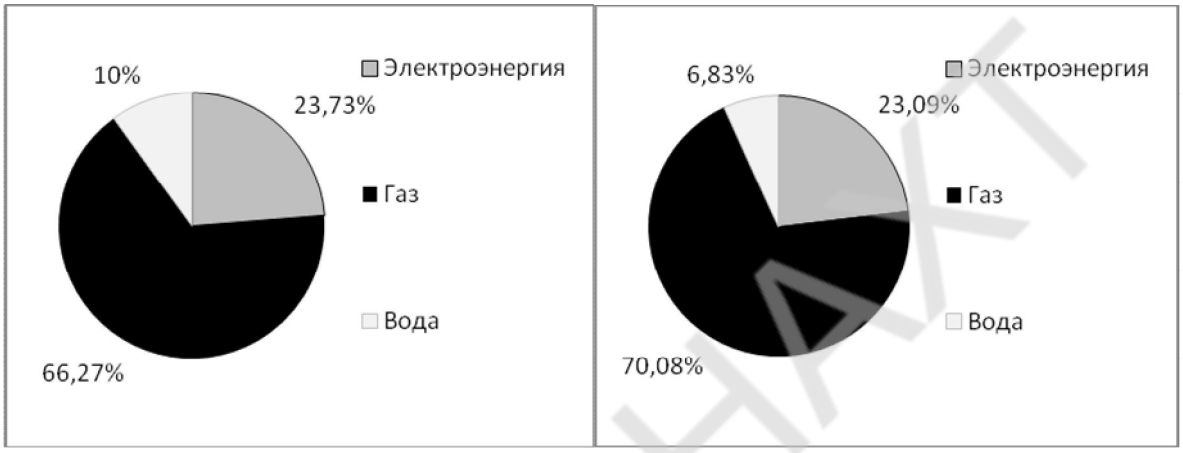


Рис. 3 – Соотношение затрат на оплату использованных ресурсов

Выводы

Резкий рост стоимости энергетических ресурсов предъявляет жесткие регламентации по эффективности их использования. Научно - технической базой повышения энергетической эффективности работы предприятия является энергетический менеджмент, в основе которого лежит энергетический аудит. В результате энергетических исследований предприятия в 2011 и 2012 годах определены полные, удельные и относительные затраты на оплату газа, электроэнергии и воды.

На основе анализа результатов энергетического аудита, с учетом материальных возможностей и экономической целесообразности принято решение о приоритетных проектах по снижению затрат на энергоносители и дальнейшем поэтапном их внедрении. Такими проектами признаны дополнительная изоляция паропровода, ввод в систему распылительной сушилки тепломассоутилизатора и его наладка, наладка работы вытяжек сушилок СПК-4Г-90, а так же возврат тепловой энергии, которая выбрасывается в окружающую среду с отработавшим сушильным агентом обратно в технологический процесс. Прогнозируется сокращение расхода воды и пара.

Литература

1. Бурдо О.Г. Энергетический мониторинг пищевых производств – Одесса: Полиграф, 2008 – 244с.

РЕПОЗИТ

МОДЕЛЮВАННЯ КОМБІНОВАНИХ ПРОЦЕСІВ ПЕРЕНОСУ. ОПНИТМІЗАЦІЯ ОБЛАДНАННЯ І СИСТЕМ

НТБ ОНАХТ

ЗМІСТ

МОДЕЛЮВАННЯ КОМБІНОВАНИХ ПРОЦЕСІВ ПЕРЕНОСУ. ОПТИМІЗАЦІЯ ОБЛАДНАННЯ І СИСТЕМ

ЭНЕРГОРЕСУРСОСБЕРЕГАЮЩИЙ СПОСОБ СУШКИ ТЕРМОЛАБИЛЬНЫХ МАТЕРИАЛОВ В ЛЕНТОЧНОЙ СУШИЛЬНОЙ УСТАНОВКЕ НЕПРЕРЫВНОГО ДЕЙСТВИЯ
Снежкин Ю.Ф., Сороковая Н.Н. Шапарь Р.А……..…….... 398
РОЗРОБКА МАТЕМАТИЧНОЇ МОДЕЛІ ПРОЦЕСУ ВІБРОВІДЦЕНТРОВОГО СУШІННЯ КЕРАТИНОМІСТКОЇ СИРОВИНИ
Паламарчук І.П., Зозуляк О.В., Липовий І.Г…… 405
АНАЛІЗ ПАРАМЕТРІВ ВПЛИВУ НА ФОРМУВАННЯ МОДЕЛІ АКУСТИЧНОЇ ОБРОБКИ РІДИННИХ ХАРЧОВИХ СЕРЕДОВИЩ
Берник І.М……..…… 411
НЕУСТОЙЧИВОСТЬ ТЕЧЕНИЯ ЖИДКОСТИ И ОЦЕНКА МАСШТАБА ТУРБУЛЕНТНОСТИ
Волков В.Э……..……..…… 415
ОБГРУНТУВАННЯ ФІЗИЧНОЇ МОДЕЛІ ГІДРОДИНАМІКИ В АПАРАТІ ІЗ ЩІЛИННИМ ГАЗОРОЗПОДІЛЬНИМ ПРИСТРОЄМ
Любека А. М., Корнієнко Я.М…….... 419
МОДЕЛЮВАННЯ БЕЗПЕРЕРВНОГО ПРОЦЕСУ УТВОРЕННЯ МІНЕРАЛЬНО-ГУМІНОВИХ ДОБРИВ
Корнієнко Я.М., Сачок Р.В……..... 421
МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСІВ НАГРІВАННЯ ТА КІП'ЯТІННЯ ПИВНОГО СУСЛА В ТРУБКАХ ВНУТРІШНЬОГО КІП'ЯТИЛЬНИКА
Удодов С.О., Мерзляк Д.В., Марцинкевич Л.В…… 426
КІНЕТИКА ВИСОКОТЕМПЕРАТУРНОГО ПРЕСУВАННЯ КАРТОННОГО ПОЛОТНА
Марчевський В.М., Воронін Л.Г., Мельник О.П., Биковець Д.П., Василенко М.М…….…… 431
МОДЕЛИРОВАНИЕ ПЕРКОЛЯЦИОННЫХ СИСТЕМ В СПЕЦИАЛИЗИРОВАННОМ ПРОГРАММНОМ КОМПЛЕКСЕ «ОДНО»
Герега А.Н……..…….... 435
ПРИМЕНЕНИЕ ТЕОРИИ ПОДОБИЯ В ЗАДАЧАХ ЭКСТРАГИРОВАНИЯ В МИКРОВОЛНОВОМ ПОЛЕ
Терзиев С.Г., Макиевская Т.Л……..... 440
ДОСЛІДЖЕННЯ ВПЛИВУ ПОПЕРЕДНЬОЇ ГІГРОТЕРМІЧНОЇ ОБРОБКИ НА ТЕПЛОВІ ХАРАКТЕРИСТИКИ ТА ЕФЕКТИВНІСТЬ ПРОЦЕСУ СУШІННЯ ПАРЕНХІМНИХ ТКАНИН КАРТОПЛІ
Дмитренко Н.В., Іванов С.О., Декуша Л.В., Снєжкін Ю.Ф…… 444

ОБГРУНТУВАННЯ МЕТОДІВ СТВОРЕННЯ МІНЕРАЛЬНО-ОРГАНІЧНИХ РЕЧОВИН НА БАЗІ ЛУГІВ ГУМАТІВ СОНЯШНИКОВОГО ПОПЕЛУ
Степанюк А.Р., Борисенко Є.Ю……..... 448
МОДЕЛЮВАННЯ СТВОРЕННЯ МІНЕРАЛЬНО-ОРГАНІЧНИХ РЕЧОВИН НА БАЗІ ЛУГІВ ГУМАТІВ СОНЯШНИКОВОГО ПОПЕЛУ
Степанюк А.Р., Борисенко Є.Ю……..... 451
ВИЗНАЧЕННЯ ВПЛИВУ ОСНОВНИХ ПАРАМЕТРІВ ПЕРЕГРІТОЇ ПАРИ НА ПРОЦЕС СУШІННЯ ХАРЧОВИХ ПРОДУКТІВ
Шутюк В.В., Василенко С.М., Бессараб О.С…….. 454
ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСУ СУШІННЯ НАСІННЯ ЛЬОНУ
Капетула С.М……..……..... 460
ОПТИМИЗАЦИЯ МИКРОВОЛНОВЫХ ЭКСТРАКТОРОВ ДЛЯ ПРОИЗВОДСТВА КОФЕПРОДУКТОВ
Терзиев С.Г., Макиевская Т.Л……..…….. 462
УСОВЕРШЕНСТВОВАННАЯ ТЕХНОЛОГИЯ ПОДГОТОВКИ СЫРЬЯ ДЛЯ ПРОИЗВОДСТВА КАРБАМИДА
Кологривов М.М., Коба А.Л……..…….... 469

МОДЕЛИРОВАНИЕ ПРОЦЕССА СУШКИ ОРГАНИЧЕСКОГО СЫРЬЯ
В ЭЛЕКТРОМАГНИТНОМ ПОЛЕ.
Яровой И.И., Елисеенко Ю.В…… 477
Materials and Sustainable Development**.**
Paul Koltun…….. 484

НТБ ОНАХТ

УДК 532.516:536.24

ЭНЕРГОРЕСУРСОСБЕРЕГАЮЩИЙ СПОСОБ СУШКИ ТЕРМОЛАБИЛЬНЫХ МАТЕРИАЛОВ В ЛЕНТОЧНОЙ СУШИЛЬНОЙ УСТАНОВКЕ НЕПРЕРЫВНОГО ДЕЙСТВИЯ

Снежкин Ю.Ф., член-корр., проф., Сороковая Н.Н., канд. техн. наук., с.н.с. ,
Шапарь Р.А., канд. техн. наук., с.н.с.
Институт технической теплофизики НАН Украины, г. Киев

Представлены математическая модель и численный метод расчета динамики тепломассопереноса, фазовых превращений и усадки при сушке коллоидных капиллярно-пористых тел в ленточной сушилке непрерывного действия. Излагается способ обезвоживания термолабильных материалов, который позволяет сократить время сушки и обеспечить энерго- и ресурсосбережение.

A mathematical model and numerical method for calculating the dynamics of heat and mass transfer, phase transitions and shrinkage during drying of colloidal capillary-porous bodies in continuous belt dрьер is submited. The method of dehydration of thermolabile materials, which allows for faster drying times and ensure energy and resource conservation is described.

Ключевые слова: непрерывная ленточная сушилка, коллоидные капиллярно-пористые тела, термолабильные материалы, интенсивность испарения, площадь контакта жидкой и газообразной фаз

Создание эффективных сушильных технологий предполагает достижение энерго- и ресурсосбережения путем интенсификации процесса обезвоживания и сохранения высокого качества готовой продукции. Интенсификация сушки термолабильных материалов за счет повышения температуры теплоносителя эффективна в тех случаях, когда воздействие повышенных температур не приводит к необратимым качественным изменениям таких материалов. Температура термолабильных материалов в каждый момент времени процесса обезвоживания должна оставаться ниже некоторого предельно допустимого значения Т*. Наиболее благоприятные условия сушки таких материалов достигаются в прямоточных сушильных установках [1], когда сушильный агент при максимальной температуре контактирует с влажным телом, подогревая его до температуры мокрого термометра, обычно существенно более низкой, чем Т*, и теплота расходуется преимущественно на испарение влаги из материала. По мере уменьшения влагосодержания материала снижается температура сушильного агента, что обычно исключает перегрев материала выше предельно допустимой для него температуры Т*, но и снижает интенсивность прохождения процесса. При этом влажность сушильного агента может возрастать достаточно существенно, что не только замедляет скорость сушки, но часто не позволяет досушить продукт до низкого конечного влагосодержания. Снижение влагосодержания теплоносителя на заключительном этапе обезвоживания интенсифицирует испарение жидкости из поверхностных слоев материала, но это в свою очередь приводит к резкому снижению его температуры, что делает целесообразным совместно с осушкой дополнительно повышать температуру сушильного агента. Следовательно, разработка высокоэффективной технологии обезвоживания термолабильных материалов в прямоточной ленточной сушилке связана с необходимостью изменения температуры и влагосодержания теплоносителя в процессе сушки.

Ниже излагается новый ресурсо- и энергосберегающий способ непрерывной сушки термолабильных материалов в ленточной прямоточной сушилке, имеющей две зоны. Он включает в себя два этапа. На первом этапе в первую зону подается сушильный агент, с заданной скоростью w_{c0}, влагосодержанием d_{c0}, давлением P_{c0} и температурой T_{c0}, которая существенно выше предельно допустимой Т* для данного материала. Параметры сушильного агента должны быть выбраны таким образом, чтобы температура мокрого термометра Тм была не выше предельно допустимой температуры. Первый этап сушки завершается, когда температура на наружной границе тела приближается к значению Т*, а парциальное давление пара $P_{пс}$ в сушильном агенте и соответственно влагосодержание d_c достигает значения, при котором изменение влагосодержания на поверхности материала практически не наблюдается. На втором этапе сушки во вторую зону ленточной сушилки подается сушильный агент, осушенный до низкого влагосодержания и нагретый до достаточно высокой температуры. Эта температура выбирается максимально возможной, но чтобы ее воздействие не допустило перегрева тела

на втором этапе выше значения T*. Для реализации предлагаемого способа сушки необходимо располагать графиками изменения влагосодержания и температуры сушильного агента. Эти графики определяются в зависимости от вида материала, его геометрических и теплофизических характеристик, начальных значений температуры и влагосодержания, от скорости, температуры и влажности сушильного агента, а также скорости ленты и геометрических параметров сушильной камеры. Экспериментальное нахождение такого рода графиков спряжено со значительными трудностями. Рациональный путь их получения базируется на применении математического моделирования. В [2] представлена математическая модель динамики тепломассопереноса, фазовых превращений и усадки при сушке коллоидных капиллярно-пористых тел в прямоточной ленточной сушилке, которая строится на базе уравнения переноса субстанции W (массы компонентов, импульса и энергии) полученного в [3] и ее адекватность подтверждается сопоставлением расчетных и экспериментальных данных.

При нормальных условиях режим работы ленточной сушилки непрерывного действия является установившимся, то есть в каждой точке сушильной камеры температура и объемные концентрации компонентов пористого материала остаются неизменными во времени и процессы тепломассообмена и усадки материала являются стационарными ($\partial W/\partial t = 0$, $\partial \varepsilon V/\partial t = 0$). Скорость перемещения материала wL в аппарате постоянна. Обычно толщина высушиваемого слоя Хм существенно меньше длинны Z и ширины Y ленты аппарата. С учетом принятых допущений система, описывающая тепло- и массообмен, фазовые превращения и деформирование при непрерывной диффузионной сушке слоя коллоидного капиллярно-пористого материала, имеет следующий вид

$$w_L \frac{\partial U_{ж}}{\partial z} = \frac{\partial}{\partial x}\left[D_{ж}\left(\frac{\partial U_{ж}}{\partial x} + \delta_{ж} \frac{\partial T}{\partial x} \right)\right] - I_V - \frac{U_{ж}}{1-\varepsilon_V} w_L \frac{\partial \varepsilon_V}{\partial z}, \quad (1)$$

$$w_L \frac{\partial U_{п}}{\partial z} = \frac{\partial}{\partial x}\left[D_{п}\left(\frac{\partial U_{п}}{\partial x} + \delta_{п} \frac{\partial T}{\partial x} \right)\right] + I_V - \frac{U_{п}}{1-\varepsilon_V} w_L \frac{\partial \varepsilon_V}{\partial z}, \quad (2)$$

$$c_{эф} w_L \frac{\partial T}{\partial z} = \frac{\partial}{\partial x}(\lambda_{эф} \frac{\partial T}{\partial x}) - \sum c_{\psi} D_{\psi}\left(\frac{\partial U_{\psi}}{\partial x} U_{\psi} + \delta_{\psi} \frac{\partial T}{\partial x} \right)\frac{\partial T}{\partial x} - L I_V, \quad \psi = ж, п, в. \quad (3)$$

Здесь сэф, λэф — эффективные теплоемкость и теплопроводность тела, $c_{эф} = c_т U_т + c_ж U_ж + c_п U_п + c_в U_в$, $\lambda_{эф} = \lambda_т U_т/\rho_т + \lambda_ж U_ж/\rho_ж + \lambda_п U_п/\rho_п + \lambda_в U_в/\rho_в$; IV — интенсивность испарения жидкости в порах тела; L — удельная теплота испарения жидкости, которая учитывает удельную теплоту испарения свободной жидкости и удельную энергию десорбции связанной влаги. Dψ, Uψ, δ_{ψ}^{T} — коэффициент диффузии, объемная концентрация, относительный коэффициент термодиффузии компонента ψ (жидкости ψ=ж, пара ψ=п и воздуха ψ=в). Вторым членом правой части уравнения (6), который учитывает перенос энергии за счет диффузии, обычно можно пренебречь [3].

Коэффициенты диффузии жидкой и газовой фаз находятся по формулам: $D_{ж} = \gamma_{Dж}[\exp(A_D/RT) - 1]^{-1}$, $D_{п} = D_{в} = \gamma_{Dп} T^{3/2}/P_г$, где T — температура, R — универсальная газовая постоянная, AD — энергия активации для процесса диффузии; γDж , γDп — диффузионные коэффициенты. Формула Н.И. Никитенко для Dж [4] в предельных случаях переходит в эмпирическую формулу Аррениуса для твердых тел и в формулу Эйнштейна для жидких сред.

Относительная объемная деформация εV связана с нормальными компонентами ε11, ε22, ε33 тензора деформации εij (i, j =1,2,3) соотношением $\varepsilon_V(t) = [1+\varepsilon_{11}(t)][1+\varepsilon_{22}][1+\varepsilon_{33}(t)] - 1]$. При известных значениях функций T и Uψ (ψ=ж, п, в), функция εV находится на основе уравнения термоконцентрационного деформирования [5], решение которого для тел простейшей геометрической формы может быть получено аналитически. Для пластины 0<x1<H, деформирование которой связано с симметричным относительно ее средней плоскости x1=H/2 распределением концентрации компонентов и температуры вдоль оси x1, аналитическое решение имеет вид

$$\varepsilon_{22} = \varepsilon_{33} = \frac{1}{H}\int_0^H N dx_1, \quad \varepsilon_{11} = \frac{1+\nu}{1-\nu} N - \frac{2\nu}{1-\nu}\varepsilon_{22}. \quad (4)$$

Здесь N – термоконцентрационная функция, определяющая изменение удельного объема тела при его свободном расширении, обусловленном процессами теплопроводности, диффузии, фильтрации,

фазового и химического превращения, $N = \beta_T (T - T_0) + \sum_{\psi} \beta_{x\psi} (\omega_\psi - \omega_{\psi 0})$; $\beta_T = (\partial x / \partial T) / x$; $\beta_{x\psi} = (\partial x / \partial \omega_\psi) / x$. Если тело является капиллярно-пористым, его усадкой в процессе сушки можно пренебречь и $\varepsilon V = 0$.

Интенсивность испарения жидкости на внешней границе тела [4] пропорциональна разности потоков испаряющейся и конденсирующейся жидкости

$$I = \gamma_c \left\{ \varphi_т \left(\exp\left[A / \left(RT \big|_{\nu=0} \right) \right] - 1 \right)^{-1} - \varphi_c \left(\exp\left[A / (RT_c) \right] - 1 \right)^{-1} \right\}, \quad (5)$$

где $\gamma_c = \varepsilon \rho_ж \delta^* / 4$ — коэффициент поверхностного испарения;

ε — коэффициент излучения;

δ^* — средняя длина диффузионного перескока активизированной частицы внутри конденсированного тела;

φт — влажность парогазовой смеси, которой согласно изотерме сорбции отвечает объемная концентрация Uж в данной точке пористого тела;

ν — нормаль к граничной поверхности;

T_c и φ_c — температура и относительная влажность внешней среды;

A — энергия активации.

Значение φт может быть определено на базе формулы, полученной [6] для равновесной толщины слоя конденсата на поверхности твердого тела, находящегося в среде с параметрами φ и Рп: $\delta = \delta^* \bar{\delta} = \delta^* (1 - \sqrt{1 - P_п / P_н}) = \delta^* (1 - \sqrt{1 - \varphi})$, где $\bar{\delta} = \delta / \delta^*$ при $0 < \delta < \delta^*$ и $\bar{\delta} = 1$ при $\delta > \delta^*$, откуда

$$\varphi_т = \bar{\delta}(2 - \bar{\delta}). \quad (6)$$

Парциальное давление пара находится из уравнения состояния Рп=ρпRT/μп, где парциальная плотность пара ρп=Uп/Ψг. Объемная доля газовой фазы Ψг =1–Ψт –Ψж, объемные доли скелета тела Ψт = 1–П и жидкой фазы Ψж =Uж/ρж. Давление насыщения Рн определялся по формуле Никитенко Н.И. [6]: $P_н = N_P \sqrt{T} [\exp(A / RT) - 1]^{-1}$, NP = const, которая хорошо согласуется с табличными данными.

Формула для интенсивности испарения в порах тела вытекает из (7) при условии, что температуры фаз в каждой точке тела совпадают

$$I_V = \gamma_c \left[\exp\left(A / RT \right) - 1 \right]^{-1} (\varphi_т - \varphi) S. \quad (7)$$

Здесь S – суммарная площадь контакта жидкости и газа в частично заполненных жидкостью порах. Для нахождения функции S получена формула [7]:

$$S = \frac{2\sqrt{1 - \varphi_т}}{\rho_ж \delta^*} \frac{\partial U_ж}{\partial \varphi_т}. \quad (8)$$

Производная ∂Uж/∂φт определяется путем дифференцирования уравнения изотермы десорбции. Если изотерма задана в виде $U_ж = U_{\max} \varphi_т^g$, g = const, то ∂Uж/∂φт =Umax gφтg-1 .

На входе в сушильную камеру первой зоны все физические параметры сушильного агента считаются известными. Определение средних значений температуры Тс, давления Рс, объемных концентраций пара Uсп и воздуха Uсв в теплоносителе в сечении z по длине канала проводилось по балансным уравнениям для элементарного объема ΔV =ScΔz [2], где площадь сечения канала Sc = XY, X — высота канала.

Изменение давления ΔРс в сечении z определяется из уравнения Бернулли для течения газа в канале

$$\Delta P_c = \Delta P_{c1} + \Delta P_{c2} + \Delta P_{c3}, \quad (9)$$

где $\Delta P_{c1} = \lambda_{тр} U_c w_c^2 \Delta z / 2 d_{экв}$ — потери напора на трение потока на стенках канала;

$\Delta P_{c2} = \zeta U_c w_c^2 / 2$ — потери, вызванные местными сопротивлениями;

$\Delta P_{c3} = \rho g \Delta z$ — статический напор газового потока.

Коэффициент трения λтр находится в зависимости от режима течения газа [8]: λтр= 64/Re при Re < 2320, λтр= 64/Re+0,136/Re0,18 при Re = 2320 – 106. Эквивалентный диаметр dэкв = 2Sc / Пс = XY/ (X+Y), где Пс =2(X +Y) — периметр сечения канала. Если местными сопротивлениями можно пренебречь, дифференциальное уравнение потери напора в канале имеет вид

$$\frac{dP_c}{dz} = -\lambda_{тр}\rho_c \frac{w^2}{2d_{экв}} + \rho_c \cos(g,z) \quad (10)$$

Средняя температура теплоносителя Тс по сечению z определяется из уравнения баланса энергии для элементарного объема $dV = S_c dz$ канала, контактирующего с сушильным агентом на поверхности Ydz:

$$dq_c / dz = [\alpha - \gamma_{пс}(U_п|_{v=0} - \rho_{пс}\Psi_г)c_п - \gamma_{вс}(U_в|_{v=0} - \rho_{вс}\Psi_г)c_в](T_c - T|_{v=0}) - LI_c]Y \quad (11)$$

где qc — поток энергии через сечение z канала, $q_c(z) = [G_{пс}(z)c_п + G_{вс}(z)c_в]T_c(z)$.

Средняя скорость wc сушильного агента в сечении z канала, в соответствии с уравнениями состояния и неразрывности для пара и воздуха, находится по формуле

$$w_c(z) = \left[\frac{G_{пс}(z)}{\mu_п} + \frac{G_{вс}(z)}{\mu_в}\right]\frac{RT_c(z)}{P_c(z)S_c}, \quad (12)$$

где сп, св — удельные теплоемкости пара и воздуха

Изменение расхода воздушной и паровой составляющей сушильного агента через сечение канала z определяются из уравнений баланса массы

$$dG_{вс}(z)/dz = \gamma_{вс}[\rho_в(z,X) - \rho_{вс}(z)\Psi_г]Y, \quad dG_{пс}(z)/dz = \gamma_{пс}[\rho_п(z,X) - \rho_{пс}(z)\Psi_г]Y, \quad (13)$$

где $\rho_{пс}$, $\rho_{вс}$ — парциальные плотности пара и воздуха в сушильном агенте, $\rho_{пс} = U_{пс}$, $\rho_{вс} = U_{вс}$.

Расходы воздушной $G_{вс}(z)$ и паровой $G_{пс}(z)$ фаз сушильного агента через сечение z канала

$$G_{пс}(z) = w_c S_c \rho_{пс}(z), \quad G_{вс}(z) = w_c S_c \rho_{вс}(z). \quad (14)$$

Общий расход сушильного агента G_{c0} через начальное сечение $z = 0$ канала считается заданным

$$G_{c0} = G_{пс0} + G_{вс0} = w_{c0} S_{c0}(U_{пс0} + U_{вс0}), \quad (15)$$

а его расход G_c через произвольное сечение канала z равен сумме расходов паровой и воздушной фаз

$$G_c(z) = G_{пс}(z) + G_{вс}(z) = w_c S_c[\rho_{пс}(z) + \rho_{вс}(z)]. \quad (16)$$

Общий расход материала $G_{м0}$ на входе в канал в сечении $z = 0$ равен

$$G_{м0} = G_{т0} + G_{ж0} + G_{п0} + G_{в0} = w_L S_м(U_{т0} + U_{ж0} + U_{п0} + U_{в0}), \quad (17)$$

где $S_м = X_м Y$ — площадь сечения слоя материала, а общий его расход $G_м(z)$ через сечение z равен

$$G_м(z) = w_L S_м[\overline{U}_т(z) + \overline{U}_ж(z) + \overline{U}_п(z) + \overline{U}_в(z)], \quad (18)$$

где $\overline{U}_ψ(z)$ — среднее значение объемной концентрации компонента ψ (ψ = т, ж, п, в) тела по сечению Sм.

Если поверхности $x = 0$, $y = 0$, $y = Y_м$ материала и поверхности $x = X_м + X$, $y = 0$, $y = Y$ канала непроницаемы, тогда суммарный расход материала и сушильного агента в произвольном сечении системы материал – сушильный агент остается неизменным, т.е. $G_м(z) + G_c(z) = G_{м0} + G_{c0} = const$. При этом расход пара сушильного агента через сечение z канала согласно уравнению баланса массы равен

$$G_{пс}(z) = w_c S_c \rho_{пс}(z) = G_{м0} + G_{c0} - G_м(z) - G_{вс}(z). \quad (19)$$

Парциальные плотности пара ρпс и воздуха ρвс в сечении канала z находятся по уравнениям неразрывности для каждого компонента:

$$\rho_{пс}(z) = G_п(z)/[w_c(z)S_c], \quad \rho_{вс}(z) = G_в(z)/[w_c(z)S_к]. \quad (20)$$

Парциальные давления пара Рпс и воздуха Рвс находятся по уравнениям состояния

$$P_{\text{пс}}(z) = R\rho_{\text{пс}}(z)T_{\text{с}}(z)/\mu_{\text{п}}, \qquad P_{\text{вс}}(z) = R\rho_{\text{вс}}(z)T_{\text{с}}(z)/\mu_{\text{в}}. \tag{21}$$

где μ — молярная масса.

Условия тепло- и массообмена на границе x = Xм контакта слоя высушиваемого материала и сушильного агента для системы (1) – (3) записываются следующим образом

$$D_{\text{ж}}\frac{\partial U_{\text{ж}}}{\partial \nu}\bigg|_{\nu=0} = -I, \tag{22}$$

$$D_{\text{п}}\frac{\partial U_{\text{п}}}{\partial \nu}\bigg|_{\nu=0} = I - \gamma_{\text{пс}}\left(U_{\text{п}}\big|_{\nu=0} - \rho_{\text{пс}}\Psi_{\text{г}}\right), \tag{23}$$

$$\lambda\frac{\partial T}{\partial \nu}\bigg|_{\nu=0} = \alpha(T_{\text{с}} - T\big|_{\nu=0}) - LI - [\gamma_{\text{пс}}\left(U_{\text{п}}\big|_{\nu=0} - \rho_{\text{пс}}\Psi_{\text{г}}\right)c_{\text{п}} + \gamma_{\text{вс}}\left(U_{\text{в}}\big|_{\nu=0} - \rho_{\text{вс}}\Psi_{\text{г}}\right)](T_{\text{с}} - T\big|_{\nu=0}), \tag{24}$$

где $T\big|_{\nu=0}$ — температура на поверхности слоя; Тс— средняя температура сушильного агента в сечении z.

Решение системы дифференциальных уравнений (1) – (3), замыкаемой уравнениями (4) – (24) может быть проведено численным методом на базе трехслойной явной разностной схемы Никитенко Н.И. [5] и процедуры расщепления алгоритма по физическим факторам [3]. Разностные аппроксимации уравнений (1) – (3) в декартовых координатах x = x1, y = x2, z = x3 на неравномерной разностной сетке $x_{i+1}^n = x_i^n + h_{x,i+1}^n$ (i = 0, 1, …, I), $y_{m+1}^n = y_m^n + h_{y,m+1}^n$ (m = 0, 1, …, M), z = nl (n = 0, 1, … ; l > 0) в соответствии с указанной схемой имеют вид

$$(1+\Omega_T)\delta_z T^n - \Omega_T\delta_z T^{n-1} = \frac{1}{w_L c_{\text{эф}}}\left\{\sum_{k=1}^{3}\left[\delta_{x_k}\left(\lambda_{\text{эф}}\delta_{x_k}T\right)\right] - LI_V\right\}, \quad c_{\text{эф}} = c_{\text{т}}\overline{U}_{\text{т}} + c_{\text{ж}}\overline{U}_{\text{ж}} + c_{\text{п}}\overline{U}_{\text{п}} + c_{\text{в}}\overline{U}_{\text{в}}, \tag{25}$$

$$(1+\Omega_{\text{ж}})\delta_z\overline{U}_{\text{ж}} - \Omega_{\text{ж}}\delta_z U_{\text{ж}}^{n-1} = \frac{1}{w_L}\sum_{k=1}^{3}\left[\delta_{x_k}\left(D_{\text{ж}}\delta_{x_k}U_{\text{ж}}\right) + \delta_{x_k}\left(D_{\text{ж}}\delta_{\text{ж}}^T\delta_{x_k}T\right)\right] - I_V, \tag{26}$$

$$\delta_z\overline{U}_{\text{ж}} = \frac{\overline{U}_{\text{ж}}}{1+\varepsilon_V}\delta_z\varepsilon_V, \tag{27}$$

$$(1+\Omega_{\text{п}})\delta_z U_{\text{п}}^n - \Omega_{\text{п}}\delta_z U_{\text{п}}^{n-1} = \frac{1}{w_L}\sum_{k=1}^{3}\left[\delta_{x_k}\left(D_{\text{п}}\delta_{x_k}U_{\text{п}}\right) + \delta_{x_k}\left(D_{\text{п}}\delta_{\text{п}}^T\delta_{x_k}T\right)\right] + I_V, \tag{28}$$

$$\delta_z\overline{U}_{\text{п}} = \frac{\overline{U}_{\text{п}}}{1+\varepsilon_V}\delta_z\varepsilon_V. \tag{29}$$

где Ω — весовой параметр разностных уравнений, устраняющий ограничения на шаг по времени, Ω ≥ 0.

В разностных уравнениях (25) – (29) сеточные функции W_{im}^n, W_{im}^{n-1} и $\overline{W}_{im}^{n+1}$ (W = T, Uж, Uп, εV) для узловой точки (xi, ym, z) записаны для простоты без нижних индексов: $W = W_{im}^n$, $W^{n-1} = W_{im}^{n-1}$ и $\overline{W} = \overline{W}_{im}^{n+1}$. Производные для случая двумерной задачи $W = W(x,y)$ определяются разностными отношениями:

$$\delta_z W = (W_{im}^{n+1} - W_{im}^n)/l; \qquad \delta_{x_1}W = (W_{i+1}^n - W_{i-1}^n)/2h_x; \qquad \delta_z\overline{W} = (\overline{W}_{im}^{n+1} - W_{im}^n)/l;$$

$$\delta_{x_1}\left(D\delta_{x_1}W^n\right) = \frac{1}{2h_x^2}\left[\left(D_{i+1}^n + D_i^n\right)\left(W_{i+1}^n - W_i^n\right) - \left(D_i^n - D_{i-1}^n\right)\left(W_i^n - W_{i-1}^n\right)\right], \quad i = 1,2,\ldots,I$$

Погрешность аппроксимации уравнений (1) – (3) разностными уравнениями (25) – (29) имеет порядок $l + h_x^2 + h_y^2$. Необходимые условия устойчивости разностных уравнений вида (25), (26), (28) находятся методом условного задания некоторых искомых функций системы, предложенный в [5]. Условие устойчивости для уравнения (26) имеет вид

$$l \le (1+2\Omega_W)\left[2D_{\text{ж}}\sum_{k=1}^{3}h_k^{-2}\right]^{-1}.$$

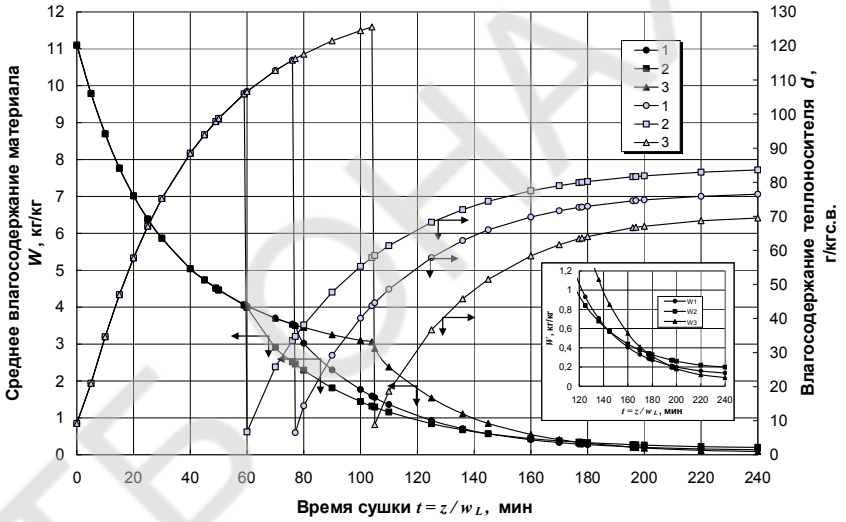
Разностные аппроксимации обыкновенных дифференциальных уравнений (10), (11), (13) имеют вид

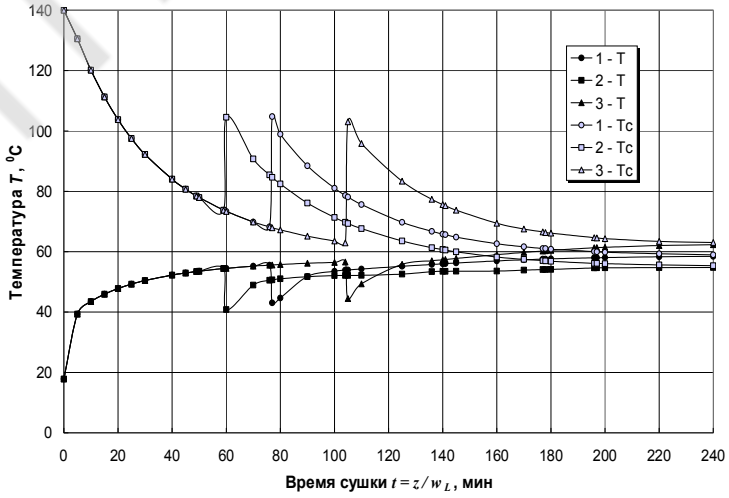
$$P_{\text{с}}^{n+1} = P_{\text{с}}^{n} - \lambda_{\text{тр}}\rho_{\text{с}}^{n}(w^{n})^{2}/(2d_{\text{экв}}) + \rho_{\text{с}}^{n}\cos(\mathbf{g},z), \tag{30}$$

$$T_{\text{с}}^{n+1} = \left\langle T_{\text{с}}^{n}(G_{\text{пс}}^{n}c_{\text{п}} + G_{\text{вс}}^{n}c_{\text{в}}) + h_x Y\{\alpha - \gamma_{\text{пс}}\left(U_{\text{п}I}^{n} - \rho_{\text{пс}}^{n}\Psi_{\text{г}I}^{n}\right)c_{\text{п}} - \right.$$
$$\left. - \gamma_{\text{вс}}\left(U_{\text{в}I}^{n} - \rho_{\text{вс}}^{n}\Psi_{\text{г}I}^{n}\right)c_{\text{в}}](T_{\text{с}}^{n} - T_{I}^{n}) - LI_{\text{с}}\right\rangle/(G_{\text{пс}}^{n}c_{\text{п}} + G_{\text{вс}}^{n}c_{\text{в}}). \tag{31}$$

$$G_{\text{вс}}^{n+1} = G_{\text{вс}}^{n} + \gamma_{\text{вс}}(\rho_{\text{в}I}^{n} - \rho_{\text{вс}}^{n}\Psi_{\text{г}I}^{n})Y, \qquad G_{\text{пс}}^{n+1} = G_{\text{пс}}^{n} + \gamma_{\text{пс}}(\rho_{\text{п}I}^{n} - \rho_{\text{пс}}^{n}\Psi_{\text{г}I}^{n})Y. \tag{32}$$

Предложенный конвективно-конденсационный способ сушки реализуется следующим образом. Определяется толщина слоя материала, подлежащего сушке. По справочным данным и путем измерения находятся его физические характеристики, предельно допустимая температура, исходные влажность и температура. Задается расход, давление, влагосодержание и температура сушильного агента на входе с первую зону сушильной камеры. На базе представленной математической модели путем численного моделирования находятся графики изменения температуры и влагосодержания сушильного агента исходя из того, чтобы продолжительность процесса была минимальной и температура на поверхности высушиваемого слоя не превышала предельно допустимого значения T*. Эти графики вместе с указанными выше исходными параметрами определяют режим сушки термолабильного материала в ленточной сушилке.





а) Влагосодержание теплоносителя d и слоя столовой свеклы W

б) Температура слоя $T\big|_{\nu=0}$ *и сушильного агента Тс*

Рис. 1 – Графики изменения влагосодержания (а) и температуры (б) теплоносителя и слоя столовой свеклы толщиной Н = 12,5 мм при обезвоживании в двухзонной прямоточной ленточной сушилке

В качестве примера был проведен расчет динамики и кинетики сушки слоя столовой свеклы, симметрично обдуваемый сушильным агентом в прямоточной ленточной сушилке при следующих исходных параметрах [3]: Uж0=886,5 кг/м3; Т*= 60 0С; Тс0= 140 0С; wc0= 5,5 м/с; Рс0 =103 кПа; Рпс0 =1,5 кПа; wL=0,005 м/с; П=0,924; λт=0.13 Вт/(м·К); ст= 1465 Дж/(кг·К); ρт =1050 кг/м3; βх=0,037; γDж =0,75·10-9 м2/с; γDж =0,3·10-5 м^2/с; А=АD=0,4206·108 Дж/кмоль. Данные по равновесному влагосодержанию свеклы [9] достаточно хорошо описываются уравнением Wp = 0,5Wmax[φ/(1-φ)]2/3. Для расчета коэффициента теплоотдачи использовалось уравнение [10]: $\mathrm{Nu} = 0{,}0296\,\mathrm{Re}^{0,8}\,\mathrm{Pr}^{0,43}\,(\mathrm{Pr}/\mathrm{Pr}_{ст})^{0,25}$.

На рис.1 приведены рассчитанные на базе системы (1) – (3) графики изменения среднего влагосодержания сушильного агента dc и столовой свеклы W (а), температуры сушильного агента Тс и поверхности слоя $T\big|_{\nu=0}$ (б), высушиваемого конвективно-конденсационным способом для случаев окончания первого этапа сушки по достижении давления пара Рпс в сушильном агенте значений 15 кПа (кривые 1), 16 кПа (кривые 2), 17 кПа (кривые 3), его осушки до Рпс = 1 кПа и дополнительного подогрева до Тс = 105 0С на втором этапе. Осушка теплоносителя на втором этапе приводит к интенсивному испарению влаги с поверхностных слоев материала, что сопровождается достаточно резким снижением температуры на его поверхности. Поскольку основным параметром, интенсифицирующим процесс сушки, является температура материала, целесообразно дополнительно нагревать осушенный теплоноситель на входе во вторую зону сушильной камеры. Увеличение продолжительности первого этапа сушки (кривые 2, 3) позволяет досушить материал до более низкого равновесного влагосодержания Wp на втором этапе, однако в случае 3 имеет место повышение температуры поверхности слоя выше Т*, что ухудшает качество готового продукта. Следовательно, наиболее рациональным является режим сушки, определяемый условиями 2. Необходимо отметить, что высушить высоковлажный термолабильный материал в прямоточной ленточной сушилке до низкого равновесного влагосодержания без дополнительной осушки и подогрева сушильного агента не представляется возможным. На рис. 2 показаны графики изменения средних влагосодержания теплоносителя и слоя столовой свеклы толщиной Н = 12,5 мм при его обезвоживании в прямоточной ленточной сушилке конвективным и конвективно-конденсационным способом по режиму 2, при котором давление пара Рпс в сушильном агенте достигает значения 16 кПа на первом этапе, а затем досушивается до Рпс = 1 кПа и дополнительного подогревается до Тс = 105 ºС на втором этапе.

НТБ ОНАХТ

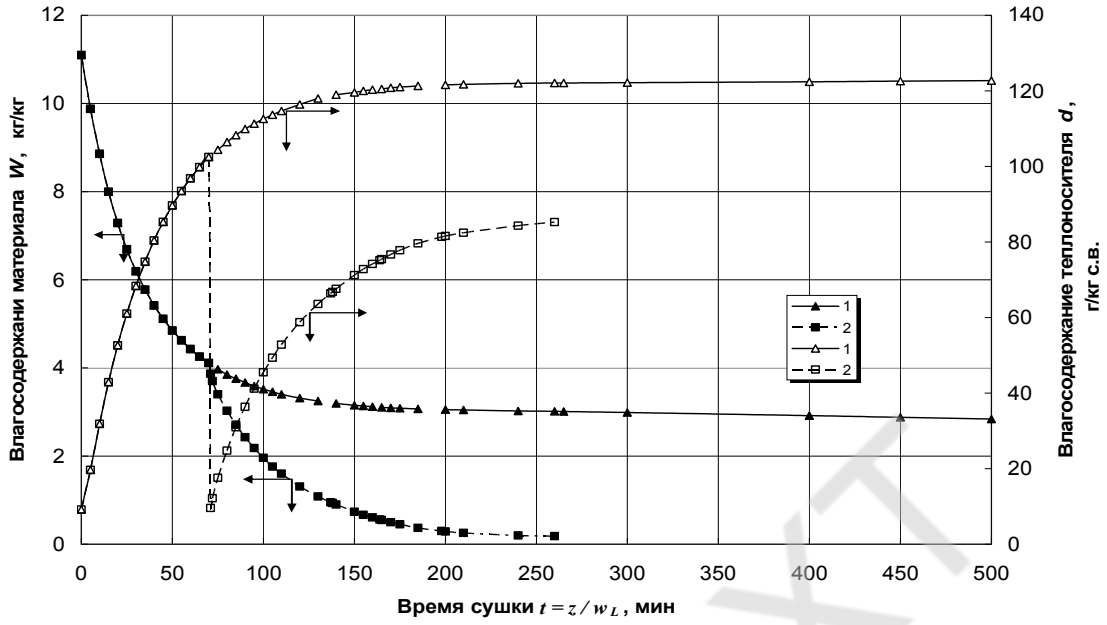


Рис. 2 – Графики изменения влагосодержания теплоносителя и слоя столовой свеклы толщиной H = 12,5 мм при обезвоживании в прямоточной ленточной сушилке конвективным (1) и конвективно-конденсационным (2) способом

То, что в каждый момент времени значения Tc, dc, Pпс и φс соотносятся на I-d диаграмме влажного воздуха, свидетельствует об адекватности математической модели и эффективности численного метода.

Литература

1. Рудобашта С.П. Массоперенос в системах с твердой фазой. –М.: Химия. –1980. –248 с.
2. Никитенко Н.И., Снежкин Ю.Ф., Сороковая Н.Н. Математическое моделирование динамики обезвоживания в конвективных сушильных установках непрерывного действия // Наукові праці ОНАХТ (Одеської національної академії харчових технологій).– 2013. –Вип. 43. –Т.1. – С. 26 –32.
3. Никитенко Н.И., Снежкин Ю.Ф., Сороковая Н.Н. Математическое моделирование тепломассопереноса, фазовых превращений и усадки с целью оптимизации процесса сушки термолабильных материалов // ИФЖ. 2005. – Т. 78, – № 1. – С. 74 – 87.
4. Никитенко Н.И. Проблемы радиационной теории тепло- и массопереноса в твердых и жидких средах // ИФЖ. 2000, – Т. 73, – № 4. – С. 851 – 860.
5. Никитенко Н.И. Теория тепломассопереноса. –Киев: Наук. Думка. –1983. –352 с.
6. Никитенко Н.И. Исследование динамики испарения конденсированных тел на основе закона интенсивности спектрального излучения частиц// ИФЖ. 2002. – Т.75, – № 3, – С. 128 – 134.
7. Никитенко Н.И., Снежкин Ю.Ф., Сороковая Н.Н. Развитие теории и методов расчета динамики сорбции и десорбции. // ИФЖ. 2010. – Т. 83 , – № 3, – С. 779 – 789.
8. Шлипченко З. С. Насосы, компрессоры и вентиляторы. –Киев: Техника. –1976. –368 с.
9. Гинзбург А.С., Громов М.А. Теплофизические характеристики картофеля, овощей и плодов. –М.: Агропромиздат. –1987. –273 с.
10. Исаченко В.П., Осипова В.А., Сукомел А.С. Теплопередача. – М.: Энергоиздат. – 1981.–416 с.

УДК 621.979;621.768.406

РОЗРОБКА МАТЕМАТИЧНОЇ МОДЕЛІ ПРОЦЕСУ ВІБРОВІДЦЕНТРОВОГО СУШІННЯ КЕРАТИНОМІСТКОЇ СИРОВИНИ

Паламарчук І.П., д-р техн. наук, професор, Зозуляк О.В., аспірант, Липовий І.Г., ст. викладач
Вінницький національний аграрний університет, м Вінниця

У статті приведено теоретичне обгрунтування основних робочих параметрів вібраційного фільтраційно – осмотичного зневоложувача, представлена розрахункова схема і закони руху цієї системи у вигляді рівнянь Лагранжа. В якості критеріїв оцінки досліджуваної коливальної системи були прийняті такі її кінематичні характеристики як траєкторії руху виконавчих органів машини за основними степенями вільності, амплітуда коливань, віброшвидкість, віброприскорення та інтенсивність вібрації. На основі теоретичних досліджень динамічної моделі процесу вібраційно - фільтраційного зневоложення отримані графічні залежності для їх основних характеристик, що дало можливість обгрунтувати робочі режими експлуатації вібраційно - фільтраційної машини.

The article describes the main theoreticol porometers of vibrational filtration-centrifugal humidity remover, a calculation chart and laws of motion of this system are presented as equalizations of Lagrange. Such kinetic characteristics of the investigated vibration system as motion trajectories of machine actuators, amplitude of vibrations, vibration speed, vibration acceleration and intensity of vibration were accepted as criteria of estimation. The graphic dependences for the main processes have been obtained on the basis of the vibration filtration-centrifugal humidity removing process; it enables us to substantiate the operating conditions of filtration-centrifugal machine.

Ключові слова: процес, вібраційне фільтраційно-осмотичне зневоложення, центр мас, виконавчі органи машини.

Вступ. Використання "вібраційного поля" відкриває унікальні можливості для розвитку процесів переробки сільськогосподарської продукції, зокрема при поділі неоднорідних систем методом механічного зневоложення.

Вібраційний силовий імпульс характеризується можливістю передачі технологічної системи найбільш значною за величиною енергії при відносно невеликих ходах робочих органів. Крім того, величина переданої енергії підвищується відповідно при генеруванні лінійних, кутових, плоских і просторових коливань; створюються умови для зменшення технологічного опору оброблюваного матеріалу і відповідно витрат енергії на процес. Таким чином, вдосконалення вібраційного приводу машини безпосередньо впливає на поліпшення техніко – економічних параметрів роботи технологічної машини [1].

Процес зневоложення застосовується в різних областях промисловості і займає вагоме місце в більшості сучасних технологічних процесах первинної переробки продукції рослинництва і тваринництва. Істотною проблемою при цьому є обробка високо - вологої сировини, зокрема жому, пера птиці, насіння баштанних та інших технологічних середовищ переробних і харчових виробництв [2,7].

На птахофабриках країни отримують до 20 – 25 % відходів від загальної кількості виробленого пташиного м'яса, що складає десятки тисяч тонн в рік.

На інкубаторних станціях в рік відходи інкубації складають 20 - 100 т, а відходи, одержувані при забої птиці на птахокомбінатах по 3 - 4 т щодня. За умови забезпечення птахофабрик технологічним обладнанням від переробки всіх відходів птахофабрик можна отримати понад 300 тис. т м'ясо-кісткового борошна і близько 30 тис. т технічного жиру [4].

Птах дає продукцію в необхідній кількості незалежно від сезону року, однак подальший розвиток виробництва стримується обмеженою кількістю кормів. Нестача окремих компонентів, таких як сирий протеїн, збалансований амінокислотний склад для виробництва комбікормів є основним чинником, що гальмує збільшення поголів'я птиці, що знижує її продуктивність і збільшує витрати кормів на виробництво продукції [6].

Пошук нових сировинних ресурсів для виробництва кормів, розробка технології їх виготовлення - актуальні питання для сучасної птахопереробної промисловості.

Одним з джерел тваринного протеїну є вторинна сировина, що отримується при переробці птиці, зокрема, перо-пухова сировина. Основними продуктами переробкип обічних продуктів, отриманих при обробці птиці, є корми [5].

Технологія переробки сировини визначається видом пера і його подальшим використанням. При надходженні сировини на виробництво кормів одним із основних завдань є запобігти його мікробіальну порчу, причому після подачі продукції до переробки повинно пройти не більше 12 годин. Для тривалого зберігання і транспортування перо на птахопереробних підприємствах піддають попередньому обробленню для запобігання несприятливих змін якості пір'я при зберіганні, після чого направляють на кінцеве оброблення на перо-пухових фабриках і кормових заводах [3].

Використання вібраційного обладнання дає можливість значно інтенсифікувати тепломасообмінні процеси при забезпеченні необхідних вимог до зневоложеної продукції та значно підвищити можливий термін зберігання її, що обумовлює актуальність даних досліджень. Складність та різноманітність фізико-механічних процесів, що реалізовуються при цьому, зумовили вибір методу Лагранжа для оцінки

досліджуваної коливальної системи.

Метою даного дослідження є визначення основних кінематичних характеристик виконавчих органів вібраційного фільтраційно-осмотичного зневоложення, використовуючи математичне моделювання даного процесу.

При цьому були поставлені наступні завдання:

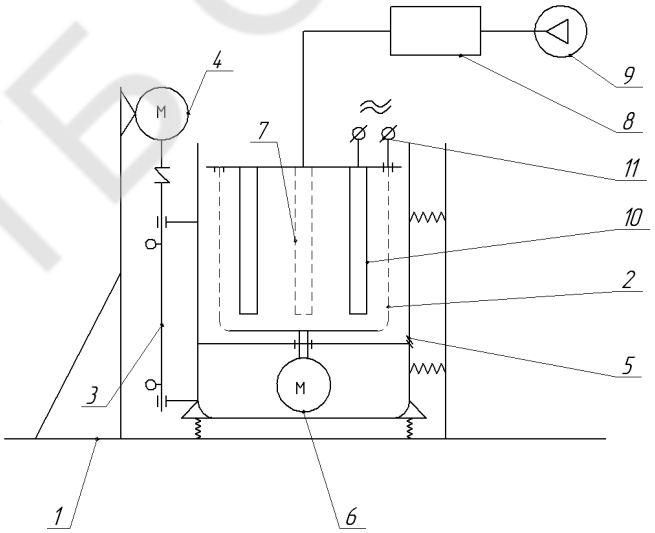
- розробка розрахункової схеми вібраційного фільтраційно-осмотичного зневоложувача ;
- перерозподіл мас в системі і визначення їх основних незалежних рухів;
- складання основних рівнянь руху виконавчих органів машини;
- визначення траєкторій руху робочих органів машини.

Основна частина. У лабораторії Вінницького національного аграрного університету був розроблений і виготовлений комплекс обладнання, основою якого став дослідно - промисловий зразок вібраційного фільтраційно -осмотичного зневоложувача. Принципова схема даної машини представлена на малюнку 1.

Вібраційний фільтраційно - осмотичний експериментальний зневоложувач складається з центрифуги 5 (рис.1), яка за допомогою пружних елементів кріпиться до рами 1. Вібраційні коливання центрифузі передаються через опорні вузли за допомогою дебалансного вібропривода 3, який приводиться в рух за допомогою електродвигуна 4. Ротор центрифуги 2 обертається за допомогою двигуна 6. По периферії ротора розміщені електроди електроосмотичного пристроя 10. Теплоносій, який нагнітається компресором 9 і нагрівається в теплогенераторі 8.

Експериментальна установка працює таким чином.

У горловину подається високоволога сировина. Для видалення вільної вологи починається перший етап обробки – відцентрове центрифугування . При цьому за рахунок двигуна 6 здійснюється обертання контейнера 2, що забезпечує притискання сировини до перфорованих стінок контейнера 2 і видалення вологи через лоток 12, після чого ротор центрифуги 2 зупиняється. Під дією відцентрових сил сировина на бічній поверхні ротора 2 утворює щільний шар, для руйнування якого використовуються низькочастотні коливання контейнера при обертанні дебалансного вала 3. Після руйнування даного шару в ротор 2 для досушування сировини подається теплоносій, який нагнітається компресором 9 з теплогенератора 8 через перфорований патрубок 7. Розпушений шар сировини підсушується теплим повітрям. При необхідності збільшення відсотку видаленої вологи одночасно до корпусу перфорованого ротора 2 і до секції електродів 10 підводиться електричний струм, за рахунок проходження якого крізь шар сировини виникає ефект електроосмосу, що дозволяє інтенсифікувати дифузію вологи через мембрану. Вологе повітря видаляється через лоток 12, зневоложена сировина - через горловину .



1 - рама; 2 - перфорований ротор центрифуги; 3 - вібропривід; 4 – електродвигун вібропривода; 5 - корпус центрифуги; 6 - електродвигун центрифуги; 7 - патрубок; 8 - теплогенератор; 9 - компресор; 10 - електроди; 11 – перетворювач напруги.

Рис. 1 - Принципова схема досліджуваного вібраційного фільтраційно –осмотичного зневоложувача

У даній системі можна виділити три основні маси :

$$m_1 = m_{B_1} + m_{заг}\xi_{\text{m}} + m_k$$

$$m_2 = m_{B_2} + m_{деб}$$

$$m_3 = m_{3_k}$$

$$m_{заг} = \text{m}_1 + m_2 + m_3$$

де $m_{заг}$ – маса загрузки; $m_{деб}$ – маса дебалансів; m_k – маса контейнера; m_{B_1}, m_{B_2} – маса приводнихвалів; ξ_m – коефіцієнт приєднаної маси.

Система має 6 степеней вільності (рис.2), а саме:

- χ_1 – горизонтальне зміщення центра мас ;
- γ_1 – вертикальне зміщення центра мас ;
- φ_1 – кутове обертання центра мас ;
- φ_2 – кутове обертання центра мас ;
- ψ_1 – кутове зміщення центра мас ;
- ψ_2 – кутове зміщення центра мас (m_2+m_3).

Використовуючи вираз для кінетичної енергії рухомих мас і узагальнених сил, що діють в системі, складаємо рівняння Лагранжа II роду для кожного зі ступенів свободи системи.

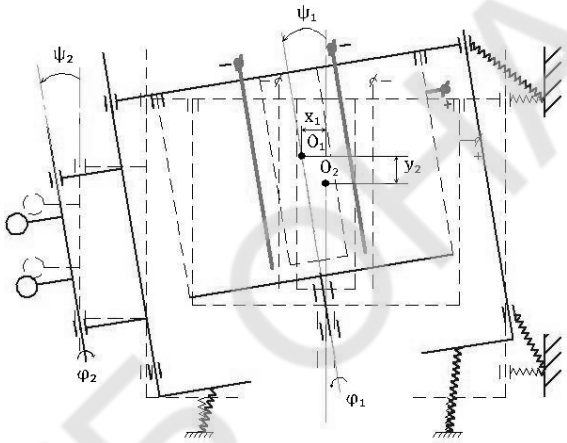


Рис. 2 - Розрахункова схема досліджуваної машини

$$\begin{cases} \ddot{x}_1 + \alpha_x \dot{x}_1 + \frac{c_x}{m} x_1 = \frac{F}{m}\cos \\ \ddot{\gamma}_1 + \alpha_\gamma \dot{\gamma}_1 + \frac{c_\gamma}{m} \gamma_1 = \frac{F}{m}\sin \\ \ddot{z}_1 + \alpha_z \dot{z}_1 + \frac{c_z}{m} z_1 = g \\ \ddot{\psi}_1 + \alpha_\psi \psi_1 + \frac{c_\psi}{I^1} = \frac{e}{I^1}\sqrt{x_1^2} \end{cases} \quad (1)$$

де x_1, γ_1 – зміщення центра мас і системи в горизонтальній площині; z_1 – вертикальне зміщення центра мас системи; Ψ – кутове зміщення системи відносно горизонтальної осі; C_x, C_γ, C_z, C_Ψ – жорсткості пружних елементів; m – повна маса машини; $F = m_g \cdot e \cdot \omega_2^2$ – сила, що викликає коливання системи; ω_2 – кутова швидкість обертання вала 1; e –ексцентриситет; m_g – маса дебаланса; I^1 – момент інерції корпуса і контейнера відносно осі 5. α_x, α_γ, α_z, α_ψ – коефіцієнти дисипації енергії системи.

Після деяких математичних перетворень знаходимо рівняння руху робочих органів системи.

$$\begin{cases} x_1 = \dfrac{m_g \cdot e \cdot \omega_2^2 (\frac{C_x}{m} - \omega_2)}{m \cdot \left[(\frac{C_x}{m} - \omega_2^2)^2 + \alpha_x^2 \cdot \omega_2^2\right]} \sin \omega_2 t + \dfrac{m_g \cdot e \cdot \omega_2^2 \alpha_x}{m \cdot \left[(\frac{C_x}{m} - \omega_2^2)^2 + \alpha_x^2 \cdot \omega_2^2\right]} \sin \omega_2 t \\ y_1 = \dfrac{m_g \cdot e \cdot \alpha_y \omega_2^2}{m \cdot \left[(\frac{C_y}{m} - \omega_2^2)^2 + \alpha_y^2 \cdot \omega_2^2\right]} \cos \omega_2 t + \dfrac{m_g \cdot e \cdot \omega_2^2 (\frac{C_y}{m} - \omega_2^2)}{m \cdot \left[(\frac{C_y}{m} - \omega_2^2)^2 + \alpha_y^2 \cdot \omega_2^2\right]} \sin \omega_2 t \end{cases}$$

Використовуючи математичне середовеще MathCAD для вихідних даних

$$C_x = C_y = 2700 \frac{\text{Н}}{\text{м}}; e = 0{,}03 \text{ м}, m_g = 0{,}712 \text{ кг}; m \approx 33{,}5 \text{ кг};$$

знаходимо графічні залежності для основних кінематичних характеристик даної коливальної системи, а саме, траєкторії руху виконавчих органів машини, амплітуду коливань, віброшвидкість віброприскорення та інтенсивність вібрації.

Висновок

У результаті аналізу динаміки руху виконавчих органів вібраційного фільтраційно - осмотичного зневоложувача була складена математична модель досліджуваного процесу та визначено рівняння Лагранжа для всіх ступенів свободи коливальної системи.

На підставі рішення даних рівнянь було здійснено їх математична обробка в середовищі MathCAD, що дало можливість визначити залежності для таких кінематичних характеристик системи, як траєкторії руху виконавчих органів машини, амплітуду коливань, віброшвидкість, віброприскорення та інтенсивність вібрації.

Отримані залежності дозволяють визначити силові і енергетичні параметри досліджуваної системи і оцінити її техніко - економічну ефективність реалізації робочих режимів обробки, зокрема рекомендовані в межах А= 2…3,5 мм, ω=70…100 рад /с.

НТБ ОНАХТ

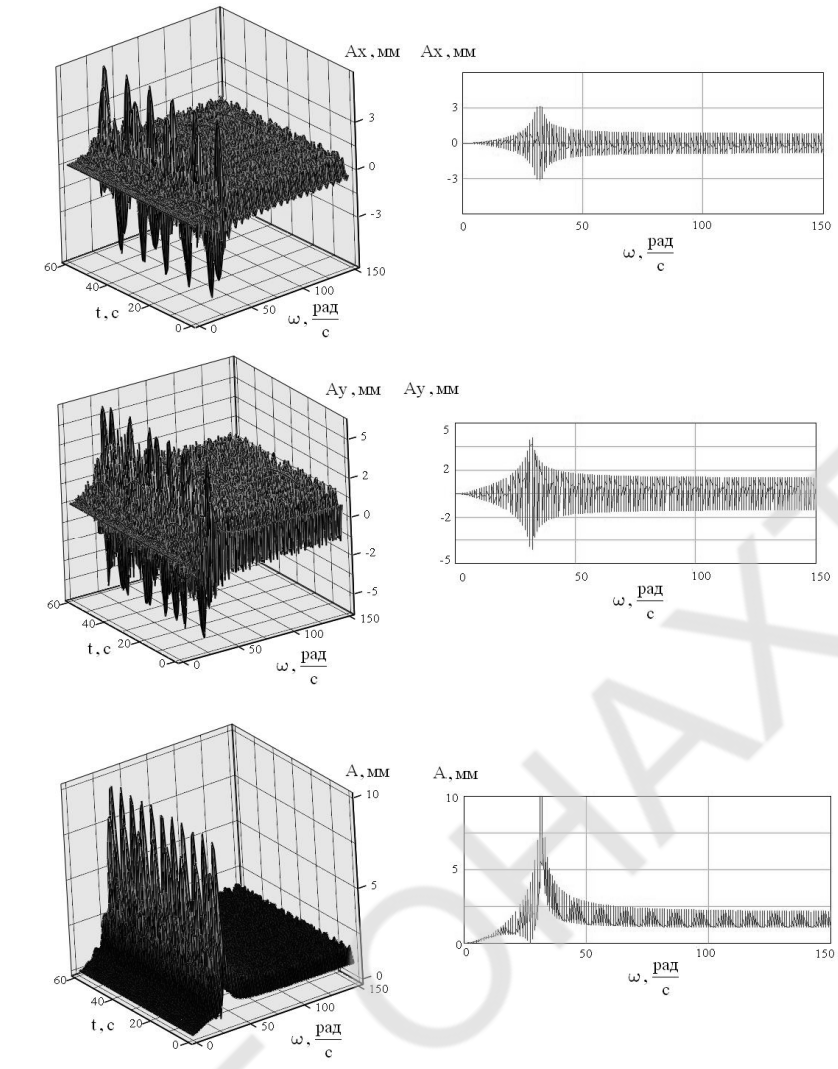


Рис. 3 - Амплітудно-частотна характеристика досліджуваного обладнання

Література

1. Берник П.С. Динамика вибрационно-планетарной машины для обработки деталей в свободно гранулированной среде/ П.С. Берник, И.П. Паламарчук, И.Г. Липовый. XXXVI Sympozjon «Modelovanie wmechanict» Gliwice 1997.
2. КуцаковаВ.Е. Интенсификация тепломасообмена при сушке пищевых продуктов/ В.Е. Куцакова, А.Н. Богатырев. - Киев: Агпромиздат, 1987. -152 с.
3. Митрофанов Н.С. Переработка птицы / Н.С. Митрофанов, Ю.А. Плясов, Е.Г. Шумков. – М.: Агропромиздат, 1990. – 303 с.
4. Переработка перо – пухового сырья и создание малоотходных технологий в птицеводстве [Электронний ресурс] //– Режим доступу: http://www.collagen.su/
5. Проиводство кормов из отходов птицефермы[Электронний ресурс] // – Режим доступу: http://www .plantato.ru/
6. Производство кормовой муки животного происхождения из малоценного перо-пухового сырья и отходов[Электронний ресурс] // – Режим доступу: http://www.pomol.club.com.ua/
7. Урьев М.Б. Физические основы интенсификации технологических процессов в дисперсных системах/ М.Б. Урьев. – Москва: Знание, 1990. – 113 с.

УДК 621.031:664.292

АНАЛІЗ ПАРАМЕТРІВ ВПЛИВУ НА ФОРМУВАННЯ МОДЕЛІ АКУСТИЧНОЇ ОБРОБКИ РІДИННИХ ХАРЧОВИХ СЕРЕДОВИЩ

Берник І.М., канд. техн. наук, доцент
Вінницький національний аграрний університет, м. Вінниця

Розглянуто параметри, котрі впливають на частоту та амплітуду коливань акустичного поля, зокрема серед найбільш впливових необхідно відмітити пружність та в'язкість харчового середовища. Вирішуючи задачу формування моделі акустичної обробки рідинних харчових середовищ доцільно враховувати їх вплив.

We consider the parameters that affect the frequency and amplitude of the vibrations of the acoustic field, particularly among the most influential should be noted elasticity and viscosity of the food environment. Considering the problem of forming a model of the acoustic processing of liquid food media advisable to consider their impact.

Ключові слова: харчове середовище, пружність, в'язкість, амплітуда коливань, частота коливань, ультразвукова обробка, кавітація.

Аналіз літературних джерел [1–5] засвідчує, що існує ряд факторів, які впливають на ефективність ультразвукової(УЗ) обробки рідинних середовищ. Ці фактори умовно можна розділити на дві групи: параметри середовища і параметри акустичної дії.

Параметрами середовища є:

– щільність;
– в'язкість;
– товщина шару рідини;
– поверхневий натяг рідини.

Очевидно, що кожне, харчове рідинне середовище, яке володіє цими властивостями і параметрами потребує відповідних параметрів акустичної дії, до яких відноситься:

- амплітуда коливань;
– частота коливань;
– комбінація цих параметрів (швидкість, прискорення, інтенсивність);

акустичний тиск.

Як слідує зі згаданих вище джерел зі зростанням амплітуди коливань лінійно зростає інтенсивність акустичного диспергування. Однак при перевищені амплітудою УЗ коливань деякого граничного значення, відбувається розбризкування рідини, і подальше збільшення амплітуди УЗ коливань є недоцільним. Отже, існує об'єктивна необхідність у визначенні цього граничного значення для досягнення максимальної ефективності диспергування.

Цілком очевидно, що параметри середовища і параметри акустичного поля певним чином мають бути узгоджені. Так в'язкість, впливає на амплітуду і частоту, утворення поверхневого натягу визначається кількістю енергії.

Для кожної рідини існує свій відмінний від інших діапазон товщини шару рідини, при яких відбувається диспергування. Усередині цього діапазону існує цілком певна товщина шару рідини, при якій інтенсивність процесу диспергування, за інших умов, буде максимальна. Цей параметр є найбільш важливим з погляду досягнення максимальної до ефективності процесу диспергування. При цьому здійснювати його варіювання практично найбільш просто із всіх перерахованих вище параметрів.

Варто зазначити, що ультразвукова енергія перетерплює кілька стадій перетворення коливання випромінюючої поверхні ультразвукового апарату, здійснюючи звуковий тиск шару рідини:

– звуковий тиск обумовлює утвір кавітаційних порожнин (бульбашок) у рідині, і здійснюється запас енергії в кавітаційних бульбашках, викликаючи його розширення.

– при закриванні кавітаційної бульбашки, запасена в бульбашці енергія перетвориться в енергію ударної хвилі;

– енергія ударної хвилі витрачається на утвір на поверхні рідини капілярної хвилі;

– енергія капілярній хвилі витрачається на збільшення вільної поверхні рідини, тобто на утворення крапель рідини, що викликає її оброблення.

Таке множинне перетворення енергії ультразвукових коливань викликає значні труднощі при встановленні оптимальних режимів обробки, тому для розробки теоретичної основи застосування

кавітаційного способу порушення капілярних хвиль необхідно розробити модель, послідовно враховуючу перераховані перетворення енергії.

Пропонована модель містить у собі розгляд процесу формування дрібнодисперсного аерозолю на коливній поверхні ультразвукового перетворювача, покритої шаром диспергованої рідини кінцевої товщини h, у якій формуються кавітаційні бульбашки, що виникають у цьому шарі рідини й капілярних хвиль (рис. 1).

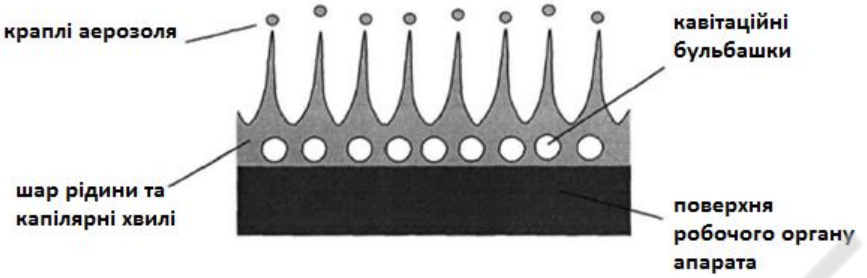


Рис. 1 - Схематичне зображення механізму утворень капель рідини

На основі наведених вище стадій перетворення ультразвуковий енергії можна виділити наступні основні етапи розгляду процесу:

– встановлення залежності амплітуди звукового тиску від товщини шару оброблювального середовища рідини з урахуванням в'язкості рідини, при незмінній амплітуді УЗ коливань;

– встановлення залежності радіуса кавітаційної бульбашки від амплітуди звукового тиску, а отже, і від товщини шару рідини, визначення максимального значення радіуса бульбашки;

– визначення амплітуди тиску, що виникає при захлопуванні кавітаційної бульбашки максимально можливого радіуса;

– визначення амплітуди капілярних хвиль, що виникають на поверхні рідини при "влученні" на неї амплітуди ударної хвилі,порівняння отриманої амплітуди із граничної, при якій починається інтенсивна обробка середовища.

Таким чином, кінцевою метою аналізу процесів, досліджуваних на підставі розгляду моделі, є встановлення функціональних залежностей між наступними величинами:

$$\left.\begin{aligned} P &= f(A,\omega,h,\rho \\ R_{кав} &= f(P,\eta,\sigma) \\ P_m &= f(R_{кав},h) \\ A &= f(P_m,\eta,\sigma) \end{aligned}\right\} \quad (1)$$

де P – тиск; A – амплітуда коливань; ω – частота коливань; h – висота шару;

η – коефіцієнт в'язкості; $R_{кав}$ – радіус кавітаційної бульбашки; σ – напруження.

Розглянемо загальну методологію визначення параметрів, виходячи із умови рівняння пульсації кавітаційної бульбашки в полі змінного тиску, створюваного джерелом ультразвукових коливань. Це рівняння може бути отримане з умови, що в будь-який довільний момент часу сума всіх діючих тисків на будь-який елементарний обсяг рідини, утримуючий кавітаційну бульбашку, дорівнює нулю, тобто бульбашка перебуває в стані динамічної рівноваги в кожний розглянутий момент часу. Таким чином, рівняння пульсацій кавітаційної бульбашки можна записати в наступному вигляді:

$$P_р+P_Д – P_{пг}+P_{зовн} = 0 , \quad (2)$$

Де $P_р$, Рд, Рпг, $P_{зовн.}$ – рівнодіючий, динамічний, парогазовий та зовнішній тиски, відповідно.

Існуючі залежності для вказаних тисків визначаються наступним чином

Рівнодіючий тиск [6]:

$$P_P = \rho \frac{d^2R}{dt^2} \quad (3)$$

Динамічний тиск [7]:

$$P_Д = \frac{3}{2}\rho\left(\frac{dR}{dt}\right)^2 \quad (4)$$

Тиск парогазової суміші в бульбашці [7]:

$$Рпг = P_Г + P_П - P_{ПН} \quad (5)$$

Тиск, що створюється силами поверхневого натягу [8]:

$$P_{ПН} = 2\sigma/R \quad (6)$$

Тиск газу при зміні розміру бульбашки під дією зовнішніх сил [6]:

$$P_Г = \left(P_0 - P_П + \frac{2\sigma}{R_0}\right)\left(\frac{R_0}{R}\right)^{3\gamma}. \quad (7)$$

Зовнішній тиск,що створюється джерелом коливань:

$$P_{зовн.}(t) = -P\sin\omega t + P_0 \quad (8)$$

Знак "мінус" у виразі означає, що в момент часу t=0 починається півперіод розрідження.

Підстановкою цих залежності у рівняння рівноваги (2) можна отримати рівняння динаміки кавітаційної бульбашки. Проблема рівняння полягає у визначенні закону зміни в'язких властивостей та розгляду загальної акустичної системи «апарат-середовище».

Суворої теорії визначення в'язкості рідин до теперішнього моменту не створено, тому на практиці широко застосовують ряд емпіричних і напівемпіричних формул, які певною мірою відображають залежність в'язкості окремих класів рідин і розчинів від температури і хімічного складу [6, 8, 9].

Однією із перших є теорія в'язкості А. І. Бачинського, який запропонував формулу для в'язкості простих (неасоційованих) рідин у вигляді [8]:

$$\eta = \frac{C}{V_{уд} - b_B}, \quad (9)$$

де C і b_B – постійні величини, а - питомий об'єм. Формулу Бачинського іноді записують у вигляді:

$$v = \frac{C}{1 - b_B\rho}, \quad (10)$$

де ρ – щільність рідини.

В основі формули А.І. Бачинського лежить уявлення про те, що в'язкість рідини визначається взаємодією молекул. Із збільшенням міжмолекулярної відстані, отже, із зменшенням сил міжмолекулярної взаємодії зменшується в'язкість. Формула (9) повинна розглядатися як наближена, оскільки підвищення температури рідини збільшує середню кінетичну енергію молекул і тому повинно підвищувати їх рухливість.

В роботі [10] зазначається, що коефіцієнт внутрішнього тертя рідини визначається формулою:

$$\eta = \frac{1}{3}N_v m\bar{v}\bar{\lambda}, \quad (11)$$

де N_v– число молекул в одиниці об'єму; m – маса молекули.

Використовуючи рівняння Ван-дер-Ваальса отримано наступний вираз для в'язкості рідин:

$$\eta = a\left(p + \frac{a}{V_{уд}^2}\right)\frac{V_{уд}^2}{V_{уд} - b}. \quad (12)$$

Якщо використовувати цю формулу в звичайних умови при атмосферному тиску,то внеском можна знехтувати, так як значення $a/V_{уо}^2$ в кілька тисяч разів більше атмосферного, тоді отримаємо таку формулу:

$$\eta = \frac{aa}{V_{уд} - b}. \quad (13)$$

В'язкість рідини визначають також відомою формулою [9]:

$$\eta = A\exp\frac{B}{RT} = A\exp\frac{B^*}{kT}, \quad (14)$$

де A і B – деякі константи, T – термодинамічна температура, R – універсальна газова стала, – постійна Больцмана, B = B*/Na, Na – число Авогадро.

Ця формула, як і розвиток теорії в'язкості рідин, пов'язані із роботами Арреніуса (Arrhenius), який вперше і запропонував для опису температурної залежності в'язкості рідин подібне емпіричне

НТБОНАХТ

вираження. Хоча, слід зауважити, що Арреніус навів більш загальну формулу [6]:

$$\eta = AK^{\frac{B}{RT}} \tag{15}$$

де К – деяка константа.

В роботі [9] на основі молекулярно-кінетичних уявлень пропонує об'єднати такі, здавалося б, на перший погляд взаємовиключні властивості тіл, як текучість і твердість.

Істотний інтерес представляють формули Ейнштейна–Гатчека [11]:

$$\eta = \eta_{д.с.}(1 + 4{,}5\nu_{д.ф.}); \tag{16}$$

$$\eta = \eta_{д.с.} \frac{\left(\frac{1}{\nu_{д.ф.}}\right)^{\frac{1}{3}}}{\left[\left(\frac{1}{\nu_{д.ф.}}\right) - 1\right]^{\frac{1}{3}}} = \frac{\eta_{д.с.}}{\left(1 - \nu_{д.ф.}\right)^{\frac{1}{3}}} \tag{17}$$

де $\eta_{д.с.}$ – в'язкість дисперсійного середовища, Па·с;

Vф/V= $\nu_{д.ф.}$– об'ємна концентрація дисперсної фази в системі, м3/м3;

Vф – обсяг дисперсної фази, включаючи обсяг сольватних оболонок, м3; V – об'єм системи, м3.

Існує низка емпіричних виразів для залежностей в'язкості від температури. Напевно, одне з перших виразів було отримано Пуазейлем для температурної залежності в'язкості води [9]:

$$\eta = \frac{\eta_0}{1 + at + bt^2}, \tag{18}$$

де η_0 – в'язкість води при 0°С, t – температура в градусах Цельсія, a і b – деякі константи.

Розвитком цього виразу є наступна широко застосовувана інтерполяційна формула

$$\eta = \frac{C}{1 + at + bt^2}, \tag{19}$$

де t – температура в градусах Цельсія, С, a і b – деякі коефіцієнти, значення яких можна знайти в безлічі довідників для багатьох рідин.

Певний інтерес представляє емпірична формула запропонована Слоттом (Slotte) [8]:

$$\eta = \frac{C}{(a + t)^n}, \tag{20}$$

де t – температура в градусах Цельсія, С, a і b – деякі постійні, які визначаються для кожної рідини.

Таким чином важливим аспектом визначення структурно-механічних характеристик харчових середовищ є вплив температури, вологості і ін. Вплив цих факторів досить істотний, особливо врахування двох фундаментальних властивостей – щільності і в'язкості, які мають бути враховані при формуванні моделі акустичної обробки рідинних харчових середовищ.

Висновки

Виявлено, що параметри харчового середовища володіють властивостями, серед яких важливими є пружність та в'язкість, оскільки саме ці параметри впливають на амплітуду та частоту акустичного поля. Проте на сьогоднішній загальноприйнятого підходу щодо визначення цих властивостей не існує.

Визначені стадії перетворення коливання випромінювача енергії та сформульовані умови рівноваги системи «апарат – харчове середовище», а також потребує уточнення залежність для тиску в контактній зоні з наступним встановленням реального взаємовпливу досліджуваних підсистем.

Література

1. Луговской А.Ф. Ультразвуковая кавитация в современных технологиях / А.Ф. Луговской, Н.В. Чухраев. – К.: Київський університет, 2007. – 245 с.
2. Вітенько Т.М. Гідродинамічна кавітація у масообмінних, хімічних і біологічних процесах. Монографія / Т.М. Вітенько – Тернопіль: Видавництво ТДТУ ім. І Пулюя, 2009. – 224 с.
3. Хмелев В.Н. Применение ультразвука высокой интенсивности в промышленности: Курс лекций / В.Н. Хмелев, А.Н. Сливин, Р.В. Барсуков и др. – Бийск: Изд-во Алт. гос. ун-та, 2010. – 203с.

4. Промтов М.А. Пульсационные аппараты роторного типа: теория и практика / М.А. Промтов. – М.: Машиностроение, 2001. – 260 с.
5. Литвиненко О.А. Кавітаційні пристрої в харчовій, переробній та фармацевтичній промисловості / О.А. Литвиненко., О.І. Некоз. – К.: РВЦ УДХТ, 1999. – 87 с.
6. Сыротюк М.Г. Кавитационная прочность воды / М.Г. Сыротюк. Труды акустического институту. – 1969. – Вып. 6. – С. 5 – 15.
7. Ультразвуковая технология / под ред. Б.А. Аграната, М.: Металлургия, 1974. – 505 с.
8. Адамсон А. Физическая химия поверхностей / А. Адамсон. – М.: Мир, 1979. – 568 с.
9. Френкель Я.И. Кинетическая теория жидкостей / Я.И. Френкель. – Л.: Наука, 1975. – 592 с.
10. Кикучи Е. Ультразвуковые преобразователи / Е. Кикучи, пер с англ. И.П. Галяминой. – М.: Мир, 1972. – 424 с.
11. Гатчек Э.Э. Вязкость жидкостей / Э.Э. Гатчек. – М-Л.: ОНТ, 1935. – 312 с.

УДК 532.5.013.4 +534.222.2+536.46

НЕУСТОЙЧИВОСТЬ ТЕЧЕНИЯ ЖИДКОСТИ И ОЦЕНКА МАСШТАБА ТУРБУЛЕНТНОСТИ

Волков В.Э., доктор техн. наук, доцент
Одесская национальная академия пищевых технологий, м.Одесса

Разработан оригинальный метод оценки масштаба турбулентности на основе решения задачи об устойчивости ламинарного потока. Действенность метода демонстрирует его применение к исследованию неустойчивости и структуры волн горения и детонации.

Original method for estimating of the turbulence scale is worked up on the base of solution for the problem of the laminar flow stability. Efficiency of this method is demonstrated by its application to investigations of instability and structure of the flame waves and detonations.

Ключевые слова: турбулентность, масштаб турбулентности, гидродинамическая неустойчивость, горение, детонация.

В современной науке под турбулентностью (от латинского turbulentus – бурный, беспорядочный) принято понимать явление самопроизвольного случайного образования в потоке жидкости или газа многочисленных нелинейных фрактальных волн и обычных, линейных волн с различными длинами и амплитудами. Турбулентность была открыта экспериментально английским механиком Осборном Рейнольдсом (Reynolds) в 1883 г. при изучении течения воды в круглых цилиндрических трубах [1]. К настоящему времени создано большое количество разнообразных физико-математических (в том числе и полуэмпирических) моделей для расчёта турбулентных течений жидкости и газа, которые отличаются друг от друга как сложностью решения, так и точностью описания течения [2-5]. Практически все эти модели реализованы в современных программах расчёта гидродинамических течений (например, в открытой интегрируемой платформе для численного моделирования задач механики сплошных сред OpenFOAM, последняя версия которой относится к 2013г.). Основная идея всех моделей сводится к предположению о существовании средней скорости потока и среднего отклонения от нее, т.е. к формуле

$$u = \overline{u} + u', \tag{1}$$

где u – скорость (или компонента скорости) потока,

$\overline{u}$ – средняя скорость,

u' – среднее отклонение.

Важной статистической характеристикой турбулентности является масштаб турбулентности Λ [6,7], который дает представление о пространственной структуре турбулентных возмущений. Указанные выше численные методы моделирования турбулентных течений позволяют рассчитать величину Λ (в ряде случаев – достаточно точно), однако такие расчеты требуют значительных затрат машинного времени. В то же время, для многих практических задач гидро- и газодинамики нет необходимости в расчете величин $\overline{u}$ и u' с последующим вычислением Λ, а требуется лишь приблизительная оценка масштаба турбулентности, произведенная без существенных затрат компьютерных ресурсов. Такой подход

представляется наиболее продуктивным для вычислений в режиме реального времени.

Целью настоящей работы является разработка достаточно универсального численно-аналитического метода оценки масштаба турбулентности, позволяющего рассчитывать Λ по упрощенной схеме с минимальным расходом машинного времени (пусть даже в ущерб точности).

Движение сплошной среды (жидкости или газа) описывается уравнениями Эйлера (в случае идеальной среды) или Навье-Стокса (в случае вязкой среды) в совокупности с уравнением неразрывности, выражающим физический закон сохранения массы [1]. Если среда сжимаема, то данная система уравнений дополняется уравнением баланса энергии [1] с учетом уравнения состояния газа. Уравнения дополняются граничными условиями, которые могут быть условиями на жестких стенках (непроницаемость стенки – для идеальной среды, прилипание к стенке – для вязкой среды), на свободных поверхностях, на поверхностях раздела различной природы, на бесконечности и т.п. В подавляющем большинстве случаев задача с начальными условиями (задача Коши) для указанных выше уравнений и граничных условий некорректна в том смысле, что не допускает единственность решения: более того – решений, как правило, бесконечно много, и выделение всех классов этих решений не представляется возможным. Собственно говоря, этот факт и является математическим обоснованием возможности турбулизации ламинарного потока (ламинарному течению соответствует один класс решений уравнений гидродинамики, турбулентному – другой).

Из-за невозможности корректной постановки задачи с начальными условиями для уравнений гидродинамики вопрос о возможности перехода ламинарного движения в турбулентное обычно сводится к решению задачи об устойчивости ламинарного течения – точнее, об устойчивости стационарного решения уравнений, соответствующего ламинарному течению – и к указанию границы потери этой устойчивости [1].

При всей своей сложности математическая теория устойчивости ламинарных течений в обобщенном виде может быть изложена следующим образом: на одномерное (как правило) стационарное решение уравнений гидродинамики, соответствующее ламинарному потоку среды, налагаются малые нестационарные возмущения; рост этих возмущений со временем означает потерю устойчивости и переход к турбулентности [8].

В двумерном случае возмущения задаются в виде

$$\sim \exp(ihy + \omega t), \tag{2}$$

где

$$h = 2\pi / \lambda , \tag{3}$$

причем $\lambda > 0$ – длина волны возмущения, $h > 0$ – волновое число, i – мнимая единица ($i2 = -1$), ω – собственное число (вообще говоря, комплексная величина), y – пространственная координата, обозначающая направление, ортогональное невозмущенному потоку. Такой выбор формы возмущений связан с тем, что любое линеаризованное возмущение можно по координате y представить рядом (или интегралом) Фурье, т.е. получить наложением элементарных волн типа exp(ihy). Непременным граничным условием для возмущений является их ограниченность на бесконечности.

Если в результате решения задачи на собственные значения соблюдено неравенство

$$\mathrm{Re}\ \omega > 0, \tag{4}$$

то имеет место неустойчивость и, как следствие, переход к турбулентности.

Если справедливо неравенство

$$\mathrm{Re}\ \omega < 0, \tag{5}$$

то имеет место устойчивость течения по отношению к возмущениям вида (2), что, вообще говоря, нельзя считать абсолютной гарантией устойчивости.

Случай

$$\mathrm{Re}\ \omega = 0, \tag{6}$$

является нейтральным и требует изменения постановки задачи (как правило – перехода к более сложной модели течения) для выяснения вопроса об устойчивости ламинарного потока и возможности его автотурбулизации.

Таким образом, классическая теория гидродинамической устойчивости позволяет решить вопрос о возможности перехода ламинарного течения в турбулентное. Однако, как показывает ряд проведенных нами исследований в области устойчивости и структуры волн горения и детонации [9-14], развитие теории устойчивости делает возможным оценку масштаба турбулентности Λ.

Характеристическое уравнение для собственного числа ω в самом общем случае имеет вид

$$F(\omega,\lambda) = 0, \tag{7}$$

где F – многопараметрическая функция, как правило – полином или квазиполином от ω.

Если функция F не зависит от длины волны возмущения λ, то соблюдение достаточного условия

неустойчивости (4) означает так называемую абсолютную неустойчивость, т.е. неустойчивость по отношению к возмущениям с любыми длинами волн, как это имеет место при решении задачи об устойчивости плоского фронта пламени в идеальной несжимаемой среде [8,15].

Если функция F явно зависит от длины волны возмущения λ, то может иметь место как абсолютная неустойчивость, так и неустойчивость по отношению к ограниченному спектру длин волн – дискретному или непрерывному. При этом число неустойчивых корней уравнения (7) может быть как конечным (например, если F – полином), так и бесконечным (если F – квазиполином). В любом из этих случаев удается, как правило, отыскать длину волны λm максимально быстро нарастающего со временем возмущения, которую можно принять в качестве оценки масштаба турбулентности. Если задача об устойчивости решается для вязкой среды, то по длине волны λm можно вычислить также и критическое число Рейнольдса Re^*_λ, превышение которого означает развитие неустойчивости и переход к турбулентности, причем

$$\mathrm{Re}^*_\lambda = \frac{\lambda_m \nu}{u_1}, \qquad (8)$$

где ν – коэффициент кинематической вязкости, u_1 – характерная скорость процесса (например, скорость постоянного ламинарного течения, скорость нормального горения или скорость детонации).

В применении к исследованию структуры турбулентного фронта пламени [16-19] или ячеистой детонации [16-18] приведенный выше метод оценки масштаба турбулентности приводит к совпадению полученных теоретически результатов [9-14] с данными экспериментов [16,20,21]. Например, удается с высокой степенью точности оценить размер детонационной ячейки [16,17] (Рис. 1), а также рассчитать спиновую детонацию [16,17] (Рис. 2).

Рис. 1 – Фотография следов, оставленных фронтом волны детонации на закопченной пластине, помещенной в торце трубы

Детонация смеси водорода с кислородом (2H2+02) прошла в трубе при начальном давлении 300 мм рт. ст.

Рис. 2 – Фотография распространяющейся по трубе спиновой детонации (в газовой смеси)

Фотографирование производилось через щель, параллельную оси трубы, на движущуюся пленку. Вращающийся по винтовой линии излом на фронте волны периодически появлялся перед щелью.

Приведенный выше метод оценки масштаба турбулентности является достаточно универсальным. Однако в каждом конкретном случае при решении задачи об устойчивости необходимо, по крайней мере, получить в явном виде характеристическое уравнение (5), которое затем может быть решено либо аналитически (как это сделано, например, в работах [9,10,12]), либо численно (см., например, [11]). Впрочем, машинное время для численного решения алгебраических уравнений вида (5) составляет для современных компьютеров доли секунды, что более чем достаточно для практических целей.

Литература

1. Лойцянский Л.Г. Механика жидкости и газа. – М.: ГИТТЛ,1957. – 785 с.
2. Монин А.С., Яглом А.М. Статистическая гидромеханика. Ч.1. – М.: Наука, 1965. – 639 с.
3. Монин А.С., Яглом А.М. Статистическая гидромеханика. Ч.1. – М.: Наука, 1967. – 720 с.
4. Турбулентность. Принципы и применения /Под ред. У. Фроста, Т. Моулдена. – М.: Мир, 1980. – 536 с.
5. Методы расчета турбулентных течений /Под ред. В.Кольмана. – М.: Мир, 1980. – 536 с.
6. Колмогоров А.Н. Локальная структура турбулентности в несжимаемой жидкости при очень больших числах Рейнольдса //Докл. АН СССР, 1941. – Т.30, №4. – С. 299-303.
7. Брэдшоу П. Введение в турбулнтность и ее измерение. – М.: Мир, 1974. – 278 с.
8. Ландау Л.Д., Лифшиц Е.М. Теоретическая физика. В 10 т.: Т. VI. Гидродинамика. – М.: Наука. Гл. ред. физ.-мат. лит.– 1986. – 736 с.
9. Асланов С.К., Волков В.Э. Интегральный метод анализа устойчивости ламинарного пламени //Физика горения и взрыва, 1991, №5. – С. 160-166.
10. Aslanov S., Volkov V. On the Instability and Cell Structure of Flames. //Archivum combustionis, 1992, Vol.12, Nr. 1–4. – P. 81-90.
11. Асланов С.К., Волков В.Э., Царенко А.П. Математический анализ структуры детонационных волн в различных средах //Вісник Одеського державного університету. Сер.: фіз.-мат. науки, 1999. – Т. 4, вип.4. – С. 134-140.
12. Волков В.Э., Рыбина О.Б. Об устойчивости плоской стационарной волны медленного горения в сжимаемой среде. //Дисперсные системы. XXI научная конференция стран СНГ 20-24 сентября 2004 г., Одесса. Тезисы докладов. – Одесса: "Астропринт", 2004. – С. 75-76.
13. Aslanov S.K., Volkov V.E. Dispersion of Drops and Theory of Aerosol Detonation //Seventh International Symposium on Hazards, Prevention and Mitigation of Industrial Explosions: Thirteeenth International Colloquim on Dust Explosions & Eighth Colloquium on Gas, Vapor, Liquid, and Hybrid Explosions. St. Petersburg, Russia. July 7-11, 2008. – St. Petersburg, 2008. – Vol.2. – P.250-254.
14. Volkov V.E. Instability of Flames in Cylindrical Tubes and Combustors // Nonequlibrium Processes: Plasma, Combustion and Atmospheric Phenomena. Third International Symposium of Nonequlibrium Processes, Plasma, Combustion and Atmospheric Phenomena. Abstracts of presentations. – Moscow: TORUS PRESS, 2007. – P.46.
15. Ландау Л.Д. К теории медленного горения //Журнал экспериментальной и теоретической физики, 1944. – Т.14, №6. – С. 240-244.
16. Щелкин К.И., Трошин Я.К. Газодинамика горения. – М.: Изд-во АН СССР.– 1963.–256 с.
17. Зверев И.Н., Смирнов Н.Н. Газодинамика горения. – М.: Изд-во МГУ.– 1987.–307с.
18. Щетинков Е.С. Физика горения газов. – М: Наука, 1965. – 739 с.
19. Кузнецов В.Р., Сабельников В.А. Турбулентность и горение. – М.: Наука. Гл. ред. физ.-мат. лит., 1986. – 288 с.
20. Трошин Я.К., Щелкин К.И.Структура фронта шаровых пламен и неустойчивость нормального горения //Изв. АН СССР. ОТН, 1955. – № 9. – С. 160–166.
21. Гуссак Л.А., Спринцина Е.Н., Щелкин К.И. Исследование устойчивости фронта нормального пламени – Физика горения и взрыва, 1968. – Т. 4, №3. – С. 358-366.

УДК 621.21

ОБГРУНТУВАННЯ ФІЗИЧНОЇ МОДЕЛІ ГІДРОДИНАМІКИ В АПАРАТІ ІЗ ЩІЛИННИМ ГАЗОРОЗПОДІЛЬНИМ ПРИСТРОЄМ

Любека А. М., магістрант, Корнієнко Я.М., д-р техн. наук, професор
Національний технічний університет України
“Київський політехнічний інститут”, м. Київ

Запропонована фізична модель руху газового теплоносія в апараті із щілинним газорозподільчим пристроєм, побудована аеродинамічна модель руху газу в апараті з псевдозрідженням.

The physical model of movement of the coolant gas in the apparatus of the slot gas distributing device, constructed aerodynamic model of the gas in the apparatus of fluidization.

Ключові слова: органо-мінеральні добрива, гранулювання,псевдо зріджений шар.

Постановка проблеми. На сучасному етапі розвитку сільського господарства загострився ряд проблем. Насамперед, втрата родючості ґрунтів, забруднення ґрунтів залишками пестицидів, радіонуклідами, важкими металами тощо. Це змушує переглянути агротехнічні, агрохімічні та меліоративні заходи. Альтернативна система землеробства для даного господарства повинна бути спрямована на подолання цих негативних ефектів та отримання продукції, яка придатна для дієтичного харчування [1].

Сільському господарству необхідна переорієнтація на використання місцевих ресурсів стабілізації та відтворення родючості ґрунтів, які здатні забезпечити рослини основними елементами живлення. У зв’язку з цим перспективним засобом є органо-мінеральні добрива. Використання органо-мінеральних добрив є дуже актуальним, оскільки традиційні мінеральні добрива вже не відповідають вимогам ринку. Тому основним завданням є розробка технологічного процесу одержання добрив нового покоління органо-мінеральних добрив заданого складу.

Як і будь-який продукт, органо-мінеральні добрива повинні поставлятися споживачу у зручному для його використання вигляді. Оскільки вся існуюча сільгосптехніка повністю пристосована для масового внесення добрив у гранульованому вигляді, нашою задачею є створення високоефективних установок для виробництва гранульованих органо-мінеральних добрив заданого складу.

Цілі статті. Обгрунтування фізичної моделі процесу гранулоутворення композитів з пошаровою структурою при зневодненні робочих розчинів у псевдозрідженому шарі.

Виклад основного матеріалу. До основних вимог органо-мінеральних добрив нового покоління відносяться: сферо подібність гранул розміром 1,5-4,5мм з рівномірним розподіленням компонентів по всьому об’єму та міцність не менше 10Н на гранулу. Для задоволення цих вимог найбільш доцільно є зневоднення композитних розчинів у псевдозрідженому шарі при якому відбувається суміщення низки технологічних стадій та одержання композитів із заданими властивостями. Реалізація пошарового механізму утворення гранул при якому одержання гранульованого продукту відбувається за рахунок масової кристалізації розчину на поверхні гранул та осадження на поверхні утворених мікрокристалів колоїдних частинок гумінових речовин. Це досягається за рахунок циркуляційного руху зернистого матеріалу в шарі який забезпечує відповідною організацією руху теплоносія зріджувального агенту [2.3].

Гідродинамічний режим в апаратах з псевдозрідженним шаром визначається конструкцією ГРП. При розробці конструкції апарата в якому проводиться зневоднення і гранулювання необхідно забезпечити активну взаємодію газового теплоносія, (зріджуючого агента) з твердими сухими та зволоженими частинками.

Схема організації процесу наведена на рис. 1 (а), і полягає в тому, що для одержання гранул з пошаровою структурою тверді частини повинні проходити послідовно основні технологічні зони: I - зона інтенсивного тепло-масообміну, II – зона вертикального руху, III - зона низхідного потоку, IV – зона зрошення [4].

Для встановлення впливу конструкції ГРП та камери установки на якісні параметри аеродинаміки в середовищі SolidWorks проведено моделювання, рис. (б).

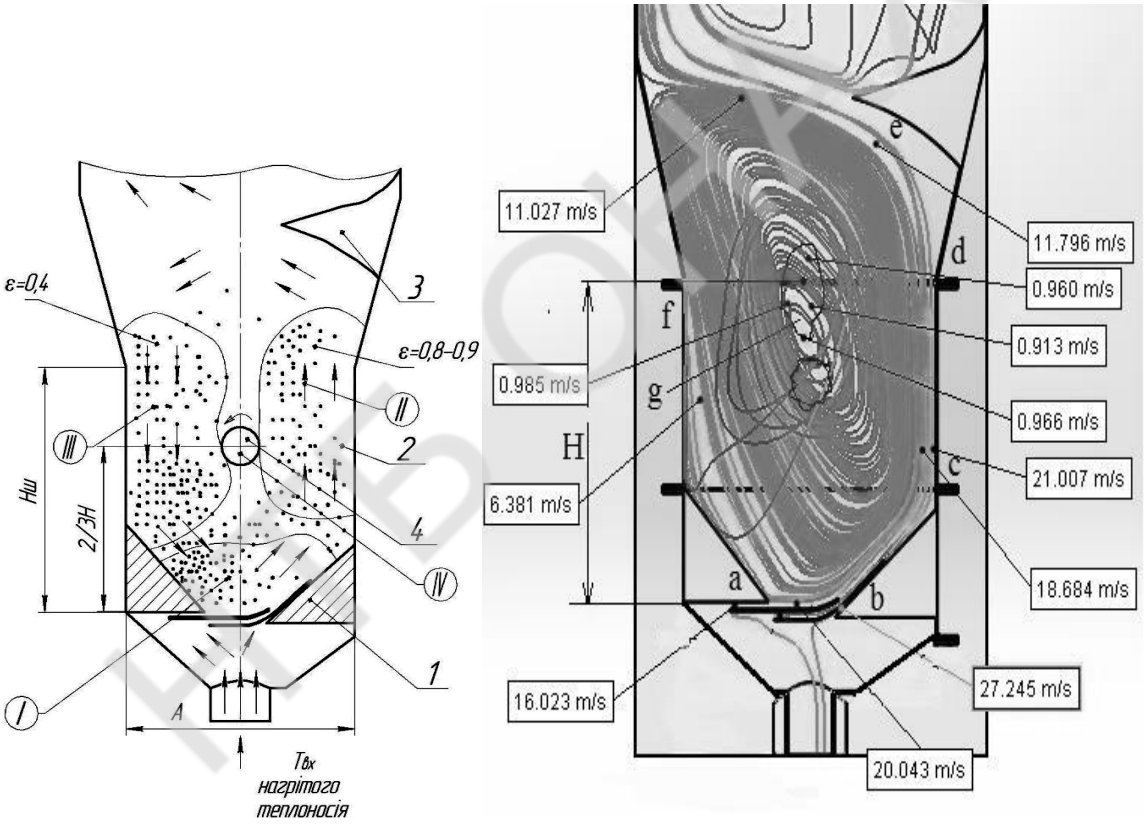
Епюри зміни швидкості руху газового теплоносія в камері гранулятора при застосуванні щілинного

апарата, зображенні на рис. 2 (а),(б). На рис. 2 (а). нанесений значення ординати у1= 400, у2 = 300, у3 =100 мм для Нш = 400мм. Зміна швидкостей по ширині апарата для всіх трьох рівнів має однакову закономірність при х = А = 300мм досягається максимальна швидкість теплоносія по вертикальному напрямку для всіх трьох перетинів. При зменшенні х з 300 до 150 мм (А/2) швидкості газу набувають нульових значень, що відповідає утвореному вихру в середині апарата. При зменшенні х від 150 до 0 мм спостерігається зміна вектору газового потоку при цьому абсолютні значення їх зменшуються в 2-2,5 рази порівнюючи з висхідним потоком. Такий характер газового теплоносія при заповненні апарату зернистим матеріалом створює додаткову турбулізацію в каналах шару зернистого матеріалу, що рухається в низхідному напрямку з порозністю, що дорівнює $\varepsilon =$. Тому в загальному вигляді сили, що діють на частинки можна записати у вигляді рівняння (1) Яке після доповнення (2) дозволить визначити умови проведення процесу.

Сили що діють на тверду частинку в загальному вигляді:

$$(m+\frac{dm}{d\tau}d\tau)\frac{dV}{d\tau}=\pm g(m+\frac{dm}{d\tau}d\tau)\pm\xi\frac{\pi D^2}{4}\rho^g\frac{(W-V)^2}{2} \quad (1)$$

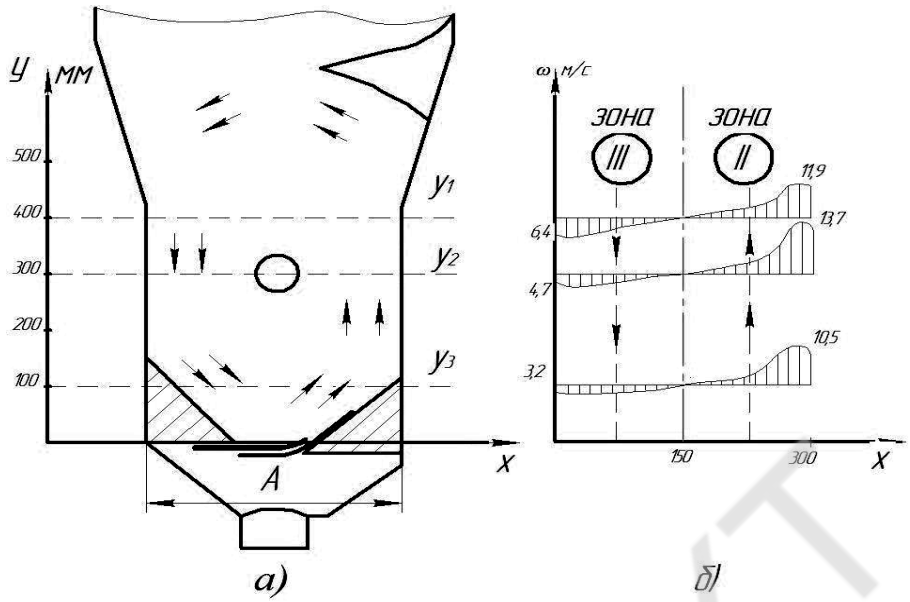
$$\frac{dm}{d\tau}=\beta\Delta CF \quad (2)$$



а) б)

а – конструктивна схема апарату.
1 – ГРП, 2 – корпус апарата, 3 – направляюча вставка,
4 – механічний диспергатор
б – схема руху при середній швидкості теплоносія Wр=1.93 м/с,
та гідравлічному опору ГРП ΔРгрп = 980Па.

Рис. 1 – Конструктивна схема апарату



а – значення ординат на конструктивній схемі апарата; б – епюри швидкостей

Рис. 2 – Епюри зміни швидкостей в апараті

Висновки

Розв'язок цієї моделі дозволить визначити ефективні умови проведення процесу та створити адекватне апаратурне оформлення камери гранулятора з ГРП щільового типу.

Запропонована фізична модель гідродинаміки дозволить більш точно розрахувати математичну модель процесу.

Література

1. Основи сільськогосподарського виробництва/ Під ред. Б.Н.Польского. – К.: Вища школа, 1977. – 64 с.
2. Корнієнко Я.М. Умови стійкості кінетики процесу одержання багатошарових твердих композитів/ Я.М Корнієнко, К.О. Гатілов, Д.О. Науменко//Наукові праці ОНАХТ.-2010-Випуск 37. с. 8-10.
3. Корнієнко Я.М., Технічні способи грануляції. Навч. Посібник. – К.:1997. – 128с.
4. Корнієнко Я.М. Моделювання процесу утворення твердих органо-мінеральних композитів / Я.М Корнієнко, Р.В. Сачок // Наукові праці ОНАХТ. – 2010. – Випуск 37. С.96-101.

УДК 628.5.66.002.08

МОДЕЛЮВАННЯ БЕЗПЕРЕРВНОГО ПРОЦЕСУ УТВОРЕННЯ МІНЕРАЛЬНО-ГУМІНОВИХ ДОБРИВ

Корнієнко Я.М., д-р техн. наук, проф.. , Сачок Р.В., ст. викладач
Національний технічний університет України "Київський політехнічний інститут"

Запропоновано математичну модель безперервного процесу утворення багатошарових мінерально-гумінових добрив з рідких систем, що дозволяє визначити потужність узагальненого джерела, необхідного для стабілізації дисперсного складу гранульованого продукту.

The mathematical model of continuous process of formation of mineral- humic fertilizers is offered from the liquid systems, that allows to define power of the generalized source, necessity for stabilizing of dispersion composition of granular product.

Ключові слова: багатошарові гуміново-мінеральні тверді композити, функція нових центрів грануляції, компенсаційна функція, еквівалентний діаметр, дисперсний склад продукту.

Впровадження принципів сталого розвитку згідно світовим тенденціям є актуальним для України, на території якої зосереджено близько 29% світових запасів земель з задовільними умовами для

вирощування сільгоспкультур.

В першу чергу це відноситься до відновлення балансу мінеральних і гумінових речовин при землекористуванні.

Створення добрив, що містять мінеральні поживні та гумінові речовини, які сприяють збереженню екологічної рівноваги, дозволяє впровадити принципи сталого розвитку і запобігти екологічній катастрофі.

Авторами попередніх досліджень [2,3] запропоновано фізичні та математичні моделі процесу утворення твердих гуміново-мінеральних композитів у апараті з псевдозрідженим шаром, але досі не було розглянуто розв'язок рівняння нерозривності для реальних умов процесу, тому метою теоретично-експериментальних досліджень є створення математичної моделі для визначення потужності узагальненої функції джерела потужності нових центрів грануляції при безперервному процесі утворення багатошарових твердих мінерально-гумінових добрив, необхідного для стабілізації дисперсного складу.

Фізична модель процесу утворення твердих композитів з пошаровою структурою, рисунок 1, полягає у тому, що рідка фаза диспергується всередину псевдозрідженого шару, і за рахунок адгезійно-сорбційних сил утримується на поверхні центрів грануляції у вигляді надтонкої плівки рідкої фази (а), до якої від нагрітих твердих частинок і газового теплоносія підводиться теплота (б), що призводить до інтенсивного випаровування розчинника, в результаті на поверхні твердих частинок утворюється надтонкий шар з мікрокристалів мінеральних речовин та осаджених на їх поверхні колоїдних часток гумінових сполук (в). Цикл повторюється багатократно (г), внаслідок чого утворюються гранули з пошаровою структурою, яка забезпечує рівномірне розподілення мінеральних і органічних речовин по всьому об'єму гранули (д). Механізм утворення мінерально-гумінових добрив з пошаровою структурою наведено на рисунку 1.

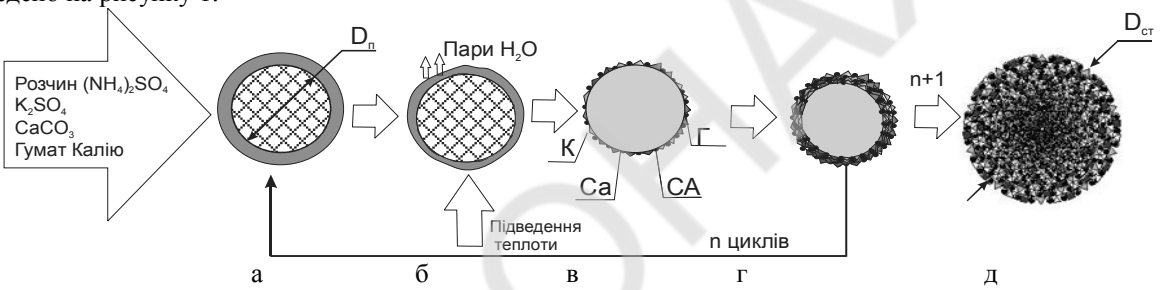


Рис. 1 – Механізм утворення гуміново-мінеральних добрив з пошаровою структурою

При безперервному проведенні процесу стійкість кінетики гранулоутворення залежить від стабілізації дисперсного складу частинок в апараті на заданому рівні за рахунок потужності джерела нових центрів грануляції.

В основу математичної моделі покладено рівняння нерозривності О.М. Тодеса, яке для даного записується у вигляді:

$$\frac{\partial g}{\partial \tau} + 2\left[\Lambda\frac{\partial g}{\partial D} + g\frac{\partial \Lambda}{\partial D} - \frac{3\Lambda g}{D}\right] = -S\psi K g + \varphi(D),\ \tau>0,\ 0<D<\infty \quad , \qquad (1)$$

де g – функція масового розподілення гранул за розміром, мм-1;

τ – час, год; D – поточний діаметр гранул, мм;

Λ – лінійна швидкість росту гранул, мм/год; S - функція сепарації;

ψ – коефіцієнт гранулоутворення, частки; К – константа вивантаження, год-1;

$\varphi(D)$ – функція потужності джерела нових центрів грануляції, (мм·годину)-1.

Для розв'язку рівняння (1) необхідно експериментально визначити: коефіцієнт гранулоутворення ψ, функцію масового розподілення гранул за діаметрами g, лінійну швидкість росту гранул Λ, константу вивантаження К.

Експериментально встановлено нульовий порядок росту гранул, $\partial\Lambda / \partial D = 0$, тоді рівняння (1) набуває вигляду:

$$\frac{\partial g}{\partial \tau} + 2\left[\Lambda\frac{\partial g}{\partial D} - \frac{3\Lambda g}{D}\right] = -S\psi K g + \varphi(D),\ \tau>0,\ 0<D<\infty. \qquad (2)$$

Початкові умови

$g0(D, \tau=0) = f(D)$.

Граничні умови

$g(D=0, \tau>0) = 0$; $g(D=\infty, \tau>0) = 0$.

Звідки функція потужності джерела нових центрів грануляції, що забезпечує стабілізацію дисперсного складу, для даного типу розподілення визначиться, як:

$$\varphi(D) = \frac{\partial g}{\partial \tau} + 2\left[\Lambda \frac{\partial g}{\partial D} - \frac{3\Lambda g}{D}\right] + S\psi Kg \quad , \tag{3}$$

відповідно, для стаціонарного процесу, коли $\partial g / \partial \tau = 0$ рівняння (3) набуває вигляду:

$$\varphi(D) = 2\left[\Lambda \frac{\partial g}{\partial D} - \frac{3\Lambda g}{D}\right] + S\psi Kg. \tag{4}$$

В загальному випадку функція φ(D) може бути представлена, як сума потужностей внутрішнього φвн та зовнішнього φзов джерел нових центрів грануляції:

$$\varphi(D) = \varphi_{вн} + \varphi_{зов} \quad . \tag{5}$$

В процесі експериментів визначалась потужність внутрішнього джерела, а з рівняння (5) – потужність зовнішнього джерела нових центрів грануляції.

$$\Delta\varphi = \varphi_{зов} = \varphi(D) - \varphi_{вн}(D) \quad . \tag{6}$$

Для комплексної оцінки ефективності процесу гранулоутворення запропоновано використати два параметри: коефіцієнт гранулоутворення ψ = Gпр/Gм, де Gпр, Gм – відповідно маси вивантаженого гранульованого продукту і сухих речовин, що надходять до апарату з робочим розчином за певний інтервал часу, та ступінь відхилення дисперсного складу гранульованого продукту від заданого функцією втрат якості L.

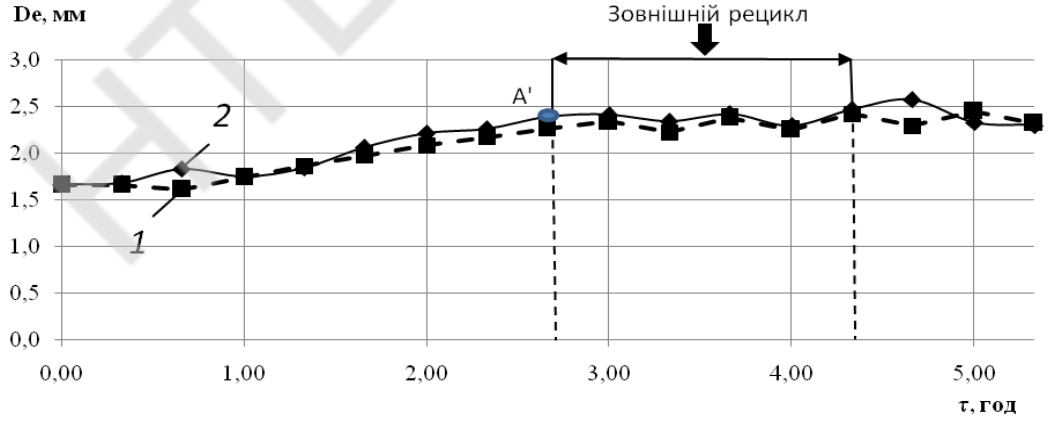
Для визначення ступеня відхилення дисперсного складу гранульованого продукту від заданого застосовано модифіковану функцію втрат якості Тагучі у вигляді [4,5]:

$$L = k_1(z_y - z_T)^2 + k_2(n_y - n_T)^2 \quad , \tag{7}$$

де zy, ny, zT, , nT – відповідно фактичні та задані значення параметрів розподілення,

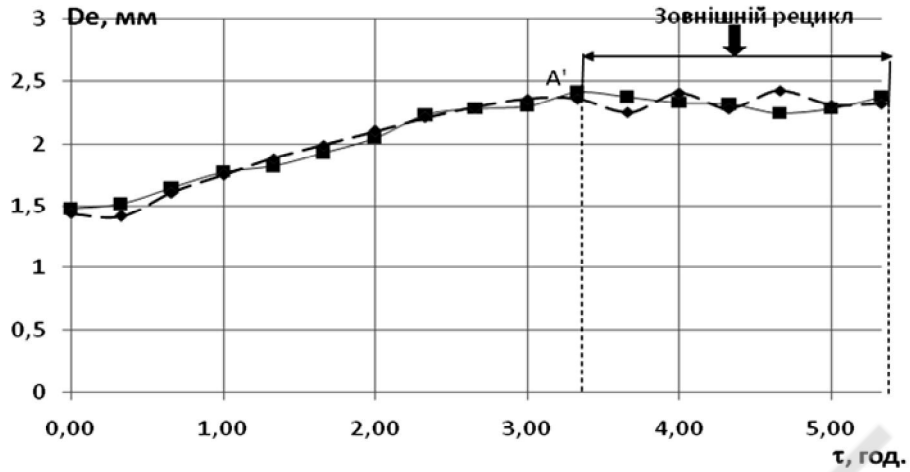
k1, k2 – вагові коефіцієнти впливу.

Було проведено перевірку адекватності математичної моделі при одержанні азотно-гумінових та азотно-кальцієво-гумінових добрив із введенням зовнішнього рециклу [4,5], розрахованого з рівняння (6), що забезпечило стабілізацію еквівалентного діаметра, рисунки 15,16. Динаміка зміни еквівалентного діаметра для цих типів добрив, рисунки 2,3, описується розрахунковими залежностями з максимальним відхиленням 3,82%.



1 – розрахункова залежність 2 – дослідна залежність

Рис. 2 – Динаміка зміни еквівалентного діаметру De=f(τ) при отриманні азотно-гумінових добрив



1 – розрахункова залежність 2 – дослідна залежність

Рис. 3 – Динаміка зміни еквівалентного діаметру De=f(τ) при отриманні азотно-кальцієво-гумінових добрив

Це дозволяє досягти мінімального відхилення дисперсного складу від заданого.

Комплексна оцінка ефективності процесу визначається за значеннями коефіцієнта гранулоутворення 90≤ψ≤96% та функції втрат якості L<1, рисунки 4, 5. Своєчасне введення зовнішнього рециклу дозволяє реалізувати енергоефективнй процес гранулоутворення.

Висновки

Таким чином, проведені експериментальні дослідження процесу утворення азотно-кальцієво-гумінових добрив підтвердили адекватність фізичної і математичної моделей утворення композитів з пошаровою структурою при стійкій кінетиці гранулоутворення ψ>90%. При цьому розрахунок потужності джерела нових центрів грануляції дозволив стабілізувати дисперсний склад гранульованого продукту.

Запропонована комплексна оцінка ефективності процесу утворення гуміново-мінеральних твердих композитів дозволяє оцінювати потужність внутрішнього джерела нових центрів грануляції та визначати механізм їх утворення для досягнення максимальної енергоефективності процесу.

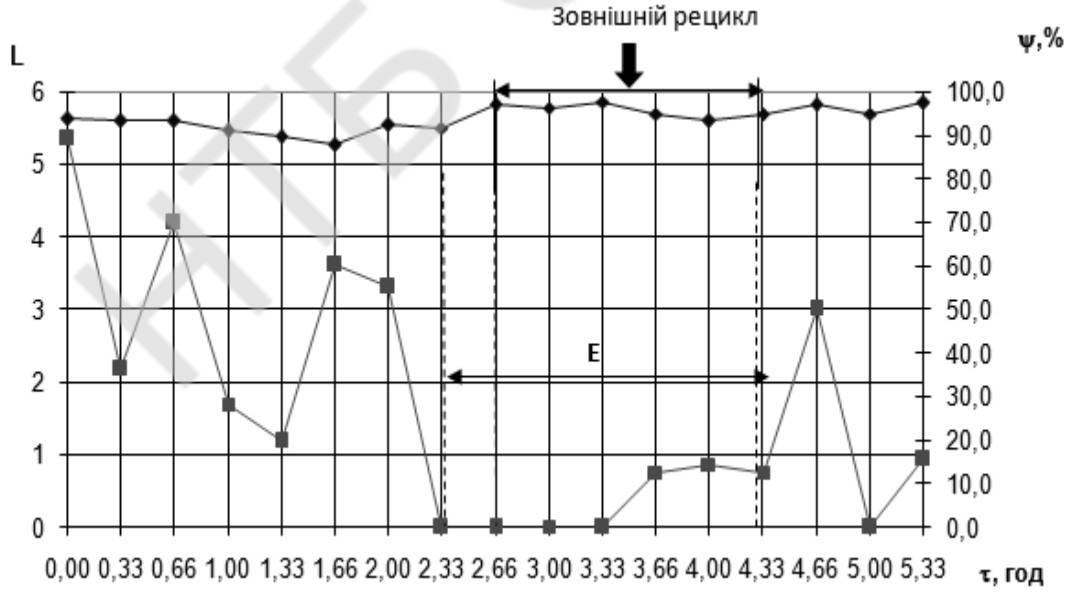


Рис. 3 – Динаміка зміни функції втрат якості та коефіцієнта гранулоутворення азотно-гумінових добрив (Е – область ефективного процесу 2,33<τ<5,33 год)

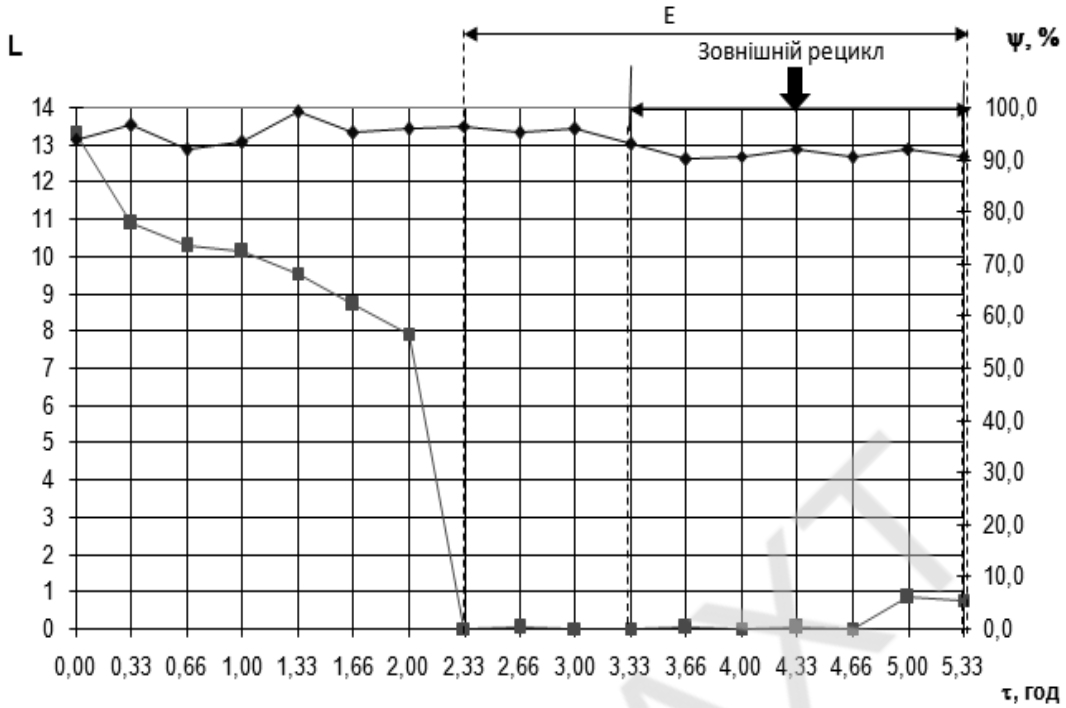


Рис. 4 – Динаміка зміни функції втрат якості та коефіцієнта гранулоутворення азотно-кальцієво-гумінових добрив
(E – область ефективного процесу 2,33<τ<5,33 год)

Література

1. Пат. 4465 Україна, МКП C05 G 1/00. Спосіб виготовлення гранульованих органомінеральних добрив. / Я.М. Заграй, Я.М. Корнієнко (Україна). – № 93121640; Заявл. 21.05.93; Опубл. 27.12.94, Бюл. №6-1. - 14 с.
2. Тодес О.М., Каганович Ю.Я., Себалло В.А. и др. Обезвоживание растворов в кипящем слое. – М.: Металлургия, 1973. – 287с.
3. Корнієнко Я.М. Математичне моделювання безрециклового процесу грануляції у псевдозрідженому шарі. // Наукові вісті НТУУ "КПІ" – 2000. - № 2. - С. 38 – 41.
4. Kornienko Y. Mathematical Modeling of Continuous Formation Of Multilayer Humic-Mineral Solid Composites / Y. Kornienko, R. Sachok, V. Rayda, O. Tsepkalo // "Chemistry & chemical technology". – vol.3, №4. – 2009, C. 335–338;
5. Kornienko Y. Modelling of multifactor processes while obtaining multilayer humic-mineral solid composites / Y. Kornienko, R. Sachok, O. Tsepkalo // Chemistry, Vol. 20, Iss. 3 (2011) p E19–E26;

УДК 663.44-048.78

МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСІВ НАГРІВАННЯ ТА КІП'ЯТІННЯ ПИВНОГО СУСЛА В ТРУБКАХ ВНУТРІШНЬОГО КІП'ЯТИЛЬНИКА

Удодов С.О., канд. техн. наук, доцент, Мерзляк Д.В., аспірант, Марцинкевич Л.В., асистент
Національний університет харчових технологій, м. Київ

Процес кип'ятіння сусла з хмелем або хмелевим екстрактом є одним з головних, але в той же час і найбільш енергоємним процесом в пивоварінні. Значним кроком до вирішення цієї проблеми є встановлення внутрішніх кип'ятильників (контурного в нашому випадку). Кип'ятильник, за рахунок природної циркуляції дозволяє частково запобігти утворенню зон перегріву та прискорити процес кип'ятіння. Для покращення циркуляції сусла через внутрішній контурний кип'ятильник було встановлено трубки зі звуженою верхньою частиною – «шийкою». Для проведення дослідів створені моделі об'єму трубок за допомогою новітніх комп'ютерних програм. За рахунок звуженої верхньої частини швидкість сусла на виході з трубок буде значною мірою перевищувати швидкість виходу сусла з прямої трубки. Нагрівання сусла в трубках з конфузором також проходить більш ефективно за рахунок змішування більш нагрітих пристінних шарів з центральними шарами перед звуженням. Встановлені також відповідні швидкість сусла на виході з трубок кип'ятильника та температура. Результати проведених досліджень можуть бути використані в пивоварній галузі харчової промисловості.

The process of boiling the wort with hops or hop extract is a top, but at the same time and most energy intensive process in brewing. A significant step in solving this problem is to establish the internal heater (contour in this case). Kettle, by natural circulation can partially prevent the formation of zones of heat and accelerate the process of boiling. To improve the circulation of the wort through the inner contour of the tube heater was installed with narrower upper part. In order to conduct experiments created a physical model of the volume of handsets with the latest computer technology. Through narrowed top of the wort rate at the outlet of the tubes will greatly exceed the rate of release of the wort straight tube. Heat wort in tubes with confuser also runs more efficiently by mixing hotter layers of wall with central layers before narrowing. Also set the appropriate speed wort at the outlet of the boiler tubes and temperature. The results of this research can be used in the brewing industry food industry.

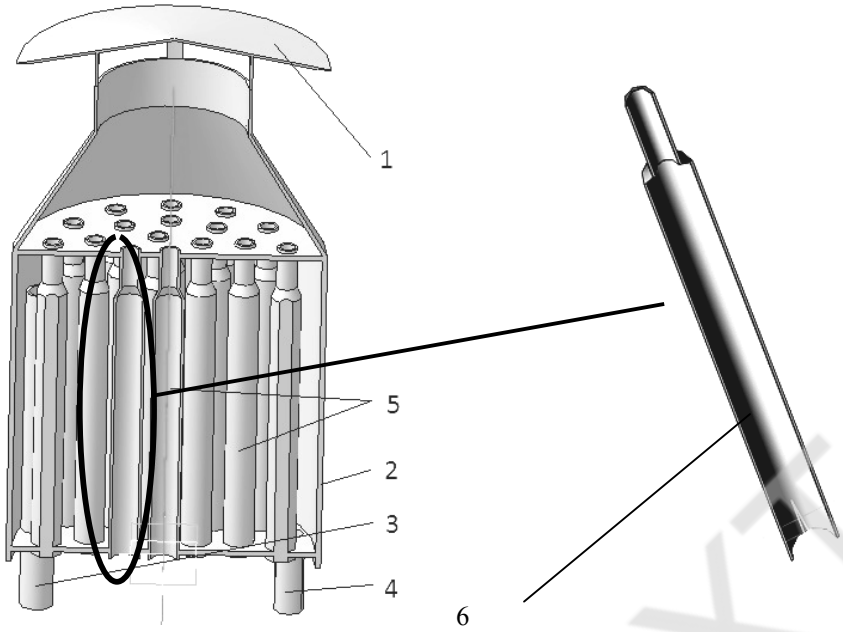
Ключові слова: пиво, сусло, сусловарильний апарат, перколятор.

Вступ

Виробництво пива – це система складних, тісно пов'язаних між собою процесів, які можуть бути зручно розділені на "гаряче відділення" та "холодне відділення". Перше знаходиться у варильному відділенні, останнє являє собою бродильне (лагерне) відділення пивоварні. Тобто, одними з основних процесів пивоваріння є ті, що відбуваються у варильному відділенні заводу, тобто перетворення солоду і будь-яких додаткових матеріалів у затор, а потім сусло, яке є сировиною для «холодного відділення», яку дріжджі перетворюють в алкоголь[1].

Серед процесів, що відбуваються у варильному відділенні пивзаводу, одним з головних є процес кип'ятіння сусла з хмелем. В той же час, кип'ятіння пивного сусла являється найбільш енергоємною стадією процесу приготування пива. На неї припадає близько 30% загальних витрат енергії, що використовує пивзавод. Тому скорочення енерговитрат є одним з актуальних питань та найважливіших умов при розробці нових систем кип'ятіння сусла [2]. В якості нагрівальних елементів або нагрівальної поверхні в конструкціях сусловарильних апаратів застосовують, як правило, парові сорочки різних конструкцій, так і внутрішні /перколятори/ та виносні кип'ятильники. Останні є найбільш перспективними для використання [3].

З метою дослідження та вибору найбільш ефективної конструкції поверхні нагріву, впровадження якої б дало можливість зменшити час процесу та скоротити витрати енергії при цьому, пропонується нове технічне рішення. Суть його полягає у використанні нової конструктивної форми трубок зі «звуженою шийкою» внутрішнього кип'ятильника (перколятора) (рис.1(А)) сусловарильного апарату. Він являє собою циліндричний корпус 2 з трубною решіткою 5 та нагрівальниминими трубками 6 (рис.1 (Б)), патрубками подачі пари 3 та відведення конденсату 4, розпилювальний екран 1.



А) Б)

Рис. 1 - Внутрішній кип'ятильник (перколятор) сусловарильного апарату (А) та поперечний переріз нагрівної трубки перколятора (Б).

Методи досліджень.

З метою більш чіткого представлення процесу було вирішено розглянути лише частину внутрішнього контурного кип'ятильника, а саме одну трубку нової конструктивної форми зі «звуженою шийкою». Фізична модель об'єму нагрівальної трубки кип'ятильника створена за допомогою системи трьохвимірного моделювання «Компас 3D» відповідно до конструктивних параметрів обладнання. Для задавання крайових граничних умов та властивостей моделі, дослідження та обробки результатів також було застосовано програмний комплекс «FlowVision» та Microsoft Office Excel.

Табиця 1 - Теплофізичні властивості охмеленого сусла з вмістом екстракту 11% [4]

Температура t, °C	Густина ρ, кг/м3	Питома теплоємність с, Дж/(кг*К)	Теплопровідність λ, Вт/(м*К)	Кінематична в'язкість υ*103, м/с
10	1046			24,09
20	1044			17,82
40	1038			11,52
50	1034	3913	0,5857	
60	1029	3920	0,6029	8,70
70	1024	3932	0,6164	7,51
80	1020	3944	0,6280	
90	1015	3960	0,6199	

Результати та обговорення

Задача математичної моделі та фізичних параметрів:

Завантажуємо трьохвимірну модель внутрішнього простору трубки, збережену у форматі «STL», до програми «FlowVision»;

Коректуємо масштаби моделі відповідно до дійсних;

У цьому завданні вибираємо модель «нестисла рідина»;

У списку рівнянь, що розраховуються відзначаємо «Швидкість», «Турбулентність» і «Енергія»;

Обрана модель та рівняння, що розраховуються, означають, що буде вирішуватися завдання для турбулентної течії, де будуть вирішуватися рівняння Нав'є-Стокса (2.1), рівняння для турбулентних функцій переносу та рівняння енергії.

Рівняння Нав'є-Стокса:

$$\frac{\partial V}{\partial t}+\nabla(V*V)=-\frac{\nabla P}{\rho}+\frac{1}{\rho}\nabla\left((\mu+\mu_t)\left(\nabla V+(\nabla V)^T\right)\right)+S \quad (2.1)$$

де джерело S виражається у вигляді (2.2):

$$S=\left(1-\frac{\rho hyd}{\rho}\right)g+B+\frac{R}{\rho} \quad (2.2)$$

Під обертовою системі координат сили обертання (Коріоліса і відцентрова) виражаються через формулу (2.3):

$$B=-2\omega+V-\omega\cdot\omega\cdot r \quad (2.3)$$

Тоді рівняння енергії має вигляд (2.4):

$$\frac{\partial h}{\partial t}+\nabla(Vh)=\frac{1}{\rho}\nabla\left(\left(\frac{\lambda}{c_p}+\frac{\mu_t}{\mathrm{Pr}_t}\right)\nabla h\right)+\frac{Q}{\rho} \quad (2.4)$$

З фізичних параметрів в даній задачі необхідно задати наступні:

Речовина 0: густина, молекулярна в'язкість, теплопровідність і теплоємність. Молекулярну в'язкість приймаємо ≈ 0.0032. Теплопровідність та теплоємність обираємо з таб.2 для температури сусла t= 90°C.

Густину сусла задаємо в залежності від температури виведеною залежністю (2.5):

$$\rho(t)= 1060 – (0.5 * t) \quad (2.5)$$

Далі задаємо граничні умови для фізичної моделі.

На границі 1 - гранична умова «вхід» з тиском P і температурою 70°C (Вхід / Вихід → температура → значення на стінці), (Вхід / Вихід → швидкість → нормальна швидкість)

На границі 2 - гранична умова «вільний вихід» з нульовим тиском p = 0 (Вільний вихід → Нульове тиск / вихід).

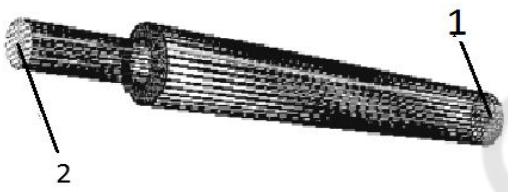


Рис. 3 – Граничні умови:
2- «Вільний вихід»; 3- «Вхід»

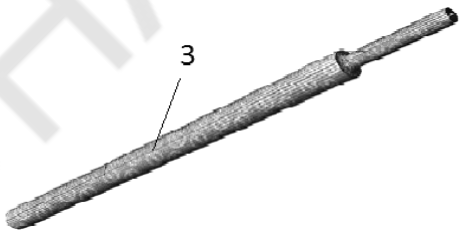


Рис. 4 – Гранична умова
3 – «Стінка з температурою»

На границі 3 - гранична умова «стінка з температурою» t ° C (Стінка → Значення на стінці).

Із здобутків попередників [5] приймаємо модель системи кипіння сусла, за якої, при температурі стінки 130, 150, 170°C, швидкість потоку сусла в трубках становить 0.02-0.07, 0.14, 0,18 м/с. При безпосередньому кип'ятінні температура граючої поверхні становить 130°C, тому досліди будуть проводитись тільки при сталій температурі стінки. Для знаходження найбільш достовірних значень розширимо ряд даних швидкостей потоку сусла, прийнявши декілька додаткових значень – 0.0046, 0.0096, 0.025, 0.046. Із обраними значеннями швидкості проведені досліди та отримані відповідні значення температури у відповідних зонах трубки та швидкість на виході з трубки. Для підтвердження або спростування актуальності встановлення трубок кип'ятильника нової конструктивної форми зі «звуженою шийкою» аналогічні досліди проведено на прямій трубці аналогічного діаметру. Криві на рис.5 відображають зміну температури сусла по висоті трубок при різних швидкостях на вході в трубки. В звичайних трубках сусло нагрівається поступово але, як показали досліди, нерівномірно, і тим самим сповільнюється менш прогрітими шарами, зменшуючи швидкість циркуляції через нагрівальні елементи. У трубках змінного діаметру спостерігається стрибок температурної кривої за рахунок підвищення температури у місці звуження. Тому з трубок зі «звуженою шийкою» при будь-якій швидкості сусла на вході в трубки виходить сусло з вищою температурою.

ВТБ ОНАХТ

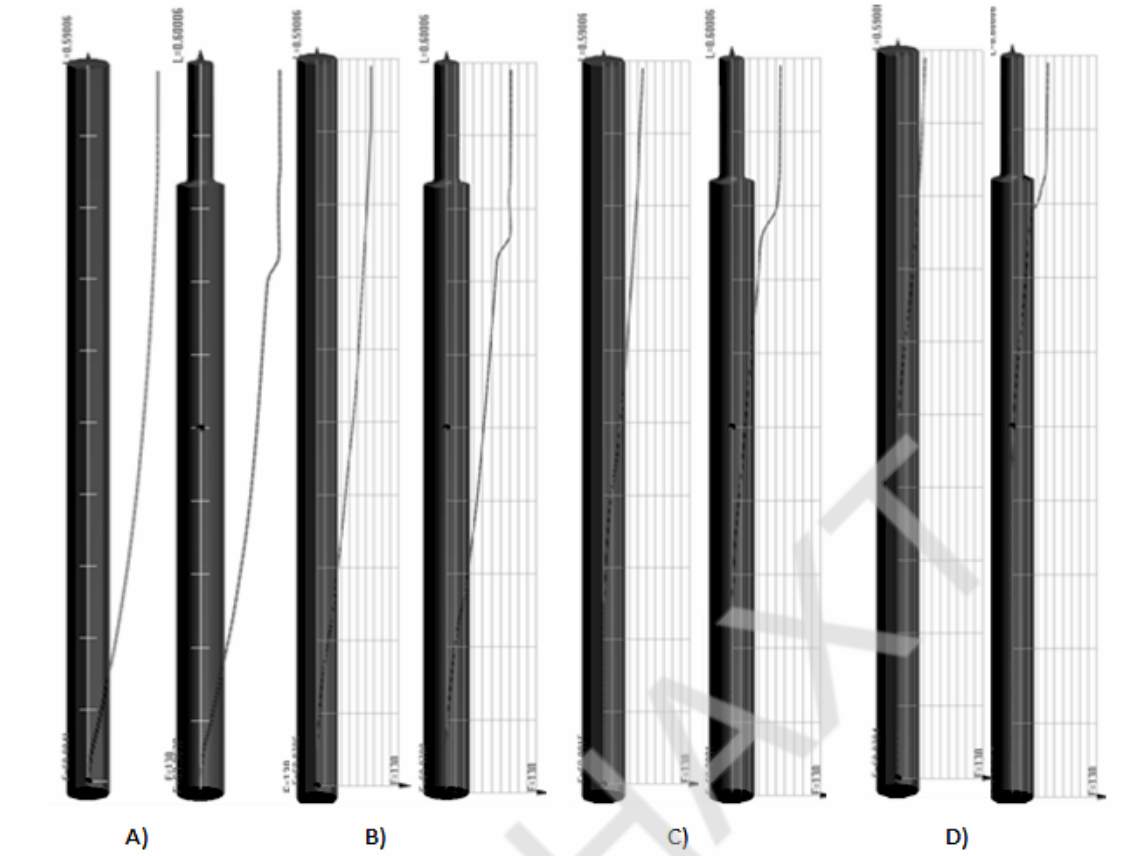


Рис. 5 – Зміна температури сусла по висоті нагрівних трубок при різних швидкостях на вході (А – 0.0046 м/с; В – 0.0096 м/с; С– 0.025 м/с; D – 0.046 м/с)

Підвищення температури сусла у місці перед звуженням трубки спричинене насамперед завихрюванням сусла у цьому місці, що супроводжується змішуванням більш прогрітих пристінних шарів з менш прогрітими центральними шарами.

Завдяки цьому явищу утворюється однаково прогріта рідина з більшою температурою на виході. Натомість в прямій трубці основний рух рідини відбувається біля стінки, що сповільнює циркуляцію.

Для побудови графіків залежності слід обрати тип апроксимуючої кривої, яка б найбільш чітко відображала процес, що досліджується. Визначимо тип апроксимуючої функції, використовуючи дані попередніх досліджень.

Таблиця 3.1 – Типи апроксимуючих функцій

№	Функція	R2
1	y = 122,63e-6,51x	0,968
2	y = 13357x2 - 1293,6x + 126,06	0,9843
3	y = -11,79ln(x) + 58,338	0,9943

Аналіз отриманих типів апроксимуючих функцій свідчить, що найбільш адекватною є функція № 3 - логарифмічна функція, яка має найбільший коефіцієнт детермінації R2= 0,9943.

Графік відображає залежність температури на виході з трубки від швидкості сусла на вході в трубку. З графіків можна побачити, що оптимальна температура для кип'ятіння сусла 103,017°С досягається при швидкості 0.025м/с. Як бачимо з кривих на графіку, при малих швидкостях сусла на вході в трубки температура сусла на виході з кип'ятильників з різними трубками мають не велику різницю. Проте при збільшенні швидкості на вході, температура на виході з прямих трубок значно знижується, в порівнянні з трубками зі звуженою верхньою частиною, тобто при різних швидкостях, сусло краще нагрівається в трубках з перехідним діаметром.

З графіка можна зробити висновки, що швидкість сусла на виході з трубки, що має звуження у верхній частині, значно більша, ніж з прямої трубки. При незначних швидкостях на вході різниця між швидкостями на виході порівняно невелика у різних трубках, але зі збільшенням вхідної швидкості сусла

ця різниця також стрімко зростає, оскільки в прямих трубка не спостерігається відповідного збільшення швидкості циркуляції. Так, при природній швидкості сусла 0.025 м/с на вході в трубки кип'ятильника швидкість на виході становить 0.121 м/с в трубках зі звуженням та 0.026 м/с для прямих трубок.

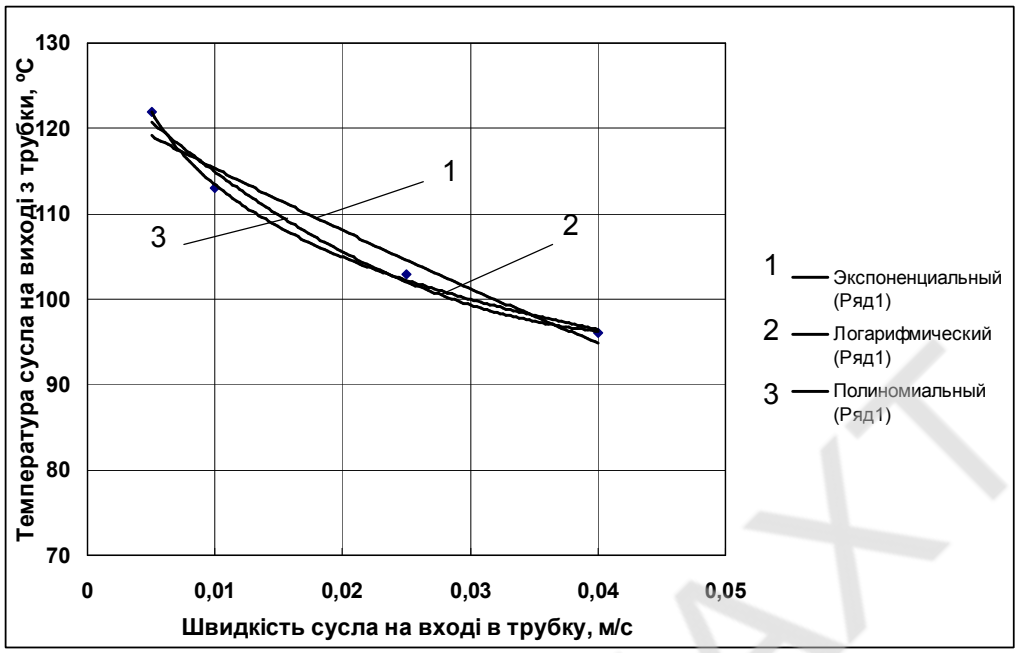


Рис. 7 – Типи апроксимуючих функцій

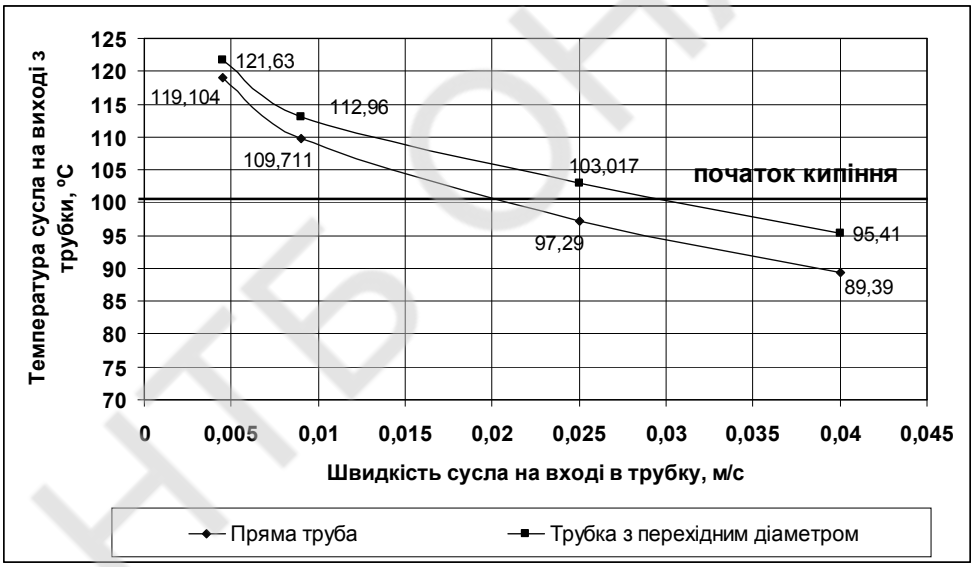


Рис. 8 – Залежності температури сусла на виході з трубки при tст.=130°С від швидкості сусла на вході, в трубках різної форми

Висновки. Серед обраних швидкостей подачі сусла до розглянутих трубок внутрішнього кип'ятильника найбільш технологічно доцільною для використання є трубка зі звуженою верхньою частиною та швидкістю подачі сусла 0.025м/с, яка забезпечується природною циркуляцією при температурі стінки tст.=130°С. При даній швидкості забезпечується потрібна для кипіння сусла температура на виході 103°С та швидкість 0.121м/с, що значно прискорить циркуляцію сусла в кип'ятильнику. Результати дослідження можуть бути використані для подальшого розгляду даного питання та для промислового застосування.

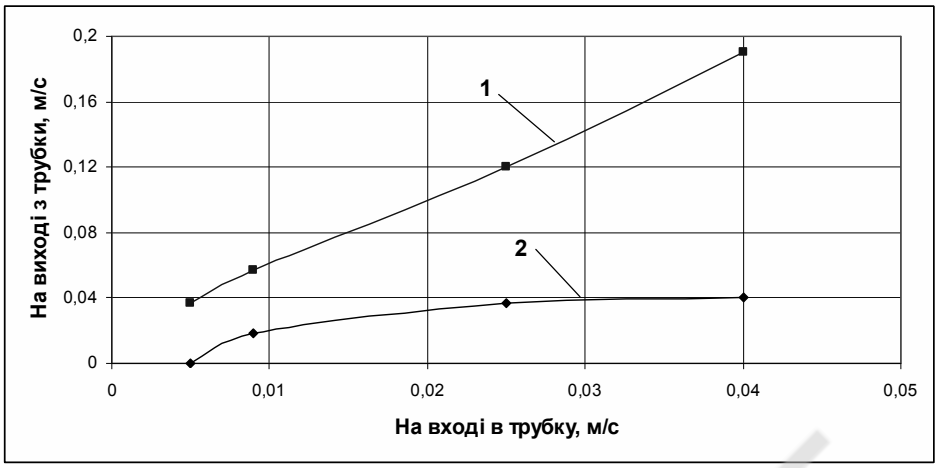


Рис. 9 – Зміна швидкості сусла на виході з трубки при tст.=130°С при швидкості сусла на вході, в трубках різної форми(1-трубка з перехідним діаметром; 2-для прямої трубки)

Література

1. Bamforth, Charles W, Beer : tap into the art and science of brewing / by Charles Bamforth—2nd ed. 2003 by Oxford University Press, Inc.
2. R. Braereleirs, Cl. Bauduin, MEURA S.A., WORT STRIPPING-THE BOILING SYSTEK OFTHE FUTURE,-2009, Belgium
3. Кунце В. Технология солода и пива. Перевод с нем., - С-Пб., Издательство «Профессия», 2003. – 912 с.
4. Федоренко, Б.Н. Пивоваренная инженерия: технологическое оборудование отрасли / Б.Н. Федоренко. — СПб.: Профессия, 2009. — 1000 с.
5. К.Л. Цзи, А.М. Притгард, Дж.П. Фрайер

УДК 676.056.42

КІНЕТИКА ВИСОКОТЕМПЕРАТУРНОГО ПРЕСУВАННЯ КАРТОННОГО ПОЛОТНА

Марчевський В.М., канд. техн. наук., проф., Воронін Л.Г., канд. техн. наук. доцент, Мельник О.П., асист., Биковець Д.П., магістрант, Василенко М.М., магістрант
Національний технічний університет України «Київський політехнічний інститут», м. Київ

Запропоновано математичний опис високотемпературного пресування картонного полотна та проведенні експериментальні дослідження. Встановлено залежності кінцевої сухості картону, від часу пресування при різних температурах гарячого валу і різних лінійних тисках в захваті . Отримані закономірності та параметри процесу використано для розробки промислового обладнання.

A mathematical description of the high-pressing cardboard and canvas for experimental research. The dependences of the final dry cardboard, occasionally pressing at different temperatures hot shaft and different linear pressures thrilled. These patterns and the process parameters used to develop industrial equipment.

Ключові слова: гаряче пресування, картон, математичний опис, експеримент.

Постановка проблеми. процес пресування паперового полотна є одним з основних процесів в технологічному циклі папероробної машини. Від кінцевої сухості паперового полотна після пресування залежать питомі витрати тепла на досушування паперового полотна в сушильній частині. Середня сухість паперового полотна після пресової частини на вітчизняних папероробних машинах знаходиться в межах 35…40 %. В результаті збільшення сухості паперу до 95…96 % на сушильній частині на кожний 1 кг висушеної вологи витрачається від 2 – 2,8 кг пари. Враховуючи, що середня продуктивність сушильних частин по висушеному паперу складає 12 т/год., кількість води, що випаровується у

сушильній частині складає 19 т/год., при цьому середні витрати пари на висушування становлять 47 т/год. [1].

Тому в передових закордонних країнах ведуться дослідження, спрямовані на збільшення кінцевої сухості картону після пресування шляхом застосування високотемпературного пресування. Але результати цих досліджень, необхідні для проектування гарячих пресів, в літературних джерелах не наведені. На кафедрі машин та апаратів хімічних і нафтопереробних виробництв були проведені роботи по високотемпературному пресуванню картонного полотна при низьких температурах гарячого валу та малих швидкостях машини, що підтвердили збільшення інтенсивності процесу і відповідно кінцевої сухості картонного полотна. Як свідчать закордонні патенти [2], максимальна сухість за мінімальний час пресування може бути досягнута за значно інтенсивніших температурних режимів, що дозволяє одержати сухість паперу наближену до теоретично можливої 80 %. Тому робота з дослідження процесу високотемпературного пресування картонного полотна, результати якої дозволять розраховувати режими пресування та конструктивні параметри гарячих пресів, є актуальною.

Аналіз попередніх досліджень. Проведений аналіз літературних джерел та патентів на винаходи і корисні моделі показав, що світові лідери у виробництві обладнання для целюлозно-паперової промисловості, все більше працюють над розробками, що ведуться у напрямку інтенсифікації процесу зневоднення паперового полотна після пресових частин ПРМ [3]. Процес високотемпературного пресування паперового полотна, а саме кінетика високотемпературного пресування та основні параметри процесу, висвітлено в літературі недостатньо. Тому дослідження процесу високотемпературного пресування паперового полотна є загальною науковою проблемою.

Невирішеною частиною наукової проблеми є визначення технологічних параметрів та їх вплив на кінетику високотемпературного пресування картонного полотна.

Метою статті є математичне і експериментальне дослідження кінетики високотемпературного пресування картонного полотна та отримання закономірностей для проектування промислового зразка.

Виклад основного матеріалу. Процес пресування паперового полотна, що відбувається в захваті двовального пресу включає ряд елементарних процесів: деформацію каркасу картонного полотна з видаленням води з деформованих капілярів і пор; зменшення пористості і відповідно поверхні капілярів; фільтрування води з картонного полотна в сукно та назовні, вказані процеси описуються, відповідно, законами Гука, Дарсі-Герсеванова, Дарсі. Лімітує швидкість пресування процес фільтрування води в картоні та сукні перпендикулярно їх поверхні.

Фізична модель. Аналіз процесів, що відбуваються в картоні та сукні в зоні контакту валів пресу, показав, що основним параметром, який має вирішальне значення для процесу зневоднення картонного полотна є градієнт гідравлічного тиску в картоні. Гідравлічний тиск значно менший від загального тиску, що створюється в захваті механізмом притискання валів. Отже, величина градієнту тиску в картоні та сукні, що є рушійною силою процесу фільтрації, незначна. Щоб збільшити швидкість фільтрації необхідно збільшити гідравлічний тиск в картоні. Подальше збільшення лінійного тиску між валами пресу викликає роздавлювання картону. Отже, досягти збільшення гідравлічного тиску механічним шляхом неможливо, зате можливо значно підвищити гідравлічний тиск в картоні парою, що випаровується з води при контакті вологого картонного полотна з гарячою поверхнею верхнього валу.

Під дією градієнтів тисків в картоні і сукні утворюється відповідні потоки води:

$$j_3 = j_\phi + j_\partial + j_{mn}, \tag{1}$$

де $j_ф$, $j_д$, $j_{тп}$ – щільність потоків води, що викликані, відповідно, фільтрацією, деформацією каркасу картонного полотна та фільтрацією під дією градієнту тиску пари.

Математичний опис. В роботі[4] Новіков на базі рівняння Дарсі-Герсеванова та компресійної залежності картону отримав диференціальне рівняння напірної функції:

$$\frac{\partial H}{\partial \tau} = \left(\frac{\left(1+\bar{\varepsilon}\right)\bar{k}}{\bar{a}\bar{k}} \right) \frac{\partial^2 H}{\partial z^2} \tag{2}$$

де $\bar{\varepsilon}$ – коефіцієнт пористості, $\bar{a}$ – коефіцієнт стисливості, $\bar{k}$ – коефіцієнт фільтрації,

H – напір, z — товщина картону.

Позначивши член в дужках через a2, маємо:

$$\frac{\partial H}{\partial H} = a^2 \frac{\partial^2 H}{\partial z^2} \tag{3}$$

Інтегруючи рівняння 3 з параболічними граничними умовами знаходять градієнт тиску в картоні та

сукні, що знаходяться в захваті пресу. Але таке рішення не показує як розподіляється гідравлічний тиск, що є рушійною силою процесу фільтрації. Вказівка, прийняти величину гідравлічного тиску рівною половині загального тиску, не є коректною.

За гарячого пресування гідравлічний тиск створює пара, що утворюється на границі контакту гарячої поверхні валу з вологим картонним полотном. Тиск насиченої пари залежить від температури поверхні гарячого валу:

$$t_s = t_B - \frac{q}{\alpha_1} \tag{4}$$

де q — питомий тепловий потік, α_1— коефіцієнт тепловіддачі від гарячої поверхні валу до вологого картонного полотна, tв — температура валу, ts — температура насиченої пари.

Відповідний тиск насиченої пари знаходиться з табличного рівняння:

$$p_s = 0{,}8088t_s^3 - 220{,}63t_s^2 + 24131t_s - 913011. \tag{5}$$

Враховуючи знайдений тиск насичення і параболічний закон розподілення тиску в захваті преса запишемо граничні умови для рівняння напірної функції:

$$p(\tau) = \lambda\tau_{кін}\tau - \lambda\tau^2 \tag{6}$$

де
$$\lambda = \frac{4\rho g H_{\max}}{\tau_{кін}^2} \tag{7}$$

— загальний час пресування, — поточний час пресування.

Температура зовнішньої поверхні гарячого валу , від якої залежить температура насиченої пари, визначається інтегруванням рівняння теплопровідності:

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} a_T \left(\frac{\partial^2 t}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \cdot \frac{\partial t}{\partial r} \right), \tag{8}$$

де — коеф. температуропровідності, r — радіус гарячого валу, t — температура вала.

Інтегруючи дане рівняння при початкових умовах:

$$\tau = 0, t = t_н$$

та при граничних умовах:

- на внутрішній поверхні вала при $r = R_{ВН}$: $q = const = \frac{N}{\pi D_{ВН} B} = -\lambda \frac{\partial t}{\partial r'}$

де Rвн — внутрішній радіус вала, λ — коефіцієнт теплопровідності корпуса вала,

q — питомий тепловий потік, який діє на внутрішню поверхню вала,

Dвн — внутрішній діаметр вала, В — довжина робочої частини вала,

N — потужність електричних нагрівачів.

- на зовнішній поверхні вала:

$$-\lambda \frac{\partial t}{\partial r} = \alpha_1 (t_B - t_S); -\lambda \frac{\partial t}{\partial r} = \alpha_2 (t_B - t_f) \tag{10}$$

де λ — коефіцієнт теплопровідності металу корпуса вала,

$t_в$ — температура вала, t_s — температура випарювання води з поверхні паперового полотна,

t_f — температура повітря навколишнього середовища,

α_1 — коефіцієнт тепловіддачі від поверхні вала до вологої поверхні паперового полотна,

α_2 — коефіцієнт тепловіддачі від поверхні вала до повітря навколишнього середовища.

Інтегруючи рівняння напірної функції та диференціюючи отримане значення по z, отримаємо величину гідравлічного градієнту, що є рушійною силою процесу фільтрації, в рівнянні Дарсі. Інтегруючи дане рівняння отримаємо значення висоти шару фільтрату, що видаляється з 1м^2 картонного полотна:

$$Q = -\left\{ k_{\perp} \int_0^t \frac{\partial H}{\partial z}\bigg|_z dt - k_{c\perp} \int_0^t \frac{\partial H}{\partial z}\bigg|_{z_c} dt \right\} \tag{11}$$

де $k_{\perp}$ — середній коефіцієнт фільтрації картону і сукна, $k_{c\perp}$ – коефіцієнт фільтрації сукна,

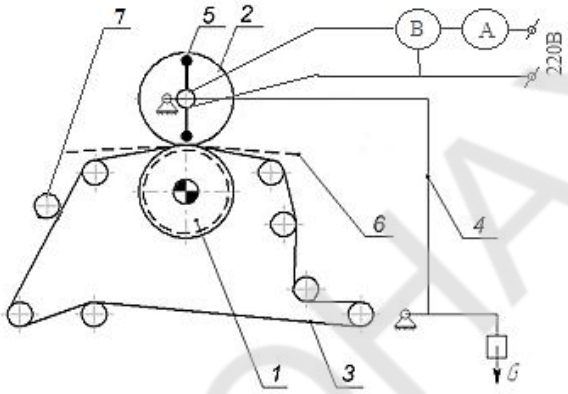
z — товщина картону і сукна, z_c — товщина сукна.

За кількістю води, що видаляється з паперового полотна знаходимо кінцеву сухість паперового полотна після пресування:

$$S_K = \frac{100 g_п S_п}{g_п - 1000 \rho_B S_п Q} \tag{12}$$

де $g_п$ – маса 1 м^2 паперу, $S_п$ – початкова сухість, $\rho_в$— густина води.

З метою перевірки адекватності математичного описання. Були проведені експериментальні дослідження процесу гарячого пресування на лабораторній установці, зображеній на рисунку 1.



1 – вал жолобчатий; 2 – вал гарячий; 3 – пресове сукно; 4 – важільний механізм притискання; 5 – нерухомий електричний нагрівач; 6 – картонне полотно; 7 – тахометер

Рис. 1 - Схема експериментальної установки

В процесі дослідження на експериментальній установці вимірювали кінцеву сухість картонного полотна, температуру поверхні гарячого валу та час пресування. Метою дослідження було визначення впливу параметрів проведення процесу, а саме температури гарячого валу, лінійного тиску в захваті та часу пресування, на кінцеву сухість картонного полотна. Для дослідів в якості сировини використовувався картон 160 г/м2.

Результати експериментальних даних наведено на рисунку 2 і 3.

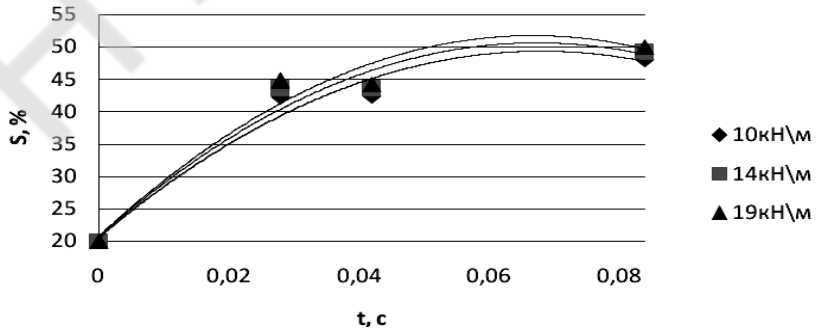


Рис. 2 - Залежність кінцевої сухості від часу пресування при різних лінійних тисках та температурі поверхні валу 100 °С і масі картону 160 г/м2

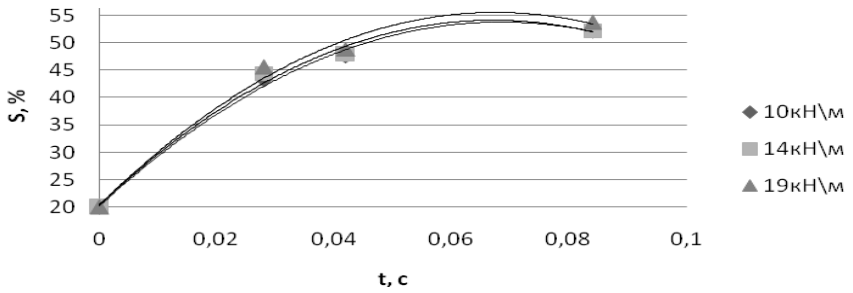


Рис. 3 - Залежність кінцевої сухості від часу пресування при різних лінійних тисках та температурі поверхні валу 150 °С і масі картону 160 г/м2

Висновки. Запропоновано математичну модель кінетики високотемпературного пресування картонного полотна. Отримано експериментальні залежності кінетики високотемпературного пресування та основні параметри процесу, необхідні для проектування гарячого пресу.

Перспективи подальших досліджень. Подальші дослідження кінетики високотемпературного пресування спрямовані на підтвердження адекватності математичної моделі гарячого пресування, розробку конструкції та створення методики розрахунку промислового зразка гарячого пресу.

Література

1. Кугушев И.Д. Процесс прессования бумаги./ Кугушев И.Д., Селедчик В.В., Алашкевич Ю.Д. - Бумажная промышленность, 1970. – С. 5-7.
2. Патент № 6398909 (US), МПК6 D 21 H 25/04. Method and apparatus for imprinting, drying, and reeling a fibrous web / Ingvar Klerelid – Заявка № 09/596187, 16.06.2000; Опубл. 04.06.2002
3. Марчевський В.М. Алгоритм розрахунку пресів папероробної машини. Методичні вказівки / Марчевський В.М., Свечков О.Л. - ВПК «Політехніка» Київ – 2003 р.
4. Новиков Н. Е. Прессование бумажного полотна/ Новиков Н.Е.. – М.: «Лесная промышленность», 1972 г. – 240 с.

УДК 28.17.19:23

МОДЕЛИРОВАНИЕ ПЕРКОЛЯЦИОННЫХ СИСТЕМ В СПЕЦИАЛИЗИРОВАННОМ ПРОГРАММНОМ КОМПЛЕКСЕ «ОДНО»

Герега А.Н., д-р техн. наук, доцент
Одесская национальная академия пищевых технологий

Описаны свойства специализированного программного комплекса, предназначенного для исследования перколяционных систем. Комплекс создан на основе метода мелкозернистого параллелизма, и используются как для генерации и изучения структуры и свойств модельных кластерных систем, так и для исследования гетерогенных материалов в промежуточной асимптотике.

The properties of a software environment, which is based on the fine-grain parallelism and oriented to the study of models of percolation systems, are presented. The software environment can be used for both generation and study of the structure and properties of a cluster system and for studying heterogeneous materials in the intermediate asymptotics.

Ключевые слова: мелкозернистый параллелизм, программный комплекс, перколяция, гетерогенные материалы, промежуточная асимптотика.

1. Введение

Непреходящая актуальность перколяционных методов исследования вещества в течение последних, примерно, пятидесяти лет связана с эффективностью теории протекания [1-3] при рассмотрении обширной области вопросов, относящихся к генезису и эволюции связных областей в материалах. В таких задачах обычно изучается и кластерная система физического тела, и ее влияние на объект в целом.

При возрастании концентрации элементов некоторой из подсистем материала может возникнуть перколяционный кластер, что приводит к структурному фазовому переходу. В момент перехода один из характерных размеров перколяционного кластера становится сравнимым с габаритами физического тела, и, как следствие, в материале скачкообразно изменяется корреляционная длина, появляется выделенное направление, понижается симметрия объекта. В зависимости от физической природы перколяционного кластера это может привести к возникновению аномальной диффузии, к эффектам упрочнения или к деструкции материала, к появлению спонтанной намагниченности в ферромагнетиках, к переходу Мотта в примесных полупроводниках, изменению тепло- и влагоемкости тела, и другим [1-7].

2. Специализированный программный комплекс ОДНО создан на базе программной системы WinALT [8], и предназначен для исследования моделей перколяционных систем. Программный комплекс (ПК) используется для генерации и изучения структуры и свойств модельных перколяционных кластеров различных модификаций, а также для исследования структуры композиционных материалов в промежуточной асимптотике.

ПК ОДНО предоставляет возможности конструирования алгоритмов и структур с разнообразными видами мелкозернистого параллелизма, а также средства для визуального и аналитического описания правил преобразований данных в моделях [8, 9].

Аналитический способ реализуется языком моделирования, который подразделяется на две части. Первая сформирована конструкциями общего назначения. Они служат для описания вычислений, управляющих структур, подпрограмм, модульной структуры сложной модели и библиотек подпрограмм и фрагментов моделей, импорта внешних модулей в модель или в саму систему.

Вторая часть языка отражает специфику проблемной области ПК ОДНО – исследование кластерных систем. Основные типы объектов специализированной семантики программного комплекса в этой части служат для описания кластерных структур, их частей, элементов, композиций и состояний. В программном комплексе реализованы конструкторы объектов: Cluster, Array, Dimension, Boundary, PercoCluster, DeadEnds, Lacuna, PercoField, UnitCluster, SubCluster и др.; и операторы языка для работы с объектами модели, в частности: Transform, Create Orderliness, PercoThresh, PercoLevel, CorrLength, FractDim, PCPower, Rewrite и др.

В качестве примера: для расчета клеточной информационной размерности кластера – второго члена спектра размерностей Реньи D1 (у А. Реньи нумерация начинается от нуля) – используется оператор InfDim, который обеспечивает расчет выражения

$$D_1 = -\lim_{\varepsilon \to 0} \left(S(\varepsilon) / \ln \varepsilon \right),$$

где ε – линейный размер ячейки палетки,

pi – вероятность модификации ячейки кластера.

В свою очередь InfDim использует оператор расчета энтропии Entropy

$$S(\varepsilon) = -\sum_{i=1}^{N(\varepsilon)} p_i \ln p_i,$$

и, по сути, имеет вид

$$D_1 = \lim_{\varepsilon \to 0} \left(\sum_{i=1}^{N(\varepsilon)} p_i \ln p_i / \ln \varepsilon \right).$$

3. Перколяция в фазовых пространствах свойств

Ряд физических величин, характеризующих композиционные материалы, имеют степенные концентрационные зависимости, претерпевающие излом в точке структурного фазового перехода. К ним относятся коэффициент Пуассона, модуль Юнга [10], коэффициенты диффузии, тепло- и электропроводности [1] и многие другие. Такое поведение позволяет визуализировать условия, при которых реализуется структурный фазовый переход, на графиках величин, характеризующих кластерную систему. На рис. 1-3 представлены результаты работ различных авторов, исследовавших поведение величин такого типа.

Программный комплекс ОДНО реализует представление полученных результатов в фазовых пространствах, определяемых пользователем.

В качестве иллюстрации рассмотрим результаты расчетов, проведенных в перколяционной модели эффект дальнодействия при ионной имплантации [4].

НТБОНАХТ

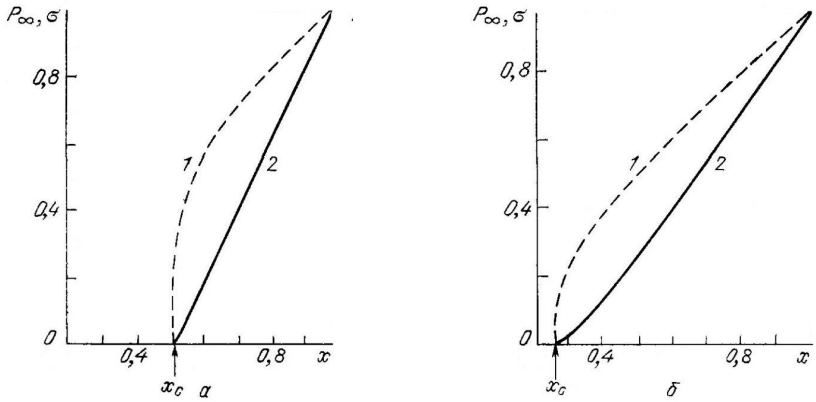


Рис. 1 - Зависимость мощности бесконечного кластера (1) и проводимости перколяционной сетки (2) от концентрации проводящей фазы в задаче связей на квадратной (а) и в простой кубической решетке (б) [1].

Суть эффекта – в изменении структуры материала на расстояниях от облучаемой поверхности, которые на несколько порядков превышают длину проективных пробегов ионов (иначе, глубину проникновения энергии облучения). Обычно это проявляется в увеличении плотности дефектов упаковки в объеме кристалла по сравнению с областью пробега ионов, возникновении в облученном кристалле аномальной диффузии, в немонотонном изменении (по мере набора дозы облучения) микротвердости образца на расстояниях до нескольких сотен микрометров от дефектного слоя, и некоторых других [12].

Предложенная в [4] перколяционная модель позволяет интерпретировать эффект дальнодействия как результат критического поведения аморфизированного слоя. В модели предполагается, что дефектный слой, расположенный на глубине наиболее вероятного проективного пробега ионов, представляет собой квазиплоскую несплошную совокупность аморфизированных областей различных размеров, причем при критической дозе облучения, часть областей объединяется, и в кристалле возникает перколяционный кластер аморфизированного слоя. Достижение критической концентрации дефектов в материале меняет характер степенной зависимости механических напряжений от расстояния: на графике функции возникает излом, что позволяет зафиксировать факт перехода и определить пороговую концентрацию.

Оказывается, этих предположений достаточно, чтобы объяснить немонотонность зависимости свойств образца от дозы облучения: области определенной степени разупорядоченности по мере набора дозы облучения теряют связность, и формируется перколяционный кластер из более разупорядоченных участков. В процессе имплантации ионов это происходит неоднократно, и приводит к скачкообразным изменениям величины механических напряжений, к выраженной немонотонности свойств облучаемого образца, в частности, микротвердости, а также позволяет объяснить наличие «магических» доз, при которых наблюдаются экстремумы свойств [4].

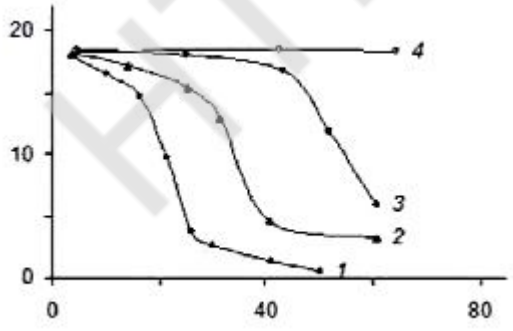


Рис. 2 - Зависимость объемного удельного сопротивления композитов (в усл. ед.) на основе полиэтилена от концентрации (в %) наполнителей: 1 – ацетиленовая сажа; 2 – графит; 3 – алюминиевая пудра; 4 – цинковая пыль [11]

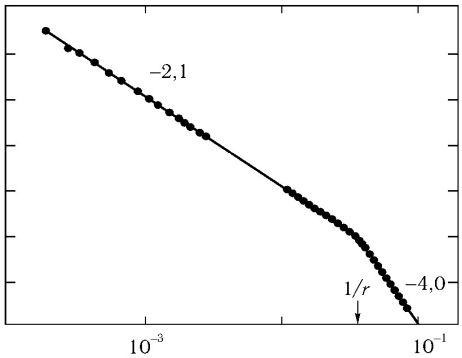


Рис. 3 - Зависимость интенсивности рассеянного излучения (в усл. ед.) от пространственной частоты (в мм-1) отражающей матрицы [2]

В среде ПК ОДНО реализована континуальная перколяционная модель образования аморфизированного слоя.

В модели координаты центров модифицированных «ионами» участков, из которых формируется перколяционный кластер, определяются методом Монте-Карло; их величину можно варьировать, что соответствует изменению энергии имплантируемых ионов. Участки считаются соединенными в случае контакта; если они перекрываются, степень разупорядочения возрастает. Предусмотрены четыре степени разупорядочения, а также режимы, «включающие» любое сочетание типов модифицированных областей, т. е. имеется возможность проследить образование перколяционного кластера из всевозможных сочетаний малых кластеров.

При малых дозах облучения дефектные образования можно рассматривать как отдельные скопления, которые создают механические напряжения, убывающие как $\sigma \sim r^{-3}$ [13]. По мере роста дозы возникает разупорядоченная область перколяционного типа, которая превращается в бесконечный кластер «только при условии, что его плотность превышает некоторую критическую величину [14]». При этом скачкообразно изменяется закон падения напряжений: оно уменьшается заметно медленней, и может быть аппроксимировано законом $\sigma \sim r^{-1}$. При дальнейшем увеличении дозы, перколяционный кластер аморфизированного слоя превращается в «сплошную стенку» с экспоненциально спадающим полем напряжений [13]. Естественно, что столь резкие изменения характера механических полей в материале, существенно видоизменяют равновесное распределение дефектов, и могут приводить к образованию областей с повышенным содержанием дефектов вдали от области вероятнейшего пробега ионов.

На рис. 4 показан характер изменения механических напряжений, создаваемых перкокластером дефектной области, от модельной дозы облучения (числа справа – степень аморфизации, отрицательные числа – показатели закона $\sigma = f(r)$), а на рис. 5 – эволюция областей различной степени аморфизации по мере набора модельной дозы. Видно, что, как и следовало ожидать, первоначальный рост объема областей определенного типа сменяется убыванием: образование более разупорядоченных областей происходит за счет имеющих большую упорядоченность. В модельных экспериментах можно наблюдать и за изменением характера процесса формирования областей с различной аморфизацией. Например, на рис. 5 видно, что на заключительной стадии формирования перколяционного кластера в дефектном слое скорость генерации четырежды разупорядоченных модельных областей убывает, т.е. процесс роста этих областей идет с замедлением; трижды разупорядоченных – с положительным ускорением.

4. Эффективные параметры кластерных систем и их статистические распределения

Помимо задач, связанных с критическим поведением, безусловный интерес в перколяционных исследованиях и, в частности, при изучении кластерных структур гетерогенных материалов представляют вопросы статистики. В ПК ОДНО предусмотрена возможность статистических исследований малых (неперколяционных) кластеров, «мертвых концов [3]», лакун и полостей различного происхождения, сетей трещин и внутренних границ. Программный комплекс позволяет устанавливать тип распределения, определять его параметры, получать графическое представление данных.

В комплексе ОДНО реализованы процедуры расчета эффективных и средних значений физических величин, описывающих кластерную систему.

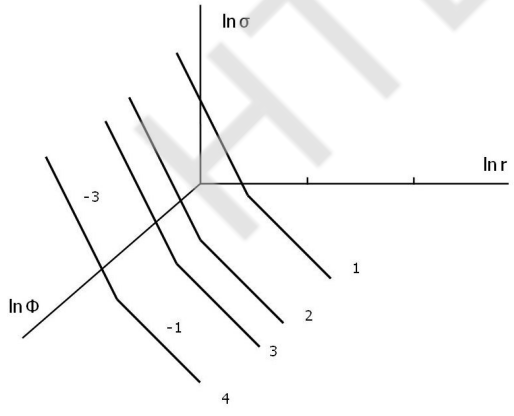


Рис. 4 -- Зависимость величины механических напряжений σ, создаваемых перкокластером дефектной области, от расстояния и модельной дозы облучения Ф

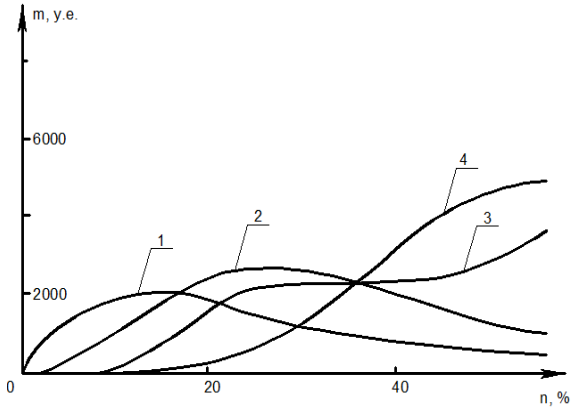


Рис. 5 - Кинетика разупорядочения областей модельного дефектного слоя по мере роста его аморфизации. Числа на полочках – степень аморфизации

В качестве иллюстрации рассмотрим определение эффективного радиуса малого фрактального кластера [7].

Для этого положим, что силы взаимодействия между частицами кластера пропорциональны r – 2, и рассчитаем напряжённость поля внутри него. При расчёте взаимодействия соприкасающиеся частицы, как известно, дают экспоненциально большой вклад. Эти расходящиеся слагаемые устраняются в ПК ОДНО с помощью простого правила: частицы, расположенные на расстоянии 2-3 средних радиусов частиц от точки, в которой рассчитывается поле, исключаются из расчёта напряжённости в ней. В рамках модели это приводит к тому, что экспериментальные зависимости E (r) внутри кластера аппроксимируются линейной функцией, а на расстоянии 5-10 радиусов от него – функцией 1/ r 2 (рис. 6).

Именно такой характер зависимости E (r) позволяет ввести понятие эффективного радиуса кластера – радиуса сферы, которая могла бы заменить его при описании силовых взаимодействий. Если использовать сравнение с классическим результатом – полем сплошной сферы, – то видно, что эффективный радиус равен абсциссе точки пересечения аппроксимационных кривых графика зависимости E (r).

Другой аспект необходимости вычисления эффективных значений – изучение происходящих в перколяционных кластерах процессов различной природы. В ПК ОДНО это реализуется посредством «декомпозиции» перколяционных кластеров: в геометрически тождественных кластерах могут быть реализованы процессы различной физической природы, при этом, например, эффективная длина «мертвых концов» при изучении теплопроводности, диффузии или электропроводности будет существенно разниться.

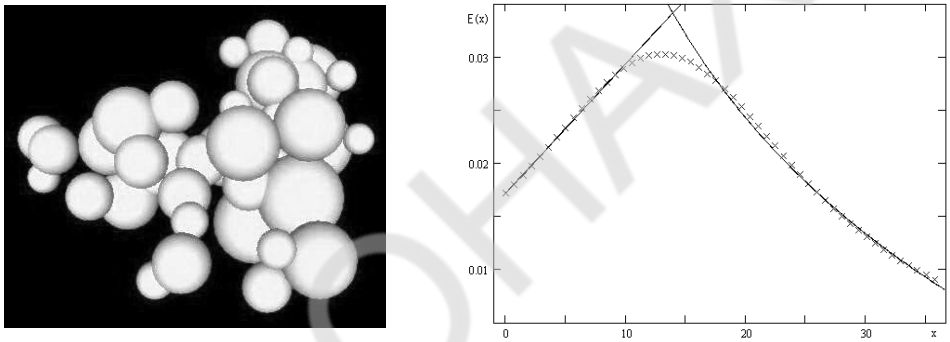


Рис. 6 - Модельный кластер и график зависимости напряжённости его силового поля (в усл. ед.) от расстояния

5. Заключение

Работа по расширению возможностей комплекса ОДНО продолжается в двух направлениях. Первое – создание библиотек вычислительных модулей, подпрограмм, фрагментов моделей, режимов моделирования и визуализации данных для решения обширного спектра перколяционных задач. Кроме того, создание возможностей для модификации задач в традиционной постановке в пространстве двух и трех измерений и их обобщения на произвольное число измерений в фазовых пространствах свойств кластерных систем твердотельных материалов.

Второе направление – создание программного продукта, имеющего аналитические и графические возможности моделирования объектов и систем произвольной природы, которые содержат связные области, образующиеся в стохастических процессах. Планируется, в частности, что у исследователя будет возможность определять семантику части операторов программного комплекса, например, связности, которую можно будет трактовать достаточно широко (почти произвольно).

Литература

1. Соколов И.М. Размерности и другие критические показатели в теории протекания. // УФН. – 1986. – Т. 150, вып. 2. – С. 221-255.
2. Федер Е. Фракталы. – М.: Мир, 1991. – 254 с.
3. Шкловский Б.И., Эфрос А.Л. Электронные свойства легированных полупроводников. – М.: Наука, 1979. – 416 с.
4. Герега А.Н. Моделирование кластерных структур в материале: силовые поля и дескрипторы. // Физическая мезомеханика. – 2013. – Т. 16, №5. – С. 87-93.

5. Oshmyan V.G., Knunyants N.N., Tovmasyan Yu.M., Topolkaraev V.A., Manevich L.I. Theoretical-experimental investigation of the static deformation of particulate composites. // Mechanics of Composite Materials. – 1984. – V.20, No.3. – P. 306-313.
6. Герега А.Н. Физические аспекты процессов самоорганизации в композитах. 1. Моделирование перколяционных кластеров фаз и внутренних границ. // Механика композиционных материалов и конструкций. – 2013. – Т. 19, №3. – С. 406-419.
7. Герега А.Н., Выровой В.Н., Дрик Н.Г. Моделирование внутренних границ как элементов структуры материала. / Материалы XVII международной конференции по вычислительной механике и современным прикладным программным системам. – М.: Изд-во МАИ, 2011. – С. 57-59.
8. Ostapkevich M., Piskunov S. The Construction of Simulation Models of Algorithms and Structures with Fine-Grain Parallelism in WinALT. // Lecture Notes in Computer Science. – Heidelberg: Springer-Verlag, 2011. – V. 6873. – P. 192-203.
9. Герега А.Н. Моделирование структурных фазовых переходов методом мелкозернистого параллелизма. // Автоматизация технологических и бизнес-процессов. – 2013. – № 11/12. – С. 10-13.
10. Берлин А.А. Принципы создания композиционных полимерных материалов. – М.: Химия, 1990. – 240 с.
11. Шевченко В.Г. Основы физики полимерных композиционных материалов. – М.: МГУ, 2010. – 98 с.
12. Овчинников В.В. Радиационно-динамические эффекты. Возможности формирования уникальных структурных состояний и свойств конденсированных сред. // УФН. – 2008. – Т. 178, №9. – С. 991-1001.
13. Косевич А.М. Физическая механика реальных кристаллов. – Киев: Наукова думка, 1981. – 328 с.
14. Смирнов Б.М. Свойства фрактального агрегата. // УФН. – 1989. – Т. 157, вып. 2. – 357-360.

УДК 663.938

ПРИМЕНЕНИЕ ТЕОРИИ ПОДОБИЯ В ЗАДАЧАХ ЭКСТРАГИРОВАНИЯ В МИКРОВОЛНОВОМ ПОЛЕ

Терзиев С.Г., канд. техн. наук, ассистент, Макиевская Т.Л., канд. техн. наук
Одесская национальная академия пищевых технологий

Анализируются проблемы моделирования процесса экстрагирования при микроволновом подводе энергии. Обосновываются преимущества методов теории подобия. Приведена схема получения модели в критериальной форме. Определены константы в критериальном уравнении.

The problems of modeling extraction process under microwave energy supply are analized. Advantages of similarity theory methods are proved. The schemes of receiving the model in criterial form are given. The constants of criterial equation are determined.

Ключевые слова: моделирование, теория подобия, экстрагирование, микроволновые технологии.

Введение. Процесс экстрагирования является ключевым в технологии растворимого кофе. Он в значительной степени определяет энергетические затраты, степень извлечения целевых компонентов, вкусоароматические качества готового продукта [1]. Технологическое оборудование для экстрагирования из зерен кофе отличается громоздкостью, металлоемкостью. Высокотемпературная обработка сырья в экстракторах существенно снижает качество экстракта. Актуальной является задача поиска новых технических решений для процессов экстрагирования из зерен кофе.

Совместные исследования в ОНАПТ и предприятия «Енни Фудз» обосновали перспективы применения микроволновых технологий для интенсификации процесса экстрагирования [2- 4]. Однако совершенствование оборудования такого класса требует решения серьезных проблем по их моделированию. Известные научные школы по проблемам экстрагирования не дает ответов на пути моделирования поставленной задачи. Проблема в сложном, комбинированном воздействии на систему инерционных, диффузионных, и энергетических потоков. В результате эффект определяется рядом движущих сил: традиционных при экстрагировании и специфических. Последние возникают за счет взаимодействием микроволнового поля (МВ) с полярными молекулами сырья. Возникают потоки, движущей силой которых являются турбулентная бародиффузия, вихревая диффузия, механодиффузия [5, 6]. Аналитическое и численное моделирование таких процессов затруднено, а для построения инженерных методик расчета целесообразно привлекать методы теории подобия [7].

Математическая модель процесса проточного экстрагирования в МВ-поле. Моделируются условия массопереноса из кофейного сырья в поток экстрагента, который движется сквозь слой сырья. Наличие трех движущих сил: внутри- внешне- и бародиффузионных, инициирует три массовых потока. Результирующеий эффект учтем эффективным коэффициентом массоотдачи (βЭ). Искомая функциональная зависимость коэффициента массоотдачи βЭ = f (H, L, ρ, μ, w, D, r, N, k, ΔX, g) определяется 12 параметрами (табл.3):

Таблица 3 - Список параметров

Параметр	Символ	Размерность
Коэффициент массоотдачи	βЭ	м · с-1
Высота слоя	H	м
Длина слоя	L	м
Средняя плотность потока	ρ	кг · м-3
Средняя вязкость потока	μ	кг · м-1 · с-1
Средняя скорость потока	w	м · с-1
Коэффициент диффузии	D	м2 · с-1
Скрытая теплота парообразования	r	м2 · с-2
Мощность микроволнового поля	N	кг · м2 · с-3
Проницаемость слоя	k	м2
Разность концентраций	ΔX	кг · м-3
Гравитационная постоянная	g	м ·с-2

Все 12 параметров выражаются с помощью только 3 размерных единиц. Согласно π-теоремы связь между этими параметрами установлена в виде 9 безразмерных комплексов:

$$\pi_1 = \frac{H \cdot \rho \cdot \beta''}{\mu}$$

$$\left.\begin{aligned} &\pi_2 = \frac{\Delta X}{\rho}; \quad \pi_3 = \frac{H^3 \rho^{\cdot 2} g}{\mu^2}; \quad \pi_4 = \frac{H \rho w}{\mu}; \\ &\pi_5 = \frac{\rho . D}{\mu}; \quad \pi_6 = \frac{H^2 \rho^{\cdot 2} r}{\mu^{\cdot 2}}; \quad \pi_7 = \frac{H \rho^{\cdot 2} N}{\mu^{\cdot 3}}; \end{aligned}\right\} \qquad (1)$$

$$\pi_8 = \frac{k}{H^2} \qquad \pi_9 = \frac{L}{H}$$

Видно, что π4 – это число Рейнольдса, (π5)-1- число Шмидта, а π1 /π4 = β / w = Stm - массообменное число Стантона, комбинация π7 (π4π6)-1 = N (r w H2 ρ)-1 = Bu – число энергетического воздействия, предложенное Бурдо О.Г. [2, 3]. Осталось π8 = П – безразмерная проницаемость слоя сырья. Исключив из рассмотрения π2 – на основе которого строится число Грасгофа массообменного и которое не может оказать практического влияния в поточных аппаратах, а, также, π9 – значимое только для начальных участках слоя, окончательно получим модель в критериальной форме:

$$Stm = A\,(Re)^m\,(Sc)^n\,(Bu)^p\,(П)^k \qquad (2)$$

Таким образом, для случая экстрагирования в микроволновом поле при движении раствора сквозь пористый слой массообменное число Стантона определяется числом Рейнольдса, Шмидта, безразмерной параметрической проницаемостью и числом Бурдо, которое устанавливает соотношение мощности поля и той энергии, которая необходима для перевода раствора в паровую фазу.

Константы A, m, n, p и k определяются по результатам экспериментальных исследований.

Обобщение результатов экспериментов.

Полученные данные экспериментальных зависимостей обрабатывались при помощи программного пакета Microsoft Excel с целью оценки скорости процесса, определения значений соответствующих

коэффициентов массоотдачи (табл.1. 2).

Таблица 1 - Параметров потока под воздействием микроволнового поля

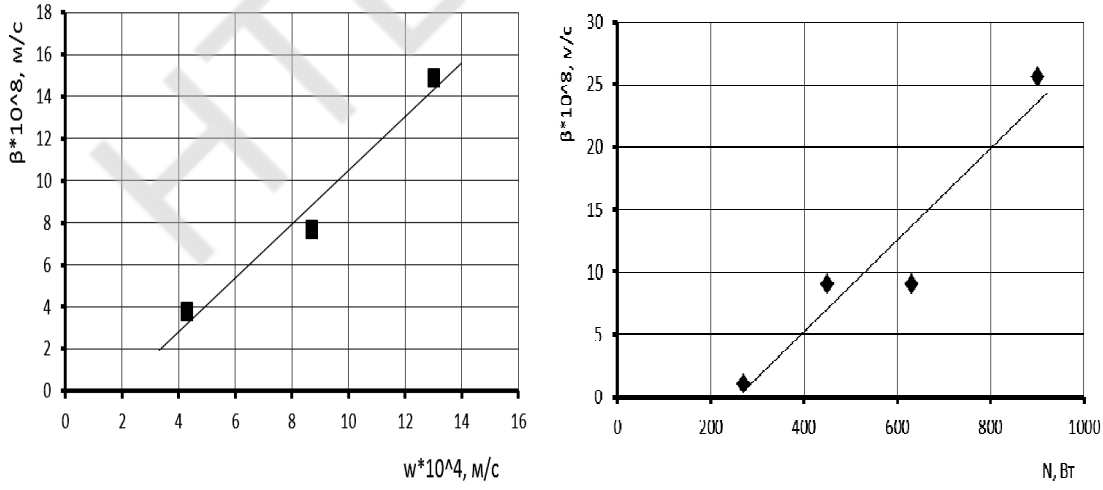
Сз, %	Стек, %	J·104,%/с	Δτ, с	ΔН·103,м	Re
при 40 ºС					
1,20	0,23	19,41	600	8	35,75
2,23	0,20	16,63	600	14	35,75
0,59	0,07	5,94	1440	20	35,09
1,87	0,19	15,89	720	27	35,75
при 50 ºС					
0,07	0,03	2,77	1920	8	41,20
1,12	0,09	7,39	1680	14	41,90
0,03	0,01	1,19	3480	20	40,50
0,95	0,10	7,94	1560	27	41,90

Аналогично базы экспериментальных данных были обработаны для всех серий опытов при других температурах, мощностей поля, расходов экстрагента, загрузки кассеты. Кинетические зависимости представлены на рис.1.

Таблица 2 - Интенсивность массоотдачи под воздействием микроволнового поля

ΔС тек, %	w·104, м/с	Vр·106, м3/с	Сз, %	β·108, м/с
при 40 ºС				
1,49	4,3	1	1,43	3,8
1,96	8,7	2	1,87	7,7
0,18	13,0	3	0,20	14,9
при 50 ºС				
1,26	4,3	1	1,20	2,9
1,00	8,7	2	0,95	4,0
0,01	13,0	3	0,01	5,1

Установлено, что при увеличении скорости потока в 2,5…3,5 раза коэффициент массоотдачи увеличивается в 2,7…5 раз соответственно. А при одинаковых числах Re и безразмерной параметрической проницаемости П значение коэффициента массоотдачи возрастает в 4 раза при увеличении мощности микроволнового поля в 2 раза.



а) б)

Рис. 1 - Зависимость коэффициента массоотдачи от скорости потока экстрагента (а) и мощности микроволнового поля (б)

Методом наименьших квадратов проведена обработка массива экспериментальных данных. Установлены константы при числе Рейнольдса (рис.2)

Показатель степени при числе Шмидта принят традиционным (0,43). Далее установлена степень влияния величины энергетического (микроволнового) воздействия (рис.3).

Таким образом, обработка массива экспериментальных данных позволила получить соотношение для расчета интенсивности массопереноса при экстрагировании из кофейного шлама в условиях действия микроволнового поля. В критериальной форме модель для расчета числа Стантона массообменного имеет вид:

$$Stm = 0{,}004\ (Re)^{-0{,}5}\ (Sc)^{0{,}43}(П)^{0{,}6}(Bu)^{0{,}33} \qquad (3)$$

Соотношение (3) рекомендуется для расчета и оптимизации микроволновых экстракторов из кофейного шлама. При использовании другого сырья методика обобщения базы экспериментальных данных остается аналогичной. Но саму базу экспериментальных данных следует получить.

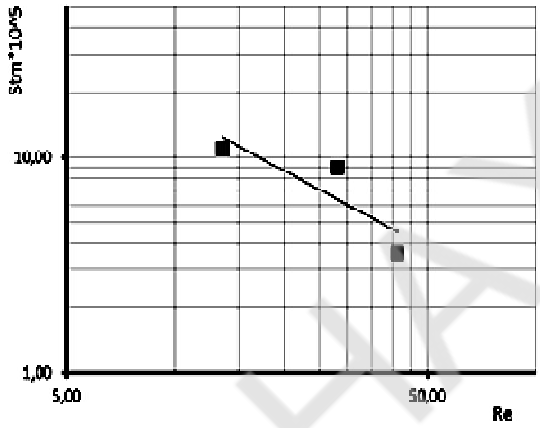
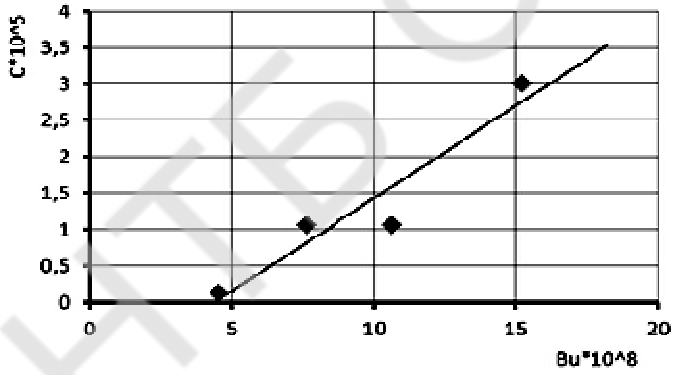


Рис. 2 - Зависимость числа Стантона от числа Рейнольдса (при N = 450 Вт/кг и температуре экстрагента 30 ºС)



$$C = \frac{St_m}{Re^{-0,5} \cdot Sc^{0,43}}$$

Рис. 3 - Зависимость комплекса чисел подобия С от числа парообразования Bu (значение безразмерной параметрической проницаемости П = 0,93)

Выводы. Интенсивность массоотдачи может определяться моделью в виде критериального уравнения зависимости массообменного числа Стантона от чисел Шмидта, числа Бурдо и параметрического комплекса, учитывающего проницаемость слоя. Движущей силой массопереноса считается степень истощения твердой фазы.

Литература

1. Нахмедов Ф.Г. Технология кофепродуктов. – М.: Легкая и пищевая промышленность, 1984. – 184 с.
2. Бурдо О.Г., Ряшко Г.М. Экстрагирование в системе «кофе- вода».- Одесса, 2007.- 176с.
3. Burdo O.G., Terzsev S.G., Knuish A.I., Kovalenko E.A. The New Ways of organization Heat Transfer in Food Industry Apparatuses /Proc. 5–th Int. Heat Pipes Symp.– Melbourne (Australia).– 1997.– P.7–14.

НТБОНАХТ

4. Бурдо О.Г.,Терзиев С.Г.,Яровой И.И.,Борщ А.А. Электромагнитные технологии обезвоживания сырья /Problemele energeticii regionale, Chisinau, №1 (18), 2012.- pp.69- 79.
5. Бурдо О.Г., Пищевые наноэнерготехнологии – Херсон, 2013 – 294с.
6. Бурдо О.Г. Механодиффузионный эффект массопереноса при экстрагировании в электромагнитном поле /«Харчова наука і технологія», № 4, 2012р., с.53-57.
7. Бурдо О.Г., Калинин Л.Г. Прикладное моделирование процессов переноса в технологических системах. Одесса, 2008. – 348 с.

УДК 664.8.047:536.6

ДОСЛІДЖЕННЯ ВПЛИВУ ПОПЕРЕДНЬОЇ ГІГРОТЕРМІЧНОЇ ОБРОБКИ НА ТЕПЛОВІ ХАРАКТЕРИСТИКИ ТА ЕФЕКТИВНІСТЬ ПРОЦЕСУ СУШІННЯ ПАРЕНХІМНИХ ТКАНИН КАРТОПЛІ

Дмитренко Н.В., Іванов С.О., Декуша Л.В., канд. техн. наук, ст. н. співр.,
Снєжкін Ю.Ф., д-р техн. наук, професор
Інститут технічної теплофізики НАН України, Київ

У статті наведені результати експериментального дослідження впливу попередньої гігротермічної обробки на теплові характеристики та ефективність процесу конвективного сушіння паренхімних тканин картоплі. Показано, що попередня гігротермічна обробка тканин картоплі призвела до збільшення як їх теплоємності, так і теплоти випаровування з них вологи. Але, за тих самих інших умов, процес сушіння гігротермічно обробленої картоплі виявився більш оптимальним, судячи зі зменшення за абсолютною величиною критерію Ребіндера.

The article represents the results of a study of the influence preliminary hydrothermal treatment on thermal characteristics and efficiency of convective drying process of potato parenchyma. It is shown that the preliminary hydrothermal treatment of potato tissue caused an increase in their heat capacity and heat of vaporization of them moisture. But, under otherwise identical conditions, the drying process of treated potato was more optimal, judging by the decrease in the criterion Rebinder absolute value.

Ключові слова: картопля, сушіння, гігротермічна обробка, теплоємність, теплота випаровування, критерій Ребіндера.

Сушіння вологої сировини є одним з найефективніших засобів її підготування до довгочасного зберігання та наступної переробки. Однією з можливостей збереження кольору, смаку, запаху, вітамінної активності рослин в процесі промислового сушіння є їх попереднє бланшування. Під час такої гігротермічної обробки відбуваються складні фізичні, фізико-хімічні, структурні та біохімічні перетворення: інактивуються ферменти, припиняються окисні процеси, клітини набухають, протоплазма коагулює і відстає від клітинних оболонок. Бланшування картоплі призводить, до того ж, до часткової або повної клейстеризації крохмалю паренхімних тканин. Все це, в свою чергу, здатне призвести до змін у співвідношенні вільної та зв'язаної води в рослинних тканинах [1] і, як наслідок, до змін в їх теплоємності і теплоті випаровування з них вологи. Оскільки ефективність процесу сушіння в кожний конкретний момент часу відслідковують за співвідношенням між теплотою, яку витрачено на нагрів матеріалу, та теплотою, яку витрачено на випаровування з нього вологи (за критерієм Ребиндера Rb), можна припустити, що застосована попередня обробка призведе до змін і в цьому оптимізаційному критерії.

Експериментальне дослідження впливу гігротермічної обробки паренхімних тканин картоплі на їх теплові характеристики та оптимізаційний критерій їх сушіння є основною метою роботи.

Спеціально для такого роду досліджень в ІТТФ НАН України було розроблено установку синхронного теплового аналізу ДМКИ-01 [2, 3] – диференціальний мікрокалоріметр випаровування, що суміщує в собі можливості диференціальної мікрокалориметрії і термогравіметрії. Прилад дозволяє визначати питому теплоту випаровування вологи з таких речовин як харчові, фармацевтичні, лакофарбні матеріали, розчини і розчинники. Через конструктивні особливості його можна використовувати також для виміру їхньої теплоємності.

Для дослідження було використано зразки паренхімних тканин картоплі сорту «Дніпрянка» (селекція Інституту картоплярства НАН України) розмірами від 1х2х2 мм до 2х3х3 мм. Попередню обробку проводили шляхом нагрівання зразків в киплячій воді до моменту досягнення ними температури 95 °С. Підсушування зразків необробленої картоплі, для отримання необхідного спектру вологості при визначенні теплоємності, проводили в вакуумній шафі, щоб запобігти ферментативному потемненню.

Підсушування зразків бланшованої картоплі провадили конвективним способом при температурі теплоносія 60…70 ºС.

Використання установки ДМКИ-01 для виміру першої важливої складової критерію Ребиндера – теплоємності – базується на традиційної схемі диференціального виміру теплових потоків, що виникають в двох різних комірках калориметру (робочої та порівняння) при їх нагріванні. Дослід проводився за стандартизованою методикою [4] з використанням методу покрокового сканування. При цьому весь досліджуваний температурний діапазон поділяють на інтервали, проводять покрокове підвищення температури в цих інтервалах та визначають кількість теплоти, яку було витрачено на нагрів зразка від початкової до кінцевої температури інтервалу. Температурою віднесення визначеної за результатами досліду питомої теплоємності є, при цьому, середнє значення температури інтервалу. При визначенні теплоємності вологих зразків комірки калориметру додатково закривають ізолюючою мембраною для запобігання випаровування вологи під час досліду.

З результатів дослідів (рис. 1) бачимо, що залежність від температури питомої теплоємності сухих тканин картоплі має вигляд, що є характерним для теплоємності складних твердих тіл. З ростом температури довкілля і енергії теплового впливу на речовину відбувається поступовий ріст питомої теплоємності з-за активації все нових та нових коливальних і обертальних ступенів свободи молекул і атомів складного тіла, якім є високі паренхімні тканини. При збільшенні вологості теплоємність тканин картоплі поступово наближується до теплоємності води (4,17…4,22 кДж/(кг*К).

Зауважу, що на залежностях для теплоємності не обробленої картоплі ми спостерігаємо пікове збільшення теплоємності для тканин з вологістю більше ніж 50%. Оскільки цей ендотермічний ефект з'являється після прогріву тканин до температури вищій ніж 60°С, ми пов'язали його з процесом клейстеризації крохмалю в достатньо зволожених тканинах картоплі. Цікавим є той факт, що пік знаходиться в діапазоні температур 60…90°С, а його максимум зі зменшенням вологості тканин зміщується в бік більш високих температур. Це дає можливість шляхом відповідного підбору технологічних параметрів провести сушіння необробленої картоплі без руйнування нативних структур її крохмалю.

Процес попереднього прогріву тканин у киплячій воді до температури 95°С призвів до змін в їх теплоємності (рис. 1) порівняно з теплоємністю тканин не підданих попередньої обробці. Оскільки теплоємність є структурно чутливою характеристикою, то ріст за абсолютною величиною теплоємності високих тканин бланшованої картоплі, порівняно з високими небланшованими, свідчить про руйнування нативних структур картоплі, та відповідне збільшення кількості коливальних та обертальних ступенів свободи її молекул. До того ж процес клейстеризації крохмалю призвів до збільшення в вологих тканинах картоплі кількості зв'язаної води [5], теплоємність якої більша ніж теплоємність вільної. Тобто застосована попередня обробка паренхімних тканин картоплі призвела до загального збільшення їх теплоємності: невеликого на початку сушіння та більш значного наприкінці, коли нівелюється вклад теплоємності вільної води в загальну теплоємність матеріалу.

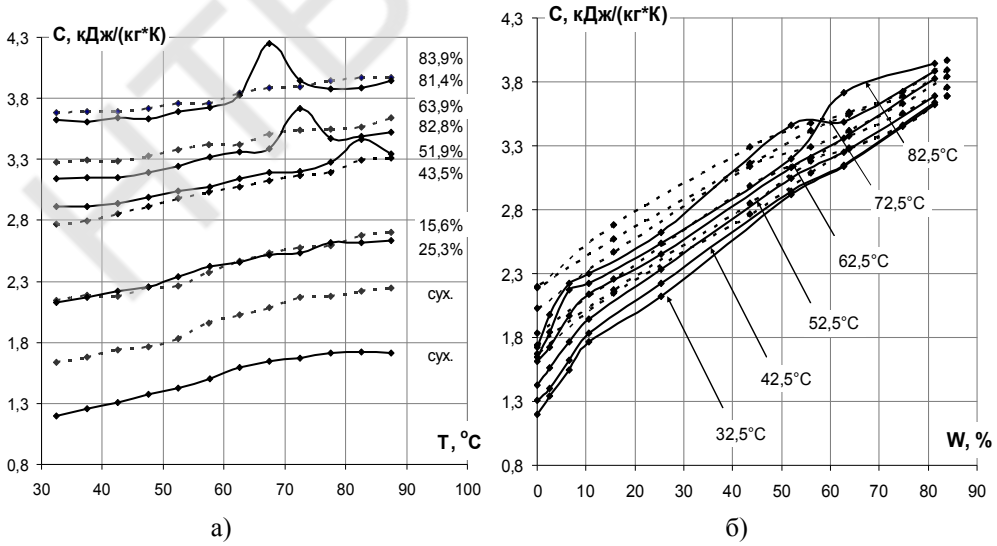


Рис. 1 - Залежність питомої теплоємності бланшованих (- - -) та не бланшованих (—) паренхімних тканин картоплі від температури при різній їх відносній вологості (а) та від відносної вологості при різній температурі (б).

Результаті наведені на рисунку 1б свідчать, що питома теплоємність як бланшованої, так і не бланшованої картоплі загалом практично лінійно залежить як від температури, так і від вологості тканин в діапазоні температур t = 32,5…87,5°С та відносної вологості W ≥ 6,6%. Це відповідає традиційним уявленням щодо характеру зміни теплоємності рослинних тканин [6]. В цьому діапазоні температур і вологості була проведена математична обробка експериментальних даних та, на підставі лінійної апроксимації, отримані формули, придатні для розрахунку теплоємності с картоплі не бланшованої:

$$c = 1{,}3301 + 0{,}0257\ W + 0{,}0133\ t - 9*10\text{-}5\ W\ t,\ кДж/кг$$

та бланшованої:

$$c = 1{,}1013 + 0{,}0285\ W + 0{,}0117\ t - 7*10\text{-}5\ W\ t,\ кДж/кг.$$

В області вологості нижчій ніж 6,6 % лінійний хід теплоємності картоплі порушується (рис. 1б) – для не бланшованих тканин значніше, ніж для бланшованих. Таке ж порушення закону адитивності було виявлено нами раніше при дослідженні теплоємності паренхімних тканин яблука [7] та пов'язано з фазовим переходом тканин низької вологості з твердого стану в еластичний через пластифікуючу дію малої кількості води на біополімери [8].

Для визначення другої важливої складової критерію Ребиндера – питомої теплоти випаровування, в ДМКИ-01 реалізовано метод безперервного виміру кількості теплоти, витраченої на випаровування вологи з матеріалу в процесі ізотермічної сушки, та одночасного безперервного виміру відповідного зменшення маси зразка. Поточні значення питомої теплоти випаровування вологи з матеріалу, при цьому, визначають за формулою:

$$r_i = \frac{\int_{\tau_i}^{\tau_{i+1}} q(\tau)d\tau}{m(\tau_i) - m(\tau_{i+1})} \qquad (1),$$

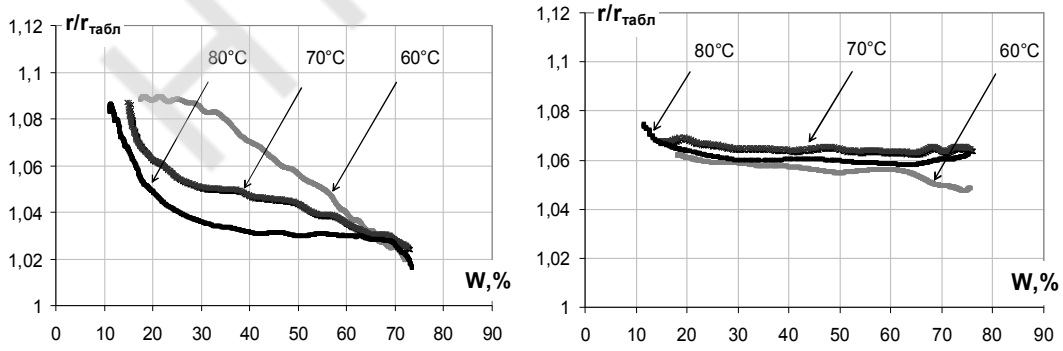
де ri – питомі витрати теплоти на випаровування вологи за час сушки від τi до τi+1, кДж/кг;

τi та τi+1 – поточні моменти часу сушки, с;

q(τ) – диференціальний тепловий потік всередині робочої камери теплового блока ДМКИ-01 як функція часу, Дж/с;

m(τi) та m(τi+1) – маса зразка в моменти часу τi та τi+1, кг.

Сушіння сировини під час визначення питомої теплоти випаровування вологи проводили конвективним способом, всередині робочої камери теплового блоку ДМКИ-01, при температурі теплоносія 60, 70 і 80 ºС, його швидкості 0,4 см/с та вологовмісті 3 г/кг сухого повітря. Результати експериментів наведені на рисунку 2 в координатах залежності теплоти випаровування води зі зразків бланшованої та не бланшованої картоплі r, приведених до табличних значень rтаб теплоти випаровування чистої води [9], від відносної вологості W.



а) б)

Рис. 2 - Зміна приведеної питомої теплоти випаровування води з нативних (а) та попередньо бланшованих (б) паренхімних тканин картоплі при зменшенні їх відносної вологості під час сушки при різних температурах.

Як бачимо з рисунку 2, перевищення експериментально отриманої теплоти випаровування над табличними значеннями для теплоти випаровування чистої води починається вже на ранніх етапах сушки і к моменту видалення гігроскопічної вологи може доходити до 9 %. Цій результат відрізняється від традиційних уявлень щодо залежності теплоти випаровування вологи з рослинних тканин від їх вологовмісту. Він свідчить про видалення зв'язаної вологи при сушінні рослинних тканин одночасно з вільною. Хоча традиційно вважається, що на протязі всього часу видалення вільної води кількість зв'язаної не змінюється, а істотне зростання енерговитрат на випаровування відбувається на заключному III етапі сушки рослинної сировини і обумовлено початком видалення гігроскопічної вологи.

Крім того, треба відзначити, що приведена питома теплота випаровування води з бланшованих паренхімних тканин картоплі для температур сушки 60, 70 и 80°С практично співпадає в межах похибки приладу (≤1%) (рис. 2б). Значення ж приведеної питомої теплоти випаровування води з нативних паренхімних тканин картоплі (рис. 2а) істотно відрізняються для різних температур сушки. Ми пов'язуємо це, перш за все, з реакціями ферментативного та не ферментативного браунінгу в тканинах картоплі, які призводять до загального збільшення витрат теплоти на сушіння, що фіксується ДМКИ-01 як збільшення витрат на зневоднення. Інтенсивність цих реакції залежить від температури і в наших дослідах була максимальною при температурі сушки 60°С – потемнення зразків при цьому було досить значним. При зростанні температури сушки до 70°С паренхімні тканини картоплі змінили колір лише частково, а під час сушки при температурі 80°С зміни кольору зразків взагалі не відбулося. Тобто вплив реакцій ферментативного та не ферментативного браунінгу на витрати теплоти при зневодненні нативних тканин картоплі поступово зменшується зі зростанням температури, що і призводить до різниці в значеннях приведеної питомої теплоти випаровування води з нативних паренхімних тканин картоплі при різних температурах сушки.

При порівнянні ж витрат теплоти на випаровування вологи з бланшованих тканин картоплі із витратами теплоти на випаровування вологи з нативних тканин (рис. 2б та 2а) бачимо, що застосована попередня обробка призвела до загального збільшення цих витрат при температурах сушіння 70 і 80°С. Це явище є цілком закономірним, бо клейстеризація крохмалю під час бланшування призводить до збільшення кількості зв'язаної води в зразках картоплі [5], а її теплота випаровування, як і теплоємність, більша ніж у вільної.

На підставі експериментально отриманих даних щодо теплоємності попередньо оброблених та необроблених паренхімних тканин картоплі і теплоті випаровування з них вологи було вирахувано критерій Ребиндера Rb оптимальності застосованого конвективного сушіння (рис. 3). Оскільки теплота випаровування за допомогою ДМКИ-01 може бути визначена лише після закінчення етапу попереднього прогріву зразків, зміну числа Rb під час сушки на рисунку 3 також представлено, починаючи з моменту закінчення попереднього прогріву зразків.

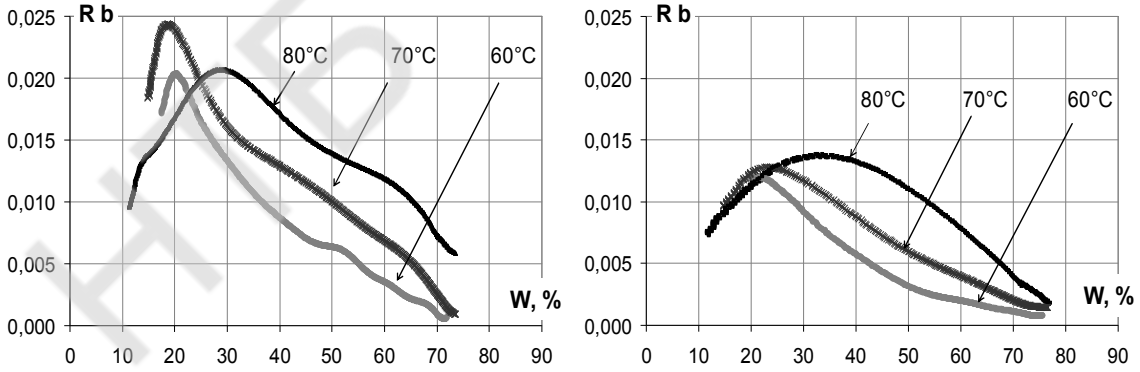


Рис. 3 - Зміна числа Rb під час сушки при різних температурах паренхімних тканин картоплі нативної (а) та попередньо бланшованої (б) в залежності від зменшення їх відносної вологості

З порівняння кривих, наведених рисунках 3а та 3б бачимо, що застосована гігротермічна обробка призвела до змін в оптимізаційному критерії сушки паренхімних тканин картоплі. Хоча після бланшування збільшились як теплоємність тканин, так і теплота випаровування з них вологи, але в різному ступеню, і в підсумку критерій Rb зменшився за абсолютною величиною. Це означає, що сушіння бланшованої картоплі є більш оптимальним за співвідношенням у витраті енергії на нагрів матеріалу к витратам на випаровування з нього вологи.

Висновки

За допомогою розробленої в ІТТФ НАН України установки синхронного теплового аналізу ДМКИ-01 було експериментально досліджено теплоємність бланшованих та не бланшованих паренхімних тканин картоплі та питому теплоту випаровування з них вологи – теплові характеристики необхідні для визначення критерію Ребіндера ефективності їх сушки.

Отримані експериментальні результати показали, що процес прогріву тканин картоплі в киплячій воді до температури 95°С призвів до збільшення як теплоємності тканин, так і теплоти випаровування з них вологи. Причиною цього, очевидно, є збільшення кількості зв'язаної води в тканинах картоплі через клейстеризацію крохмалю тканин під час бланшування.

На підставі експериментально отриманих даних щодо теплоємності попередньо оброблених та необроблених паренхімних тканин картоплі і теплоті випаровування з них вологи було вирахувано критерій Ребиндера Rb ефективності їх сушки. Результати розрахунку показали, що сушіння бланшованої картоплі є більш оптимальним за співвідношенням у витраті енергії на нагрів матеріалу к витратам на випаровування з нього вологи.

Література

1. Михайлик В.А., Дмитренко Н.В., Михайлик Т.А. Влияние термического воздействия на состояние воды в растительных тканях // Промышленная теплотехника – 2007. – Т.29, №7. – С.212-217.
2. Патент України № 84075 МПК G01 N25/26, G01 N25/28 / Калориметричний пристрій для визначення питомої теплоти випаровування вологи і органічних рідин з матеріалів / Снєжкін Ю.Ф., Декуша Л.В., Дубовікова Н.С., Грищенко Т.Г., Воробйов Л.Й., Боряк Л.А. – Заявка № a2006 13266 від 15.12.2006
3. Дубовикова Н.С., Снежкин Ю.Ф., Декуша Л.В., Воробьев Л.И. Теплометрический прибор синхронного термического анализа для определения удельной теплоты испарения // Промышленная теплотехника. – Киев, 2013, – Т. 35, № 2. – С. 87–95.
4. Пластмаси. Диференціальна сканувальна калориметрія. Частина 4. Визначення питомої теплоємності: ДСТУ ISO 11357-4:2010. – [Введено 2012-01-01]. – К.: Держспоживстандарт України, 2011. – 8 с.
5. Грабовська О.В., Парняков О.С., Михайлик В.А. Дослідження стану води в крохмальних суспензіях та клейстерах // Наукові праці ОНАХТ. – 2011. – Вип. 40, т.2. – С. 76-79.
6. Гинзбург А.С., Громов М.А. Теплофизические характеристики картофеля, овощей и плодов. – М.: Агропромиздат, 1987. – 272 с.
7. Михайлик В.А., Дмитренко Н.В., Снєжкін Ю.Ф. Изменение удельной теплоемкости паренхимных тканей яблок при обезвоживании // Инженерно-физический журнал. – 2014. – Т.87, №1. – С. 45-50.
8. Бернштейн В.А., Егоров В.М. Дифференциальная сканирующая калориметрия в физикохимии полимеров. – Ленинград: Химия, 1990. – 256 с.
9. Александров А.А., Григорьев Б.А. Таблицы теплофизических свойств воды и водяного пара: справочник [рек. гос. службой стандартных справочных данных. ГСССД Р-776-98]. – М.: МЭИ, 1999. – 168 с.

УДК 631.417:547.992

ОБГРУНТУВАННЯ МЕТОДІВ СТВОРЕННЯ МІНЕРАЛЬНО-ОРГАНІЧНИХ РЕЧОВИН НА БАЗІ ЛУГІВ ГУМАТІВ СОНЯШНИКОВОГО ПОПЕЛУ

Степанюк А.Р., канд. техн. наук, доцент, Борисенко Є.Ю., магістрант
Національний технічний університет України «Київський політехнічний інститут», м. Київ

Розглянуто принципи та обгрунтувано методи створення мінерально-органічних речовин. Підібрано фізичну модель екстракції гуматів на базі лугів соняшникового попелу та бурого вугілля та торфу.

Principles and methods of producing the mineral-organic matter were considered and justified. Physical model of humates extraction based on the alkali of sunflower ash, brown coal and peat was chosen.

Ключові слова: гумат, мінерально-органічне добриво, попіл, сульфат амонію.

При високому рівні агротехніки потрібно використовувати добрива, які відкривають можливості керування врожайністю, підвищення її в декілька разів, щоб вдосталь забезпечити потреби країни в продуктах харчування та промисловості в сировині.

Виробництво мінеральних добрив є найбільшої підгалуззю хімічного виробництва. Це одна з найбільш прибуткових і фінансово-стійких галузей не тільки в хімічному комплексі, але й у промисловості України в цілому. Продукція українських підприємств конкурентоздатна й користується постійним попитом на зовнішньому й внутрішньому ринках [1].

Протягом останніх років в Україні використовується фактично природний потенціал земель і ті запаси, які були створені за період інтенсивного застосування добрив. В даний час спостерігається помітне зниження вмісту гумусу і поживних елементів, особливо на малородючих грунтах, близько 90% орних земель охоплено процесами деградації. Площі кислих грунтів збільшилися на 25-30 %, і зниження продуктивності призвело практично до того, що рослинництво є нерентабельним на бідних грунтах зони Полісся. У зоні Лісостепу врожайність зернових становить 20-25 ц/га, цукрових буряків - 150-200 ц/га [1].

Родючість ґрунтів визначається природними запасами мінеральних речовин і особливо, гумусу, вміст якого без втручання людини в ґрунті збільшувався. В сучасних умовах ведення інтенсивного сільського господарства відбувається значний винос поживних речовин і, зокрема, гумусу, фосфору і калію. Практично єдиний шлях вижити в умовах конкуренції - підвищення продуктивності рослинництва за рахунок інтенсифікації. Найбільш ефективний шлях, як показує світовий досвід, підвищення врожайності сільськогосподарських культур за рахунок внесення мінеральних добрив.

Майже половина господарств збиткові. У сучасних ринкових умовах такий рівень продуктивності рослинництва при високій собівартості продукції не забезпечують нормального функціонування господарств.

Практично єдиний шлях вижити в умовах конкуренції - підвищення продуктивності рослинництва за рахунок інтенсифікації. Найбільш ефективний шлях, як показує світовий досвід, підвищення врожайності сільськогосподарських культур за рахунок внесення мінеральних добрив.

Аналіз динаміки змін якісних показників ґрунтів в останні роки свідчить про стійку тенденцію зниження родючості ґрунтів, що може призвести до кризового стану в сільському господарстві. Майже половина господарств збиткові. У сучасних ринкових умовах такий рівень продуктивності рослинництва при високій собівартості продукції не забезпечують нормального функціонування господарств.

За умови, що попіл соняшникових стебел є відходами виробництва, їх доцільно використовувати як складову комплексу гумінових добрив, що є підґрунтям створення екологічно безпечної енергетично заощадливої технології виробництва гранульованих органо-мінеральних добрив з промислових відходів, до вмісту яких входять мінеральні поживні компоненти і гумінові речовини.

Внесення мінеральних і органічних добрив лише частково відновлюють родючість грунтів поповнюючи запаси мінеральних речовин. Для більш повного відновлення грунтів необхідно також відновлювати запаси гумінових речовин шляхом окремого внесення гуматів в ґрунт або застосовуючи комплексні гумінових органо-мінеральних добрив. Отже, гумінові органо-мінеральні добрива є невід'ємною складовою для збільшення родючості грунтів, а нові методи виробництва таких добрив є актуальними в наш час [1].

Гумінові добрива містять високу кількість вуглецю гумінових речовин. Так, у добривах, отриманих з бурого вугілля вміст вуглецю становить від 50 до 60 %, що істотно змінює баланс органічної речовини в ґрунтах, за умови внесення, наприклад, бурого вугілля в меліоративних дозах. Однак, при використанні звичайних доз гумінові добрива незначно підвищують вміст органічного вуглецю в ґрунті. Отже, природа позитивного впливу цих добрив на ріст і розвиток рослин і ґрунтова родючість інша.

Таким чином, застосування гумінових добрив істотно змінює умови ґрунтового живлення рослин, викликаючи активне посилення процесів мобілізації поживних речовин у засвоюваній для рослин формі. Ґрунти, де вносилися гумати, характеризуються кращими умовами азотного й фосфатного режимів при нагромадженні в них гумусових сполук за рахунок утворення гумінових кислот. При цьому:

1) посилюється рухливість фосфору ґрунту;

2) посилюються процеси нітратоутворення в ґрунті, що сприяє значному збільшенню загального й білкового азоту й перевазі вмісту нітратів над аміачним азотом на фоні росту нітратофікаційній здатності й збільшення виділення вуглекислоти ґрунтом. Зростає також фотохімічна фіксація азоту й доступність рослинам органічного азоту ґрунту;

3) прискорюється надходження аміачних і амінних форм азоту, фосфору в рослину, у результаті спостерігається збільшення вмісту азоту й фосфору в рослині і їхній винос;

4) збільшується концентрація заліза, кальцію, алюмінію при зниженні кількості магнію, тобто гумати впливають на вміст і динаміку ґрунтових катіонів, крім калію.

Соняшниковий попіл - ефективне добриво природного походження з високим вмістом калію (24 %), кальцію (18 %), магнію (12 %) і фосфору (7 %). Забезпечує комплексне харчування рослин і має здатність знижувати кислотність ґрунту. Не містить хлор, тому прекрасно переноситься усіма видами рослин, комплексно збагачує ґрунт поживними речовинами, оптимізує його водний баланс, знижує кислотність, істотно прискорює процеси розвитку рослин і дозрівання врожаю, допомагає у боротьбі з шкідниками. За оцінками компанії "ПроАгро", в квітні 2013 р. в Україні було вироблено 33,6 тис. т мінерально-органічних добрив з лушпиння соняшнику, а ціна сировини відносно не дорога – 950 грн. за тонну [2].

Проте істотним недоліком використання попелу є складність його внесення, відсутність азоту та висока лужність. Тому доцільно використовувати комплексні композити з попелу соняшника, гуматів та сульфату амонію.

Застосування гумінових добрив істотно змінює умови ґрунтового живлення рослин, викликаючи активне посилення процесів мобілізації поживних речовин у засвоюваній для рослин формі. Ґрунти, де вносилися гумати, характеризуються кращими умовами азотного й фосфатного режимів при нагромадженні в них гумусових сполук за рахунок утворення гумінових кислот. При цьому:

1) посилюється рухливість фосфору ґрунту;

2) посилюються процеси нітратоутворення в ґрунті, що сприяє значному збільшенню загального й білкового азоту й перевазі вмісту нітратів над аміачним азотом на фоні росту нітратофікаційній здатності й збільшення виділення вуглекислоти ґрунтом. Зростає також фотохімічна фіксація азоту й доступність рослинам органічного азоту ґрунту;

3) прискорюється надходження аміачних і амінних форм азоту, фосфору в рослину, у результаті спостерігається збільшення вмісту азоту й фосфору в рослині і їхній винос.

Ще однією особливістю цих добрив є зниження або повне усунення негативного впливу несприятливих для розвитку рослин факторів.

Таким чином, дія гумінових добрив на ґрунтову родючість і врожайність сільськогосподарських культур можна представити у вигляді комплексу взаємозалежних процесів:

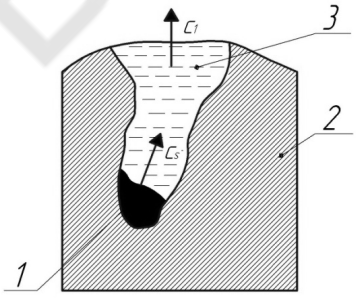
1) вплив добрив на фізико-хімічні й фізичні властивості ґрунту;

2) безпосередній вплив добрив на життєдіяльність вищих рослин і мікроорганізмів;

3) посилення процесів внутрішньо ґрунтового обміну: адсорбція добривами елементів живлення ґрунту з поліпшенням режиму живлення розвитку рослин і посиленням біологічної активності. Кінцевим результатом цієї взаємодії є підвищення родючості ґрунту й збільшення врожайності сільськогосподарських культур та покращення якості врожаю.

Сформульовано фізичну модель процесу екстракції для вилуження мінерально-органічних сполук на базі лугів гуматів соняшникового попелу та математичну модель цього процесу.

Розглянемо схему вилучення твердої речовини (рисунок 1). Виділимо елемент вільного об’єму всередині пористого тіла, частково заповненого твердою вилученою речовиною. В області 3, вільній від вилученої речовини в твердому стані, розчинення та дифузія спричиняють рух рідини в напрямку, протилежному напрямку дифузійного потоку[3].



1 – вилучена речовина (гумати калію та натрію), 2 – інертний носій (торф), 3 – заповнена розчином пора (розчин солей калію та натрію)

Рис. 1 - Схема вилучення твердої речовини

Розглянемо другий випадок вилучення твердої речовини з пористої сфери. Рідина, яка оточує пористу сферу, являє собою розчин деякого реагенту R, яка має можливість реагувати з твердою речовиною А з утворенням продукту реакції В. На поверхні, яка позначена літерою Р відбувається швидка реакція. Розчинений продукт реакції дифундує в протилежному направленні до поверхні П.

Концентраційні профілі визначаються виразом (рисунок 2) [3].

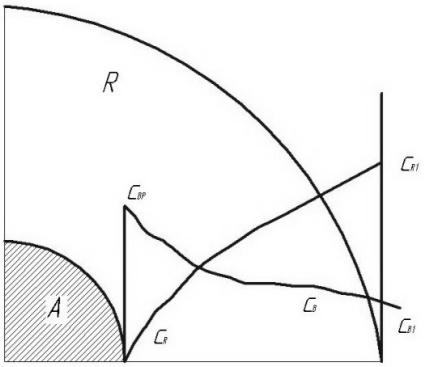


Рис. 2 - Схема вилучення твердої речовини з пористої сфери

Метою подальшої роботи є знаходження залежності часу вилучення гуматів калію та натрію, отриманих з суміші торфу та соняшникового попелу.

Література

1. С.І. Якушко, Органо-мінеральні добрива. Переваги та способи виробництва /Хімічна промисловість України. 2008, 132 с.
2. Лаврик Р.В. Проблеми розвитку виробництва комплексних мінеральних добрив. Хімічна промисловість України. 2013, 325с.
3. Г.А. Аксельруд , В.М.Лисенявський, Екстрагування – система тверде тіло-рідина / Ленінград, 1974, 255с.

УДК 631.417:547.992

МОДЕЛЮВАННЯ СТВОРЕННЯ МІНЕРАЛЬНО-ОРГАНІЧНИХ РЕЧОВИН НА БАЗІ ЛУГІВ ГУМАТІВ СОНЯШНИКОВОГО ПОПЕЛУ

Степанюк А.Р., канд. техн. наук, доцент, Борисенко Є.Ю., магістрант
Національний технічний університет України «Київський політехнічний інститут», м. Київ

Виконано математичне моделювання вилучення гуміновмісних речовин із торфу з метою одержання мінерально-гумінових твердих композитів та наведено фізичну модель процессу вилучення.

Mathematical modeling of humate-containing substances extracting from peat to produce humic mineral solid composites was performed. Physical model of extraction was shown.

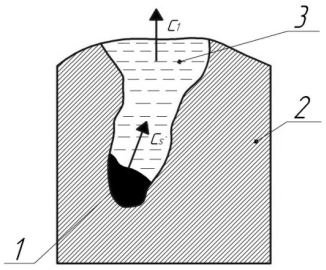
Ключові слова: гумат, композит, добриво, вилучення, розчинення.

Найбільш ефективний шлях, як показує світовий досвід, є підвищення врожайності сільськогосподарських культур за рахунок внесення мінеральних добрив.

Застосування гумінових добрив істотно змінює умови ґрунтового живлення рослин, викликаючи активне посилення процесів мобілізації поживних речовин у засвоюваній для рослин формі. Тому доцільно використовувати комплексні композити з попелу соняшника, гуматів та сульфату амонію.

Для цього сформульовано фізичну модель процесу екстракції для вилуження мінерально-органічних сполук на базі лугів гуматів соняшникового попелу та математичну модель цього процесу.

Розглянемо схему вилучення твердої речовини. Виділимо елемент вільного об’єму всередині пористого тіла, частково заповненого твердою вилученою речовиною. В області 3, вільній від вилученої речовини в твердому стані , розчинення та дифузія спричиняють рух рідини в напрямку, протилежному напрямку дифузійного потоку.



1 – вилучена речовина (гумати калію та натрію), 2 – інертний носій (торф), 3 – заповнена розчином пора (розчин солей калію та натрію)

Рис. 1 - Схема вилучення твердої речовини

Розглянемо другий випадок вилучення твердої речовини з пористої сфери. Рідина, яка оточує пористу сферу, являє собою розчин деякого реагенту R, яка має можливість реагувати з твердою речовиною А з утворенням продукту реакції В. На поверхні, яка позначена літерою Р відбувається швидка реакція. Розчинений продукт реакції дифундує в протилежному направленні до поверхні П. Концентраційні профілі визначаються виразом (рисунок 2) [3].

Перенос речовини буде описаний рівнянням конвективної дифузії:

$$\frac{\partial C}{\partial t} = D\left(\frac{\partial^2 C}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 C}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 C}{\partial z^2}\right) - \left(v_x \frac{\partial C}{\partial x} + v_y \frac{\partial C}{\partial y} + v_z \frac{\partial C}{\partial z}\right)$$

та граничними умовами (на зовнішній границі області) і (на поверхні розчинення s). Слід також встановити поле концентрацій, яке описується диференційним рівнянням:

$$\frac{\partial C}{\partial t} = D\frac{\partial^2 C}{\partial x^2}$$

$$C = C(x,t)$$

та граничними умовами $C(0,t) =$ та $C(l,t) =$.

Розподіл концентрацій апроксимується у вигляді залежності:

$$\frac{C_s - C}{C_s - C_1} = \frac{1 - \frac{r_0}{r}}{1 - \frac{r_0}{R}}$$

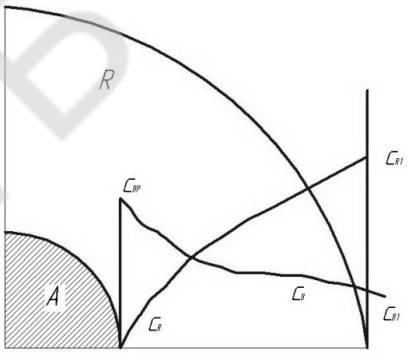
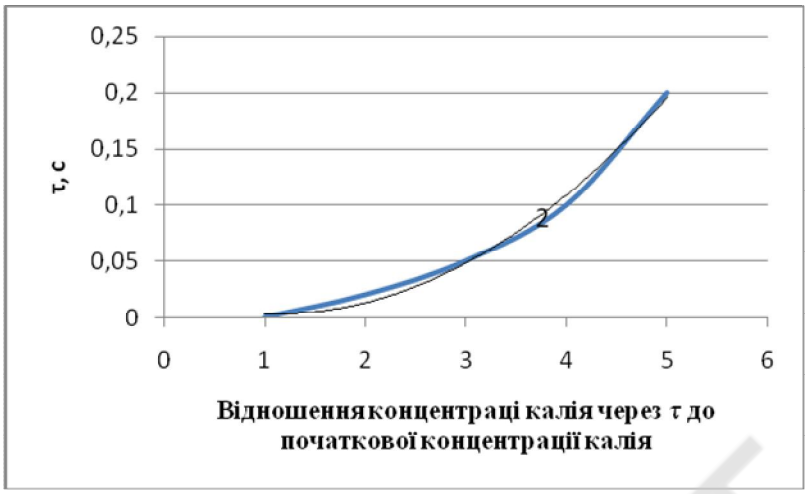


Рис. 2 - Схема вилучення твердої речовини з пористої сфери

В даному частковому випадку рівняння повинні наближено описувати кінетику вилучення розчиненої речовини з початковим рівномірним розподілом концентрації $C =$. Однак для цього випадку має точне рішення:

$$\frac{C - C_1}{C_0 - C_1} = \sum_{n=1}^{\infty} \frac{4(v+1)Bi^2}{\mu_n^2(Bi^2 - 2vBi + \mu_n^2)} e^{-\mu_n^2 \frac{Dt}{R^2}}$$

На рисунку 3 точне рішення співставлене з наближеним . Співпадання цих двох рішень вказує на використання рівнянь в широкому діапазоні змінних умов [1].



1 – точне рішення, 2 – наближене рішення

Рис. 3 - Кінетика вилучення розчиненої речовини

В ході виконання магістерської дисертації проводяться досліди для визначення оптимального вмісту гумату та сульфату амонію в вихідному розчині для одержання мінерально-органічних структур. На рисунку 4 зображено розчин води та соняшникового попелу вмісту 20% та на рисунку 5 зображено розчин води та соняшникового попелу вмісту 20% та сульфату амонію 30%.

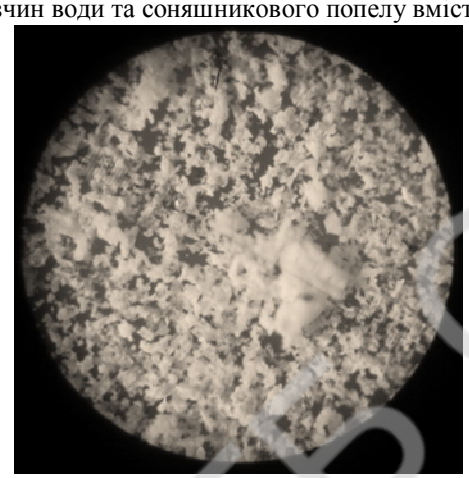


Рис. 4 - Розчин води та соняшникового попелу вмісту 20%

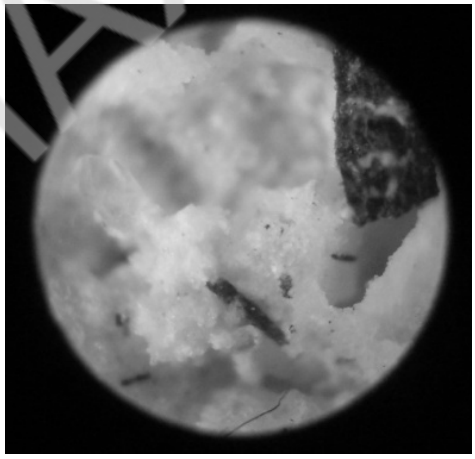


Рис. 5 - Розчин води та соняшникового попелу вмісту 20% та сульфату амонію 30%

Метою подальшої роботи є знаходження залежності часу вилучення гуматів калію та натрію, отриманих з суміші торфу та соняшникового попелу та порівняння його з точним рішенням.

Література

1. Г.А. Аксельруд , В.М.Лисенявський, Екстрагування – система тверде тіло-рідина / Ленінград, 1974, 255с.

УДК 66.047.4

ВИЗНАЧЕННЯ ВПЛИВУ ОСНОВНИХ ПАРАМЕТРІВ ПЕРЕГРІТОЇ ПАРИ НА ПРОЦЕС СУШІННЯ ХАРЧОВИХ ПРОДУКТІВ

Шутюк В.В., канд. техн. наук, доцент, Василенко С.М., д-р техн. наук, професор,
Бессараб О.С., канд. техн. наук, професор
Національний університет харчових технологій, м. Київ

У статті подана математична модель визначення раціональний параметрів сушіння харчових продуктів перегрітою парою. Аналіз експериментальних даних свідчить, що на цей процес значно впливає початкова швидкість сушіння. Це пояснюється тим, що на початковій стадії процесу сушіння відбувається зволоження зовнішньої поверхні продукту. Початкова швидкість сушіння завжди зростає зі збільшенням температури й швидкості перегрітої пари. Результати сушіння жому перегрітою парою показують, що кожної температури перегрітої пари властиве максимальне значення початкової швидкості сушіння.

Математична модель може бути застосована для розрахунку парових сушарок, оскільки базується на використанні критеріїв Нуссельта і Рейнольдса. Розрахункові дані показують, що при незначній швидкості перегрітої пари оптимальні умови роботи сушарки для різного тиску пари мають лінійний характер.

The article presents a mathematical model of optimum parameters determination of food drying with superheated steam. Analysis of the experimental data shows that the initial rate of drying has a significant impact on this process. This is explained by moistening the external surface of the product at the initial stage of drying process. Initial drying rate always increases with temperature and speed of the superheated steam.

The results of pulp drying with superheated steam show that each superheated steam temperature has the maximum value of the initial rate of drying.

The mathematical model can be used to calculate any steam dryers, since it is based on the use of Nusselt and Reynolds criterions. The calculated data show that the optimal conditions of the dryer for different steam pressure have a linear relationship with little speed of the superheated steam.

Ключові слова: сушіння, перегріта пара, кінетика, математичне моделювання

Вступ

Сушіння перегрітою парою вперше було запропоновано понад 100 років тому, а про перше промислове застосування стало відомо близько 80 років тому в Німеччині. Впритул цією технологією зацікавились лише в минулому десятилітті через світову економічну кризу та постійним зростанням цін на енергоносії. Адаптація сушарок до умов сушіння перегрітою парою вимагає непростої реалізації додаткових умов, тому виготовляють парові сушарки менше десяти високотехнологічних підприємств у світі. Перевага сушіння перегрітою парою очевидна – це можливість простої рекуперації, або відновлення відпрацьованої пари, реалізація якої у більшості конструкцій сушарок складна і дорога. Водночас, поряд з низьким споживанням енергії, сушіння перегрітою парою має ще такі переваги: відсутність реакцій окиснення та згоряння, безпечність вибуху і часто краща якість продукту.

Дослідники [1] встановили, що під час сушіння харчових продуктів перегрітою парою співвідношення швидкості v перебігу процесу і початкової швидкості v_0 залежить від частки вільної вологи в цих продуктах φ. У досліджуваному діапазоні параметрів перегрітої пари (тиск 1,1…1,4·10^5 Па, температура 130…150 °С, швидкість 2…6 м/с) залежність зміни швидкості має вигляд $v/v_0 = f(\varphi)$, відповідно значення функції: максимальне $f(\varphi) = 1$ при $\varphi = 1$, мінімальне $f(\varphi) = 0$ при $\varphi = 0$. Інші групи дослідників [2, 3, 4], дійшли висновку, що тривалий період сушіння проходить при постійній швидкості $v/v_0 = 1$ і закінчується при досягненні критичного вологовмісту продукту.

Результати досліджень дають можливість припустити, що для всіх значень вологовмісту продукту швидкість сушіння пропорційна початковій швидкості $v = v_0 f(\varphi)$, яку можна віднести до оптимальних робочих умов процесу. Цей критерій дуже зручний, оскільки на початку сушіння випаровування проходить на зовнішній поверхні продукту, температура випаровування залишається близькою до початкової температури насичення і швидкість сушіння залежить від швидкості конвективного теплообміну від перегрітої пари.

Початкова швидкість сушіння залежить від параметрів перегрітої пари, але в подальшому переважно спостерігається збільшення температури або швидкості перегрітої пари. Також важливим параметром є тиск перегрітої пари, який неоднозначно впливає на початкову швидкість сушіння. Низький тиск пари

зумовлює зменшення густини пари та її теплоємності, отже при нульовому значенні тиску $v_0 = 0$. З іншого боку, при високому тиску збільшується рівноважна температура води, тим самим зменшується рушійна сила теплопередачі (різниця між температурами перегрітої пари та поверхні харчового продукту). Теоретично існує друга точка з нульовою швидкістю, яка відповідає тиску, коли температура насичення води дорівнює температурі перегрітої пари. Процес сушіння може відбуватися в діапазоні між цими двома параметрами, отже, існує щонайменше одне оптимальне значення тиску, при якому початкова швидкість сушіння має максимальне значення.

Розроблення математичної моделі

Розробленню математичної моделі сушіння харчових продуктів перегрітою парою передували такі припущення:

процес стабільний і рівномірний (параметри перегрітої пари змінюються в одному напрямку та рівномірні по площі поперечного перерізу);

процес адіабатичний (сушарка ізольована);

тиск пари постійний в усіх зонах сушіння;

продукт має рівномірні вологість і температуру;

зміна теплоємності при зміні температури не враховується;

перегріта пара вважається ідеальним газом;

вплив випромінювання не враховується (становить менше 2 %).

Під час сушіння теплопередача проходить від перегрітої пари до зовнішньої поверхні харчового продукту, яка залишається вологою. Кількість переданої теплоти dQ можна визначити з рівняння

$$dQ = dF_{\text{пр}} K (T_{\text{п.п}} - T^{eq}), \tag{1}$$

де $dF_{\text{пр}}$ — поперечний перетин продукту, м^2; K — коефіцієнт теплопередачі, Вт/(м^2·К); $T_{\text{п.п}}$, T^{eq} — температура відповідно перегрітої пари і рівноважна води, °С.

Коли перегріта пара рухається вздовж продукту, його температура знижується за рахунок теплоперенесення, а масові витрати збільшуються внаслідок випаровування вологи з продукту (рис. 1). Таким чином у будь-якому поперечному перерізі з двох сторін продукту $dF_{\text{пр}}$ є пов'язані два значення температури Ті і масових витрат перегрітої пари mi. Питомі зміни теплоти dQ і вологовмісту dW в середньому постійні по площі перетину продукту в процесі сушіння, тому матеріальний баланс:

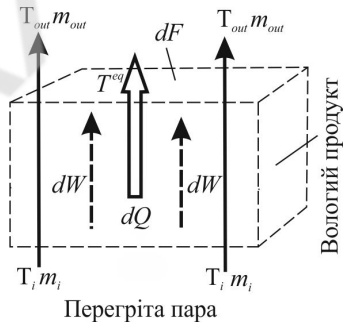


Рис. 1 – Схема теплових та масових потоків

$$m_{out} = m_i + dW, \tag{2}$$

де *i, out* – індекси характеризують значення на виході в сушильну камеру і виході відповідно.

В енергетичному балансі треба враховувати циркуляцію енергетичних потоків [5], еквівалентну масовим витратам і ентальпії:

$$m_i h_i + dW h^{eq} = m_{out} h_{out} + dQ, \tag{3}$$

де h – ентальпія потоку, Дж/кг; *i, out, eq* – індекси характеризують значення на виході в сушильну камеру і виході та рівноважного стану відповідно.

Зміна питомої теплоти при сушінні перегрітою парою пропорційна прихованій теплоті пароутворення:

$$dQ = dm \cdot r, \tag{4}$$

де r – прихована теплота пароутворення, Дж/кг.

З огляду на припущення, що тиск перегрітої пари постійний в усій зоні сушіння, зміну ентальпії пари можна записати у вигляді:

$$h_i - h_{out} = C_{\text{р}} (\text{T}_i - \text{T}_{out}), \tag{5}$$

де $C_{\text{р}}$ – питома теплоємність при постійному тиску, Дж/(кг·К).

Пропоновані залежності можна використати для випаровування вологи на умовах рівноваги між ентальпіями перегрітої пари і рівноважного випаровування:

$$h_{\text{п.п}} - h^{eq} = C_{\text{р}}^{\text{v}} (\text{T}_{\text{п.п}} - \text{T}^{eq}), \tag{6}$$

де v – індекс характеризують рівноважний стан випаровування.

При спільному рішенні рівнянь (2–4) з врахуванням залежностей (5), (6) рівняння теплового і матеріального балансів має такий вигляд:

$$m_i C_{\text{р}}(\text{T}_i - \text{T}_{out}) = dQ(1 + C_{\text{р}}^{\text{v}}(\text{T}_{out} - \text{T}^{eq})/r) \tag{7}$$

або

$$m_{out} C_{\text{р}}(\text{T}_i - \text{T}_{out}) = dQ(1 + C_{\text{р}}^{\text{v}}(\text{T}_i - \text{T}^{eq})/r). \tag{8}$$

Розв'язання рівнянь (7) і (8) можливе при відомих значеннях температури перегрітої пари на вході в продукт і на виході з нього. Для цього рівняння (7) розв'язується спільно з рівнянням (1), а перепад температур перегрітої пари зображується в диференційному вигляді. Тоді залежність набуває такого вигляду

$$\frac{K}{mC_{\text{р}}} dF_{\text{пр}} = -\frac{dT_{\text{п.п}}}{(\text{T}_{\text{п.п}} - \text{T}^{eq})(1 + C_{\text{р}}^{\text{v}}(\text{T}_{\text{п.п}} - \text{T}^{eq})r)}. \tag{9}$$

Нехтуючи змінами теплоємності при зміні температури перегрітої пари, інтегруючи рівняння (9) по всій площі $dF_{\text{пр}}$ в усьому діапазоні зміни температур, отримаємо

$$\int_0^F \frac{K}{mC_{\text{р}}} dF_{\text{пр}} = \ln\left(\frac{1 + C_{\text{р}}^{\text{v}}(\text{T}_{\text{п.п}} - \text{T}^{eq})r}{1 + C_{\text{р}}^{\text{v}}(\text{T}_i - \text{T}^{eq})r} \frac{\text{T}_i - \text{T}^{eq}}{\text{T}_{\text{п.п}} - \text{T}^{eq}}\right). \tag{10}$$

Для спрощення цього рівняння введемо три безрозмірних числа:

перше собою співвідношення конвективного теплообмінну та теплопередачі потоку перегрітої пари:

$$Nq = \int_0^F \frac{K}{mC_{\text{р}}} dF_{\text{пр}}; \tag{11}$$

друге виражає відношення різниці між вхідною і вихідною температурами перегрітої пари і рівноважною температурою продукту:

$$Nt = \frac{\text{T}_{\text{п.п}} - \text{T}^{eq}}{\text{T}_i - \text{T}^{eq}}; \tag{12}$$

третє визначає відношення між кількостями теплоти, необхідної для нагрівання випареної вологи і прихованої теплоти на випаровування вологи

$$Nc = \frac{C_{\text{р}}^{\text{v}}(\text{T}_i - \text{T}^{eq})}{r}. \tag{13}$$

Поділивши рівняння (7) на (8) отримаємо безрозмірну величину, яка характеризує залежність співвідношення між потоком перегрітої пари на вході в продукт і на виході з нього:

$$\frac{m_{\text{п.п}}}{m_i} = \frac{1 + Nc}{1 + NtNc}. \tag{14}$$

Рівняння (14) можна використовувати для розрахунку зміни витрат перегрітої пари, але для переважної більшості випадків значення величини *Nc* незначне, а величина *Nt* перебуває в діапазоні від 0 до 1. Отже, витрати перегрітої пари можна вважати постійною величиною для більшості практичних задач.

Підставивши безрозмірні числа в рівняння (10), отримаємо

$$Nq = \lg\left(\frac{1 + NtNc}{1 + Nc}\frac{1}{Nt}\right). \tag{15}$$

Після заміни значення *dQ* з рівняння (4) на залежність (7) отримаємо

$$mC_{\text{р}}(\text{T}_i - \text{T}^{eq})(1 - Nt) = W_0 r(1 + NtNc), \tag{16}$$

де W_0– початкова швидкість сушіння продукту, кг/с.

Комбіноване рішення залежностей (15) і (16) за умови, що витрати перегрітої пари *M* постійні, дає можливість отримати таке рівняння для визначення початкової швидкості сушіння:

$$W_0 = \frac{mC_{\text{р}}(\text{T}_i - \text{T}^{eq})}{r}(1 - e^{-Nt}). \tag{17}$$

Припустивши, що значення теплоємності не змінюється при зміні температури, та використавши середнє значення коефіцієнта теплопередачі безрозмірне число *Nq* запишемо у такому вигляді:

$$Nq = \frac{K_{\text{ср}} F_{\text{пр}}}{mC_{\text{р}}}, \tag{18}$$

де $K_{\text{ср}}$– коефіцієнт теплопередачі, Вт/(м^2·К).

Масові витри перегрітої пари

$$m = F_{\text{ср}} \upsilon \rho. \tag{19}$$

де $F_{ср}$ – площа сушіння, м^2; υ – швидкість пари, м^3/с; ρ – густина пари, кг/м^3;коефіцієнт теплопередачі, Вт/(м^2·К).

Визначення оптимальних режимів сушіння. Основним параметром для оптимізації процесу сушіння перегрітою парою є збільшення початкової швидкості зневоднення. З огляду на допущення щодо постійного тиску пари по всій зоні сушарки, змінними параметрами є швидкість і температура пари. Обравши точку дослідження змінних величин, масові витрати перегрітої пари з урахуванням залежностей (17), (19) і закон ідеального газу визначимо так:

$$m = F_i \rho \frac{M_{\text{в}}}{R} \frac{\upsilon_i P_{\text{п.п}}}{\text{T}_i}, \tag{20}$$

де, F_i – площа поперечного перетину сушарки на вході, м^2; $M_{\text{в}}$ – молярна маса води, кг/моль; R – універсальна газова постійна, Дж/(моль·К); $P_{\text{п.п}}$ – тиск перегрітої пари, Па.

Підставивши (17) і (18) у рівняння (20) вирази та нехтуючи зміною теплоємності вологи при зміні температури отримаємо залежності для визначення початкових параметрів швидкості, температури і тиску перегрітої пари (відповідно):

$$\frac{\upsilon_i}{W_0} \frac{\partial W_0}{\partial \upsilon_i} = \left[1 - \Re_{Nq}(1 - N^{\upsilon})\right]; \tag{21}$$

$$\frac{\text{T}_i}{W_0} \frac{\partial W_0}{\partial \text{T}_i} = \frac{\text{T}_i}{\text{T}_i - \text{T}^{eq}} - \left[1 - \Re_{Nq}(1 - N^{\text{T}})\right]; \tag{22}$$

$$\frac{P_{\text{п.п}}}{W_0} \frac{\partial W_0}{\partial P_{\text{п.п}}} = \left[1 - \Re_{Nq}(1 - N^{P})\right] - \frac{P_{\text{п.п}}}{\text{T}_i - \text{T}^{eq}} \frac{\partial \text{T}^{eq}}{\partial P_{\text{п.п}}} - \frac{P_{\text{п.п}}}{r} \frac{\partial r}{\partial P_{\text{п.п}}}, \tag{23}$$

де функція $\Re_{Nq}$ визначається з рівняння

$$\Re_{Nq} = \frac{Nq e^{-Nq}}{1 - e^{Nq}}; \quad (0 \le \Re_{Nq} \le 1). \tag{24}$$

Складові середнього значення коефіцієнта зовнішньої теплопередачі K_m відносно трьох параметрів (N^{υ}, N^{T}, N^{P}) визначаються відповідно із залежностей:

$$N^{\upsilon} = \frac{\upsilon_i}{K_m} \frac{\partial K_m}{\partial \upsilon_i}; \tag{25}$$

$$N^{\text{T}} = \frac{\text{T}_i}{K_m} \frac{\partial K_m}{\partial \text{T}_i}; \tag{26}$$

$$N^{P} = \frac{P_{\text{п.п}}}{K_m} \frac{\partial K_m}{\partial P_{\text{п.п}}}. \tag{27}$$

Критерій Рейнольдса для перегрітої пари з урахуванням залежності (19) можна записати у так

$$\text{Re} = \frac{l}{F\mu} m. \tag{29}$$

де l – характерний розмір, м; F – площа перерізу перпендикулярна руху перегрітої пари, м^2; μ – динамічна в'язкість, Па·с.

Перше безрозмірне число Nq з урахуванням залежності (18), критеріїв Нуссельта, Прандтля і Рейнольдса (31) можна записати у вигляді

$$Nq = \frac{F_{\text{пр}}}{F} \frac{\text{Nu}}{\text{Pr Re}}. \tag{30}$$

Таким чином отримуємо залежності для безрозмірних чисел N^{υ}, N^{T} і N^{P} використавши критерії Nu і Re. Для ілюстрації запишемо вираз N^{P} у диференційному вигляді відносно K_m

$$\frac{\partial K_m}{\partial P_{\text{п.п}}} = \frac{\partial K_m}{\partial \text{Nu}} \left(\frac{\partial \text{Nu}}{\partial \text{Re}} \frac{\partial \text{Re}}{\partial P_{\text{п.п}}} + \frac{\partial \text{Nu}}{\partial \text{Pr}} \frac{\partial \text{Pr}}{\partial P_{\text{п.п}}} \right) + \frac{\partial K_m}{\partial \lambda} \frac{\partial \lambda}{\partial P_{\text{п.п}}}, \tag{31}$$

де λ – коефіцієнт теплопровідності, Вт/(м·К).

Оскільки значення критерію Pr і теплопровідності λ не суттєво залежать від зміни тиску рівняння (31) можна записати так:

$$\frac{\partial K_m}{\partial P_{\text{п.п}}} = \frac{\partial K_m}{\partial \text{Nu}} \frac{\partial \text{Re}}{\partial P_{\text{п.п}}} \frac{\partial \text{Nu}}{\partial \text{Re}}. \tag{32}$$

Обчисливши приватні похідні для правої частини рівняння (32) з урахуванням залежностей (20) і (29), отримаємо вираз для N^P, який складається з комбінації критеріїв Nu і Re та їхніх похідних

$$N^P = \frac{\text{Re}}{\text{Nu}} \frac{\partial \text{Nu}}{\partial \text{Re}} = N. \tag{33}$$

Якщо таку само процедуру виконати для залежностей N^v і N^{T}, отримаємо схожий результат. Але у випадку визначення N^{T} необхідно нехтувати залежністю в'язкості, теплопровідності й теплоємкості перегрітої пари від температури.

Тоді справедливий вираз

$$N^{\text{T}} \approx N^v = N^P = N, \tag{34}$$

де N у багатьох випадках збігається з критерієм Рейнольдса в кореляції Nu = *f*(Re).

З огляду на твердження дослідників [5], що значення безрозмірного числа N перебуває в межах 0 і 1, рівняння (24) набуває вигляду:

$$0 < N \le \left[1 - \Re_{Nq}(1 - N)\right] \le 1. \tag{35}$$

Отже, враховуючи, що значення рівняння $\text{T}_i/(\text{T}_i - \text{T}^{eg})$ завжди більше 1, з рівнянь (21) і (22) отримаємо такі вирази:

$$\frac{\partial W_0}{\partial \upsilon_i} > 0; \tag{36}$$

$$\frac{\partial W_0}{\partial \text{T}_i} > 0. \tag{37}$$

Отримані залежності (36), (37) дають право стверджувати, що початкова швидкість сушіння W_0 зростає зі збільшенням швидкості або температури перегрітої пари.

Проте залежність початкової швидкості сушіння від тиску перегрітої пари $P_{\text{п.п}}$ (23) неоднозначна. Відповідно збільшення тиску може приводити до збільшення або зменшення початкової швидкості сушіння.

З фізичної точки зору при нульовому значенні тиску перегрітої пари $P_{\text{п.п}}$, а також при значенні,що дорівнює тискові вторинної пари, швидкість сушіння дорівнює нулю. Отже, необхідне певне значення тиску перегрітої пари, яке задовольняє вираз $0 < P_{\text{п.п}} < P^{eq}$, за якого початкова швидкість сушіння максимальна. В цьому разі ліва частина рівняння (23) рівна 0, тому оптимальні робочі умови визначаються із залежності

$$\left[1 - \Re_{Nq}(1 - N)\right] - \frac{P_{\text{п.п}}}{(\text{T}_i - \text{T}^{eq})} \frac{\partial \text{T}^{eq}}{\partial P_{\text{п.п}}} - \frac{P_{\text{п.п}}}{r} \frac{\partial r}{\partial P_{\text{п.п}}} = 0. \tag{38}$$

Застосувавши ланцюгове правило для прихованої теплоти випаровування, отримаємо

$$\frac{\partial r}{\partial P_{\text{п.п}}} = \frac{\partial r}{\partial \text{T}^{eq}} \frac{\partial \text{T}^{eq}}{\partial P_{\text{п.п}}}. \tag{39}$$

Часткова похідна прихованої теплоти пароутворення по температурі дорівнює різниці теплоємностей водяної пари і води в рівноважному стані [6]:

$$\frac{\partial r}{\partial \text{T}^{eq}} = \Delta C_{\text{p}}^{\text{v}}. \tag{40}$$

Часткову похідну рівноважної температури до тиску перегрітої пари для умов ідеального газу можна зобразити рівнянням Клапейрона [6]:

$$\frac{\partial \text{T}^{eq}}{\partial P_{\text{п.п}}} = \frac{R}{Wr} \frac{(\text{T}^{eq})^2}{P_{\text{п.п}}}. \tag{41}$$

Для визначення оптимальної температури перегрітої пари на вході в сушарку при певних значеннях тиску і швидкості спільно вирішуємо рівняння (38) – (41):

$$\text{T}_i^{\text{оп}} = \frac{R}{Wr}\left(\frac{1 + N_{\text{c}}^*}{1 - \Re_{Nq}(1 - N)}\right)(\text{T}^{eq})^2 + \text{T}^{eq}. \tag{42}$$

де величина N_{c}^* визначається з рівняння

$$N_c^* = \frac{C_p^v \left(T_i - T^{eq} \right)}{r}. \qquad (43)$$

Для перевірки адекватності математичної моделі було проведено лабораторні дослідження на установці кафедри промислової теплоенергетики та холодильної техніки НУХТ. Вологий продукт розміщали тонким шаром на нерухомих лотках, а перегріту пару подавали поперек продукту знизу вгору. У цьому разі, оцінка коефіцієнта конвективного теплообміну базується на теорії граничного шару для плоских пластин [7]. Оскільки поверхня шару продукту на лотоку в сушарці не гладка, дані рівняння не є точними. Слід також оцінити перевірку при ламінарному режимі обтікання парою, оскільки перехід від

Для перевірки адекватності математичної моделі використовували лабораторну установку з такими параметрами сушильної камери: діаметр $D = 0{,}01$ м; висота $H = 0{,}014$ м; площа поперечного перерізу $S_i = 7{,}85 \cdot 10^{-5}$ м^2. У робочій зоні сушарки розмістили касету з п'ятьма нерухомими полицями. Як харчовий продукт брали екстраговану стружку цукрових буряків розміром 0,5×1×10 мм (загальна площа поверхні жому $F = 1{,}55 \cdot 10^{-3}$ м^2). Перегріта пара на вході в камеру мала швидкість $\upsilon_i = 2{,}0$ м/с, а температура становила 130, 140 і 150 °С.

Початкова швидкість сушіння визначена з рівняння (17) для різних тисків і температури перегрітої пари. У всіх випадках початкова швидкість має більші значення зі збільшенням тиску і температури перегрітої пари на вході в сушарку (рис. 2). Оптимальну робочу температуру перегрітої пари визначено з рівняння (42) за допомогою циклічного наближення при певних значеннях швидкості та тиску перегрітої пари.

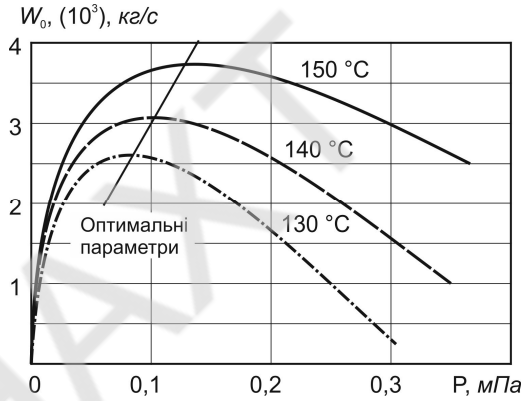


Рис. 2 – Графік залежності зміни початкової швидкості сушіння від надлишкового тиску та температури перегрітої пари

Максимальні масові витрати W перегрітої пари за постійної швидкості υ_i розраховуємо для різної температури T_i за даними оптимальних робочих умов початкової швидкості сушіння (рис. 2). Графіки сушіння жому перегрітою парою показують, що для кожної температури перегрітої пари наявне максимальне значення початкової швидкості сушіння. Розрахункові дані свідчать, що при незначній швидкості перегрітої пари оптимальні умови лежать на одній лінії.

Висновки. Розроблена математична модель дає можливість оцінити оптимальні умови для сушіння харчових продуктів перегрітою парою. Узагальнене рівняння швидкості сушіння отримано з матеріального і енергетичних балансів, які враховують ключові параметри сушарки – тиск, температуру і швидкість перегрітої пари.

Математична модель може застосовуватись для розрахунку будь-яких парових сушарок, оскільки базується на використанні критеріїв Нуссельта і Рейнольдса. Розрахункові дані показують, що при незначній швидкості перегрітої пари оптимальні умови для різного тиску пари мають лінійний характер.

Література

1. Elustondo D.M., Elustondo M.P., Urbicain M.J. Mathematical Modeling of Moisture Evaporation from Foodstuffs Exposed to Subatmospheric Pressure Superheated Steam.– Journal of Food Engineers 2001, 49, 15–24.
2. Cemkowski S., Bulley N.R., Fontaine C.M. Dynamics of Drying Bentonite inSup erheated Steam and Air as a Model Food System.– Canadian Agricultural Engineering, 1996; Vol. 38, №. 4, October/November/December.
3. Moyne C., Stemmelen D., Degiovanni A. Asymmetric Drying of Porous Materials at High Temperature.– Theoretical Analysis and Experiments. International Chemical Engineering October, 1990, 30(4), 654–671.
4. Shibata H., Mada J., Shinohara H. Steam Drying of Sintered Glass Bead Spheres Under Vacuum.– Industrial & *Engineering Chemistry* Research. 1988, 27, 2385–2387.
5. Valentas K.J., Rotstein E., Singh R.P. Handbook of Food Engineering Practice, CRC Press: Boca Raton, New York, 1997.
6. Lewis G.N., Randall M. Thermodynamics, 2nd Ed.; McGraw-Hill Book Company, Inc.: 1961.
7. Valentas K.J., Rotstein E., Singh R.P. Handbook of Food Engineering Practice, CRC Press: Boca Raton, New York, 1997.
8. Bird R.B., Stewart W.E., Lightfoot E.N. Transport Phenomena. John Wiley & Sons, Inc.: New York, 1960.

УДК 631.365.22

ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСУ СУШІННЯ НАСІННЯ ЛЬОНУ

Капетула С.М., канд. техн. наук, асистент
Одеська національна академія харчових технологій, м.Одеса

В статті наведені дослідження процесу сушіння насіння льону при різних режимах. Наведено технологічну схему очистки насіння льону. Графічно зображено залежність зміни вологості від температури сушильного агенту.

The results of the research of drying process of flax seed in various conditions are introduced in the article. The flowsheet of cleaning of seed of flax is resulted. Dependence of change of humidity is graphicly represented on a temperature drying an agent.

Ключові слова: сушіння, сушильний агент, насіння льону, вологість.

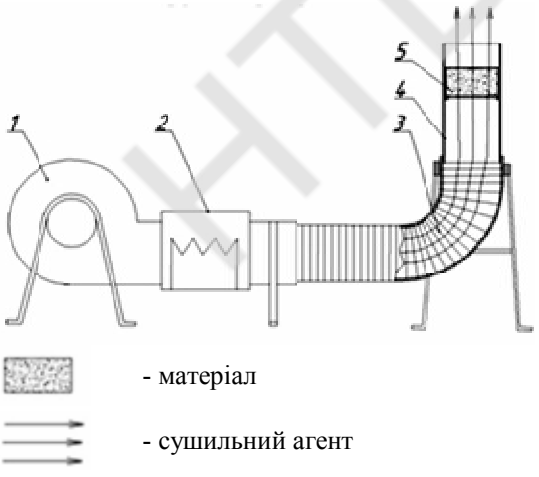
Вступ. Найбільша частина енерговитрат на виробництво зерна концентрується на стадіях післязбиральної обробки зерна, яка включає очищення, сушіння і зберігання. Затрати енергії на доведення зерна до кондиційного за вологістю стану складають до 40 – 70 % загальних витрат. Враховуючи низький тепловий ККД сучасних зерносушарок (до 50 %), доцільним прийомом зниження витрат органічного палива є його часткова заміна електричною енергією.

Перспективним напрямом вирішення цієї проблеми, як показує світовий досвід, є реалізація (в господарствах) двостадійної технології зневоднення зерна: високотемпературне підсушування в зерносушарках та досушування до кондиції (14 %) примусовим вентилюванням атмосферним або підігрітим повітрям за місцем зберігання. Термічно оброблене зерно із підсушеною поверхнею дозволяє збільшити строки його досушування і тимчасового зберігання [1].

Але зменшення темпу сушіння зерна, при переході на примусове вентилювання, може призвести до накопичення зернової маси (після сушарки) і відповідного зростання потужності електричного обладнання.

Одним із ефективних способів зменшення енерговитрат (і питомої потужності обладнання) на досушування зерна є застосування імпульсно- періодичної роботи обладнання – обробки зерна сушильним агентом, що реалізується за принципом “сушіння-відлежування”, при диференційованих режимах проведення процесу [2].

Позитивний досвід використання цього способу в рециркуляційних зерносушарках може служити основою для оцінки доцільності його застосування і при досушуванні зерна електротепловентиляційними установками, але відсутність методів і практичних рекомендацій визначення раціональних параметрів і режимів імпульсно-періодичного досушування зерна стримує широке впровадження такої технології.



1 – вентилятор;
2 – нагрівальний елемент; 3 – патрубок;
4 – сушильна камера; 5 – секція із матеріалом

Рис.1 – Схема установки для проведення досліджень сушіння матеріалу:

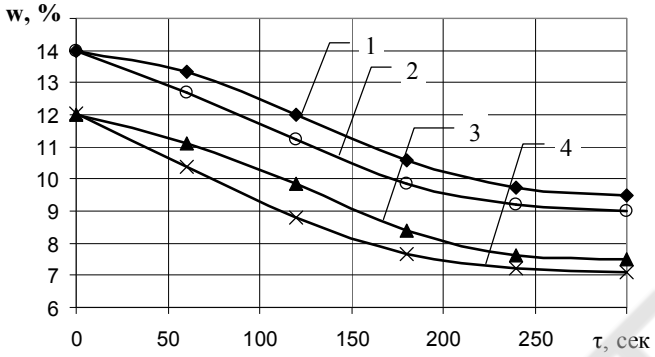
Тому дослідження, спрямовані на енергетичне вдосконалення технології сушіння зерна, обґрунтування раціональних параметрів та режимів роботи обладнання, є актуальними і своєчасними.

Мета дослідження. Визначити раціональні параметри сушіння очищеного насіння льону, які б забезпечили збереження якості вихідного матеріалу. Для дослідження використовувалось насіння льону сортів «Золотистий» та «Довгунець», які пройшли попереднє очищення.

Експериментальне дослідження. Дослідження зниження вологості проводились на експериментальній установці (рис.1.), яка складається із вентилятора 1 для нагнітання повітря, калорифера 2 для його підігрівання, патрубком 3 підігріте повітря подається в сушильну камеру 4. Зразок із матеріалом розміщується в секції 5, яка встановлюється в сушильну камеру. В калорифері 2 передбачений

регулятор, який дає можливість встановлювати температуру нагрівання повітря. Швидкість повітряного потоку в сушильній камері становила 1,8 – 2,0 м/с, товщина шару матеріалу – 0,1 – 0,2 см.

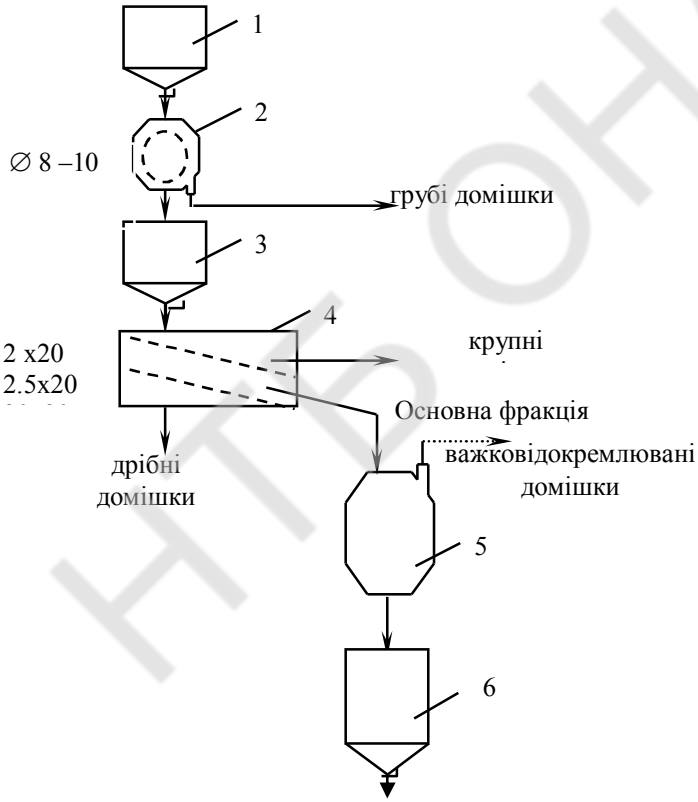
На рис. 2 наведений графік зниження вологості з часом для очищеного насіння льону сортів «Золотистий» та «Довгунець» для температур сушильного агенту 30 – 35°С і 45 – 50°С.



1 – насіння льону сорту «Золотистий» (температура сушильного агента Т = 30 – 35°С;
2 – насіння льону сорту «Золотистий» (температура сушильного агента Т = 45 – 50°С
3 – насіння льону сорту «Довгунець» (температура сушильного агента Т = 30 – 35°С
4 – насіння льону сорту «Довгунець» (температура сушильного агента Т = 45 – 50°С

Рис. 2 – Зниження вологості при різних температурах сушильного агента

Аналізуючи результати можна сказати, що насіння льону сортів «Золотистий» та «Довгунець» мають більшу початкову вологість, від допустимих по нормативам, тому доцільно проводити попереднє очищення, що забезпечить зменшення початкової вологості матеріалу та зменшення енергозатрат на технологічну операцію сушіння.



1 – бункер для неочищеного зерна; 2 – скальператор;
3 – міжопераційний бункер; 4 – сепаратор;
5 – пневмосепаратор; 6 – бункер для очищеного насіння

Рис. 3 – Технологічна схема очистки

Очищення насіння льону з високою початковою вологістю ускладнюється, тому доцільно та необхідно його просушити.

Результати проведених досліджень дозволили рекомендувати для очищення льону технологічну схему (рис. 3), яка дозволить відібрати сміттєву та важковідокремлювані домішки з більшою ефективністю.

На основі ситового аналізу встановлено, що основна маса обох зразків льону має достатньо добре виповнене насіння, характеризується крупними зернами, які отримані сходом із сита з діаметром отворів 1,5 мм.

Первинне очищення насіння здійснюють після його сушіння або після попередньої обробки, якщо воно сухе. Завданням первинного очищення є доведення зерна до базисних продовольчих кондицій та підвищення натури. Визначено натуру насіння та масу 1000 зерен обох сортів, які наведені в таблиці 1.

НТБОНАХТ

Таблиця 1 – Порівняльна характеристика фізико-технологічних показників насіння льону

Показники	Сорт «Золотистий»	Сорт «Довгунець»	Літературні джерела [3]
Масова частка вологи, %	9,1	7,4	6,5…14,4
Натура (об'ємна маса), кг/м^3	735	623	600...800
Маса 1000 зерен, г	5,8	4,2	3,0...6,0

При підвищеній вологості сорту «Золотистий» об'ємна маса насіння збільшується на 15,2 %, а маса 1000 зерен на 27,6 %, в порівнянні з сортом «Довгунець».

Висновки. Аналізуючи отримані результати та літературні джерела встановлено, що при сушінні насіння льону необхідно враховувати наступне:

– попереднє очищення насіння від сміттєвих домішок;

– час перебування насіння льону в зоні дії сушильного агента;

– контролювання температури сушильного агента та нагрівання матеріалу, перегрівання насіння вище допустимої температури є недопустимим і призводить до зниження якості насіння;

– перемішування матеріалу в процесі сушіння, яке дає можливість підвищити рівномірність просушування, інтенсифікує процес виділення вологи, перешкоджає виникненню застійних зон, які негативно впливають на процес сушіння.

Література

1. Котов Б.І., Калініченко Р.А. Застосування імпульсно-періодичних режимів вентилювання при реалізації енергоощадної двостадійної технології сушіння зерна// Науково-виробничий журнал "Електрифікація та автоматизація сільського господарства". К. – 2003 р. № 2. – С. 69 – 74 (особисто дисертанту належать постановка задачі та реалізація її в часткових випадках).
2. Калініченко Р.А. Визначення раціональних режимів охолодження зерна при двостадійному сушінні// Зб.наук.пр. "Конструювання, виробництво та експлуатація сільськогосподарських машин", Кіровоград. – 2004. – Вип. 34. С. 76 – 80.
3. Стеблинин А.Н. Продовольственное значение семян льна. / А.Н. Стеблинин, В.П. Козлов. // Аграрная наука. – 2001. - №12. – С. 10-12.

УДК 663.918.23

ОПТИМИЗАЦИЯ МИКРОВОЛНОВЫХ ЭКСТРАКТОРОВ ДЛЯ ПРОИЗВОДСТВА КОФЕПРОДУКТОВ

Терзиев С.Г., Макиевская Т.Л.
Одесская национальная академия пищевых технологий

Аннотация. Анализируется задача оптимизации конструктивных и режимных параметров микроволнового экстрактора. Обосновывается выбор функции цели и метода решения задачи оптимизации. Проведен анализ влияния параметров на технико-экономические показатели экстрактора. Представлены результаты оптимизации, установлены целесообразные сочетания режимных и конструктивных параметров экстрактора. Предлагается типоразмерный ряд микроволновых экстракторов для производства кофе.

Ключевые слова: оптимизация, целевая функция, микроволновые экстракторы кофе.

Введение. Задачи оптимизации сводятся, как правило, к отысканию наименьшего (или наибольшего) значения некоторой функции, которую принято называть целевой функцией или критерием качества. Постановка задачи и методы исследования существенно зависят от свойств целевой функции и

НТБОНАХТ

той информации о ней, которая может считаться доступной в процессе решения, а также, которая известна априори.

Решение оптимизационных задач энергоэффективных систем вообще и МВ- экстрактора в частности основывается на принципах математического моделирования [1]. В силу сложности и многообразия структуры энергетической системы в настоящее время используются несколько математических моделей для решения оптимизационных задач.

Постановка задачи оптимизации и выбор целевой функции. Ставится задача оптимизации микроволнового экстрактора, описание которого приведено в работе [2].Учитывая структуру разработанной математической модели экстрактора [3] использован метод оптимизации параметров установки, основанный на исследовании пространств параметров $\boldsymbol{R_n}$ путем равномерного его заполнения точками $\boldsymbol{x_j}$, $\boldsymbol{j}$ = l, 2, ..., N, по всему пространству. В каждой из $\boldsymbol{x_j}$ вычисляется значение целевой функции $\boldsymbol{Z}$. Полученная информация используется в процедуре совершенствования задачи и поиска оптимума.

Многомерные точки $x_j = \{x_{1j}, ..., x_{nj}\}$ последовательности находятся по соотношениям

$$x_{ij} = x_i^н + q_{ij} (x_i^в - x_i^н), \quad i = 1, 2, ..., n, j = 1, 2, ..., N, \qquad (1)$$

то есть $x_i^в$, $x_i^н$ - соответственно верхняя и нижняя границы варьирования i-того параметра; N - число пробных точек равномерно распределенной последовательности $x_1 ... x_N$; $0 < q_{ij} < 1$.

Далее следует последовательно переходить в окрестности точек, где получены наилучшие результаты, постепенно уточняя границы $x_i^в$, $x_i^н$. Для сужения пространства поиска следует использовать дополнительную информацию, полученную путем исследования упрощенных зависимостей или приближенных решений.

Представляется, что целевая функция должна иметь экономический характер

$$Z = min \left(\frac{\sum (Ц \cdot П) + К + \sum (С_э \cdot П_э)}{B} \right), \qquad (2)$$

где *Ц, П* – стоимость и годовое потребление сырья; *К* – годовые капитальные и другие, связанные с ними затраты; *Сэ, Пэ* – стоимость и годовое потребление энергии для получения готового продукта; *В* – выход продукта (производительность установки).

Для упрощения задачи имеет смысл учитывать в критерии только переменную составляющую, тогда

$$Z = max (Ц \cdot Д - К_у - С_{эу} \cdot П_{эу}), \qquad (3)$$

где $П_{эу}$ – годовое потребление энергии установкой, кВт*ч; $С_{эу}$ – стоимость единицы энергии, грн/кВт*ч; $К_у$ – стоимость установки, грн; *Д* – количество сырья сэкономленного за счет дополнительного извлечения из шлама, которое рассчитывается по формуле:

$$Д = G_{ост} \cdot (C_н - C_{ост}) \cdot k_{зв}, \qquad (4)$$

где $k_{зв}$ – коэффициент учитывающий потери экстрактивных веществ со шламом по отношению к исходному сырью (сырым зернам кофе) и равен 1,3.

Или

$$Z = min (Ц \cdot О + К_у + С_{эу} \cdot П_{эу}), \qquad (5)$$

где *О* – стоимость сырья потраченного на компенсацию потерь продукта со шламом:

$$О = C_{ост} \cdot G_{ост} \cdot k_{зв}, \qquad (6)$$

где $G_{ост}$ – масса кофейного шлама, кг; $C_н$ – концентрация экстрактивных веществ в шламе на входе в установку, %; $C_{ост}$ – остаточная концентрация экстрактивных веществ в шламе, %.

Применение математических методов оптимизации МВ экстрактора осложняется характером математических моделей установки, сложной структурой массовых и тепловых потоков. В связи с этим представляется целесообразным провести оптимизацию с использованием средств вычислительной техники, а также проанализировать влияния конструктивных и режимных параметров проектируемого экстрактора на технико-экономические показатели установки. А затем провести серию компьютерных экспериментов для оптимизации режимов функционирования экстрактора при различных производительностях установки.

Выбор параметров оптимизации МВ экстрактора и метода решения задачи. Из функции оптимизации $\boldsymbol{Z}$ (3) и математических моделей установки представленных в [3] определено, что оптимизируемыми параметрами являются такие конструктивные и режимные показатели как высота

слоя шлама в кассете ***δ***, температура нагрева экстрагента ***t***, гидромодуля ***q***, размеры массообменного модуля (*L, B, h*), количество модулей по высоте установки ***n***.

Влияние указанных параметров показано на параметрической схеме математической модели объекта оптимизации рис1.

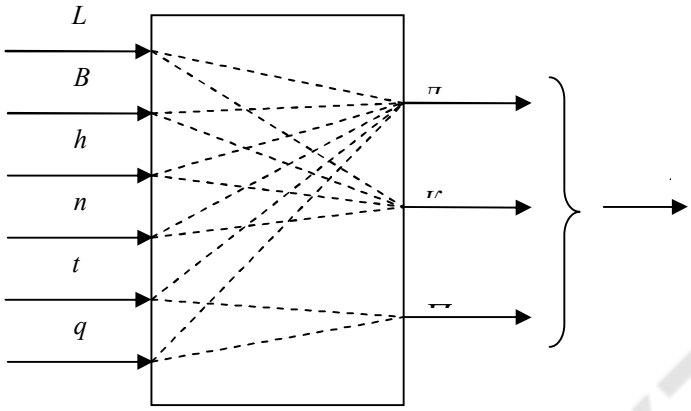


Рис. 1. Параметрическая схема математической модели объекта оптимизации.

Для решения задачи оптимизации выбран математический метод, который прежде всего приводил бы к конечным результатам с наименьшими затратами на вычисления. Выбор метода покоординатного спуска или метод Гаусса-Зейделя в значительной степени определялся постановкой задачи, а также математической моделью объекта оптимизации. Данный метод является классическим итерационным методом. Отметим, что этот метод сводит задачу поиска наибольшего значения функции нескольких переменных к многократному решению одномерных задач оптимизации.

Нахождение решения при использовании принципа максимума сводилось к задаче равномерного заполнения исследуемой области вычисленными значениями целевой функции (3). На область изменения переменных были наложены ограничения. Для выполнения поставленной задачи, применяли программу «EXTRACTOR.2» написанную на языке программирования Pascal, в среде Borland Delphi 7.0.

Программа позволяет варьировать параметры оптимизации в заданных диапазонах, рассчитывать значения целевой функции и строить графики ее зависимости от выбранного параметра при фиксированных значениях остальных параметров.

При этом определялось значение параметра соответствующее максимуму целевой функции, которое фиксировалось; далее переходили к варьированию следующего параметра. После нахождения локального оптимума по последнему параметру вновь проводится переход к первому. Процедура поиска оптимального решения продолжается до момента пока расхождения между критериями оптимизации в предыдущем и последующем шаге не станет меньше наперед заданной погрешности.

Анализ влияния параметров на технико-экономические показатели. По разработанной программе определены поля концентраций в экстракторе (рис. 2…4). Здесь по оси ординат отложено количество массообменных модулей ***n***, а по оси абсцисс: (1) – изменение концентрации жидкой фазы (экстрагента) и (2) - твердой фазы (кофейного шлама) по высоте экстрактора ***H***.

С целью анализа влияния конструктивных параметров: длины массообменного модуля ***L***, ширины массообменного модуля ***B***, высоты массообменного модуля ***h*** и количества массообменных модулей ***n*** на технико-экономические показатели проводился компьютерный эксперимент.

Результаты расчетов приведены на рис. 2…7.

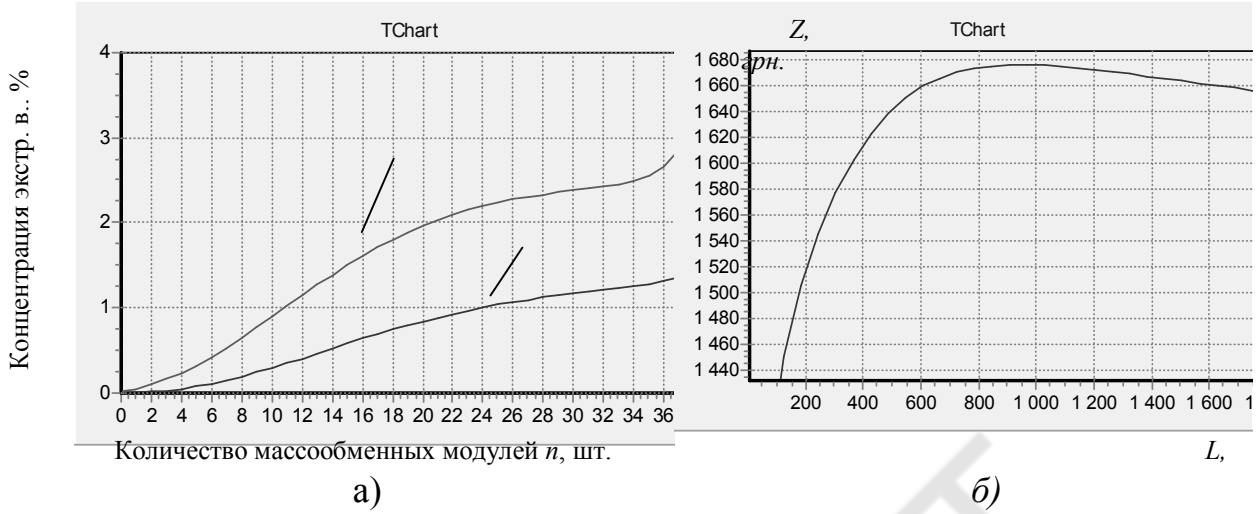


Рис. 2. а) Распределение концентрации экстрактивных веществ в жидкой и твердой фазе по модулям соответствующее локальному максимуму *Z* по координате *L*;
б) Влияние длины массообменного модуля *L* на функционал экономической эффективности *Z*.

Видно, что максимум экономической эффективности функционала достигает при значении длины массообменного модуля экстрактора 937 мм.

Оказывается, что более экономичными являются массообменные модули длиной 0,94 м. В дальнейшем для аппаратов с модуля длиной 0,9 м были проведены расчеты функционала при различной ширине модуля и получены данные координаты локального оптимума по оптимизируемому параметру (рис.2).

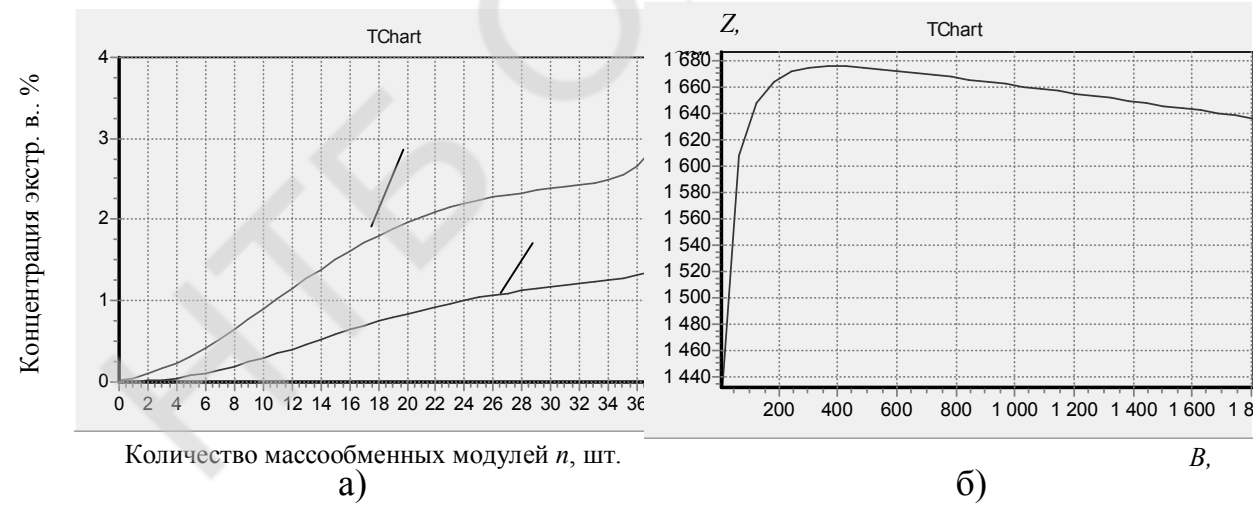


Рис. 3. а) Распределение концентрации экстрактивных веществ в жидкой и твердой фазе по модулям соответствующее локальному максимуму *Z* по координате *B;*
б) Влияние ширины массообменного модуля *B* на функционал экономической эффективности *Z*.

Видно, что максимум экономической эффективности функционала достигает при значении ширины массообменного модуля экстрактора 350 мм (рис.3,б).

Аналогично проведен анализ влияния всех варьируемых параметров по каждой координате локального оптимума.

НТБ ОНАХТ

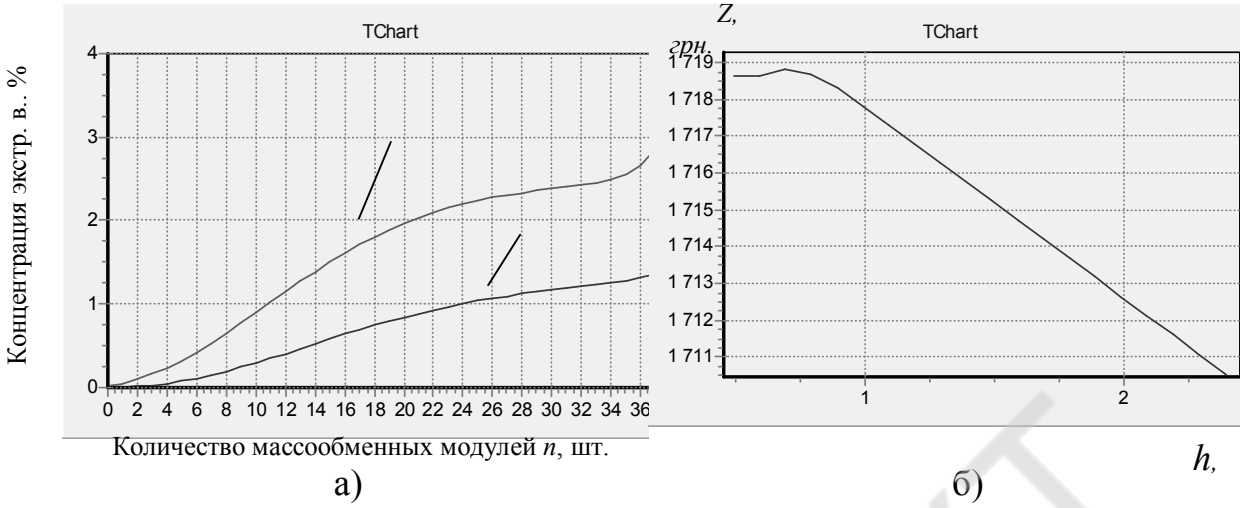


Рис. 4. а) Распределение концентрации экстрактивных веществ в жидкой и твердой фазе по модулям соответствующее локальному максимуму *Z* по координате *h;*
б) Влияние высоты массообменного модуля *h* на функционал экономической эффективности *Z.*

Максимум экономической эффективности функционала достигается при значении высоты массообменного модуля экстрактора менее 1 мм. Исходя из конструктивных соображений, данная величина была принята 8 мм.

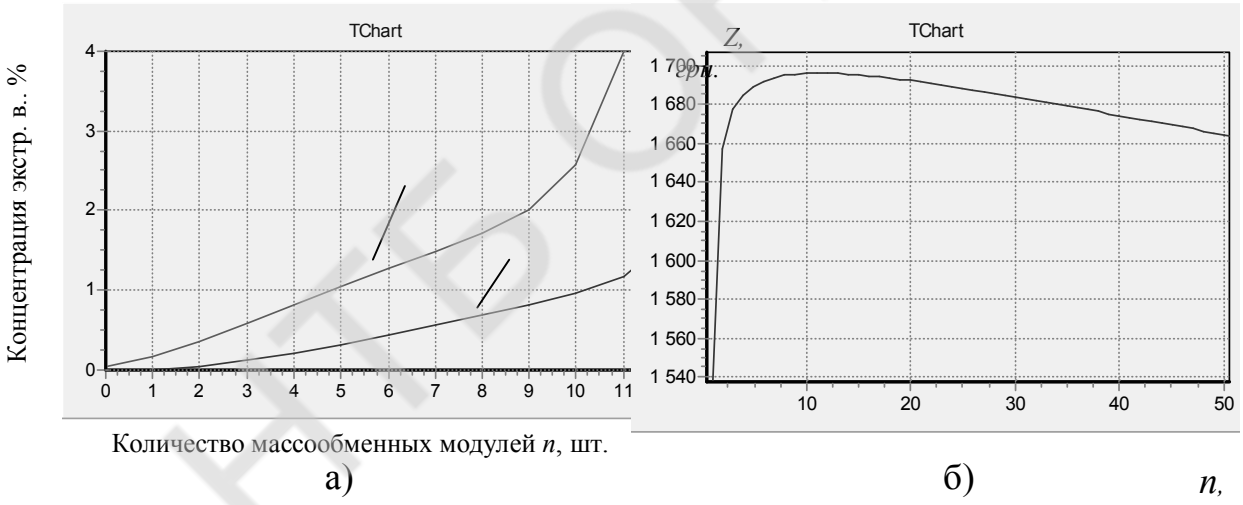


Рис. 5. а) Распределение концентрации экстрактивных веществ в жидкой и твердой фазе по модулям соответствующее локальному максимуму *Z* по координате *n;*
б) Влияние количества массообменных модулей *n* на функционал экономической эффективности *Z.*

Максимум экономической эффективности функционала достигается при количестве массообменных модулей равном 11 шт (рис.5).

Дальнейшим шагом в компьютерном эксперименте был анализ влияния режимных параметров аппарата: гидромодуля системы «кофейный шлам – вода» ***q*** и температуры нагрева экстрагента ***t*** в МВ экстракторе на его технико-экономические показатели. Результаты данных расчетов влияния основных режимных параметров аппарата приведены на рис. 6, 7.

С повышением гидромодуля от 1 до 3 наблюдается повышение функционала экономической

эффективности *Z*. Однако дальнейшее увеличение гидромодуля не приводит к продолжению роста экономической эффективности. При этом, снижается концентрация экстрактивных веществ в готовом продукте. Поэтому, целесообразно принять соотношение между сырьем и экстрагентом в массообменном модулем равным 1/3.

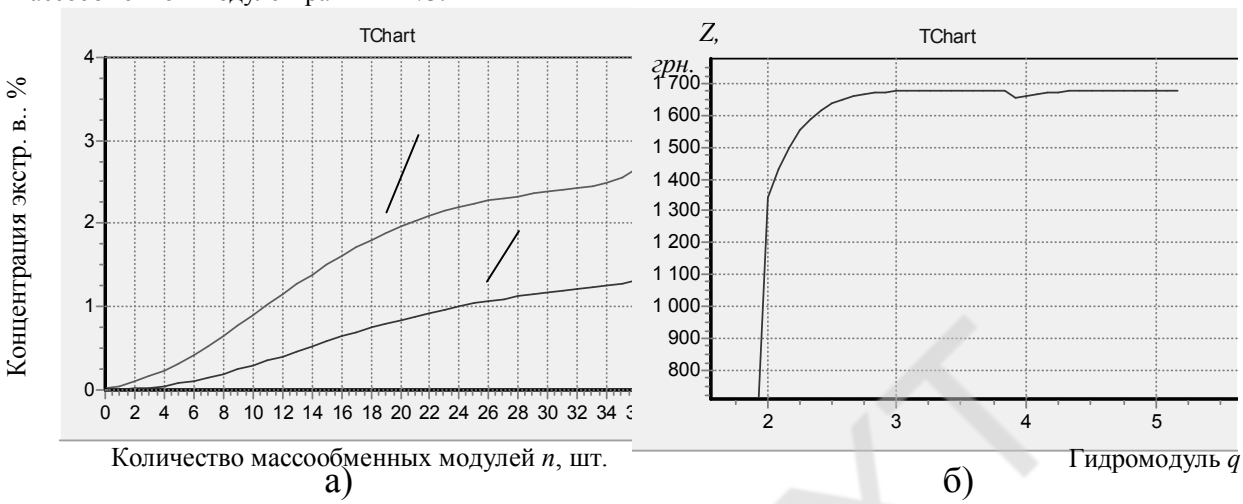


Рис. 6. а) Распределение концентрации экстрактивных веществ в жидкой и твердой фазе по модулям соответствующее локальному максимуму *Z* по координате *q;*
б) Влияние гидромодуля системы «кофейный шлам – вода» *q* на функционал экономической эффективности *Z*.

Снижение гидромодуля меньше 3 отрицательно сказывается на технико-экономических характеристиках установки.

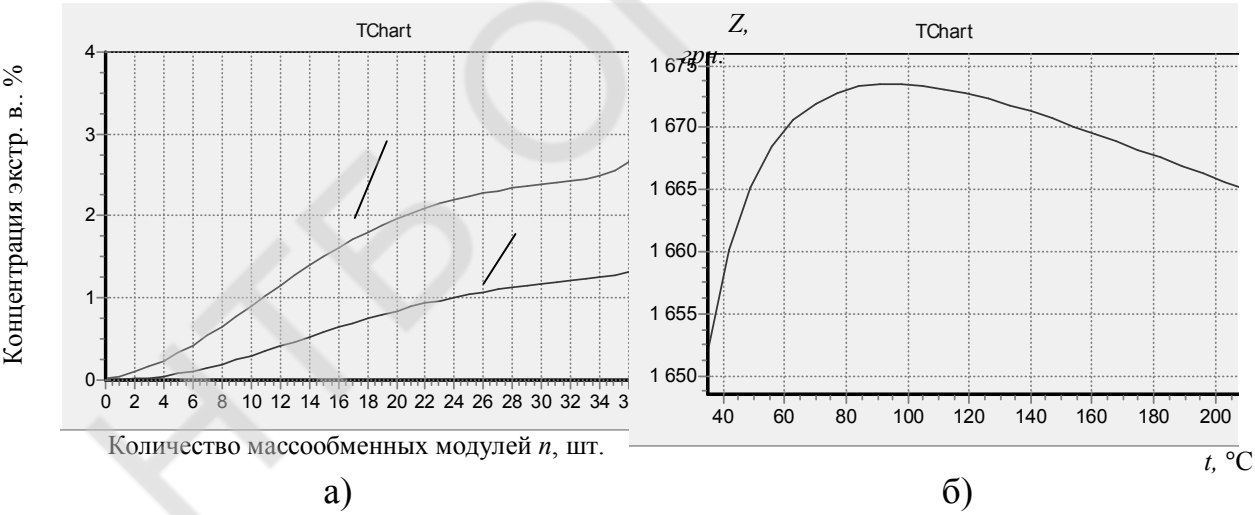


Рис. 7. а) Распределение концентрации экстрактивных веществ в жидкой и твердой фазах по модулям соответствующее локальному максимуму *Z* по координате *t;*
б) Влияние температуры нагрева экстрагента *t* на функционал экономической эффективности *Z*.

Видно (рис.7,б), что максимум экономической эффективности функционала достигается при значении температуры экстрагента 85 °С.

Результаты оптимизации. Используя разработанную структуру, проведена оптимизация режимов работы и конструктивных параметров МВ установки. Анализ вариантов с различной производительностью приведен в табл.1 и показан на рис. 8.

Магнетроны должны обеспечивать эффективное ведение процесса при возможно меньших экономических затратах.

В результате оптимизационных процедур выявлены общие тенденции влияния производительности и мощности микроволновых интенсификаторов на конструктивные и экономические параметры самого экстрактора.

Вследствие того, что более мощные магнетроны дороже, общие капитальные затраты имеют определенный оптимум, что в свою очередь повлияет на общие затраты.

Так с увеличением производительности установки растет функционал экономической эффективности *Z* вследствие более рационального использования подводимой энергии (рис.8). При увеличении мощности в 4,5 раз показатель экономической эффективности возрастает в 8 раз.

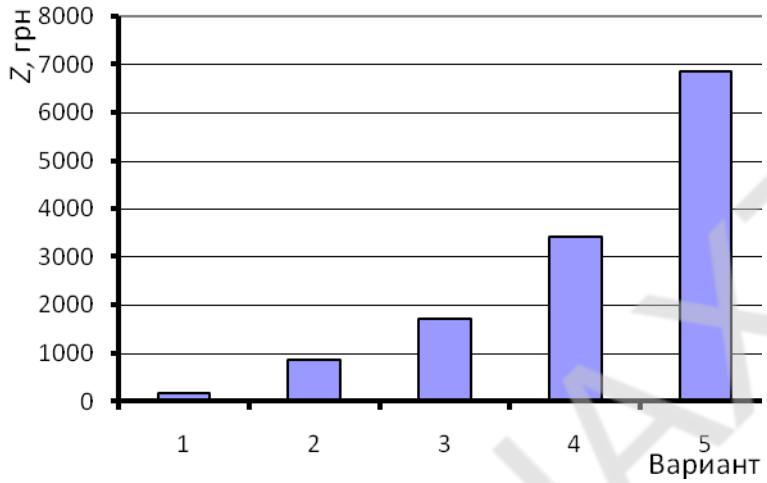


Рис 8. Результаты оптимизации.

Таблица 1. Результаты оптимизации

Вариант	1	2	3	4	5
Производительность по кофейному шламу *Gc,* кг/ч	6	12	24	48	96
Производительность по экстрагенту (вода) *Gэ,* л/ч	7,2	48	72	124	288
Гидромодуль системы «кофейный шлам – вода» *q*	1,2	4	3	2,6	3
Конечная температура экстрагента $t_к$, °С	60	90	85	85	96
Мощность, кВт/кг	1,02	4,4	6,1	10,5	26
Количество массообменных модулей *n*, шт.	5	23	11	12	15
Высота массообменного модуля *h*, мм	8	8	8	8	8
Ширина массообменного модуля *B*, мм	65	240	350	1140	1800
Длина массообменного модуля *L*, мм	350	550	937	1180	1500
Функционал экономической эффективности *Z,* грн/смена	168	826	1696	3400	6843
Концентрация экстрагента *Х*э , %	2,14	1,6	1,67	1,68	1,61
Капитальные затраты, тыс. грн	30	85	160	300	550
Срок окупаемости, лет	0,41	0,23	0,21	0,20	0,18

НТБОНАХТ

Выводы. По итогам оптимизации разработан типоразмерный ряд микроволновых аппаратов непрерывного действия для экстрагирования шлама. Диапазон по производительности от 6 до 96 кг/ч, подводимая мощность электромагнитных интенсификаторов - до 26 кВт. При этом срок окупаемости предложенных установок не превышает – 0,5 года.

Литература.

1.Бурдо О.Г., Калинин Л.Г. Прикладное моделирование процессов переноса в технологических системах: Одесса, Друк, 2008.- 348с.

2.Терзиев С.Г., Макиевская Т.Л., Ружицкая Н.В. Стендовые испытания микроволнового экстрактора для производства кофепродуктов //Зб. наук. праць ОНАХТ Одеса, 2014. – Вип.45, Т1. – С. 80- 84.

3. Терзиев С.Г., Макиевская Т.Л. Применение теории подобия в задачах экстрагирования в микроволновом поле //Зб. наук. праць ОНАХТ Одеса, 2014. – Вип.45, Т2. – С. 158- 162.

УСОВЕРШЕНСТВОВАННАЯ ТЕХНОЛОГИЯ ПОДГОТОВКИ СЫРЬЯ ДЛЯ ПРОИЗВОДСТВА КАРБАМИДА

Кологривов М.М., Коба А.Л.
Институт холода, криотехнологий и экоэнергетики ОНАПТ

Объектом исследования является система охлаждения сырьевого газового потока, состоящего из диоксида углерода и насыщенных водяных паров, применительно к цеху производства карбамида Одесского припортового завода. Рассматривается возможный перспективный путь повышения эффективности охлаждения сырьевого потока при наименьших капитальных и эксплуатационных затратах путём внедрения абсорбционных холодильных установок, испарительных теплообменников, насадок колонных аппаратов и модернизации существующего оборудования в системе подачи и охлаждения сырьевого потока.

В мире большой спрос на карбамид и соответственно высокая его стоимость. Актуальны вопросы совершенствования технологии производства карбамида, увеличения производительности установок, внедрения энерго-ресурсосберегающих технологий.

Стоимость использованного природного газа и электроэнергии составляют существенную долю затрат при производстве карбамида. Многие предприятия значительную часть своей потребности в тепловой энергии (теплоте и холоде) покрывают за счёт утилизации тепловых ВЭР, а также за счёт рационального использования сезонных избыточных тепловых ресурсов. В каждом отдельном случае использования тепловых ВЭР следует выполнять экономические расчёты – определять срок окупаемости внедряемых энергосберегающих мероприятий. Всё более широкому внедрению теплоиспользующих машин (абсорбционных и эжекторных холодильных установок, тепловых насосов) способствует серийный выпуск этих машин разной мощности и полной заводской готовности в США, Германии, Китае, России.

Одним из видов полезных отходов в цехе производства аммиака на ОПЗ является смесь газов следующего ориентировочного состава (без учёта водяных паров): CO_2 – 98,75%; O_2 – 0,36%; горючие компоненты – 0,35%; N_2 – 0,54%. Основным компонентом смеси является углекислый газ. Диапазон температур потока углекислого газа в течение года меняется от 30^0С до 55 ^{0}С. Углекислый газ является сырьём для производства карбамида в другом цехе завода. Газовый поток движется между цехами по трубопроводу диаметром 1400 мм и длиной более одного километра при избыточном давлении на входе 2000 мм H_2O, а его расход может превышать 50000 нм^3/ч.

На рис. 1 приведена условная схема трассировки трубопровода между цехами. Дадим краткую информацию о работе оборудования, обозначенного на рис.1. В нестандартном теплообменнике поз. 109 С происходит снятие перегрева газовой смеси до температуры примерно 47^0С – 55^0С. В районе этих температур водяные пары, которые входят в состав газовой смеси, становятся насыщенными. На теплообменной поверхности 109 С начинает выпадать их конденсат. Отвод большого количества теплоты конденсации производится оборотной водой из градирни (с температурой не более 28^0С) при

слабом изменение температуры газового потока. Отделение выпавшего конденсата от газовой фазы происходит частично в теплообменнике 109 С и частично в сепараторе 118 F.

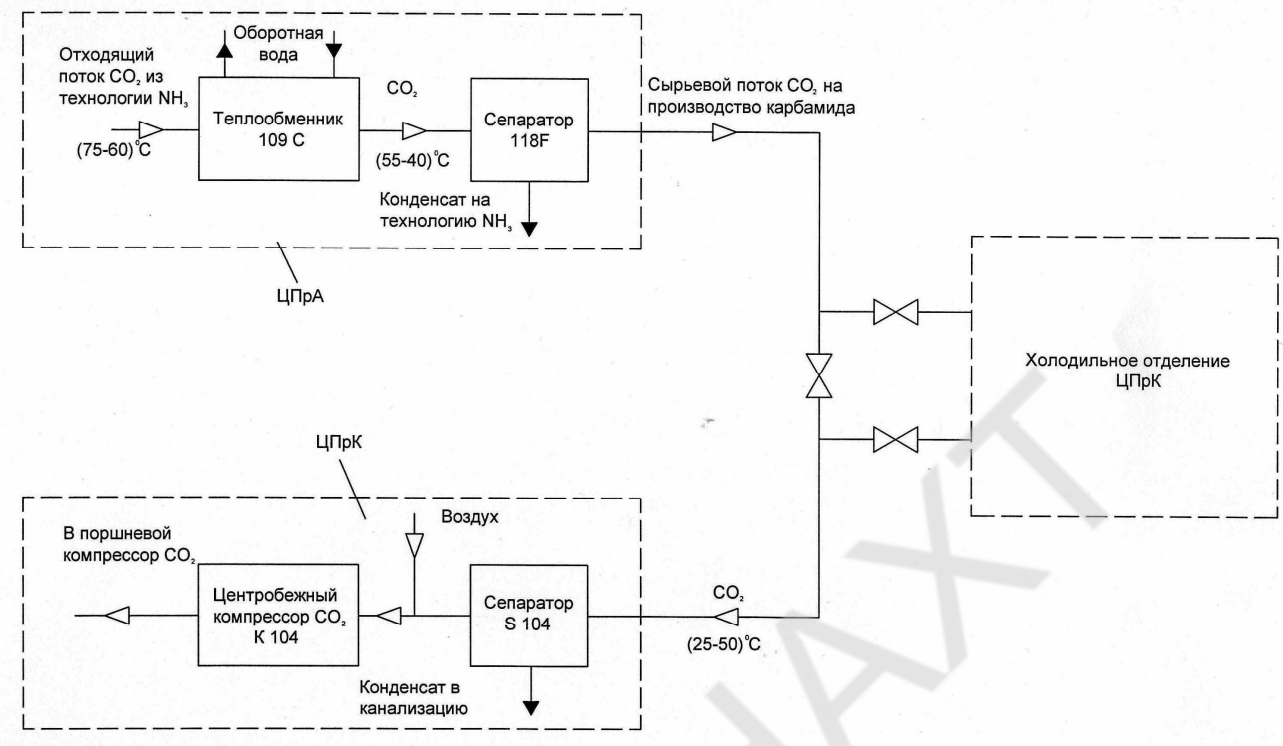


Рис. 1 - Принципиальная схема транспортировки и охлаждения сырьевого газового потока (CO_2+H_2O)

Газовый поток (CO_2+H_2O) после сепаратора 118F при избыточном давлении и с температурой до 55^0С в теплонапряжённый период направляется в холодильное отделение для дальнейшего охлаждения и конденсации водяных паров. Конденсация паров осуществляется в скруббере закисленной водой, которая затем охлаждается в поверхностном теплообменнике оборотной водой из цеховой градирни. Температура оборотной воды доходит до 38^0С летом. Имеется возможность небольшого подохлаждения закисленной воды (на 1 ^{0}С) захоложенной водой. Последняя вырабатывается в холодильном отделение с температурой не более 15^0С для нужд производства углекислоты. При движение потока CO_2 по газоходам холодильного отделения и через теплообменные устройства происходит падение напора, которое существенно уменьшает производительность производства карбамида.

Недостаток работы существующей системы транспортировки газового потока - существенное снижение производительности производства карбамида в теплонапряжённый период из-за неэффективного охлаждения потока и сравнительно больших потерь его напора.

Для усовершенствования технологии охлаждения двухкомпонентного газового потока с переменными концентрациями компонентов – диоксида углерода и паров воды, необходимо знать его термодинамические свойства.

В качестве основной термодинамической характеристики нами рассматривается удельная энтальпия двухкомпонентной смеси. Расчёт удельной энтальпии смеси при рабочих температурах и давлениях ведётся с использованием справочных данных по свойствам чистых компонентов. Для чистого углекислого газа свойства взяты из книги [1] , а для водяного пара из справочника [2].

Удельная энтальпия является аддитивной величиной. Её расчёт производится по формуле

$h_{смеси} = h_{CO2} \cdot \tilde{y}_{CO2} + h_{H2O} \cdot \tilde{y}_{H2O}$, кДж/кг

где h_{CO2} , h_{H2O} – удельные энтальпии чистых компонентов CO_2 и H_2O соответственно , кДж/кг ;

$\tilde{y}_{CO2}$, $\tilde{y}_{H2O}$ – массовые доли чистых компонентов CO_2 и H_2O соответственно

В таблице приведены некоторые расчётные значения энтальпий двухкомпонентного газового потока при избыточном давлении 20 кПа в диапазоне температур 15^0С ÷55^0С.

$t_{смеси}$, ^0C	$h_{смеси}$, кДж/кг
15	809.7
20	818.2
25	827.254
30	838.051
35	851.180
40	866.695
45	885.516
50	908.542
55	924.772

Анализ работы системы охлаждения показал, что экономически нецелесообразно охлаждать сырьевой поток ниже 25 ^{0}C. По значениям энтальпий потока в условиях конденсации водяных паров при разных температурах была построена вспомогательная графическая зависимость для расчёта теплосъёма в системе охлаждения (см. рис.2).

При номинальном расходе сырьевого потока и при его максимальной глубине охлаждения равной 30 ^{0}C (с 55 ^{0}C до 25 ^{0}C) расчётный теплосъём составил 4,5 МВт.

Существующая система охлаждения сырьевого потока имеет следующие характеристики, которые определены авторами по результатам мониторинга параллельной работы двух скрубберов. Нами предлагается приближённая, но достаточно точная для оценки эффективности работы промышленного скруббера, формула

$E = (t'_{пгс} - t''_{пгс}) / (t'_{пгс} - t'_{ж})$

где $t'_{пгс}$, $t''_{пгс}$ – температуры насыщенной парами парогазовой смеси на входе и выходе из аппарата, соответственно;

$t'_{ж}$ – температура холодной жидкости на входе в скруббер. где $\lambda = (G'_{ж} / G'_{пгс}) / (G'_{ж} / G'_{пгс})_{min}$ – характеристическое число;

$G'_{ж}$, $G'_{пгс}$ – массовые расходы жидкости и парогазовой смеси на входе в скруббер.

Отношение $(G'_{ж} / G'_{пгс})_{min}$ характеризует работу идеального аппарата. Его называют относительным минимальным расходом жидкости, поскольку при меньших расходах не может быть достигнуто равенство $t'_{ж} = t''_{пгс}$ даже при бесконечно большой поверхности контакта фаз, и рассчитывают по формуле

$(G'_{ж} / G'_{пгс})_{min} = [h'_{пгс} - h'_{гж} – c_{ж} \cdot t'_{пгс}(x'_{пгс} - x'_{гж})] / [c_{ж} \cdot (t'_{пгс} - t'_{ж})]$

$h'_{пгс}$, $h'_{гж}$ – удельные энтальпии парогазового потока на входе в скруббер и при температуре жидкости на входе, соответственно;

$c_{ж}$ – удельная теплоёмкость жидкости;

$x'_{пгс}$, $x'_{гж}$ – влагосодержание парогазового потока на входе в скруббер и при температуре жидкости на входе, соответственно.

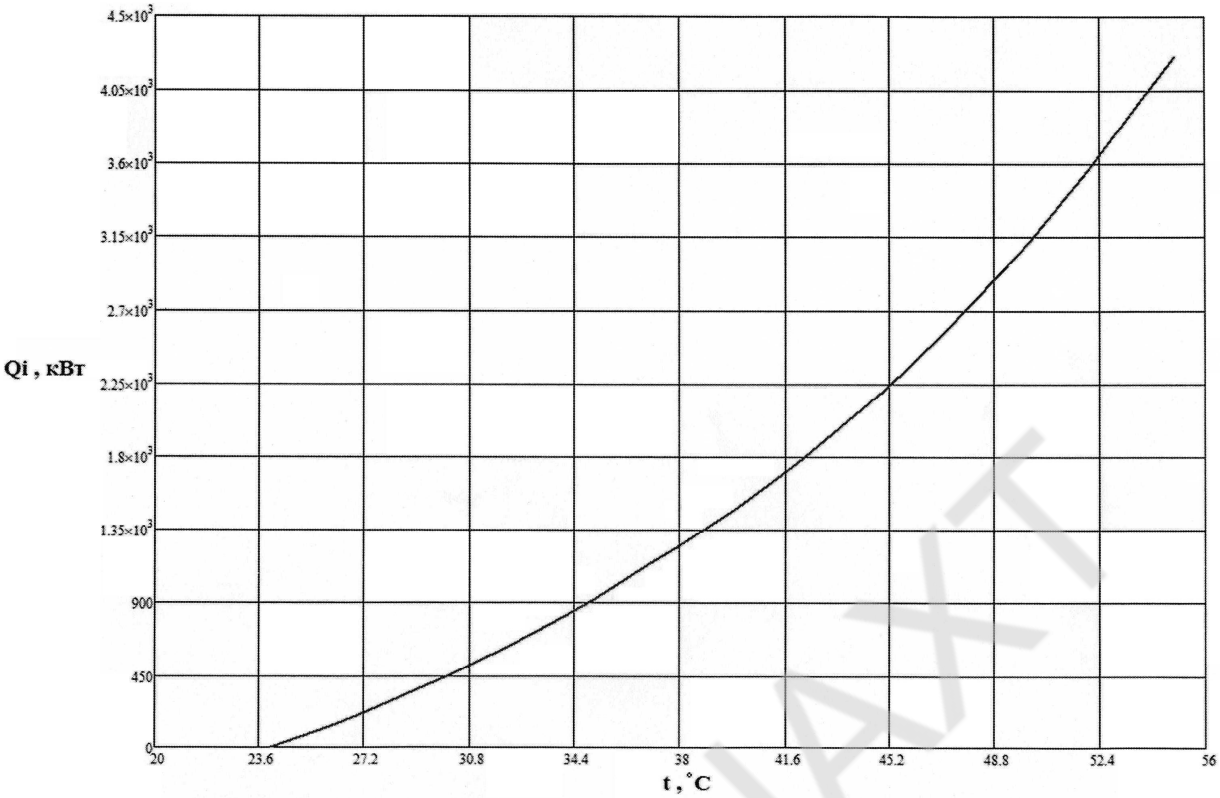


Рис. 2 - Мощность двухниточной системы охлаждения при номинальной нагрузке и разных температурах парогазового потока на входе и постоянной его температуре на выходе равной 25 ^{0}C.

В результате обработки данных нами было получено уравнение, которое описывает связь эффективности охлаждения с рабочими параметрами парогазового потока

$$E = 0{,}92 \left(1 - e^{-0{,}312 \cdot \lambda} \right)$$

Значение коэффициента «0,92» в формуле экспериментально определено в работе [3]. Это предел, к которому стремиться значение эффективности «Е» независимо от конструкции промышленного аппарата при значениях характеристического числа «λ» больше десяти.

Фактическая эффективность работы существующих скрубберов в теплонапряжённый период лежала в диапазоне значений 0,2 ÷0,5. На изменение значений эффективности влияли многие текущие параметры: расходы закисленной и оборотной воды, расход парогазовой смеси, температуры всех потоков, распределение потоков между двумя параллельными нитками.

Фактическая эффективность работы скрубберов не является маленькой, но и не является большой. Имеется значительный потенциал для её увеличения путём модернизации колонного оборудования.

Для лучшего представления возможных будущих конструктивных изменений в скруббере приведём схему его конструкции на рис.3.

РЕПОЗИТОРИЙ ОНАХТ

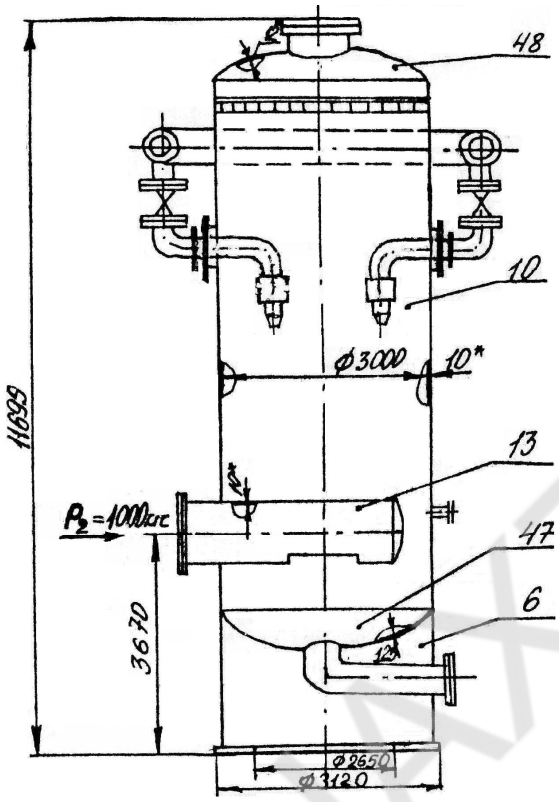


Рис.3 - Схема конструкции существующего скруббера.

Скруббер представляет собой колонну диаметром 3 м и высотой 11,7 м (поз.10). В вверхней части колонны располагается водораспределитель, который укомплектован 8-ю форсунками центробежно - струйного типа. Над водораспределителем установлен каплеуловитель сетчатого типа. В нижней части колонны размещён патрубок для подачи газового потока (поз.13). Крыша и дно колонны представлют собой сферические элементы (поз.47 и 48 соответственно). Колонна располагается на опорных стойках (поз.6).

При работе колонны движение жидкой и газовой фаз – противоточное.

Для модернизации полого распыливающего скруббера нами предлагается использовать регулярную насадку. Выбор регулярной насадки сделан на основе результатов многолетних исследований процессов тепло и массообмена в контактных аппаратах.

Нами рекомендуется установка в пустом распыливающем скруббере нескольких слоёв регулярной насадки с разрывом между слоями ориентировочно 0,5 м. Верхний слой насадки размещают ниже форсунок водораспределителя на 1,2 ÷1,5 м.

Расчёты по определению эффективности охлаждения парогазового потока в таком модернизированном колонном аппарате были проведены на базе результатов научных исследований, которые изложены в литературе [3, 4].

Результатом проведенных расчётов явилась зависимость

$$E = 0{,}92\,(1 - e^{-0{,}461\cdot\lambda})$$

Положительный эффект от модернизации скруббера удобно представить графически на рис. 4. Кривая эффективности работы модернизированного скруббера лежит существенно выше кривой существующего.

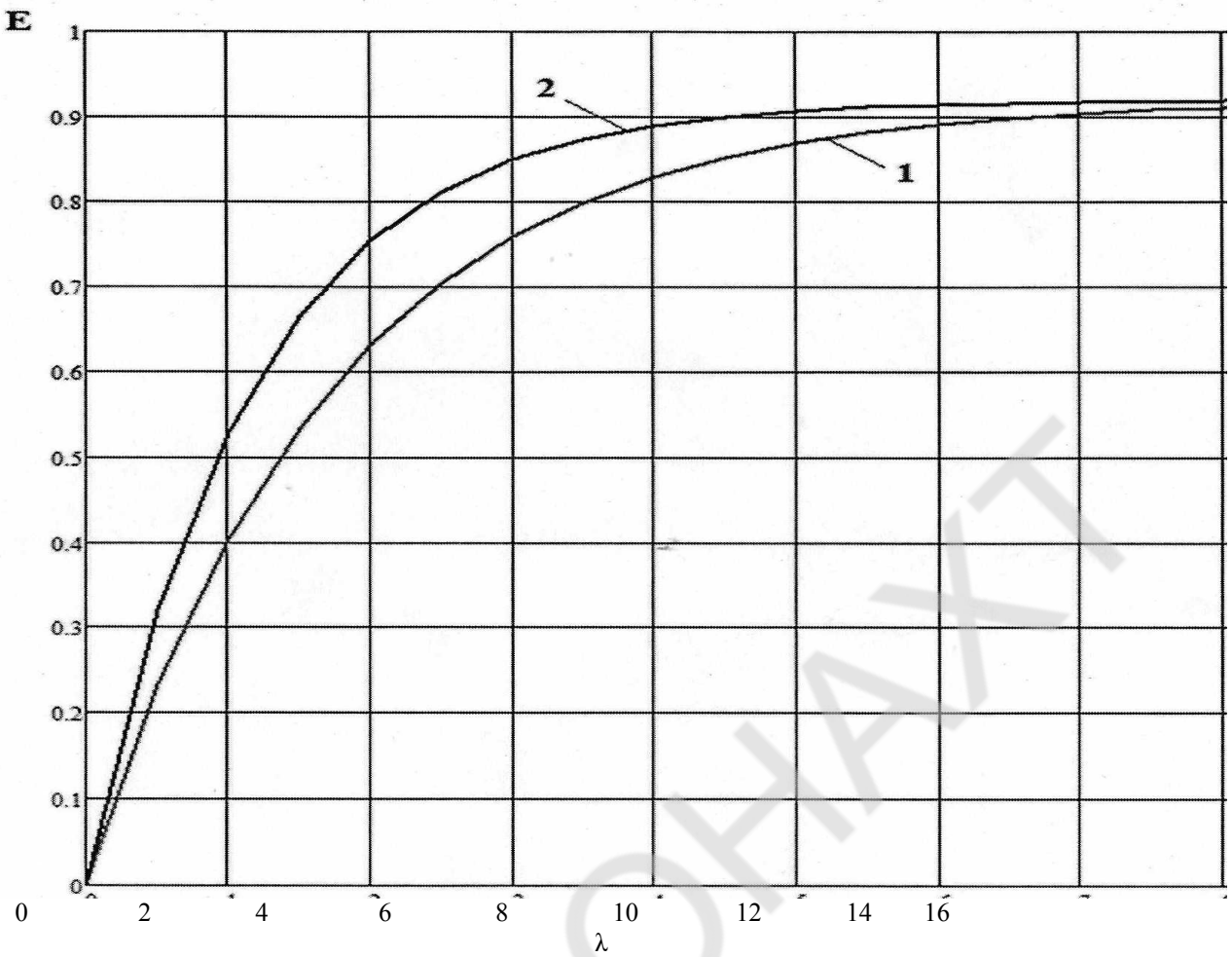


Рис.4 - Зависимости эффективности охлаждения потока ($CO_2 + H_2O$), вт условиях конденсации водяных паров, от характеристического числа «λ» для полого распыливающего скруббера (кривая 1) и скруббера с регулярной насадкой (кривая 2).

На практике условия работы системы охлаждения могут меняться в диапазоне изменения значений «λ» от 0,5 до 3,0. Изменение «λ» происходит при изменении расходов закисленной, оборотной воды и парогазового потока, а также при изменении температур потоков и окружающей среды.

Расчётная дополнительная потеря напора на регулярной насадке составляет 40 Па при номинальной нагрузке. Это допустимая потеря напора. Модернизированная система должна обеспечить охлаждение газового потока с 55 ^{0}C до 25 ^{0}C при температуре окружающей среды по мокрому термометру 25 ^{0}C. Критериями выбора являются наименьшие капитальные и эксплуатационные затраты на модернизацию.

Нами предлагается для внедрения схема двухступенчатого охлаждения парогазового потока, которая позволяет достичь температуру парогазового потока 25 ^{0}C при приемлемых затратах на модернизацию и эксплуатацию (см. рис.5).

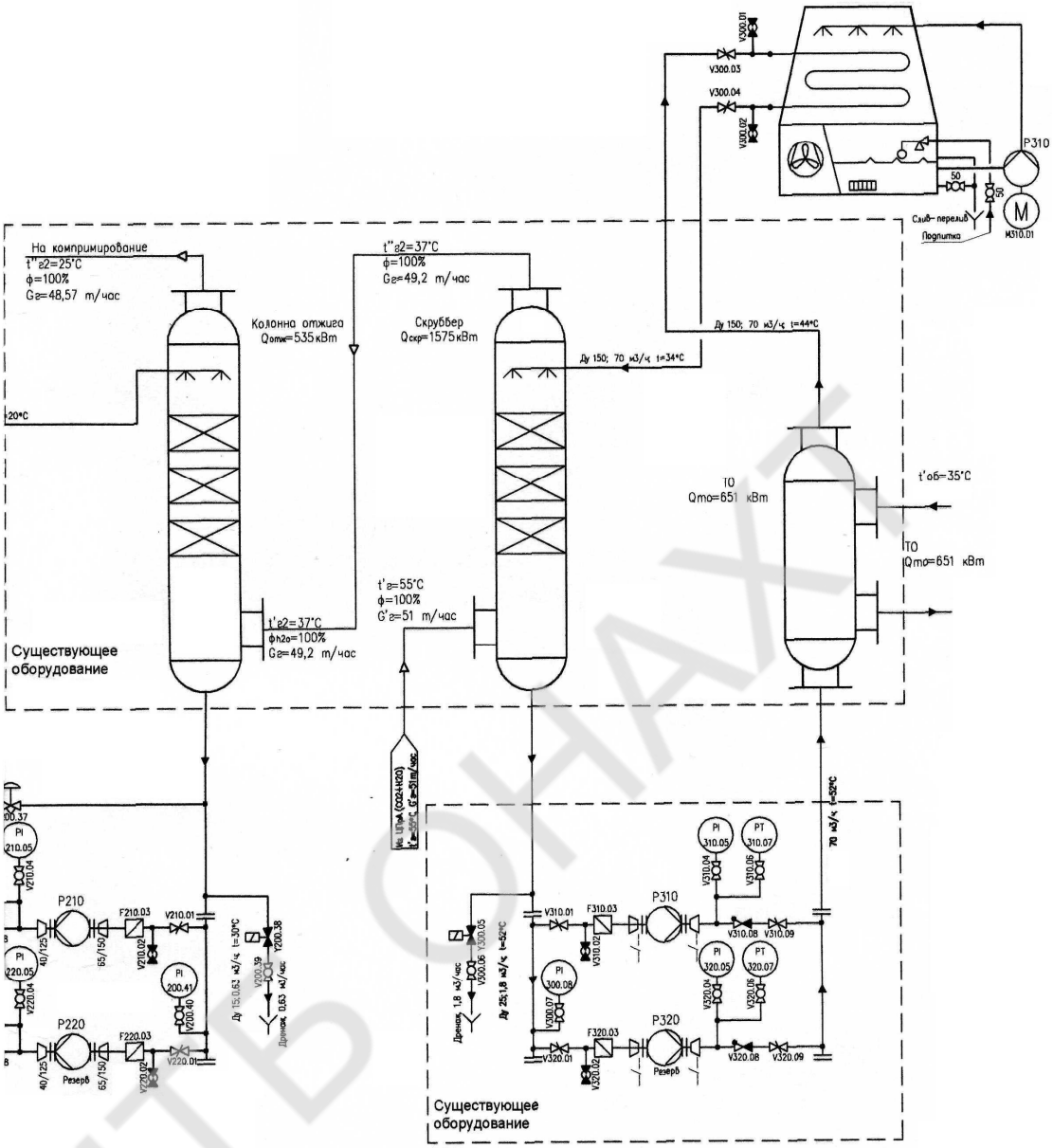


Рис.5 Схема модернизированной части системы охлаждения сырьевого потока

На схеме рисунка 5 существующее оборудование обведено пунктирной линией.

Состав нового оборудования для двухниточной системы охлаждения следующий: колонна отжига, переделанная под скруббер с регулярной насадкой (2 шт.); теплообменник испарительного типа (2 шт.); абсорбционная холодильная машина, работающая на горячей воде (2 шт); градирня АБХМ (2 шт.); циркуляционные насосы закисленной холодной воды (6 шт.); соединительные коммуникации с запорно-регулирующей арматурой и КИП. Возможно исключение из схемы автономной градирни и подключение АБХМ к цеховой системе оборотного водоснабжения с градирней.

Рассмотрим работу модернизированной однониточной системы охлаждения. Парогазовый поток с температурой 55 ^{0}C, относительной влажностью 100 % и расходом 51 т/ч поступает в первую ступень охлаждения – скруббер с регулярной насадкой, в котором происходит его охлаждение и осушение посредством закисленной воды. На выходе из скруббера массовый расход уменьшится на 1,8 т/ч за счёт частичной конденсации водяных паров. Отведенная от потока тепловая мощность по расчётам составляет 1575 кВт.

Далее газовый поток поступает во вторую ступень охлаждения – колонну отжига, переделанную под скруббер с регулярной насадкой. Охлаждение и осушение потока в этой ступени происходит посредством воды из АБХМ с температурой 20 ^{0}С. На выходе из колонны расчётный расход 48,57 т/ч. В колонне второй ступени сконденсируется 0,63 т/ч водяных паров. Отведенная от потока тепловая мощность по расчётам составляет 535 кВт.

Рассмотрим циркуляцию потока закисленной воды в первой ступени охлаждения. Закисленная вода с расходом 70 т/ч подается в верхнюю часть скруббера. На выходе из нижней части скруббера вода имеет температуру 52 ^{0}С и расход, увеличенный на расход конденсации водяных паров. Затем избыток расхода удаляется из циркуляционной системы. После скруббера 70 т/ч закисленной воды поступает в кожухотрубный теплообменник для охлаждения оборотной водой. Отводимая от закисленной воды тепловая мощность в кожухотрубном теплообменнике составляет по расчётам 651 кВт. Дальнейшее охлаждение закисленной воды осуществляется в испарительном теплообменнике и цикл циркуляции замыкается. Тепловая мощность, отводимая в испарительном теплообменнике составляет 811 кВт.

Рассмотрим циркуляцию закисленной воды во второй ступени охлаждения. Закисленная вода с температурой 20 ^{0}С подаётся в скруббер. Расчётный расход воды составляет 46 т/ч. На выходе из нижней части он увеличивается на расход конденсата. Затем избыток расхода удаляется из системы.. После скруббера вода поступает в испаритель АБХМ, в котором охлаждается до 20 ^{0}С при расходе 46 т/ч. Тепловая мощность, отводимая от воды в АБХМ по расчётам составляет 515 кВт. Циркуляцию закисленной воды во второй ступени охлаждения обеспечивают дополнительные центробежные насосы, которые имеют соответствующую производительность.

Испарительный теплообменник имеет автономную циркуляционную водяную систему. В теплообменнике осуществляется испарительное охлаждение воздухом технической воды, которая в свою очередь орошает теплообменные трубки с теплой закисленной водой и тем самым понижает её температуру.

Генератор абсорбционной холодильной машины работает на горячей воде с температурой 95 ^{0}С. Горячая вода с расходом 50 м^3/ч является вторичным энергетическим ресурсом цеха производства карбамида.

Испарительный теплообменник и абсорбционная холодильная машина являются покупными изделиями полной заводской готовности.

К положительному эффекту следует отнести уменьшение доли водяных паров в парогазовой смеси при более глубоком охлаждении. При одной и той же производительности углекислотного компрессора массовый расход потока CO_2 через него увеличивается на величину расхода конденсата водяных паров, который удаляется. Соответственно увеличивается и выход карбамида.

При охлаждении парогазовой смеси от 55 ^{0}С до 25 ^{0}С образуется конденсат с расходом

$$G_{конд} = 5,930 – 1,066 = 4,864 \text{ т/ч}$$

При работе существующей системы охлаждения в летний период образуется 0,9 ÷ 1,3 т/ч конденсата. При этом исходный расход парогазового потока составлял 80÷70 т/ч. Принимаем для расчёта средний расход – 1,1 т/ч.

При внедрении модернизированной системы охлаждения будет больше образовываться конденсата на 4,864 – 1,1 = 3,764 т/ч. Другими словами будет увеличено производство карбамида на 3,7 т/ч (без учёта других компонентов и отходов технологии производства карбамида).

Расчётный срок окупаемости затрат на модернизацию системы охлаждения сырьевого потока составил один теплонапряжённый сезон работы системы.

Литература

1. Алтунин В.В. Теплофизические свойства двуокиси углерода. – М.; Издательство стандартов, 1975. – 546 с.
2. Вукалович М.П., Ривкин С.Л., Александров А.А. Таблицы теплофизических свойств воды и водяного пара. – М.: Издательство стандартов, 1969. – 408 с.
3. Кологривов М.М. Гидродинамика и тепломассообмен в аппаратах с подвижной насадкой при испарительном охлаждении воды: автореф. дис….канд.техн.наук: - Одесса: ОТИХП, 1988.–16с.
4. Интенсификация тепломассообменных процессов в вентиляторных градирнях плёночного типа / В.В. Карнаух МОНУ, ДонНУЭТ им. М.И. Тугай-Барановского. – Донецк:[ДонНУЭТ], 2010. – 159 с.

МОДЕЛИРОВАНИЕ ПРОЦЕССА СУШКИ ОРГАНИЧЕСКОГО СЫРЬЯ В ЭЛЕКТРОМАГНИТНОМ ПОЛЕ.

Яровой И.И., канд. техн. наук, ассистент, Елисеенко Ю.В., инженер
Одесская национальная академия пищевых технологий, г. Одесса

Целью статьи является экспериментальное исследование процесса извлечения влаги из растительного сырья, путем контролируемого нагрева сырья в сверхвысокочастотном электромагнитном поле. Известно, что в условиях конвективного теплоподвода, широко используемого в традиционных сушильных технологиях, сложная внутренняя структура растительного сырья накладывает значительные ограничения на режимы сушки. Микроволновый нагрев по сравнению с конвективным, имеет ряд преимуществ: скорость, избирательность, экологичность, и др., что делает данную технологию одной из наиболее перспективных. Конечной задачей решаемой в исследовании является построение аналитической модели процесса микроволновой сушки для конструкции модульной ленточной сушилки и одного из видов сырья.

The purpose of this experimental study is the process of extraction of moisture from the plant material by controlled heating of raw materials in the microwave electromagnetic field. It is known that im the conditions of convective heat supply, widely used in conventional drying technology, complex internal structure of plant raw material imposes significant restrictions on the modes of drying. Microwave heating compared with convective, has several advantages: speed, selectivity, environmental friendliness, etc. Which makes this technology one of the most perspective. The ultimate problem that solved in the study is to construct an analytical model of microwave drying process for the construction of modular belt dryer and one of the raw materials.

Ключевые слова: электромагнитное свч - поле, микроволновый нагрев, микроволновая сушка, растительное сырье, влагоизвлечение, математическая модель, ленточная сушильная установка, экологичная сушка.

Сушка, как процесс снижения влажности сырья, является одной из наиболее распространенных технологических операций в пищевой и перерабатывающей промышленности. Для ее выполнения, промышленностью, создано большое количество технических решений, каждое из которых в той или иной мере ориентировано на определенный вид материала или условия протекания процесса. На рынке сушильных технологий сосуществуют конвективная сушка, аэрационная, сублимационная, инфракрасная, микроволновая и много других.

Анализ наиболее распространенных сушильных технологий [3,4] показывает, что наиболее широко используемые в пищевой и перерабатывающей отраслях промышленности, технологии и оборудование, не отвечают растущим требованиям энергоэффективности и не обеспечивают достаточно высокого качества продукции. Одной из перспективных технологий обезвоживания, является микроволновая сушка влажных органических материалов. В качестве способа нагрева влажных, пористых материалов, микроволновой способ сушки обладает несколькими важными преимуществами: экологичностью, скоростью, производительностью, саморегулированием, универсальностью и возможностью стерилизации обрабатываемых материалов.

При исследовании процесса влагоизвлечения в микроволновой сушилке следует сопоставить кинетику процессов тепло и влагопереноса в слое сырья, подвергаемом конвективному энергоподводу, с процессами, возникающими при микроволновом объемном нагреве влажных частиц плотного движущегося слоя ленточной сушилки.

Независимо от способа подвода тепла процесс сушки представляет собой совокупность двух основных теплофизических явлений: перенос тепла от генератора теплоты к слою высушиваемого материала и перенос влаги от частиц материала слоя к потоку воздуха. Особенностью микроволнового нагрева является то, что тепло, формирующее температурный градиент, генерируется непосредственно во внутренних, влажных слоях частиц слоя высушиваемого сырья, что упрощает процесс теплопередачи (частично) так как в тракте теплопередачи полностью отсутствуют процессы, связанные с изменением потока тепла от теплового агента к внутренним слоям частиц.

Скорость микроволновой сушки зависит от физико-химических свойств продукта, его начальной влажности, структуры и толщины слоя, скорости его перемещения через зону сушки, мощности

генератора э/м поля, скорости и температуры потока воздуха транспортирующего испаренную из слоя влагу, а также от характера обдува обрабатываемого слоя.

В процессе сушки количество влаги в частичках продукта уменьшается, и процесс влагоотделения постепенно меняет характер. При конвективном подводе тепла эти изменения связанны со снижающейся в процессе высушивания, способностью внешних слоев частиц продукта проводить влагу из внутренних слоев к поверхности. Принимая в качестве исходного положения условие равномерности распределения влаги в поступающем на сушку сырье течение процесса сушки, по аналогии с известными линиями конвективной сушки, можно представить следующим графиком (рис. 1.).

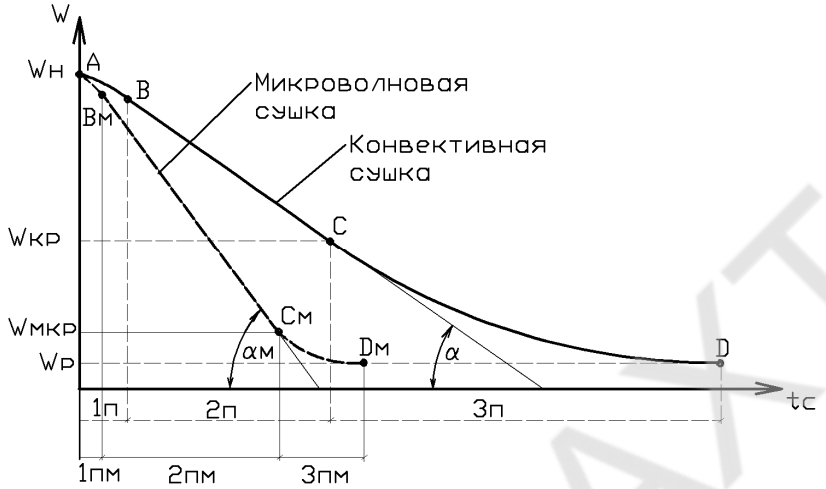


Рис. 1. - График линий микроволновой и конвективной сушки сырья.

Микроволновая сушка, по сравнению с конвективной, может обеспечить более высокую скорость влагоизвлечения и соответственно сокращение длительности сушки в целом. Важной особенностью является зависимость между интенсивностью подводимого к слою сырья МВ излучения и интенсивностью процессов тепловлагопереноса в пределах внутренних слоев частичек сырья. Очевидно, что интенсивность данных процессов будет определяться (при одинаковой мощности МВ излучения и начальной влажности) исключительно физико-механическими свойствами сырья, что означает необходимость экспериментального определения некоторых постоянных коэффициентов определяющих скорость процесса влагоизвлечения для каждой группы физически схожих видов сырья.

Процессы, протекающие во внутренних слоях частиц материала нагреваемого в микроволновом поле являются наименее изученными. В характере этих процессов особенности МВ сушки проявляются в наибольшей степени. Именно интенсификация процессов массопереноса между внутренними, более влажными, и внешними, постоянно теряющими влагу вследствие испарения, обеспечивает микроволновой сушке более высокую (по сравнению с конвективной) скорость влагоизвлечения.

Означенные массообменные процессы, возникающие при взаимодействии заключенной в частицах влаги и МВ излучения, сегодня изучены недостаточно полно, теории, описывающей кинетику процесса влагоизвлечения при микроволновом энергоподводе, общепринятой, проверенной на практике и реализованной в конструкции действующих микроволновых аппаратов, на сегодня не существует. Основной причиной ее отсутствия, очевидно, является сложность и неоднородность самого процесса воздействия микроволнового излучения на влажные материалы с капиллярно – пористой структурой.

Таким образом, невозможно аналитическим путем, в т.ч. используя существующие эмпирические модели для конвективного способа сушки, разработать конструкцию и рассчитать оптимальные режимы эксплуатации микроволновой сушильной установки, для сыпучего растительного сырья.

Для решения поставленной цели выполнена последовательность экспериментальных исследований по определению ключевых параметров, конструкции и основных узлов ленточной микроволновой сушильной установки. Физическая схема сушки в электромагнитном поле приведена на рис. 2. Продукт, движимый конвейерной лентой, перемещается через микроволновую нагревательную камеру, в пределах которой на влагу, содержащуюся в частицах продукта, интенсивно воздействует микроволновое электромагнитное поле. Под воздействием микроволнового излучения, в пределах влажных областей внутреннего объема частиц, интенсивно выделяется тепло.

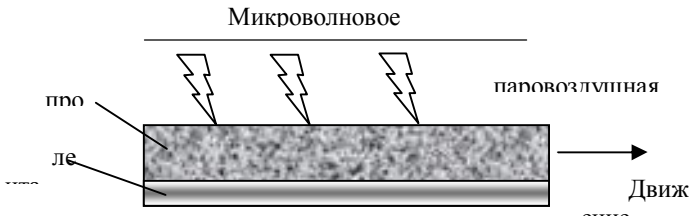


Рис. 2. - Схема процесса обезвоживания в электромагнитном поле.

Поток продукта движется со скоростью w. Процесс рассматриваем как квазистационарный. Поскольку воздушный поток, движущийся над продуктом и лента конвейера радиопрозрачны, и не взаимодействуют с электромагнитным полем, то энергия излучения поглощается слоем продукта.

Поверхность частиц продукта взаимодействует с потоком воздуха, который, принимая влагу продукта, увлажняется и нагревается, выводя поглощенную влагу из камеры нагрева.

Уровень энергетических затрат зависит от согласования многих параметров процесса: характеристик электромагнитного поля, структуры продукта, скорости его перемещения, параметров воздушной среды.

В работе [2] выдвигается гипотеза, что сушка – это результат действия, по меньшей мере, трех процессов: переноса влаги с поверхности частиц; переноса влаги в капиллярах; десорбции влаги в объеме частиц.

Каждый из процессов определяется своим видом связи влаги, своим значением движущей силы и кинетическим коэффициентом скорости процесса. Каждый из трех процессов подчиняется своим законам переноса, и реализуются за счет разных механизмов (табл. 1).

Таблица1.

Характеристика основных процессов при сушке

	Процесс	Механизм процесса	Движущая сила процесса	Кинетический коэффициент
	Испарение влаги с поверхности	Конвективная диффузия	$a_K P_П - P_В$	β_K
	Испарение влаги внутри капилляров и пор	Конвективная диффузия в стесненных условиях	$a_C P_П - P_В$	β_C
	Десорбция влаги	Конвективная диффузия	$a_Д P_П - P_В$	$\beta_Д$

Степень нагрева зерна определяется его теплофизическими свойствами – коэффициентом температуропроводности (а), средней влажностью (Ucp), скоростью движения слоя зерна и мощностью действующего микроволнового излучения.

Для наглядного представления взаимосвязей коэффициента массоотдачи β и параметров определяющих его величину, составим параметрическую схему.

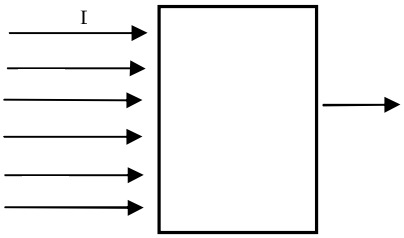


Рис.: 3. - Параметрическая схема процесса массоотдачи при сушке в микроволновой сушильной камере.

В соответствии с параметрической схемой (рис. 3), коэффициент β зависит от следующих параметров: коэффициента диффузии (D), размера частиц (d), мощности микроволнового излучателя (N), нагрузки (производительности) по обрабатываемому продукту (G), коэффициента температуропроводности (а), скрытой теплоты фазового перехода (r).

Зависимость величины коэффициента массоотдачи β от каждого входного параметра трудноопределимы, вследствие чего для построения модели процесса влагоизвлечения в условиях микроволнового теплоподвода, необходимо описать процесс в виде критериальных уравнений. критериальное уравнение процесса. В результате выделения набора комплексов, получена структура уравнения в обобщенных переменных:

$$Sh = A \cdot Pe^{n} \cdot Bu^{m} \cdot \left(\frac{h}{L}\right)^{k} \cdot \mathrm{Re}^{r} \tag{1}$$

Физический смысл составляющих уравнения.

$$\mathrm{Re} = \frac{\upsilon \cdot d}{v} \tag{2}$$

Где: υ – относительная скорость воздуха;
v – вязкость воздуха;
d – конструктивный параметр (сечение канала);

$$Pe = \mathrm{Re} \cdot Sc \tag{3}$$

$$Pe = \frac{w \cdot L}{D}$$

Где: D – коэф. диффузии пара в воздух;
w – скорость ленты;
L – конструктивный параметр (длина МВ камеры);

$$Bu = \frac{N}{Q_n} = \frac{N}{W \cdot r} \tag{4}$$

Где: N – электрическая мощность МВ излучателя;
W – расход удаленной влаги;
r – скрытая теплота фазового перехода;

Коэффициенты n, m, k, r при переменных уравнения 1 возможно определить только опытным путем. Для проведения физического моделирования процесса микроволновой сушки различных материалов создана экспериментальная сушильная установка, конструкция которой приведена на рис. 4.

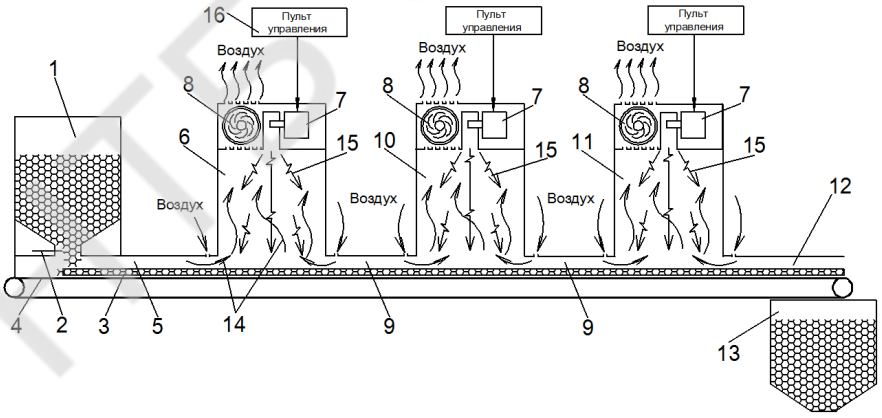


Рис. 4. - Структурная схема микроволновой сушилки.

Установка состоит из: бункера для влажного материала 1, с дозирующим устройством 2, ленточного конвейера 4, для транспортировки слоя материала 3 через зоны сушки, входного 5 и выходного 12 шлюзовых тоннелей. Основой установки являются камеры микроволновой сушки материала 6, 10 и 11, каждая из которых оборудована магнетроном (генератором микроволнового излучения) 7 и вентилятором 8. Камеры соединены между собой шлюзовыми тоннелями 9. Также сушилка имеет бункер для обработанного материала 13 и систему управления мощностью магнетронов сушильных камер 16.

В результате нескольких серий экспериментов были определены зависимости (рис. 5) между мощностью микроволнового излучения подводимого к сушильным камерам и температурой слоя зернового сырья.

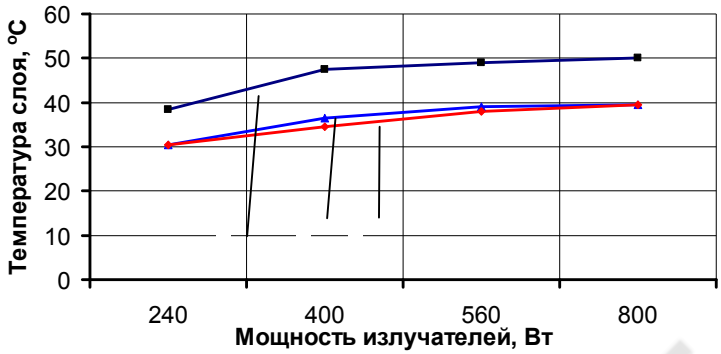


Рис. 5. - Температура слоя на выходах сушильных камер в зависимости от мощности излучения. 1-камера 1; 2-камера 2; 3-камера 3.

Наблюдается близкая к линейной зависимость температуры слоя от мощности подводимого к микроволновой сушильной камере излучения.

Снижение влагосодержания сырья, определялось по результатам измерения влажности зерна до и после его обработки, рис. 6. Максимальное снижение влажности составило 3,7 % при использовании полной мощности МВ излучения камер.

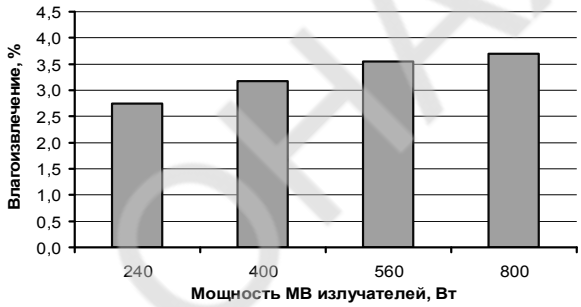


Рис. 6. Снижение влажности сырья в зависимости от мощности МВ излучения.

Также, при обработке результатов физического моделирования процесса были определены зависимости между температурой слоя зернового сырья и скоростью, с которой слой перемещается через камеры нагрева, рис. 7. Зависимость температуры нагрева слоя от скорости ленты конвейера также близка к пропорциональной.

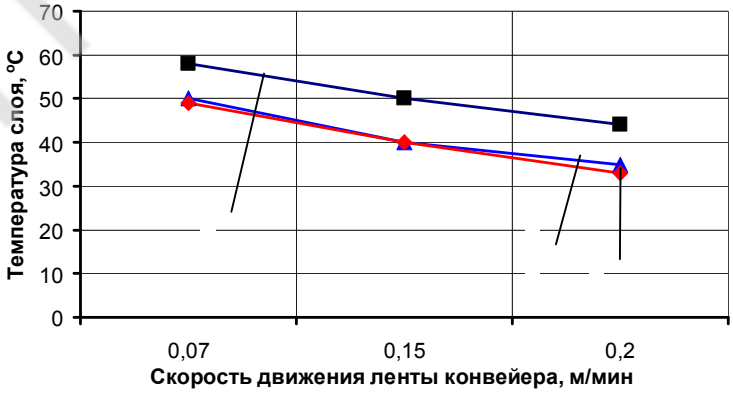


Рис. 7. - Температура движущегося слоя на выходе сушильных камер при различных скоростях движения ленты. 1-камера 1; 2-камера 2; 3-камера 3.

С увеличением скорости движения слоя (ленты конвейера) уменьшается экспозиция сушки в каждой из зон нагрева, как следствие снижается максимальная температура нагрева зернового слоя.

Полученная зависимость сохраняет пропорциональность в исследованном диапазоне скоростей. Как следствие данной зависимости, влагоизвлечение из слоя уменьшается обратно пропорционально скорости движения слоя.

В результате обработки результатов получены константы в уравнениях в числах подобия, произведено компьютерное моделирование процесса сушки зерна в камере микроволновой сушки. Исходные данные для выполнения вычислений получены в ходе экспериментальных исследований.

Расчет коэффициента массоотдачи β от поверхности зерен в воздух производим по следующей схеме: а) рассчитана площадь нагрузки камеры – слоя зерна; б) рассчитаны удельная поверхность зерновок нагрузки, давление водяного пара над слоем зерна и парциальное давление пара в воздухе; в) определено влияние мощности микроволнового излучения на коэффициент массоотдачи.

Интенсивность потока влаги, от поверхности частиц высушиваемого материала к потоку воздуха удаляющего испаренную влагу за пределы сушильной камеры, практически пропорционально зависит от величины микроволнового воздействия, т.е. мощности и длительности обработки сырья электромагнитным МВ полем.

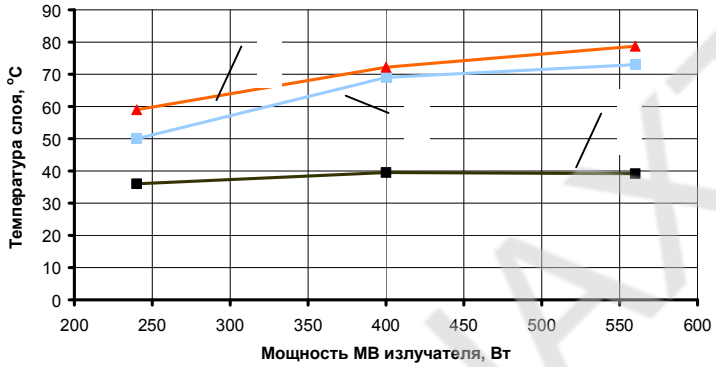


Рис. 8. - Влияние скорости и удельной нагрузки на температуру слоя: 1 - $G_з$ = 100 гр, $\omega_з$=0 м/с; 2 - $G_з$ = 200 гр, $\omega_з$=0 м/с; 3 - $\omega_з$=0,15 м/мин.

Степень нагрева частиц материала, вследствие воздействия МВ поля, определяется: мощностью МВ излучения, нагрузкой камеры, влажностью высушиваемого материала, суммарной площадью поверхности частиц (зерен) с которой происходит испарение, свойствами воздушного потока.

Произведено сравнение средних температур зернового слоя при сушке в движущемся и стационарном слое, рис. 8.

Влияние подводимой мощности на температуру наиболее существенно для стационарного слоя. При изменении подводимой мощности в 2,3 раза, средняя температура зернового слоя возрастает в 1,4 раза. Кроме того наблюдается перегрев зернового слоя выше технологических параметров. Такое изменение температуры связано с превышением необходимой подведенной мощности на процесс нагрева зерна и испарения влаги.

Произведен расчет коэффициентов массоотдачи для стационарного и движущегося слоя. Графики изменения коэффициентов массоотдачи для движущегося и стационарного слоя имеют линейный характер (рис. 9).

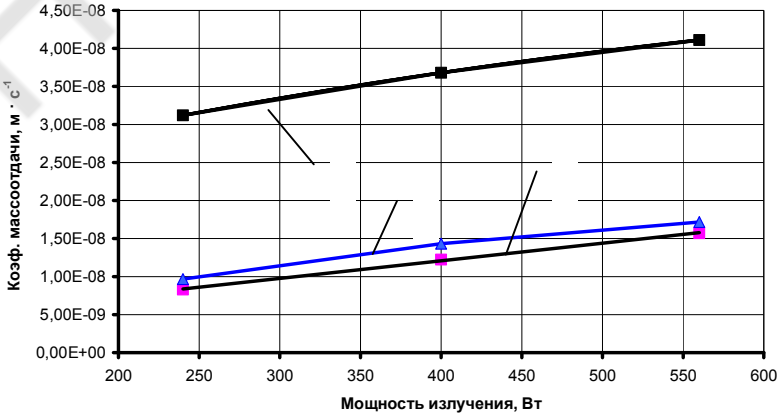


Рис. 9. - Зависимость коэффициента массоотдачи от мощности МВ поля и нагрузки: 1 - $G_з$ = 100 гр, $\omega_з$=0 м/с; 2 - $G_з$ = 200 гр, $\omega_з$=0 м/с; 3 - $\omega_з$=0,15 м/мин.

Изменение подводимой мощности для неподвижного слоя приводит к увеличению коэффициента массоотдачи в 1,7 раза. При изменении скорости слоя коэффициент массоотдачи возрастает в 2,6÷3,7 раза.

Задача обобщения экспериментальных данных – получить коэффициенты в уравнении вида (1). Рассчитаны числа Шервуда, Бурдо, Пекле для диапазона изменения скорости зернового потока 0,07÷0,2 м/с. Степень при числе Рейнольдса принимаем равной 0,5, что соответствует условиям конвективной сушки.

Окончательно получаем уравнение в числах подобия с соответствующими коэффициентами:

$$Sh = 5.59 \cdot 10^{-6} \cdot Pe^{0.3} \cdot Bu^{0.2} \cdot \mathrm{Re}^{0.5} \quad (5)$$

Данные рас

экспериментально.

Результаты моделирования, как аналитического, так и экспериментального, описывают исследуемый процесс микроволновой сушки для довольно ограниченных условий: для одного вида сырья и небольшого диапазона мощностей излучения и величин нагрузок.

Наиболее важным в перечне ограничений является вид нагрузки, т.е. сырья. Разнообразие возможных нагрузок (материалов с различной внутренней структурой и физико – химическими свойствами) требует проведения значительного объема экспериментальных исследований с последующей обработкой и систематизацией результатов и как следствие разработкой более универсального варианта модели процесса электромагнитной сушки.

Литература

1. Бурдо, О.Г. Прикладное моделирование процессов переноса в техно-логических системах [Текст] / О.Г. Бурдо, Л.Г. Калинин // Учебник, - О.: Друк, 2008. – 348 с.

2. Бурдо О.Г. Эволюция сушильных установок -Одесса: Полиграф, 2010- 368с.

3. Явчуновский, В.Я. Микроволновая и комбинированная сушка: физические основы, технологии и оборудование [Текст] / Саратов: Изд-во Саратовского университета, 1999. -213 с.

4. Кунилова, Т.М. Анализ существующих типов оборудования и технологий сушки НИУ ИТМО Институт холода и биотехнологий. 2008 г. выпуск 1, март.

НТБ ОНАХТ

Materials and Sustainable Development.

Paul Koltun

CSIRO, Process Science and Engineering, Gate 1, Normanby Rd.,Clayton, Victoria, 3168, Australia (ph: +61395457897)

Email: paul.koltunmail@csiro.au

Keywords: sustainability measurement, exergy analysis, life cycle assessment (LCA), eco-efficiency.

Abstract. Sustainable development is a concept, which involves social, ecological and economic objectives and requires sustain the integrity of resources exploitation, the direction of investments, the orientation of technological development, and institutional change. Although there is still much confusion and conflicts about exact meaning of sustainable development, many agree that sustainable development is about satisfying social, environmental, and economic goals. While the concept is generally accepted and relatively easy to comprehend, the difficulty arises in trying to apply the principles of sustainable development in practice. One of the difficulties is need to measure the "level of sustainability". The desirable characteristics for sustainability indicators have to include: simple to calculate, useful for decision making, and robust in indicating progress toward sustainability.

The exergy analysis approach based on full life cycle assessment (LCA) of the materials and technologies is a useful metrics to evaluate mitigation of greenhouse gas (GHG) emissions associated with industrial eco materials and technologies. The metrics is used for reducing dimensionality on the input side by combining material and energy streams and output side reducing different characterisation factors to a single "unsustainability" indicator in a theoretically rigorous manner.

The adopted approach has been illustrated on a few examples associated with Australian aluminium industry.

Introduction

For the past few decades the need for introducing environmental requirements into design and development of materials and products became a vital issue. The sustainable development agenda is now significant within public and industrial sectors and is one of the fundamental objectives. Current world economies are materials and energy intensive. One of the most advanced, US economy, is among the most material intensive economies in the world, extracting more than 10 tons of "active" material per person each year. And most of these materials become waste relatively quickly (only 6 % of this active material is embodied in durable goods; the other 94 % is converted into waste within a few months of being extracted.[1] Finite resources and space and increasing global population are fuelling the 'more from less' imperative. The management of natural resources and reducing the environmental impact of materials and manufacturing technologies is key area of importance. The way we currently produce goods and services is unsustainable and contributes significantly toward many of today's environmental problems. European Union (EU) the "Ecodesign Directive" ensures that manufacturers consider energy use and other environmental impacts during the conception and design phase of a product [2]. And it has been extended to cover products which do not necessarily consume energy during use but which have an indirect impact on energy consumption The Fig.1 illustrates the transition from *business as usual* to sustainable development. A new focus on sustainable development requires a new way of thinking.

ITF CHAT

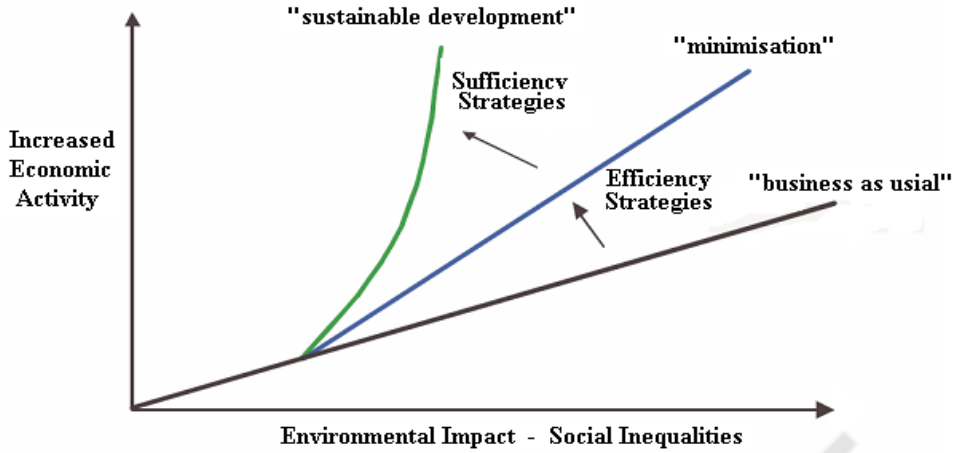


Fig. 1. Shifting development path toward sustainable development [2]

Unfortunately, sustainability is a broad but not precisely defined term, it's basically a guiding principle or a goal laid down by the United Nations Conference on Environment and Development (UNCED) in Rio de Janeiro, 1992 (attended by representatives from 150 countries) in which an action plan was adopted, known as Agenda 21 [3] for the pursuit of the sustainable development. It was pointed out that achieving sustainable economic development will require changes in industrial processes, in the type and amount of resources used and in products which are manufactured [4]. The most commonly used current definition of sustainability came from the report [5] in 1987 as *meets the needs of the present without compromising the ability of future generations to meet their own needs*. This report prompted numerous actions, which called on governments, local authorities, businesses and consumers to define and adopt strategies for sustainable development.

However there is considerable controversy over the appropriate definition of sustainability. There have been many debates on the exact mining and what should be ascribed to the term *sustainability*. Apparently from the mentioned above the [5] it was suggested that the sustainability is: "*A process of change in which the exploitation of resources, the direction of investments, the orientation of technical development, and institutional change are all in harmony and enhance both current and future potential to meet human needs and aspirations*." [6]. There are number of other definitions in the literature. Besides from being unsatisfactory from the stand-point of reflecting non-economic elements of sustainability, these definitions share another common feature: they are unquantifiable and unverifiable.

Although there is still much confusion and conflict about exact meaning of sustainable development, many agree that sustainable development is about satisfying social, environmental, and economic goals. Thus, it is necessary to consider the data that we should collect and the metrics we should use in order to capture the three aspects of sustainability. (Fig. 2 illustrates sustainability for materials production and technological processes).

While the concept of sustainability is generally accepted and relatively easy to comprehend, the difficulty arises in trying to apply the principles of sustainable development in practice. It is understandable that cleaner production of materials, goods and services is the way for sustainable development (i.e. production in a way in which resources and energy are used in an efficient way and only small amounts of waste and emissions are produced). Another important factor is use of renewable resources. Minimising use of resources and cutting back emissions can also decrease the costs of a given process. The difficulty here is how to measure the *level of sustainability*. The second law of thermodynamics indicates that no technological solution can

DRAFT

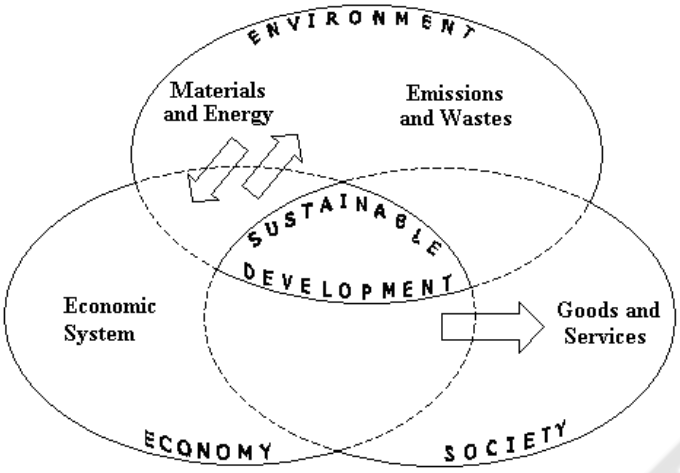


Fig. 2. A model of sustainable development.

lead to sustainability. This law implies that decreasing entropy in a system must result in an even or greater increase in entropy in the surroundings [7]. However, a comparison of the state of sustainability between different systems is possible. To make this comparison it is important to develop metrics that can be used to measure the guiding principle of sustainability. There are two classes of metrics are in development to indicate the state and performance of a system a) *content indicators* - indicate the state of a system; b) *performance indicators* - measure the behaviour of a system and mostly dedicated of measuring of improving the sustainability characteristics of a system [8]. Dozens of indicators have been suggested for use in determining improvements made to materials production and technological processes (See, for example [8-11]. In spite numbers of different approaches have been proposed to define the indicators, there is still no standardised methodology to enable a consistent comparison and identification of more sustainable options. Before propose a new indicator for measurement of sustainability (more precisely to say unsustainability) level it is important to understand indicators which are already in use.

Review of different currently adopted sustainability metrics.

The world wide adopted approach for measuring of sustainable development is using sustainable development indicators (SDI). Indicators are a key tool for encouraging progress toward sustainable development. To be effective, they must communicate useful information that enables situations to be understood and decisions to be made [12]. Any set of SDI, however, must cover the environmental, social, and economic impacts of a process or product and consider inter- and intra-generational equity. The numbers of approaches have being developed by various researches [13, 14]. Many of these approaches put the emphasis on the environment only [15, 16]. Such SDI are more indicators of environmental performance than of sustainable development. A related approach has been developed by the World Resource Institute (WRI) [17], which concentrates more on use resources and emissions rather than impacts. This approach suggests to use four keys environmental performance indicators for a manufacturing process or industrial activity: material use, energy consumed, pollutant releases, and non-product output. The other more advance approaches alongside with the environmental try to include additional factors. (For example, twelve principles of eco-design [18], additionally including financial and social factors [19]). The more comprehensive approach was suggested in [20], where the standardisation of SDI has been proposed. Those indicators should enable to identify more sustainable options through: a) comparison of similar products made by different companies; b) comparison of different processes producing the same product; c) benchmarking of units within corporation; d)rating a company against other companies in the (sub-) sector; e)assessing progress towards sustainable development of (sub-) sector [20]. The life cycle

thinking is embedded in the methodology and indicators are based on the function of the system delivers. (The set of proposed indicators in this approach is presented in the Table 1.)

Environmental indicators	Economic indicators	Social indicators-
• Environmental impacts Resource use Global warming Ozone depletion Acidification Eutrophication Photochemical smog Human toxicity Solid waste • Environmental efficiency Material and energy intensity Material recyclability Product durability Service intensity • Voluntary actions Environmental management Environmental improvements Assessment of suppliers	• Financial indicators Value added Contribution to GDP Expenditure to environmental protection Environmental liabilities Ethical investments • Human-capital indicators Employment contribution Staff turnover Expenditure on health and safety Investment in staff development	• Ethics indicators Preservation of cultural values Stakeholders inclusion Involvement in community projects International standards of conduct -business dealings; -child labour; - fair prices; - collaboration with corrupt regimes Intergenerational equity • Welfare indicators Income distribution Work satisfaction Satisfaction of social needs

Table 1. Standardised triple bottom line (TBL) indicators for sustainable development [20]

Although the proposed SDI recognise the importance of life cycle consideration they, on the other hand are too complicated, as they include a large number of indicators which may be difficult to quantify or understand. This increases the difficulty of their implementation in practice and even does not guide the decision-making process effectively.

Other developments are based on eco-efficiency approach or eco-efficiency indicators which analyse both environmental and economic aspects in an integrated fashion. For example World Business Council for Sustainable Development (WBCSD), a coalition of 120 international companies from more than 20 major industrial sectors, designed tool to promote improving environmental and economic performance at a company level by addressing the whole life cycle of a product or process [21]. The seven measures of proposed eco-efficiency are: 1) material intensity of goods and services; 2) energy intensity of goods and services; 3) toxic desperations; 4) material recyclability; 5) sustainable use of renewable resources; 6) product durability; 7) service intensity of goods and services. These measures of environmental performances should be normalised with respect to an economic indicator taken to be value added. Social factors are not integrated in the eco-efficiency approach although they are recognised. The models are transferred into monetary units for benefits and risks of non-economic dimensions (environment).

There are number similar approaches to eco-efficiency indicators (for example, [22, 23]) These SDI typically include measures of pollutant output, process performance, and direct and indirect effects of an activity on the environment and society. In general, these approaches categorise the environmental effects of industrial processes into input side and output side indicators, as shown in Fig. 3. The input and output variables are normalized by measures such as mass of product, dollars of value added, or dollars of revenue [23]. Unfortunately, such approaches for practical

metrics are faced shortcomings. Some of those shortcomings are: a) large number of often conflicting metrics and variables which make the task quite challenging; b) adding the mass or energy of different streams to compute the material or energy intensity focuses only on the first law of thermodynamics and ignores the second law, which can lead to results such as higher quality but scarce energy source;. c) eco-cost is calculated only on emissions based from Life Cycle Assessment (LCA), which have to be subjectively weighted due to different environmental impacts.

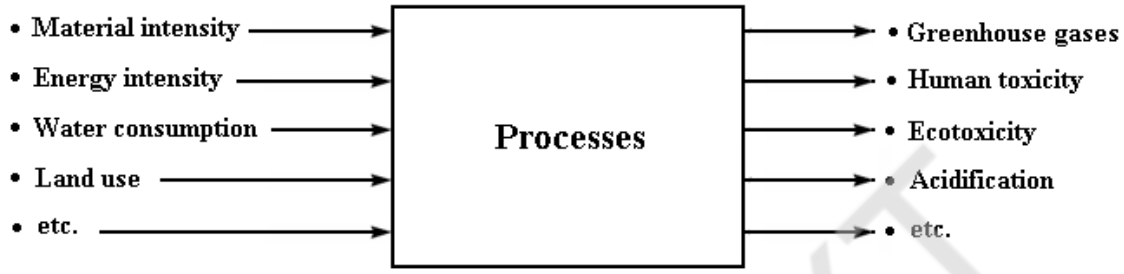


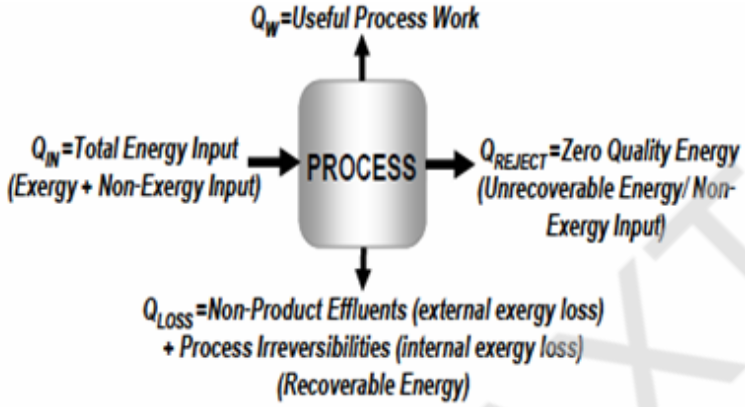
Fig. 3. Sustainability Indicators [23]

The use of thermodynamic methods at multiple spatial scales to overcome these shortcomings while retaining the attractive characteristics of practical sustainability metrics is highly desirable. Industrial progress toward sustainability requires meaningful, practical and scientifically sound SDI. The use of thermodynamic methods for evaluating sustainability of industrial products and processes is motivated by the fact that all activities on the Earth rely on the availability of energy and its conversion to various goods and services. Ultimately, all planetary activities depend on exergy or available energy [24], making it the ultimate limiting resource. Exergy provides a scientific way to compare and combine streams of material and energy, and represents environmental impact and information content. It has been most popular for analysing chemical and thermal processes to improve their efficiency [25].

Development of exergy based indicator for evaluating eco-efficiency.

As mentioned above the desirable characteristics for industrial sustainability indicators have to include: simple to calculate, useful for decision making, understandable to different audiences, cost-effective and robust in indicating progress toward sustainability metrics. The proposed here approach enhances the metrics described in [26]. This approach use exergy for reducing dimensionality of the input and output sides of Fig. 3 by combining material and energy streams in a theoretically rigorous manner, as the every technological process far from thermodynamic equilibrium requires low entropy energy (This is the case for natural ecosystems also, as well as for the human economy [27]). When referring to the purely material and energetic dimension of the economic process the term *industrial metabolism* was introduced. It comprises the extraction of energy and matter from the environment and the disposal of dissipated energy and degraded matter into the environment. In a metaphorical sense industrial metabolism is understood as interconnected system of all materials and energy transformations that enable the economic system to function, i.e., to produce and consume [28]. On this basis the economic processes comprises three different kinds of activities: production, consumption and reduction. Producers employ low entropy energy to transform raw materials into consumable goods. These are used by consumers to increase their welfare. After use, they constitute waste. For this reason current economy is not self-contained but vitally depends on interference with the natural environment. As such the economy-environment interaction is an exchange of energy and matter and laws of thermodynamics provide a useful analytical framework. Thus, society's metabolism may be rigorously deduced in energetic and material terms [29]. Therefore, for applications in the areas of mechanical and chemical engineering, as well as in economics, it is useful to relate the

system's ability to perform work to a standardised reference state of the environment. The concepts of energy and energy efficiency are inadequate to properly analyse such processes, since they do not account for the inevitable loss of the quality of energy as dictated by the second law of thermodynamics. To avoid these difficulties the concept of exergy was introduced, which is also commonly called available energy or available work and combining the insights from both the First and Second Laws of Thermodynamics [25]. Fig. 4 illustrates the exergy concept for chemical processes.



$$Q_{IN} = Q_W + Q_{LOSS}\text{(exergy component)} + Q_{REJECT}\text{(non-exergy component)}$$

Fig. 4. Concept of exergy in chemical processes [30]

The exergy analysis is as a powerful instrument to measure sustainable development. An exergy balance can be applied for different levels, from a whole industry to a unit of operation. This combination is possible because the utility of any material or energy stream is in its ability to do work, and exergy represents this useful part of any material or energy stream. It is quantified as the thermodynamic distance or distinguishability from the reference environment. The following exergy definition is usually used [31]: *Exergy is the maximum amount of work that can be obtained from a stream of matter, heat or work as it comes to equilibrium with a reference environment. It is a measure of the potential of a stream to cause change, as a consequence of not being completely stable relative to the reference environment*. Exergy is not subject to a conservation law, but it is destroyed due to process irreversibility. The strong link between exergy consumption and sustainability is based on the fact that all real processes consume exergy and thus, all technological activities are limited by our ability to supply exergy to the processes. As exergy amount is measured (by definition) relatively to the earth's natural environment, it creates another connection between exergy and sustainability

Some examples of differences between energy and exergy are presented in Table 2 [32]. It shows that hot water and steam with the same enthalpy have different exergy or quality values Fuels like natural gas have exergetic values comparable to their net combustion value. Work or electricity has the same exergy as enthalpy, but heat has a lower exergy or quality of energy, compared with work and therefore, heat cannot be converted into work with 100% efficiency.

Material	Energy (J)	Exergy (J)	Quality
Water 80°C	100	16	0.16
Steam at 120°C	100	24	0.24
Natural Gas	100	99	0.99
Electricity / Work	100	100	1.00

Table 2. Examples of energy and exergy of different matters (Reference State 298°K, [32]).

The concept of exergy regarded as a measure of available energy and related to the sum of entropy production can be presented as: [25].

$$\delta E = T_0 \Sigma \Delta S \quad (1)$$

where T_0 – is the temperature of surroundings; $\Sigma\Delta S$ – is the sum of entropy increase.

It should be pointed out that exergy is neither equivalent nor proportional to entropy. Although an increase of entropy also means a loss of exergy, entropy lacks the absolute reference that exergy has to the conditions of the natural environment [33].

The thermostatic state of the system (see Fig. 5) can be described by the extensive properties, like: internal energy *U*, volume *V*, entropy *S* and the amount of substances present n_i *(i=1,2,..N)*, and intensive properties, like: temperature *T*, pressure *P*, and chemical potential μ_i. The amount of work that the system can do when it is brought to equilibrium with its environment may be defined as:

$$E = (U - TS + PV + \Sigma n_i \mu_i. + \upsilon^2/2 + zg) - (U - TS + PV + \Sigma n_i \mu_i. + \upsilon^2/2 + zg)_0 \quad (2)$$

where subscript *0* indicates state of the environment. The first three terms in the brackets represent physical exergy, the forth term chemical exergy the fifth term kinetic exergy, and the last term potential exergy.

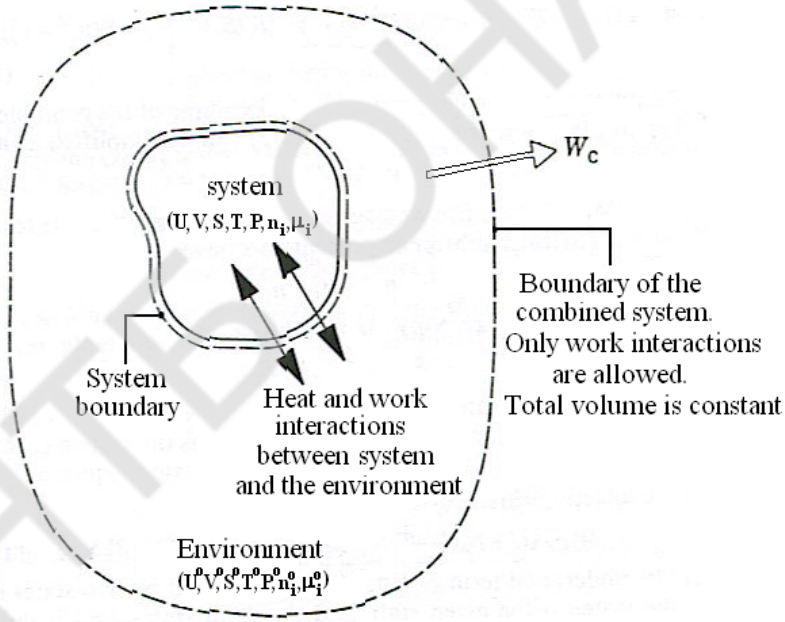


Fig. 5. Combined system and environment.
(T,V,S,T,P,n_i, μ_I – are properties of the system and environment, superscript 0 denotes state of the environment; W_C – is the work developed by the combined system)

In typical industrial processes the kinetic and potential exergy are negligible and only physical and chemical exergy are evaluated. For instance, the exergy value of hydrogen is about 236.12kJ/mol at physical standard conditions [34], which means that it takes at least 236.12kJ/mol of work to produce 1 mol of hydrogen from components that are thermodynamically stable.

The equation describing exergy flows through the system is:

$$E_i = E_p + E_w + \Delta E \quad (3)$$

where E is the exergy flow and subscripts i, p, and w denote the exergies of input, useful product(s) and waste, respectively; ΔE denotes destruction of the exergy in processes for product(s) creation. Based on (Eq. 3) two measures can be used to assess the performance of process. They are: a) exergetic efficiency (Eq. 4) and b) exergy consumption per unit of product (Eq. 5)

$$\psi = E_p / E_i \tag{4}$$

$$E_c = \Delta E + E_w = E_i - E_p \tag{5}$$

As such this approach is closely related to life cycle assessment (LCA) and can be also called Exergy LCA (ExLCA). The steps in ExLCA include, defining the goal of the analysis; developing the exergy flow chart; defining the analysis boundary; collecting information and data about the relevant industrial, economic and ecological processes and products; computing the exergy of the inputs and outputs. These steps are similar to the standard LCA [35], but enhance the existing LCA approach. The difference between this approach and the standard LCA is an allocation of recycling processes and materials. The standard allocation is based on crediting recycling processes and trace recycling loops. This will make ExLCA too cumbersome if possible at all. Suggested approach is based on allocation method [36], which allows separate recycling streams and ascribes exergy directly to recycling resources and processes.

Based on such approach cumulative exergy consumption (CExC) analysis can be applied (introduced by [25]). This method accounts the exergy of all natural resources and recycled resources consumed in all steps of the product making processes and previous processes in production chain. In general the CExC of the production chain identified as E_i in Eq. 3 equals:

$$E_i = \sum_{k=1}^{N} E_{k,n} + \sum_{k=1}^{N} E_{k,r} \tag{6}$$

where N denotes number of process units included in industrial production chain, $E_{k,n}$ and $E_{k,r}$ – are cumulative exergy of natural and recycled resources entering and exergy consumed at the *k-th* unit process, respectively.

Although Eq.6 is a useful tool to measure exergy consumption due to making product(s), it's not suitable as sustainability metric as it doesn't explicitly show exergy of waste produced in the process of product(s) making. The exergy lost in the form of chemically or physically reactive materials in emissions and waste dissipated into the environment has to be also known (Eq. 5). However, it is not only unutilised exergy can drive undesired environmental processes, it is more likely that the insertion of unfamiliar (to the environment) chemical species (i.e. chemical potentials) in delicately balanced biological cycles can cause a damage. At the micro-scale, very small amount of some chemicals are enough to disrupt life processes (the general labels for such disruptive chemicals are toxins) For this reason, unexpended exergy can be regarded as having potential for causing environmental harm (entropy increase) far more than exergy content of the waste. Therefore in addition to exergy of waste (emissions) stream in (Eq. 5) the extra exergy required for abating the harmful effects of the waste (emissions) on the environment should be also included. The extra exergy required for abatement should be taken as a measure for the lack of the process compatibility with the natural environment and it should be applied for all measures required to close loop of material cycles. In the case of CO2 emissions this would mean to close the carbon cycle or at least to sequestrate the formed CO2 (for example, using carbon capture and storage (CCS) processes). Thus, the consequence of using fossil fuels is the extra exergy required for the CO2 abatement. The abatement processes should also be applied to other effects such as air, water and soil pollutions. Taken into account the abatement processes

DRAFT

the more consistently exergy consumption should be expressed based on combination Eq.5 and 6 as:

$$E_c = \sum_{k=1}^{N} E_{k,n} + \sum_{k=1}^{N} E_{k,r} + \left(\sum_{k=1}^{N} E_{k,w} + \sum_{k=1}^{N} E_{k,a} \right) - E_P \quad (7)$$

where $E_{k,w}$ and $E_{k,a}$ – are exergy of waste (emissions) stream of the process and exergy for abatement of this stream, respectively; E_P- is exergy of the final product

Although defined in Eq.7 exergy consumption is appropriate metric to measure sustainability (some other examples of using exergy values as sustainability metric are given in [33]), however, this metric measures only one aspect of sustainability – environmental performance of materials, products, services, etc. The broader approach is based on eco-efficiency metric, which combines environmental and economic goal. Although this metric doesn't include social dimension of sustainability it's a useful metric to measure improvements made to chemical processes and technological processes, evaluation of different materials, manufacturing enterprises or industry as a whole. Usually the eco-efficiency indicators are presented by ratio between environmental and financial variables. The eco-efficiency metric has been defined as: *delivery of competitively priced goods and services that satisfy human needs and bring quality of life while progressively reducing ecological impacts and resource intensity throughout the life cycle to a level at least in line with the earth's estimated carrying capacity* [37]. The objective of such indicators is value maximisation while minimising resource use and adverse environmental impact. In practice, eco-efficiency is often interpreted mathematically as service value divided by environmental burden:

$$Eco-efficiency = \frac{Value\ of\ \ a\ product}{Environmental\ impact\ of\ \ a\ product} \quad (8)$$

Sometimes other, but similar equations are used for valuation eco-efficiency [39]:

$$Eco-efficency = \frac{GDP}{DMF}; \qquad Eco-efficency = \frac{EDP}{DMF} \quad (9)$$

where, *GDP* – is Gross Domestic Product; *EDP* – is Environmentally Adjusted Domestic Product; *DMF* – is Direct Materials Flow.

Different eco-efficiency indicators have been adopted by many industries and remain important measures of their performance. These indicators drive industries toward reducing environmental or energy footprint of operations, thereby reducing environmental impacts without any loss of productivity or business value. Common examples of such indicators include energy intensity, material intensity, water consumption/quality, consumption of non-renewable resources, and emissions of air pollutants, toxics or greenhouse gases. However, all currently adopted versions of eco-efficiency indicators are subjects for a big difficulty of quantification of its denominator as it's impossible to calculate the sum of environmental impacts, which have different characterisations (global warming, ozone depletion, carcinogenic, photochemical oxidation, etc.) unless the weighting factors are introduced, which means that produced results are usually very subjective. The additional problem of Eq. 8-9 is calculating the ratio as numerator and denominator are measured in different units. Therefore, it's almost not possible to make comparison for different kind of products and services in term of eco-efficiency. Also, such defined eco-efficiency metric couldn't information on of how close (or how far) to sustainability product (or service) under consideration.

To avoid mentioned above problems it suggested here to evaluate eco-efficiency based on the following expression:

ITB OTAM

$$e = \frac{P_V}{E_C} \tag{10}$$

where E_C – is exergy of all natural resources and recycled resources consumed in all steps of the product making processes in production chain plus exergy required for abatement of the all waste (emissions) streams (Eq. 7); P_V - is the product value expressed in exergy units (J).

The three main modules have to be performed to obtain eco-efficiency index from Eq.10:

- Materials and energy consumption for production, use stage, and disposal of any product, using Life Cycle Analysis principles.
- Analysis of exergy balance through all the processes during life cycle of the product.
- Compile data to show environmental and economical cost expressed in exergy units and help to design improvements

In the framework of such defined eco-efficiency the third module - an expression of product (service) value in exergy units is a crucial element. In general, if a product's services satisfy the customer's needs and the price meets the customer's budget, a transaction is made. Companies, as well, convert money to buy new materials and energy (e.g. exergy) to make products (services) or invest money for production new products, which again demand energy. Therefore, price for exergy can be used as a proxy for a product's service value. Conversion value of the product (service) to an exergy can be done on a basis of a company (industry, national or world) statistical data for energy consumption (depends upon of the goal of sustainability analysis) and prices for different energy sources used. For example, contribution of the major energy sources to the energy consumption in Australia and average prices per 1GJ of energy for analysis's made in this work taken from the [38][1] presented in Table 3.

No	Energy Source	Contribution to Total Energy Consumption (%), R_i	Price per 1GJ ($AU), P_i
1	Electricity	7.6	14.6
2	Black Coal	54.5	2.1
3	Brown Coal	21.1	0.5
4	Natural Gas	15.0	3.9
5	Oil	1.8	12.50

Table 3. Contribution of different sources and their prices of energy to Australian electricity mix (based on data from years 2003-2010)

The average price for 1GJ of energy can be obtained from following expression:

$$P_a (\$/J) = \Sigma R_i * P_i \tag{11}$$

Based on the expression (14) and data presented in Table 3, the average price for 1GJ of energy in Australia is P_a = AU$3.17

Taking into account expression (10) and (11) and subtracting consumed exergy from the product value the exergy-based eco-efficiency metric can be derived as:

$$e = \frac{V / P_a - E_C}{E_C} = \frac{V / P_a}{E_C} - 1 \tag{12}$$

where *V($)* – is the price of the product.

1. Such analysis in the future can be simplified, when hydrogen economy will emerge then instead of different primary energy sources only one energy carrier – hydrogen will be used. (Currently price for hydrogen energy is too high, approximately AU$20 per 1GJ)

It has to be highlighted here, that such metric not measures sustainability, but rather measures unsustainability level of different products and processes, the less this value of *e* is, the more unsustainable product or process is. Such eco-efficiency metric allows industry, enterprise etc. provide information on environmental performance vis-à-vis financial performance in a systematic and consistent manner over different time periods. Based on the value obtained from Eq. 12 users are able to compare the eco-efficiency statements of an enterprise or industry over time so that they can identify trends in their eco-efficiency position and performance. It's also possible to compare the eco-efficiency statements of different enterprises or industries. This indicator not only satisfy all guidelines for eco-efficiency indicators developed by [39] it also allow to determine the sustainability level of products, services, industries etc. based on the value of the expression (12). The developed metric not only allow determine the sustainability of different products (services), but allow rank them in term of sustainability to the society, so it allows eliminate least sustainable products or services from society use.

The value of the indicator can vary within the range from minus one to plus infinity. The negative value of the indicator means that a product, service or industry as a whole is completely unsustainable, as the exergy amount spent for making a product (service) or activity is bigger then exergy valued by society for this product (service) or industry. The bigger positive value of the indicator ***e*** is, the closer to the sustainability the product (service) from economic-environmental point of view. However, as mentioned above, the sustainability of economic-environmental activity of the human society can be reached only asymptotically, when defined eco-efficiency indicator will reach infinity.

A few case studies have been conducted to illustrate use of the developed eco-efficiency metric.

Examples of application of exergy based eco-efficiency metric.

Assessment of sustainability performance of Australian aluminium industry. The Australian aluminium industry is one of the most energy intensive in Australia (approximately 15% of produced electricity is consumed by aluminium industry, [40]). The industry significantly contributes to the Australian economy, as well as, it produces substantial environmental impact and emits a lot of greenhouse gases (GHG) mostly due high energy consumption. Aluminium based products made in Australia include secondary aluminium together with primary aluminium in relation 3:7 [40].

Using developed metric an assessment of eco-efficiency performance has been conducted for Australian aluminium industry taking into account the materials flow chain based on data published in [41] The boundary of the product system will include "cradle-to-grave" LCA illustrated in Fig.6.

The life cycle is modelled by a steady-state process with a constant rate of flow materials. The model under consideration neglects the much smaller contributions associated with inputs or outputs other than those directly involved in operating processes. Thus exergy spent on the infrastructure is neglected, which is lead to results errors within range of 5% (The infrastructure contribution is typically in the order of 5% [42]). For the simplification reason only GHG emissions have been taken into consideration in this analysis. Indeed, carbon dioxide is the dominant fraction of emissions load and accounts for more than 95% of the total mass of emissions. Adopted in this analysis assumptions are considered acceptable within the general accuracy of the analysis, which is estimated to be within a range of ±15%.

The LCA is based on Australian aluminium sector as it was in 2005, but the processes are typical of most modern aluminium producers. A mass balance for each aluminium production process was built in this analysis based on data published in [43]. The background processes such as electricity production are not modelled and are assumed to be fixed. Data for these processes have been taken from [44]. Data for all processes have been normalised for production of 1kg of

aluminium delivered to the manufacture and use stages. Such approach allows compare all processes on the same basis and estimate their contributions to overall exergy consumption.

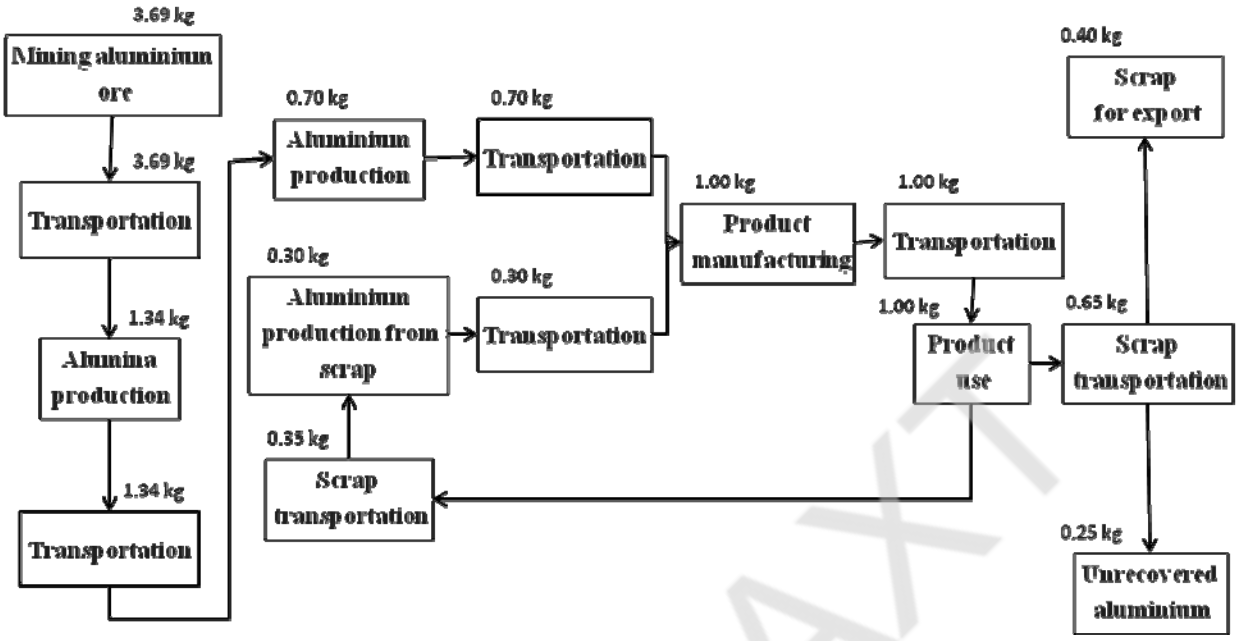


Fig. 6. Process model of Australian aluminium life cycle (including masses of aluminium and scrap flows)

The aluminium production route is based on Hall-Heroult electrolytic process which is the main commercial process of aluminium production adopted over hundred years ago. According this process alumina (Al_2O_3) is dissolved in a molten cryolite bath (Na_3AlF_6) and electrolytically decomposed in bath operating at temperatures below 1000°C.

Fig.7 shows the exergy consumption, GHG emissions (in kg of CO2 equivalent) and relative contribution of each process per 1kg of primary aluminium production. The total exergy consumption in producing 1kg of aluminium is 221.8MJ. The similar approach for the exergy consumption per 1kg of secondary aluminium (Fig.8) reveals that total exergy consumption in this case is only 29.3MJ. Obtained figures show that production of 1kg of recycled aluminium consumes only about 13.2% of exergy in comparison with primary aluminium. As secondary aluminium exhibits no property degradation, hence recycling of aluminium creates a huge advantage towards sustainability of aluminium based products.

The results presented in Fig.7 show the largest single area of exergy consumption belongs to electricity production. This is consequence of low overall exergetic efficiency of electricity generation in Australia. The main area of exergy loss in electrical power generation is conventional steam-cycle, where high exergy of fuel is converted to thermal energy with much lower exergy (more than 50% of exergy of fuel is lost). The situation should be improved by using much more thermodynamically effective electricity generation process such as combined gas turbines cycle or direct conversion of chemical exergy of fuel to electricity (for example, by using fuel cells).

Materials transportation at different stages of production (shown in Fig 7 and 8) is also a significant consumer of exergy (although a mild assumption of an average distance between places with 300km has been adopted in the model). The presented analysis showed that with regard to minimising overall exergy consumption transportation factor should be considered.

According developed approach for calculate eco-efficiency metric a cumulative exergy of abatement processes(CExA) has to be added to get overall exergy consumption. It has been

estimated that CExA for CO_2 emissions is 5.86MJ/kg CO_2 [45]. Take into account total exergy of aluminium is - 3.52MJ/kg [46] and price of aluminium metal - (according London Metal Exchange the price is US$2025/mt [47]) the eco-efficiency indicator shown in Eq. 12 can be calculated. Using these figures and results presented in Fig. 7 and 8 the following values have been obtained for eco-efficiency value for primary and secondary aluminium, respectively, produced in Australia $e_{Al_P} = 0.82$ and $e_{Al_S} = 14.02$.

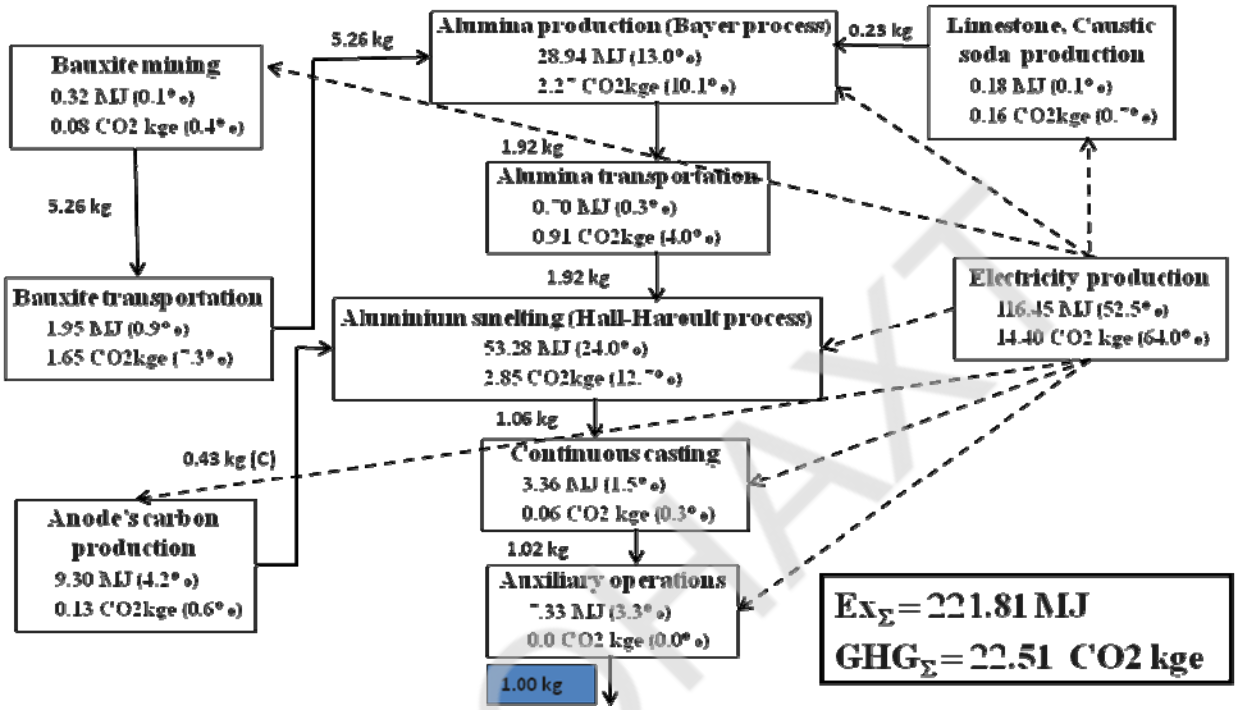


Fig. 7. The Hall-Haroult aluminium production route in Australia.
Exergy consumption and GHG emissions (done in kg of CO_2 equivalents) are shown. (The percentages of total exergy consumptions and GHG emissions are given in brackets)

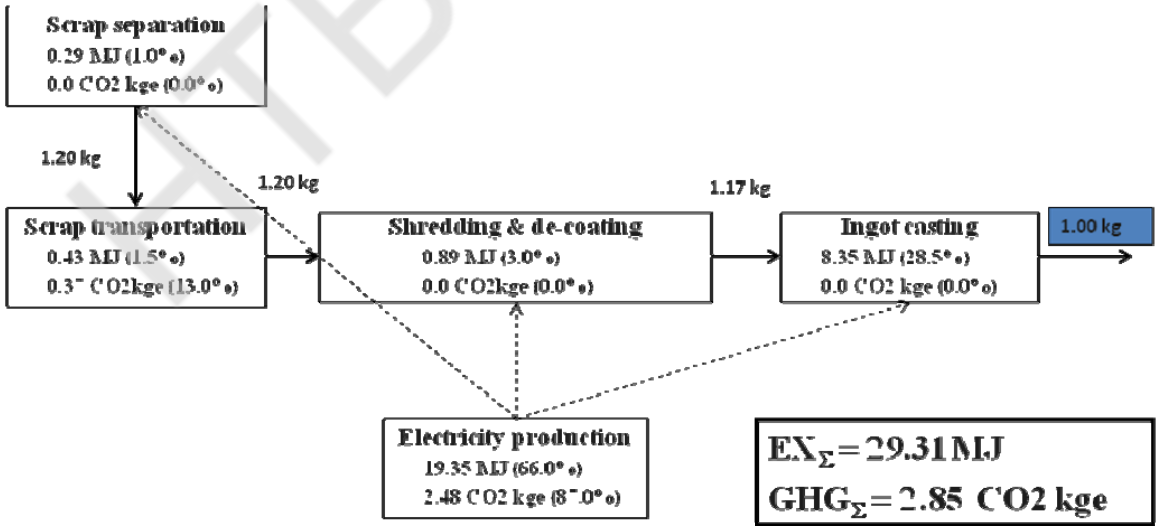


Fig. 8. The secondary aluminium production route.
Exergy consumption and GHG emissions (done in kg of CO_2 equivalents) are shown. (The percentages of total exergy consumptions and GHG emissions are given in brackets)

Based on developed approach the eco-efficiency indicator for steel is estimated also. It has been shown that CexC for steel is - 22MJ/kg and 8.6MJ/kg for primary and secondary steel, respectively [48] and GHG emissions are 5.30kg of CO_2 eq./kg and 1.33kg of CO_2 eq./kg [49].

The exergy of mild steel is - 2.0MJ/kg [46]. Using price for mild carbon steel of approximately US$500/mt [47] the obtained eco-efficiency value for primary and secondary steels are: $e_{St_P} = 2.09$ and $e_{St_S} = 9.95$, respectively.

Obtained results show a significant advantaged of recycling steel in comparison with primary steel, as well as for aluminium. It can be seen also that eco-efficiency of the world primary steel production is much higher then for Australian primary aluminium. Such result is consequence of the structure of Australian electricity generation industry, which almost fully relay on coal burning power stations emitting a huge amount of CO2. However, despite such disadvantage Australian secondary aluminium has bigger eco-efficiency in comparison with world secondary steel. Such fact can be seen as better potential for aluminium as a structural material in comparison with steel in the future.

The obtained results also show that exergy required for abatement process is in the same level as exergy consumed for aluminium production: 221.8MJ for production and 131.9 for abatement The similar results for steel even worse: 22.0MJ for production and 31.1MJ – for abatement.

The presented comparisons exhibits another advantage of developed metric, which allows quantify all consumptions and emissions at the same scale. It is also possible to calculate eco-efficiency of often used mix of materials (primary and secondary). For example, eco-efficiency value for aluminium mix using in Australia (70% primary and 30% secondary) is equal: $e_{Al_M} = 1.48$. If aluminium mix used in Europe for car component manufacturing (40% primary and 60% secondary, [43]) would be used in Australia the eco-efficiency would be: $e_{Al_M} = 2.86$. In comparison, the sustainability index for world steel mix (50% primary, and 50% secondary, [49]) is: $e_{St_M} = 3.82$.

Assessment of sustainability performance of Australian aluminium industry. Although presented results show relatively high value of eco-efficiency metric of aluminium mix currently using in Australia ($e_{Al_M} = 4.78$), but aluminium itself represents non consumer product. So, it necessary to calculate an eco-efficiency for whole life cycle from “cradle-to-c grave” of aluminium based consumer product. As an example of such product an aluminium car component, namely converter housing (CH) is chosen. (The CH and its “cradle-to-crave“ life cycle are shown in Fig. 9 and 10).

Fig. 9. Aluminium converter housing (CH) assembled within a car

The main route for aluminium car component production is high pressure die casting process (a brief description of different process-stages involved in such route of production including mass of metal on each stage of production is presented in Fig 10 [50]). The average exergy

HTBOHNAT

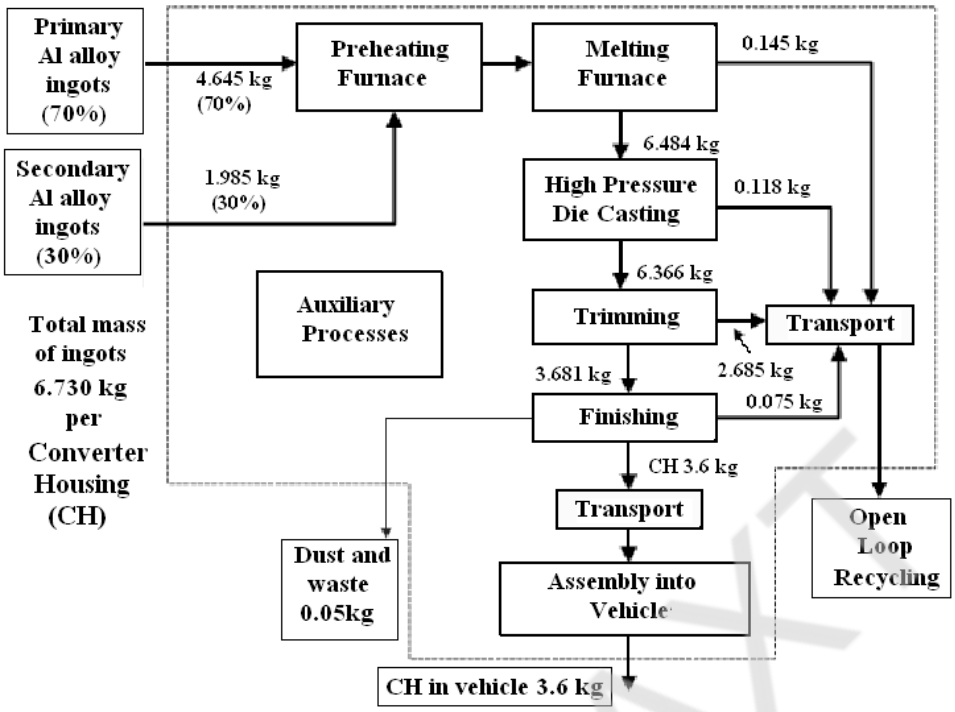


Fig. 10. Process model of manufacturing aluminium CH.

consumption (from electricity, natural gas and petrol) and GHG emissions (from overall emissions) based on CH production route are: 37.6MJ and 4.38kg of CO_2 eq/kg, respectively [50].

The whole "cradle-to-grave" life cycle of the CH under consideration is presented in Fig.11. The exergy consumption and GHG emissions for use stage of LCA have been obtained using the following assumptions: 1) the average driving distance for car during its life is approximately 200,000km; 2) fuel consumption is evenly distributed for unit weight of the car; 3) the fuel consumption is 8.5 l per 100km of driving, mass of the car is 1300kg and GHG emission per one litre of fuel is 2.85kg of CO_2 eq., respectively [51] Based on these assumptions the calculated figures for exergy consumption and GHG emission per 1kg of car weight during its life are: 455.0MJ and 37.26kg of CO_2 eq., respectively.

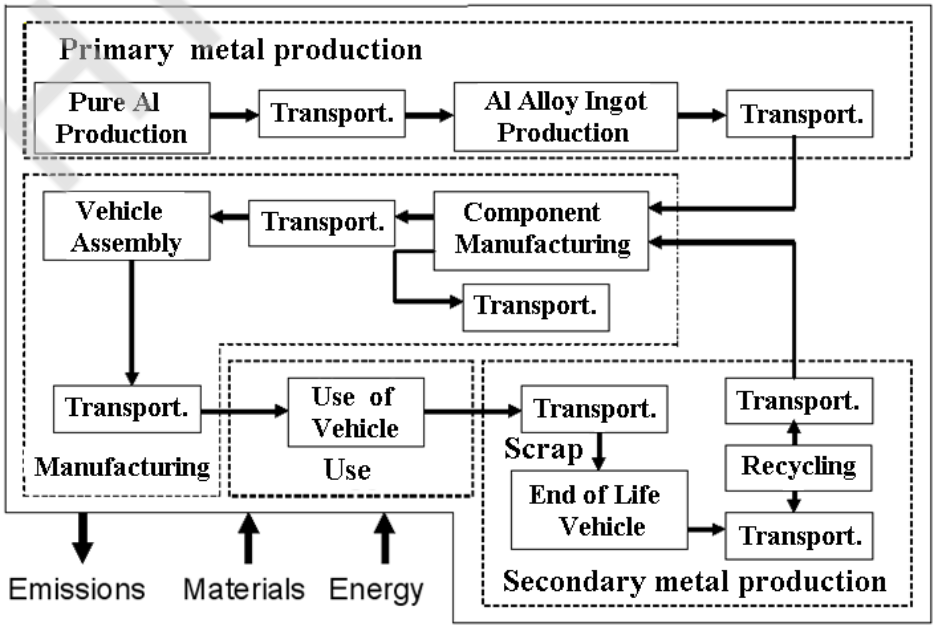


Fig. 11. Generic product system considered for 'cradle-to-grave" LCA of aluminium CH.

Applying these figures for developed eco-efficiency metric and take into account that price for aluminium die-casting products (approximately double the price for aluminium metal), the approximate figure of eco-efficiency value for the whole life cycle of CH is: $e_{Al_CH} = 0.29$.

This figure is only slightly above the zero (as pointed above the zero value separates completely unsustainable product). The result presents a very low efficiency of contemporary vehicles, which almost three times reduces eco-efficiency for aluminium base component in comparison with aluminium metal. It's easy to show that using steel for the same purpose leading even to worse eco-efficiency value (aluminium CH actually substituted cast iron CH used in vehicles before). For example, the same car component (CH) made from steel (say using mix of primary and secondary steel - 50% by 50%) will weight approximately 7.3kg. Making assumptions that production of such CH consumes the same amount of exergy per unit weight basis and price of the CH would be the same (as it does the same service with the same quality as aluminium CH) the calculated eco-efficiency value is: $e_{St_CH} = -0.16$**,** which is below unsustainable level.

Presented results show that developed eco-efficiency metric for car components is very close or fall below unsustainable level. Therefore, consider a huge vehicle's fleet it is unavoidable for society going towards sustainability to significantly rise vehicle efficiency. This efficiency rise should be done by different ways: reducing vehicle's weight, using alternative fuels, using more recycled materials and etc.

Summary

The eco-efficiency metric based on fundamental laws of thermodynamics using exergy approach applicable in the field of sustainability assessment has been developed. The adopted metric allows compare and assess different product services and even whole industries based on their physical-chemical framework. This dimensionless metric is able to evaluate different materials and technological options consider their cumulative exergy consumption and cumulative exergy of abatement processes due to use of energy and materials and producing wastes and emissions.

It is has been shown that exergy can serve as a basis for life cycle analysis in assessing the sustainability using eco-efficiency metric. Rather than deal with problems of weighting different aspects of environmental impact as general life cycle analysis does, this analysis allows compare different products, services, etc. on the basis of the same scale. So, such approach allows to build full hierarchy of products (cervices) on the basis of their eco-efficiency criteria. Therefore, it is possible to identify least sustainable products or services (mainly products and services with eco-efficiency metric less than zero) and to eliminate those products (services) from society use or transfer them to more sustainable level.

The two case studies have been conducted to illustrate the application of developed eco-efficiency metric: estimation eco-efficiency of Australian aluminium industry and aluminium based car component (converter housing). It has been shown that although the industry has passed sustainability test (eco-efficiency metric is higher than zero), however, the absolute value of the metric is not high and must be improved. One way of doing so is significant increasing of recycled aluminium products. It also has been shown that car components don't pass sustainability test due to low efficiency of contemporary vehicles.

It also has to be mentioned that for the broader implementation of exergy based eco-efficiency metric more data for exergy of different raw materials and data for exergy consumption of different primary technologies and abatement processes, which are currently missing, have to be created.

References

[1] Penn I. T., Web-based Survey of Trends in Dematerialization, Report No. CSS01-17, Research Intern. Center for Sustainable Systems, Uni. of Michigan [2001-12-31]. http://css.snre.umich.edu/css_doc/CSS01-17.pdf.

[2] Sustainable Production, Challenges & Objectives for EU Research Policy, Report of the Expert Group on Competitive & Sustainable Production and Related Service Industries in Europe in the Period to 2020. [2001-07-01].

[3] UNCED, Agenda 21, United Nations Conference on Environment and Development in Rio de Janeiro 1992, World Business Council for Sustainable Development, http://www.iisd.ca/consume/unep.html.

[4] Council of Academies of Engineering and Technological Sciences, The Role of Technology in Environmentally Sustainable Development, The Royal Academy of Engineering, London, 1996. 14.

[5] Brundtland Commission, Our Common Future, Report of the World Commission on Environment and Development, Oxford Uni. Press, Oxford. 1987-08-04.

[6] Pfaff A.S. and Stavins R.N., Readings in the Field of Natural Resource and Environmental Economics, Harvard Uni. Press. 1999-06-22. 95.

[7] Urbana R. A., Bakshia B. R., Grubba G. F., Barala A., Mitschb W. J., Towards sustainability of engineered processes: Designing self-reliant networks of technological–ecological systems, Computers and Chemical Engineering. 2010, (34): 1413–1420.

[8] Sikdar S. K., Sustainable Development and Sustainability Metrics**,** AIChE Journal. 2003, (49): 1928–1932.

[9] Bakshi, B. R., and Fiksel, J., The quest for sustainability: Challenges for process systems engineering, AIChE Journal. 2003, (49): 1350–1358.

[10] Azapagic, A., Millington A., and Collett A., A methodology for integrating sustainability considerations into process design. Chemical Engineering Research & Design. 2006, (84):439–452.

[11] Gutowski T. G., Sekulic D. P., and Bakshi B. R., *Preliminary thoughts on the application of thermodynamics to the development of sustainability criteria*. In Proceedings of the IEEE-ISSST, (2009).

[12] MacGillivray A. and Zadek S., Briefing: Accounting for change; The role of sustainable development indicators. Global Environmental Change Report No 10, University of Sussex Global Environmental Change Centre, University of Sussex, Brighton. 1995-02-10.

[13] Meadows, D.. Indicators and information systems for sustainable development. Report to the Balaton Group, The Sustainability Institute of Canada. 1998-09. 78.

[14] Fiksel J., McDaniel J. and Spitzley D., Measuring product sustainability. Journal of Sustainable Product Design. 1998, (6): 7–19.

[15] Kolk A., van der Veen M., van der Veldt D., Walhain S., van de Wateringen S. KPMG International Survey of Environmental Reporting, Instittue for Environmental Management (WIMM), Uni. of Amsterdam 1999. 33. http://dare.uva.nl/document/343.

[16] Wright M., Allen D., Clift R., and Sas H., Measuring Corporate Environmental Performance: The International Chamber of Commerce's (ICC) Environmental Burden System, J. of Industrial Ecology, 1997, (1): 117-127.

ITB DRAFT

[17] Didtz D. and Ranganathan J., Measuring Up - Towards a Common Framework for Tracking Corporate Environmental Performance, World Resource Institute. 1997.

[18] Anastas, P.; Zimmerman, J. Design through the Twelve Principles of Green Engineering, Environmental Science and Technology. 2003, (37): 94 – 101.

[19] Foran B., Lenzen M., and Dey C., A triple Bottom Line of Australian Economy, SCIRO Technical Report. 2005, v.1. 112. http://www.cse.csiro.au/research/balancingact.

[20] Azpagic A. and Perdan S., Indicators for Sustainable Development for Industry, Trans IChemE. Part B. 2000, (78): 243-261.

[21] Popoff F, DeSimone L. D. Eco-Efficiency: Business Link to Sustainable Development, MIT Press, 2000. 306.

[22] Earl B and Beloff B. Sustainability Indicators and Metrics of Industrial Performance, Proceedings of Society of Petroleum Engineers Meeting, Stavanger, Norway, 2000-07.

[23] Global Reporting Initiative (GRI), Sustainability Reporting Guidelines. 2002. http://www.globalreporting.org/guidelines/2002/gri_companion_lite.pdf.

[24] Seider W.D., Seider J.D., and Lewin D.R., Process design Principles, Hoboken, NJ:Wiley, 3rd ed. 2004. 792.

[25] Szargut J., Morris D.R., and Steward F.R., Exergy Analysis of Thermal, Chemical and Metallurgical Processes, NY: Hemisphere. 1988. 332.

[26] Schwartz J., Beloff B. and Beaver E., Use Suatainability Metrics to Guide Decision-Making, Chem. Eng. Progress. 2002, (8): 58-63.

[27] Buamgartner S., Thermodynamics and Economic Notions o Efficiency, Proceeding of Symposium on Sustainable Processes and Products, Delft Uni. of Technology, Netherlands. 2001-05-30.

[28] Ayres R.U. and Simons U., Industrial Metabolism: Restructuring for Sustainable Development, United Nations University Press. 1994. 376.

[29] Ayres R.U. and Ayres L.W., A Handbook of Industrial Ecology, Edward Elgar Publishing Ltd. 2002. 680.

[30] Ozokwelu D., Porcelli J., Akinjiola P., Exergy Analysis: A Powerful Tool for Identifying Process Inefficiencies in the U.S. Chemical Industry, U.S. DoE Report. 2006-12. 67. http://www1.eere.energy.gov/industry/chemicals/pdfs/chemical_bandwidth_report.pdf.

[31] van Schijndel P. A. J., van Kasteren J. M. N., and Janssen F. J. G., Exergy analysis - a tool for sustainable technology - in engineering education**,** Centre for Environmental technology, Eindhoven Univ. of Technology, The Netherlands, Proceedings of Environmental Training in Engineering education., 1998-11-4.

[32] van Schijndel P.P.A.J, van Kasteren J.M.N., Janssen F.J.J.G. Exergy analysis - a tool for sustainable technology - in engineering education, in Proc. ENTREE'98; Editors: Deventer, Netherlands. 1998.

[33] Lems S., Kooi H.J, Arons J. Quantifying technological aspects of process sustainability: a thermodynamic approach, Clean Techn. Environ. Policy. 2003, (5): 248–253.

[34] Lems S., Kooi H.J, Arons J. The Optimisation of Energy Transfer in Chemical Reaction Systems. Chem.Eng.Sci. 2003 (58): 2001-2009.

[35] ISO 14044, Environmental management—life cycle assessment—requirements and guidelines. Geneva, Switzerland: ISO. 2006.

HTBOTAXT

[36] Koltun P., Tharumarajah A. and Ramakrishnan S., An Approach to Treatment Recycling in LCA Studies, 5th ALCAS Conference, Sydney, Australia. 2005-02-23.

[37] World Business Council for Sustainable Development (WBCSD). 2005. http://www.iisd.ca/consume/unep.html

[38] Dickson A., Akmal M., Thorpe S. Australian Energy. National and States Projection 2020, ABARE Report. 2003. http://abareonlineshop.com/PdfFiles /PC12548.pdf

[39] Verfaillie H. A., Bidwell R., Measuring Eco-Efficiency: A guide to reporting company performance, Report, World Business Council for Sustainable Development (WBCSD). 2000. http://www.wbcsd.org/DocRoot/inRjcUqcjX3UepuL9xAN/MeasuringEE.pdf

[40] Australian Bureau of Statistic. Report. 2005. http://www.abs.gov.au/Ausstats/

[41] Australian Aluminium Council, Aluminium and the Australian Economy, Report. 2000. http://r0.unctad.org/infocomm/francais/aluminium/Doc/australia.pdf

[42] Boustead I., and Hancock G.F., Handbook of Industrial Energy Analysis, Ellis Harwood Ltd., Chichester, U.K. 1979. 422.

[43] International Aluminium Institute (IAI), Aluminium Application and Society, LCI Report 2005. http://www.world-aluminium.org/cache/fl0000166.pdf

[44] Norgate T.E and Rajakumar V. New Technologies to Improve the Greenhous Gas Performance of Aluminium Production in Australia, Report, SCIRO, Div. of Minerals. 2005-03. 32.

[45] Defulf J. et. al. Illustration towards quantifying the sustainability of technology. Green Chem. 2000, (2): 108-114.

[46] Szargut J. and Morris D.R., Cumulative Exergy Consumption and Cumulative Degree of Perfection of Chemical Processes, Energy Research. 1987, (11): 245-261

[47] London Metal Exchange (LME). 2010-08-10. http://www.lme.co.uk

[48] Michaels P., Jacson T., Clift R. Exergy Analysis of the Life Cycle of Steel, Energy, 1998, (23): 213-220.

[49] International Iron and Steel Institute (IISI), Worldwide LCI Database for Steel Industry Products, Report. 2005. http://www.worldsteel.org

[50] Ramakrishnan S, Tharumarajah A., Koltun P. and Roberts M.J. Eco-Friendly Light metals component manufacturing, International Light Metal Technology Conference, Australia, QLD, 2003-09-20.

[51] Moore D. Environment & Life Cycle Benefits of Automotive Aluminium, Climate Change 2: Canadian Technology Development, Canada, Toronto. 2001-10-04.

HTPCHAXT