

**Національний технічний університет України
“Київський політехнічний інститут”**

Інститут технічної теплофізики НАН України

Інститут Газу НАН України

ІТМО ім. А. В. Ликова АН РБ

**Московський державний агроінженерний
університет ім. В.П. Горячкіна**

Грузинський технічний університет

Тверський державний технічний університет

**Збірник тез доповідей III міжнародної науково-
практичної конференції студентів, аспірантів і
молодих вчених**

**”РЕСУРСОЕНЕРГОЗБЕРІГАЮЧІ ТЕХНОЛОГІЇ
ТА ОБЛАДНАННЯ”**

12-13 грудня
Київ 2012



**Національний технічний університет України
“Київський політехнічний інститут”**

Інститут технічної теплофізики НАН України

Інститут Газу НАН України

ІТМО ім. А. В. Ликова АН РБ

**Московський державний агроінженерний
університет ім. В.П.Горячкіна**

Грузинський технічний університет

Тверський державний технічний університет

**Збірник тез доповідей III міжнародної науково-
практичної конференції студентів, аспірантів і
молодих вчених**

**”РЕСУРСОЕНЕРГОЗБЕРІГАЮЧІ ТЕХНОЛОГІЇ
ТА ОБЛАДНАННЯ”**

Рекомендовано до друку
Радою молодих вчених Інституту
технічної теплофізики
НАН України
Протокол № 12
від 5 грудня 2012 р.

Рекомендовано до друку
Кафедрою машин та апаратів
хімічних
і нафтопереробних виробництв
Протокол № 5
від 29 листопада 2012 р.

Посвідчення Українського інституту науково-технічної і економічної
інформації (УкрІНТЕІ) № 796 від 11.12.2012 р.

ПРОГРАМНИЙ КОМІТЕТ КОНФЕРЕНЦІЇ

Варламов Г.Б.	д.т.н., проф., проректор Національного технічного університету України «Київський політехнічний інститут» з науково-педагогічної роботи, голова програмного комітету конференції
Корнієнко Я. М.	д.т.н., професор, зав. кафедри машин та апаратів хімічних і нафтопереробних виробництв Інженерно-хімічного факультету, заступник голови програмного комітету конференції
Снєжкін Ю. Ф.	д.т.н., заступник директора Інституту технічної теплофізики НАН України
Какубава Реваз (Івері) В.	д.т.н., професор Грузинського технічного університету
Рудобашта С. П.	д.т.н., професор Московського державного агроінженерного університету ім. В.П.Горячкіна
Ільєнко Б. К.	к.т.н., Вчений секретар Інституту Газу НАН України
Ковтун С. І.	Рада молодих вчених Інституту технічної теплофізики НАН України
Корінчук Д. М.	к.т.н., Рада молодих вчених Інституту технічної теплофізики НАН України
Акуліч П. В.	д.т.н., професор ІТМО ім. А. В. Ликова АН РБ
Луговий Ю. В.	к.т.н., професор Тверського державного технічного університету
Косивцов Ю. Ю.	к.т.н., доцент Тверського державного технічного університету

ОГРАГНІЗАЦІЙНИЙ КОМІТЕТ КОНФЕРЕНЦІЇ

- Корнієнко Я. М.** д.т.н., професор, зав. кафедри машин та апаратів хімічних і нафтопереробних виробництв Інженерно-хімічного факультету НТУУ «КПІ», голов організаційного комітету конференції
- Марчевський В. М.** к.т.н., професор кафедри машин та апаратів хімічних і нафтопереробних виробництв Інженерно-хімічного факультету НТУУ «КПІ»
- Степанюк А. Р.** к.т.н., доцент кафедри машин та апаратів хімічних і нафтопереробних виробництв Інженерно-хімічного факультету НТУУ «КПІ», заступник голови програмного комітету конференції
- Андрєєв І. А.** к.т.н., доцент кафедри машин та апаратів хімічних і нафтопереробних виробництв Інженерно-хімічного факультету НТУУ «КПІ»
- Швед М. П.** к.т.н., доцент кафедри машин та апаратів хімічних і нафтопереробних виробництв Інженерно-хімічного факультету НТУУ «КПІ»
- Зубрій О. Г.** к.т.н., доцент кафедри машин та апаратів хімічних і нафтопереробних виробництв Інженерно-хімічного факультету НТУУ «КПІ»
- Ракіцький В.Л.** к.т.н., доцент кафедри машин та апаратів хімічних і нафтопереробних виробництв Інженерно-хімічного факультету НТУУ «КПІ», керівник студентського гуртка на кафедрі МАХНВ

СЕКЦІЯ 1

**«ПРОЦЕСИ ТА АПАРАТИ ХІМІЧНИХ І
НАФТОПЕРЕРОБНИХ ВИРОБНИЦТВ»**

УДК 621.928.9

МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСУ ОЧИСТКИ НЕОДНОРІДНИХ ГАЗОВИХ СИСТЕМ В ЦИКЛОФІЛЬТРИ

д.т.н., проф. Снежкін Ю.Ф. ІТТФ НАНУ, к.т.н., ст.викл. Серебрянський Д.О.,
асистент Плашихін С.В., магістрант Захаров О.О.
Національний технічний університет України
«Київський політехнічний інститут»

У відцентрових пиловловлювачах для осадження частинок пилу використовується відцентрова сила (циклони, ротаційні, вихрові та динамічні апарати) і вони, завдяки простоті конструкції та обслуговування, невисокій вартості, порівняно невеликому опору та високій продуктивності, є найпоширенішими типами сухого пиловловлювання.

В запиленому потоці дрібні частинки можуть рухатися не паралельно напрямку газового потоку і не паралельно одна до одної, вони можуть зіштовхуватися між собою й зі стінками апарата. При зіткненні зі стінками, або одна з одною, частинки можуть злипатися або стиратися (процеси коагуляції та стирання рівно вірогідні)[1].

Для дослідження протікання процесу пиловловлювання та поводження запиленого потоку в апараті було використано програмний пакет SolidWorks 2010, в якому було побудовано трьохвимірну модель циклофільтру, що містить 23 вертикальні жалюзійні вікна в першій чверті циліндричної частини для відведення частинок пилу, що мають найбільшу масу, у зовнішній бункер. Даний пакет включає в себе модуль SolidWorksFlowSimulation, який дозволяє провести комп'ютерний розрахунок потоку в апараті та симуляцію процесу пиловловлювання. Для цього було задано граничні умови протікання процесу та вихідні дані для розрахунку.

За вихідні дані було прийнято наступні значення:

- витрати повітря на вході в апарат $Q=120, \text{ м}^3/\text{год}$;
- статичний тиск на виході з апарату $P=0.1, \text{ МПа}$;
- запиленість потоку $c=5.666 \cdot 10^{-4}, \text{ кг/с}$;
- густина пилу $\rho=2500, \text{ кг/м}^3$;
- температура на вході в апарат $t=20, \text{ }^\circ\text{C}$.

Було проведено 7 розрахунків для різної кількості зачинених жалюзійних вікон, що зачинялися з кроком у 4 одиниці проти годинникової стрілки. В результаті проведених розрахунків було отримано аеродинамічні характеристики апарату (рис. 1) та його ефективність пиловловлювання (рис. 2). Ефективність пиловловлювання визначалась для різних еквівалентних діаметрів частинок в запиленому потоці.

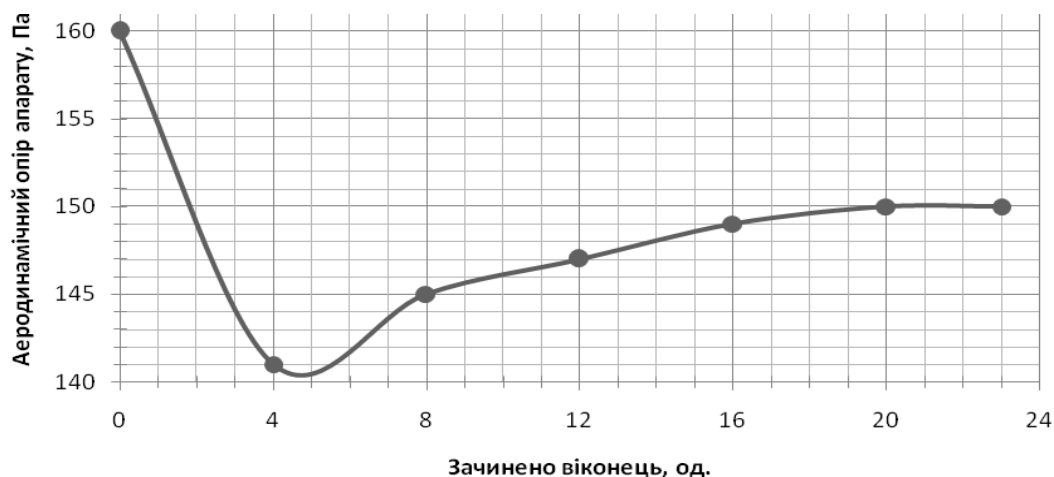
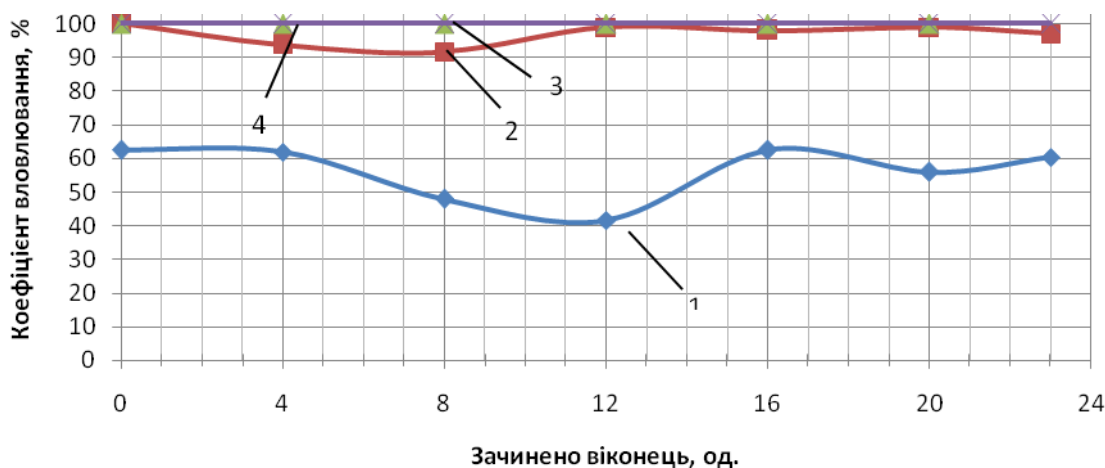


Рисунок 1 – Аеродинамічний опір апарату в залежності від кількості зачинених жалюзійних вікон



1 – медіанний діаметр часток 5 мкм; 2 – медіанний діаметр часток 10 мкм;
3 – медіанний діаметр часток 20 мкм; 4 – медіанний діаметр часток 35 мкм;

Рисунок 2 – Ефективність пилувловлювання в залежності від кількості зачинених жалюзійних вікон

З наведених рисунків можна побачити, що максимальний аеродинамічний опір складає 160 Па, що є допустимим значенням для типових циклонів типу ЦН, а середня ефективність вловлювання часток з медіанним діаметром 5 мкм становить 60%, а при більших значеннях діаметру – майже 100%, що є високим показником якісної очистки потоку від пилу.

Перелік посилань:

1. Дытнерский Ю.И. – «Процессы и аппараты химической технологии». – М.: Химия, – 1995.

УДК 678.057.33

ДИСПЕРСІЙНА МОДЕЛЬ ПРОЦЕСІВ ПЛАВЛЕННЯ ПОЛІМЕРУ В ДИСКОВОМУ ЕКСТРУДЕРІ

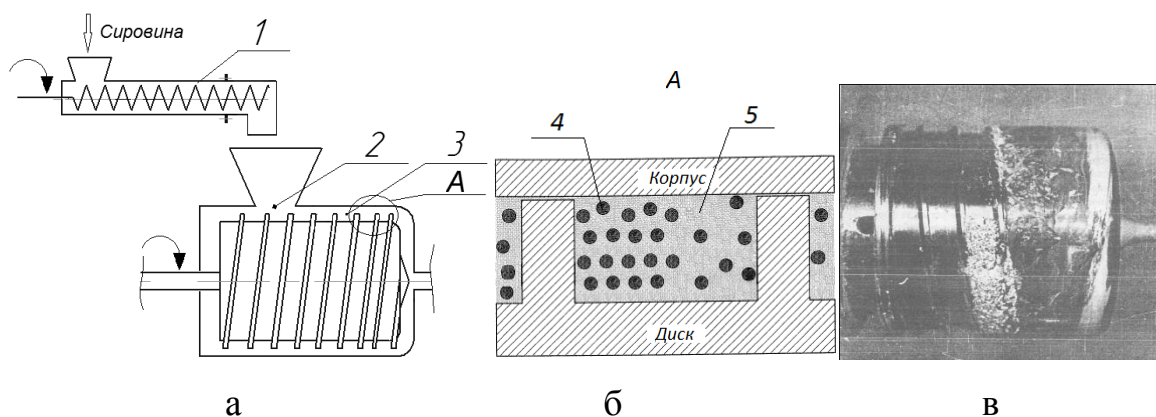
к. т. н., доц. Швед М.П., інженер Швед Д.М., магістрант Резнік Р.Ю.

Національний технічний університет України

«Київський політехнічний інститут»

При екструзії полімерних матеріалів широкого поширення набули черв'ячні екструдери, в яких реалізується пробкова модель плавлення, так звана модель Тадмора.

Але у випадку «голодного» живлення при наявності додаткового дозатора в черв'ячних та дискових екструдерах тверді частинки в дійсності не контактують між собою, а дисперговані в розплавленому матеріалі, як це представлено на рис. 1 (а, б, в).



а – каскадний екструдер: 1 – дозатор; 2 – дисковий екструдер; 3 – завантажувально-пластикуюча зона (ЗПЗ); б – вигляд А: 4 – дисперсні тверді частинки; 5 – розплав; в – фото ЗПЗ.

Рисунок 1 – Дисперсійна модель процесу плавлення в дисковому екструдері

Дисперсійному типу плавлення присвячено дуже мало теоретичних робіт. У моделі плавлення диспергованої твердої фази, яка реалізується в дисковому екструдері, приймається, що частинки однорідні, мають сферичну форму та дисперговані в розплавленому матеріалі. Це означає, що для заповнення простору між твердими частинками потрібен деякий мінімальний об'єм

розплаву полімеру. При найбільш щільному розташуванні частинок, що є сферами правильної форми, мінімальна об'ємна доля полімерного розплаву складає приблизно 40%. При довільному розташуванні упакованих частинок об'ємна доля розплаву наближається до 50%. Теплота, що витрачається на плавлення частинок, складається з теплоти, що підводиться в канал, та теплоти в'язкого тертя, яка генерується в каналі. Приймається, що при плавленні відбувається поступове зменшення кількості твердих частинок. Зміна долі твердих частинок в часі в залежності від теплоти може бути представлена рівнянням енергетичного балансу[1]:

$$\rho_s \Delta E_p d\Phi = (q_v + q_c) dt,$$

де ρ_s - густина твердих частинок; ΔE_p - різниця ентальпій між початковою температурою твердої фази та точкою плавлення; $d\Phi$ - зміна об'ємної долі твердої фази; q_v - теплота дисипації; q_c - теплота, що підводиться від циліндра і черв'яка.

У результаті попередніх експериментальних досліджень на каскадному екструдері, побудованого на базі дискового екструдера[2], було встановлено, що процес плавлення диспергованих частинок відбувається набагато швидше і зменшує витрати енергії приблизно на 30%, а температура в такому процесі є більш однорідною та низькою, що дозволяє зменшити загальну довжину зони плавлення.

Перелік посилань

1. К. Раувендааль. Экструзия полимеров/ К. Раувендааль [пер. з англ. А. Малкин]. -С.-Петербург: Профессия, 2006. — 762 с.
2. Мурдід Н. В. Каскадний дисково-шестеренний екструдер для переробки полімерних матеріалів / Н. В. Мурдід, М. П. Швед, І. О. Мікульонок, Д. М. Швед, // Наукові вісті КПП №2009/2. – 2008. – с. 74-77.

УДК519.6: 681.3

МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСУ КОНТАКТНОЇ МЕМБРАННОЇ ДИСТИЛЯЦІЇ

магістрант Кукоба С.В., доц., к.т.н. Рябцев Г.Л.
Національний технічний університет України
«Київський політехнічний інститут»

Мембранна дистиляція (МД) – це процес розділення розчинів, що ґрунтується на транспорті пари води через пористу гідрофобну мембрану. Рушійною силою процесу є різниця парціальних тисків розчинника по обидва боки мембрани, що виникає за рахунок різниці температур у каналі мембранного апарата.

Опис масопереносу в мембрані під час мембранної дистиляції (МД), на перший погляд, має бути тривіальною задачею, і потік пари повинен бути пропорційний градієнту тиску пари з обох боків мембрани [1]:

$$J = K \Delta p \quad (1)$$

де K – коефіцієнт проникності мембрани.

Однак, у загальному випадку, коефіцієнт проникності залежить від температури, тиску, складу парогазової суміші в мембрані та структури мембрани. Градієнт тиску пари також залежить від температури і складу суміші на поверхні і в об'ємі. Таким чином, розрахунок потоку можливий лише після спільного розв'язання системи рівнянь тепломасоперенесення методом послідовних наближень.

З огляду на це, реалізовано два підходи до розрахунків апаратів для МД. Перший, емпіричний, який поширено найбільше, базується на використанні виразів для визначення продуктивності й селективності, отриманих після узагальнення масивів експериментальних даних. Недоліками цього підходу є вузька область застосування емпіричних виразів та їх недостатнє теоретичне обґрунтування. Другий, феноменологічний підхід, базується на наближених аналітичних розв'язках рівнянь тепломасопереносу, отриманих за певних припущень, що спрощують розрахунки. Однак часто ці припущення призводять до значних помилок і не дозволяють точно встановити фізико-хімічні основи МД.

Для опису масопереносу в мембрані в процесі МД нами була використана модель «запиленого газу» (МЗГ) [2]. МЗГ є однією з найбільш повних напівемпіричних теорій течії газових сумішей крізь пористі матеріали, що досягла достатньої степені розвитку для застосування в інженерних і наукових розрахунках.

МЗГ дозволяє врахувати такі механізми масоперенесення пари в мембрані:

1. Вільно-молекулярну (кнудсеновську) течію, яка реалізується занадто малої густини пари, що частотою зіткнень між молекулами порівняно з частотою їх зіткнення з поверхнями каналів пористого тіла можна знехтувати.

2. В'язку течію (конвективне перенесення), за якого пара рухається як суцільне середовище під дією градієнта тиску, і міжмолекулярні зіткнення переважають над зіткненнями молекул з поверхнею.

3. Дифузію в режимі суцільного середовища, коли окремі компоненти суміші переміщуються відносно один одного під дією градієнта концентрації (звичайна дифузія), градієнта температури (термодифузія) чи зовнішніх сил (силова дифузія). При цьому міжмолекулярні зіткнення відбуваються частіше, аніж зіткнення молекул з поверхнею.

4. Поверхневу дифузію, за якої молекули пари переміщуються вздовж поверхні твердого тіла, не залишаючи адсорбційного шару.

Оскільки МД супроводжується фазовими переходами, він визначається не тільки масообміном, але й теплообміном у мембранній системі. Теплоперенесення крізь мембрану відбувається:

– теплопровідністю крізь щільну матрицю мембрани і пароповітряну суміш у порах Q_1 ;

– із трансмембранним масовим потоком Q_2 .

З огляду на це, сумарний тепловий потік крізь мембрану:

$$Q_{\Sigma} = Q_1 + Q_2 = \frac{\lambda_m}{\delta_m} (T_{1m} - T_{2m}) + J c_p (T_{1m} - T_{2m}) \quad (2)$$

$$\lambda_m = \epsilon \lambda' + (1 - \epsilon) \lambda''$$

де J – потік пари; c_p – питома теплоємність парогазової суміші; λ_m , λ' та λ'' – коефіцієнти теплопровідності мембрани, парогазової суміші в порі й матеріалу мембрани; ϵ і δ_m – пористість і товщина мембрани.

Перелік посилань

1. Дытнерский, Ю.И. Применение мембранной дистилляции для концентрирования и обессоливания водных растворов электролитов [Текст] / Ю.И.Дытнерский, А.А.Акобян // Хим.пром. – 1990. – №8. – С. 465-471.

2. Мэйсон, Э. Перенос в пористых средах: модель запыленного газа [Текст] / Э.Мэйсон, А.Малинаускас. – М.: Мир, 1986.

УДК 676.168

ВИЗНАЧЕННЯ ЗОЛЬНОСТІ НЕДЕРЕВНОЇ СИРОВИНИ

к.т.н., доц. Черьопкіна Р.І., магістрант Котюх Ю.М.
НТУУ «КПІ» м. Київ, просп. Перемоги, 37

Постановка проблеми

Виробництву напівфабрикатів із недеревної рослинної сировини приділяється сьогодні велика увага не тільки тому, що існує великий дефіцит деревної сировини, але ще і в силу особливостей її морфологічного та хімічного складу. Відомо отримання напівцелюлози та целюлози з однорічних рослин різними способами варіння, але відмінністю варіння такої сировини є, крім розчинення лігніну, видалення максимальної кількості кремнієвої кислоти. Сполуки кремнію завдають великої шкоди технологічному процесу і якості целюлози.

Метою дослідження є розроблення нових та вдосконалення існуючих методик визначення масової частки золи у недеревній рослинній сировині та у напівфабрикатах, отриманих з неї.

Результати досліджень та їхнє обговорення

З метою зниження тривалості процесу делігніфікації та економії хімічних реагентів, що використовуються для натронного варіння запропоновано варіння соломи ріпаку та стебел соняшнику з попереднім видаленням у вихідній сировині вмісту мінеральної частини шляхом оброблення її 1 н розчином гідроксиду натрію за температури 90 °С протягом 60 хв. Вміст золи у твердому залишку у напівфабрикаті визначається гравіметричним методом [1].

Відомо, що в лужному середовищі кремнієва кислота у вигляді силікату натрію швидко розчиняється в основному на початку варіння. Далі в процесі поглиблення варіння більша кількість луку витрачається на побічні реакції геміцелюлоз. В результаті досягнення певного критичного значення залишкового луку вже не вистачає на утримання кремнієвої кислоти у розчині, вона переходить у колоїдний стан, а далі може переосаджуватися на волокнах. Звідси слідує, що зольність сировини, або вміст кремнієвої кислоти визначається ступінню її розчиненню в залежності від тривалості варіння, виходом напівфабрикату та поглинанням луку[2].

В результаті дослідження в лабораторних умовах з соломою ріпаку та стінками соняшнику було отримано наступні показники: вихідна зольність соломи ріпаку та стінок соняшнику становить 3,94 % та 5,7% відповідно, а після обробки розчином 1н луку зольність напівфабрикату знизилася до 12% та 5,2%, визначення проводили за ГОСТ 18461-93. Як видно з отриманих результатів показники зольності в результаті обробки сировини лугом не суттєво змінилися, що свідчить про недоречність використання методики визначення зольності соломи ріпаку та стебел соняшнику гравіметричним методом. Частково таку закономірність можна пояснити тим, що ця методика не є чутливою до однієї якісної характеристики: в процесі промивання твердого залишку частина дрібних волокон втрачається або має місце переосадження мінеральної частини на волокнах, як результат тривалої дії луку.

Список використаної літератури:

1. Вураско А. В. Ресурсосберегающая технология получения целлюлозы при переработке отходов сельскохозяйственных культур / А. В. Вураско, А. Р. Галимова, Б. Н. Дрикер . // Уральский государственный лесотехнический университет. – 2007.
3. Лендьел П. Морваи Ш. Химия и технология целлюлозно-бумажного производства. Пер. С нем. Ф.Б. Дубровинский под. ред.. А.Ф. Тищенко.- М.: Лесная пром.-сть, 1978. – 544 с.

УДК 629.123

ПРОБЛЕМИ ЕКСПЛУАТАЦІЯ ЗЕМЛЕРОЙНОЇ ТЕХНІКИ В УМОВАХ РОЗРОБКИ ВОДОНАСИЧЕНИХ ГРУНТІВ

доц., к.т.н. Рубльов А.В.

Національний транспортний університет

Експлуатація землерийної техніки залежить від: технології обробки ґрунту, фізико-механічних властивостей ґрунту, потужності системи задіяної при проведенні робіт. Визначальними питаннями є використовувана конструкція системи, технологія добичі і обробки ґрунту, а також способи транспортування ґрунту до місця її складування. Якість їх вирішення безпосередньо робить вплив на економічні та екологічні показники регіонів де проходить розробка ґрунтових масивів.

Особливе значення в умовах розробки вологих ґрунтів займає питання про транспортування здобутої ґрунтової пульпи. Розробка методів для обезводнення ґрунтової пульпи приводить до значного скорочення ходів земснаряду, підвищення продуктивності і здешевлення його роботи. Також в цьому випадку скорочуються площі для складування ґрунту і зменшуються енергетичні витрати на його вивалювання.

Мета досліджень полягає в науковому вирішенні проблеми обезводнювання ґрунтів в умовах експлуатації шляхом створення нової технології і виконанні серії теоретичних і експериментальних досліджень. Пріоритетним напрямом в ході технічного рішення даної проблеми є комплектація землерийної техніки вузлом сепарації ґрунту.

Основне завдання досліджень полягає в тому, що на підставі системного аналізу результатів проведених теоретичних розрахунків і фізичних експериментів необхідно зробити оцінку можливості використання комбінованого методу сепарації ґрунтової пульпи для підвищення техніко-економічних показників роботи техніки з використанням гідророзмиву при розробці мулких і піщаних ґрунтів.

Конкретні наукові результати досліджень:

- отримано набір безрозмірних критерійних залежностей для моделювання процесу сепарації ґрунтової пульпи;
- експериментальним шляхом отримана залежність швидкості обертання пульпи в робочій камері від її вхідних динамічних параметрів;
- отримана залежність відношення витрати освітленої пульпи до загальної витрати при зміні вхідного тиску;

Основними практичними результатами досліджень є:

- вирішення проблеми підвищення техніко-економічних показників і якості роботи екскаваторів драглайнів;
- розробка сепаратора ґрунтової пульпи, працюючого на принципі комбінованого використання гідродинамічної стратифікації щільності потоку і його подальшого механічного віджимання;

В ході досліджень була розроблена технологічна схема сепарації ґрунтової пульпи (рис. 1). Розглянуті гідродинамічні особливості поведінки

потоків пульпи поблизу ґрунтоприймача і усередині циліндричного ґрунтопроводу. Виконаний аналіз характерних процесів стратифікації

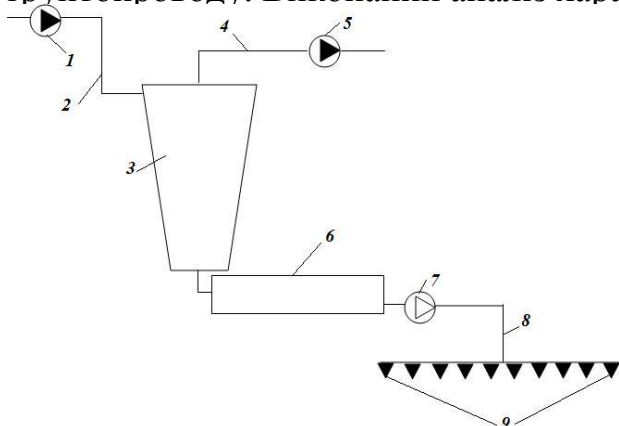


Рисунок 1 - Принципова схема вузла сепарації пульпи.

1 - ґрунтовий насос; 2 - ґрунтопровід; 3 - циклонна камера; 4 - трубопровід для відведення води; 5 - допоміжний насос; 6 - вузол механічного віджимання; 7 - компресор високого тиску; 8 - пневмолінія; 9 - сопло.

щільності ґрунту в трюмі судна при транспортуванні пульпи.

Основні умови теоретичного і фізичного моделювання процесу гідродинамічного розділення пульпи на складові були отримані з використанням відомої з теорії подібності π -теореми. Головним невідомим параметром в такій задачі є об'ємна витрата відібраної води Q . В ході виведень показано, що під час фізичних експериментів необхідно для моделі і натурного об'єкту задовольняти рівність: кута розчину циклону робочої камери установки сепарації; відношення висоти циклону до його нижнього вихідного діаметру; відношення кінематичної в'язкості пульпи до швидкості її подання. Ці умови моделювання у вигляді критеріїв подібності мають вигляд:

$$\left. \begin{aligned} \frac{h}{d} &= idem & \alpha &= idem & \frac{\sqrt[3]{\nu^4}}{V^7} &= idem \end{aligned} \right\}$$

Комбіноване використання принципу тангенційного закручування потоку і механічного віджимання усередині сепаратора ґрунту дає оптимальну концентрацію водної фази в ґрунтовій пульпі і підвищує економічну ефективність роботи системи.

Оптимальне значення швидкості входу ґрунтової пульпи в сепаратор дорівнює 7 м/с. В цьому випадку максимальний час відділення ґрунту від води в найбільшому перерізі робочої камери складає всього 2 секунди. Для вводу ґрунтової пульпи в сепаратор необхідно використати соплові насадки, а відстань від зрізу сопла до протилежної стінки циклону не повинна перевищувати 0,5 м. Перевищення цієї відстані призводить до зниження продуктивності суднового сепаратора ґрунту через розмив фронту струменя і розсіювання частинок ґрунту по усій ширині робочої камери.

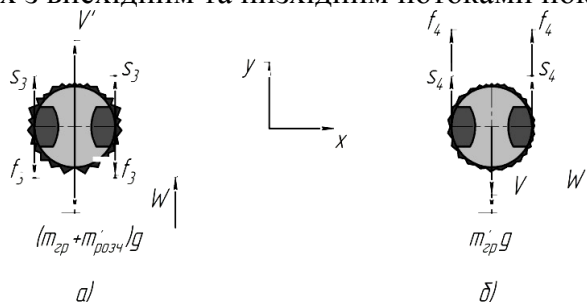
При сепарації ґрунту залежність величини втрат натиску в пульпі від її витрати підпорядковується параболічному закону, а коефіцієнт гідравлічного опору ζ із зростанням числа Re потрапляє в зону автотурбулентності.

переноситься до газового теплоносія, який рухається в режимі фільтрації через шар зернистого матеріалу. Із зони IV зернистий матеріал надходить до зони I.

Багатшарова структура досягається за рахунок багатократного, регулярного проходження через зони зрошення, релаксації та зони інтенсивного тепло-масообміну.

Враховуючи, що важливим фактором при реалізації процесу шляхом масової кристалізації є висота зернистого шару, що в 5-6 разів перевищує висоту шару теплообміну. Тому є визначальним реалізація режиму з направленою циркуляцією визначає стійкість кінетики гранули утворення гуміново-мінеральних твердих композитів.

Схема дій сил у зонах з висхідним та низхідним потоками показано на рисунку 2.



W – швидкість газового потоку; V – швидкість руху частинки; V' – швидкість частинки після зони зрошення.

$m'_{гр} = m_{гр} + m_{розч} c \psi$, де c – концентрація твердих речовин в розчині, ψ – коефіцієнт гранулоутворення.

Рисунок 2 - Схема дій сил у зонах:

а)- з висхідним потоком після зони зрошення, б)- з низхідним потоком

Для реалізації цього процесу, на підставі попередньо проведених дослідів, запропоновано газорозподільний пристрій (ГРП) згідно рисунку 1, позиція 2 і вертикальні вставки, позиція 4.

Для математичного опису процесу руху дисперсної фази у вертикальному каналі в апараті з направленою циркуляцією запишемо рівняння для кожної зони окремо:

I-а зона – зона інтенсивного тепло-масообміну:

$$m_{zp} \frac{dV}{d\tau} = -m_{zp} g + \xi_1 \frac{\pi d^2}{4} \rho_z \quad (1)$$

II-а зона – зона диспергування розчину:

$$(m_{zp} + m_{розч}) \frac{dV}{d\tau} = -g(m_{zp} + m_{розч}) + \xi_2 \frac{\pi d_1^2}{4} \rho_z \frac{(W-V)^2}{2} \quad (2)$$

III-а зона – висхідна зона над диспергатором:

$$(m_{zp} + m'_{розч}) \frac{dV}{d\tau} = -g(m_{zp} + m'_{розч}) + \xi_3 \frac{\pi d_2^2}{4} \rho_z \frac{(W-V)^2}{2} \quad (3)$$

IV-а зона – зона низхідного потоку – зона релаксації, кристалізації та стабілізації мікрочару:

$$m'_{zp} \frac{dV}{d\tau} = -m'_{zp} g + \xi_4 \frac{\pi d_3^2}{4} \rho_z \frac{(W-V)^2}{2} \quad (4)$$

Остаточню, необхідно розрахувати швидкість руху частинки в вертикальному каналі в апараті з направленою циркуляцією. Після доповнення рівнянням масообміну було складено систему рівнянь:

$$\begin{cases} \left(m - \frac{dm}{d\tau}\right) \frac{dV}{d\tau} = \pm \left(m - \frac{dm}{d\tau}\right) g \pm \xi \frac{\pi d^2}{4} \rho \frac{(W-V)^2}{2} \\ \frac{dm}{d\tau} = \beta F \Delta C \end{cases} \quad (5)$$

Для розв'язку моделі необхідно експериментально визначити базові характеристики гідродинаміки та кінетики процесу.

УДК 621.928.93

ВПЛИВ РОЗКРУЧУВАЧА ПОТОКУ НА ГІДРАВЛІЧНИЙ ОПІР В ЦИКЛОНІ

магістрант Подолянець В. А., аспірант Смілян І. О. к.т.н., доц. Степанюк А. Р.
Національний технічний університет України “Київський політехнічний
інститут”

Для визначення гідравлічного опору виділимо можливі причини втрати енергії потоком [1]: втрати тиску на вхідній трубі в результаті тертя; втрати, обумовлені розширенням або стисненням газу на вході; втрати в циклоні в результаті тертя об стінки; втрати кінетичної енергії в циклоні; втрати на вході в вихідну трубу; гідростатичний напір між вхідною і вихідною трубою; рекуперація енергії на вихідній трубі.

Втрата газом кінетичної енергії в циклоні настільки перевищує втрати від всіх інших причин.

$$\Delta p = \xi \cdot \frac{v_B^2 \cdot \rho'_c}{2 \cdot g},$$

де $\rho'_c = c \cdot \rho$ для врахування концентрації c .

Коефіцієнт втрати тиску, заснований на двох факторах: 1) на втраті тиску на вході в циклон і втраті тиску в результаті тертя об стінки (індекс i); 2) а на втраті тиску в центральній області і на вході в вихідну трубу (індекс e).

Для зниження перепаду тиску та підвищення ефективності в циклонах пропонується використовувати внутрішні розкручувачі потоку, зображені на (рис. 2): а) плоский сітчастий [3]; б) сітчасті ребра [3]; в) сітчастий конуса з боковими ребрами.

Коефіцієнт втрати тиску ξ виражають через швидкість газів на вході, що дорівнює $v_{т.мах}$, і задаються у вигляді функції від коефіцієнта опору, що знаходиться наступним чином:

$$\varepsilon = \xi \left(\frac{a \cdot b}{\pi \cdot \frac{D_B^2}{4}} \right)^2 \cdot \left(\frac{v_{т.мах}}{v_B} \right)^2.$$

Коефіцієнт опору являє собою суму двох компонентів:

$$\varepsilon = \varepsilon_i + \sum \varepsilon_e.$$

Вони можуть бути знайдені із наступних виразів:

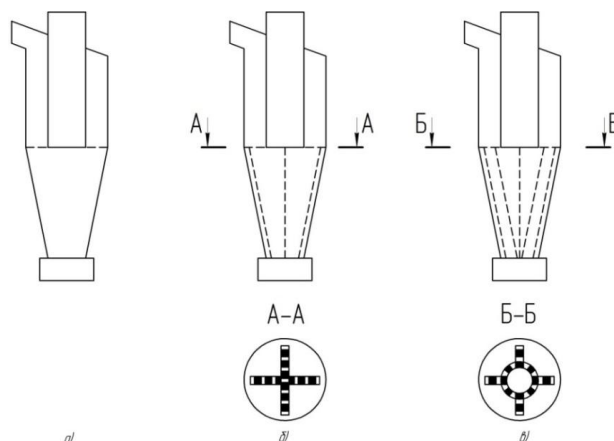
$$\varepsilon_i = \frac{\Delta p_i}{v_{T.max} \cdot \left(\rho + \rho'_{\text{ч}} \right) \cdot 2 \cdot g} = \frac{D_e}{D} \cdot \left\{ \frac{1}{\left[1 - \frac{2 \cdot v_{T.max} \cdot (H - S) \cdot \mu'}{v_e \cdot D_e} \right]^2} - 1 \right\},$$

$$\varepsilon_e^1 = \frac{\Delta p_e}{v_{T.max}^2 \cdot \frac{\rho + \rho'_{\text{ч}}}{2 \cdot g}} = \frac{K}{\left(\frac{v_{T.max}^2}{v_e} \right)^{2/3}} + 1,$$

$$\varepsilon_e^2 = f(t, F, l),$$

де t, F, l – параметри сітки розкручувала потокує.

Вирішення запропонованої моделі дозволило визначити гідравлічний опір циклону з різними варіантами розкручувачів.



а) плоский сітчастий, б) сітчасті ребра, в) сітчастий конус

Рисунок 2 – Типи розкручувачів потоку в циклоні.

Перелік посилань:

1. В. Страус «Промышленная очистка газов». – М.: Химия. – 1981. – 616с.
2. Т. А. Малиновская, И. А. Кобринский, О. С. Кирсанов, В. В. Рейнфарт, «Разделение суспензий в химической промышленности». – М.: Химия. – 1983. – 264с.
3. Авторське свідоцтво SU 1171094 МПК4: МПК В04С 5/107.

УДК621.21

ОСОБЛИВОСТІ ГІДРОДИНАМІКИ ПСЕВДОЗРІДЖЕНОГО ШАРУ ПРИ ЗНЕВОДНЕННІ РІДКИХ СИСТЕМ

д.т.н., професор, Корнієнко Я.М., магістранти Мельник М.П., Гайдай С.С.,
Семененко Д.С., інженер III кат. Мартинюк О.В.

Національний технічний університет України
«Київський політехнічний інститут»

Здійснення процесу утворення твердих гуміново-мінеральних композитів з пошаровою структурою з рідких систем у псевдозрідженому шарі можливо при забезпеченні відповідного гідродинамічного режиму.

У цьому випадку зріджений агент забезпечує спрямоване переміщення центрів грануляції через зони теплообміну, зрошення та релаксації при висоті шару зернистого матеріалу H , яка значно перевищує приведений діаметр апарата D . Тому для створення направленої циркуляції в апараті запропоновано нову конструкцію камери гранулятора та газорозподільного пристрою щілинного типу.

Найбільш ефективною показала себе організація гідродинамічного режиму наведена на рис. 1.

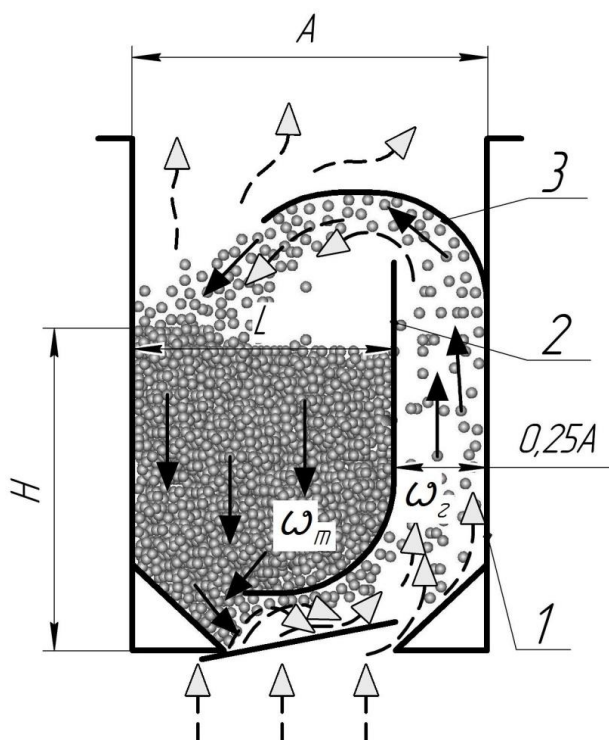


Рисунок 1 – Схема апарата з вертикальною направленою циркуляцією зернистого матеріалу.

1 - корпус , 2 - спеціальна перегородка, 3 - розподільник.

Завдяки встановленню на відстані $0,25A$ спеціальної перегородки 2 утворюється вертикальний канал з інтенсивним висхідним рухом зернистого матеріалу, який спрямовується розподільником 3 у зону низхідного потоку ущільненого матеріалу.

Досліди проводились на кімнатній установці в камері з прозорого матеріалу розмірами $A \times B \times H = 0,3 \times 0,1 \times 0,8$ м (рис. 2).

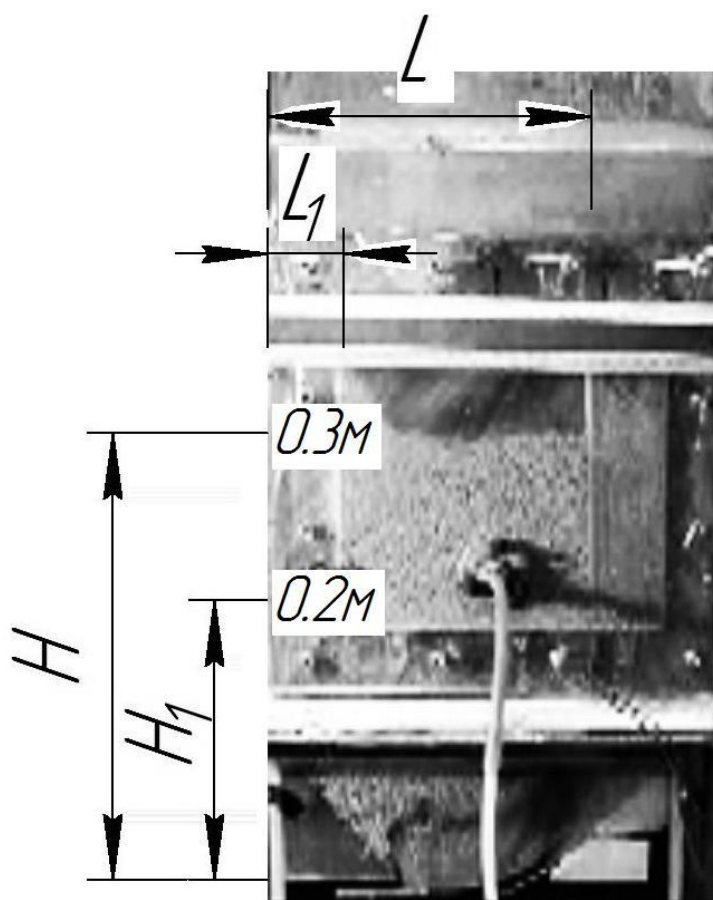


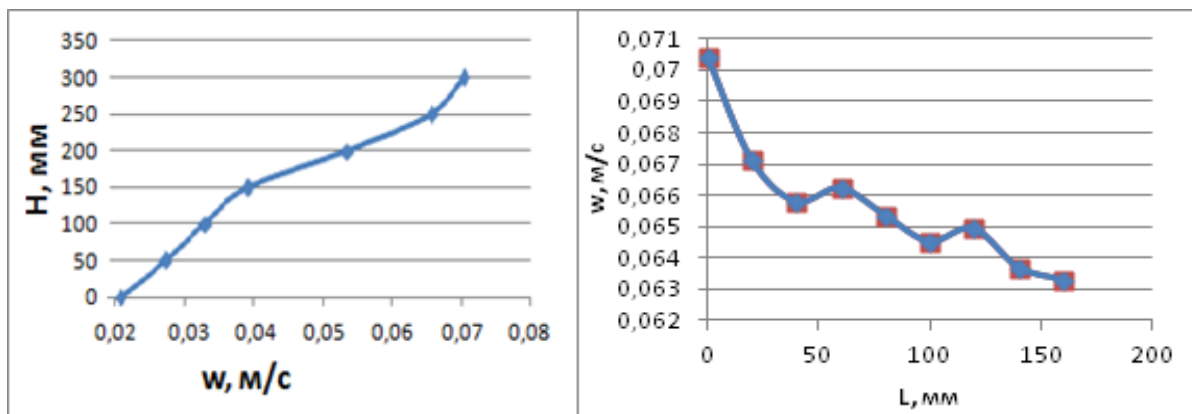
Рисунок 2 – Загальний вид дослідного апарата.

A - зона висхідного потоку; B - зона низхідного потоку.

Дослідним шляхом встановлено наявність пульсацій у висхідній (A) та низхідній (B) зонах руху матеріалу рис. 3. Відповідно у висхідній – 124 Гц і низхідній – 96 Гц.



Рис. 3 Пульсації у висхідній та низхідній зонах



а) - по ширині низхідної зони L
на висоті H_1 .

б) - по ширині низхідної зони L_1
на висоті H .

Рис. 4 – Епюра зміни швидкості низхідного руху зернистого матеріалу.

Спостереженнями встановлено, що ближче до перегородки швидкість руху зернистого матеріалу зменшується, а також із наближенням до щілин уведення теплоносія його рух сповільнюється за рахунок дії зріджуючого агенту. Епюри залежності швидкості руху матеріалу від висоти(H , H_1) та ширини(L , L_1) низхідної зони (B) при проведенні процесу зневоднення реальних розчинів наведені на рис. 4.

У подальшому необхідно провести дослідження щодо стійкості гідродинамічного режиму при збільшенні навантаження за вологою.

УДК 621.926.22

ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСУ ПОДРІБНЕННЯ ОРГАНО-МІНЕРАЛЬНИХ КОМПОЗИТІВ У НОЖОВІЙ РОТОРНІЙ ДРОБАРЦІ

магістрант Нагорний О.В., аспірант Смілян І.О., доц., к.т.н. Степанюк А.Р.
Національний технічний університет України
«Київський політехнічний інститут»

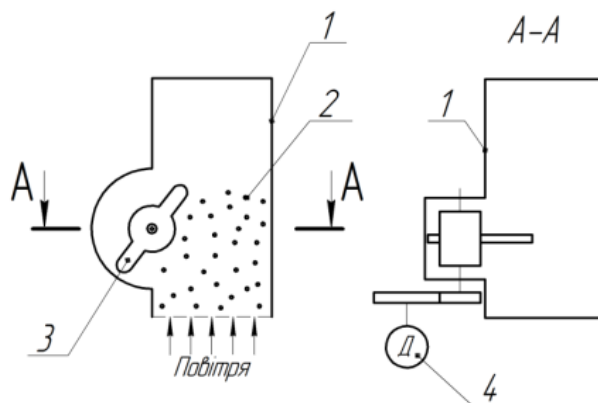
Збереження та підвищення родючості ґрунтів в умовах широкого впровадження інтенсивних технологій вирощування сільськогосподарських культур можливі лише за умов якісного внесення добрив і хімічних меліорантів. При внесенні добрив необхідно дотримуватись таких агротехнічних вимог: злежані мінеральні добрива перед використанням подрібнювати і просіювати. Розмір частинок після подрібнення повинен бути не більше 5 мм, вміст частинок розміром 1 мм допускається до 6% . Відповідно до цього для дослідження процесу подрібнення було розроблено експериментальну модель установки.

Дискретна аналітична модель процесу подрібнення органо-мінеральних композитів ножовою роторною дробаркою потребує перевірки на адекватність математичних моделей реальним процесам, що відбуваються в зоні подрібнення, необхідна експериментальна перевірка, яка дозволить також визначити ступінь впливу на процеси факторів, що не враховувались в аналітичних моделях.

Для проведення експериментальних досліджень було виготовлено експериментальне устаткування яке дозволяє реалізувати процес подрібнення з можливістю зміни факторів, що вивчаються, та реєструвати параметри, що досліджуються. При дослідженні процесу подрібнення використовувались композитні матеріали, які застосовуються для виготовлення мінеральних добрив. Для одержання функціональних та статистичних зв'язків між факторами, які впливають на процес подрібнення та вихідними параметрами, були проведені експериментальні дослідження. Дослідження процесу подрібнення полімерних відходів велося на експериментальній установці (рис.1), яка дозволяє моделювати процеси, що відбуваються при подрібненні.

Пристрій для подрібнення органо-мінеральних композитів містить корпус 1, у якому на валу закріплено ніж 3. Ніж приводиться в дію за допомогою урухомника 4. Знизу під корпус подається стиснуте повітря. Гранули 2

надходять у дробарку, потім за допомогою стиснутого повітря вони зависають всередині, де подрібнюються за рахунок удару об ніж. Конструкція механізму вибрана таким чином, щоб забезпечити дослідження основних параметрів процесу подрібнення.



1 – корпус; 2 – гранули; 3 – ніж; 4 – урухомник

Рисунок 1 – Схема експериментальної установки

Для забезпечення удару по шматку подрібнюваного матеріалу зі швидкістю ω_0 двигун повинен передати прискорення розгону ножа:

$$\varepsilon_p = \frac{\Delta n}{t},$$

де Δn – зменшення швидкості обертання ротора, об/хв;

t – час між двома ударами, хв.

Крутний момент двигуна, необхідний для забезпечення прискорення розгону ножа дробарки ε_p :

$$M_d = \frac{GD^2}{375} \varepsilon_p,$$

де GD^2 – маховий момент мас, що обертаються, $\text{кг} \cdot \text{м}^2$.

Максимальний момент двигуна повинен бути не менше моменту M_d , необхідного для передачі обертовим масам прискорення ε_p .

Перелік посилань

1. Сиденко П. М. Измельчение в химической промышленности. Изд. 2-е, перераб. М., Химия, 1977 г. – 368 с.
2. Барабашкин В.П. Молотковые и роторные дробилки. – М.: Недра. – 1972. – 144 с.

УДК 628.5:66.002.8

ПРОЦЕС ВИЛУЧЕННЯ ГУМІНОВИХ КИСЛОТ З ТОРФУ

магістрант Тишко Ю.А., к.т.н., доц. Степанюк А. Р.;

Національний технічний університет України

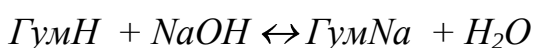
“Київський політехнічний інститут”

Ґрунт є основним джерелом забезпечення сільськогосподарських культур живильними речовинами. Однак у сучасних умовах безупинної інтенсифікації сільськогосподарського виробництва для щорічного вирощування високих врожаїв із продукцією гарної якості досить часто виявляється не достатнім та кількість живильних речовин, що надходить у рослини з органічної речовини і важкорозчинних мінеральних з'єднань ґрунту в результаті діяльності мікроорганізмів і кореневої системи рослин.

Задача: однією з складових для виготовлення гумінових компонентів органічних добрив використовується торф, саме тому необхідно дослідити процес вилучення гуматів з торфу.

Мета: дослідити процес вилучення гумінових компонентів з торфу.

Невід'ємною властивістю гумінових кислот (ГК) вважається колоїдний стан в розчинниках. Виділення ГК необхідно проводити не порушуючи будову ядра їх молекул та без домішок органічних та неорганічних сполук, що входять до складу складного орґано-мінерального комплексу масі твердих горючих копалин. Зв'язок ГК з основною речовиною каустоболітів виконується за рахунок міжмолекулярної взаємодії в бокових ланцюгах, за допомогою водневих зв'язків, міцність яких замала. Розчеплення цих зв'язків, для виділення ГК може відбуватись під дією розчинів мінеральних лугів, кислот і органічних розчинників (диметилформамід, диметилсульфоксид, тетрагідрофуран). По виділенню ГК з твердих горючих копалин виконано багато дослідів і описано біля ста різних екстрагентів. Зазвичай для виалення ГК з торфа застосовують розведені розчини лугів, частіше всього розчини гідроокису натрія ($NaOH$), рідше розчини карбонатів цих металів. Часто використовують водний розчин аміаку. Кількість лужного реагента повинно забезпечувати повну нейтралізацію кислотних функціональних груп. Процес вилучення ГК з сировини лужними розчинниками розглядається як процес утворення солей, що мають велику ступінь іонізації в водних розчинах ніж самі кислоти:



Враховуючи великі розміри макромолекул ГК – їх дифузія дуже маленька. Тому процес розчинення протікає досить тривало і в основному визначається проникненням ГК. Гомогенізація системи ГК – розчинник може виконуватися при різних його співвідношеннях, що дає можливість підбору розчинного реагента та умов для досягнення найбільш повного вилучення гумінових

речовин з сировини. Крім прагнення отримати ГК без домішок, необхідно дотримуватись умов виділення таким, щоб зберегти ГК в найбільш незмінному стані, так як склад і властивості ГК, що являються поліспряженими системами функціональних груп, залежать не тільки від вихідної сировини, а й від способів їх видалення та очистки (рисунок 1).

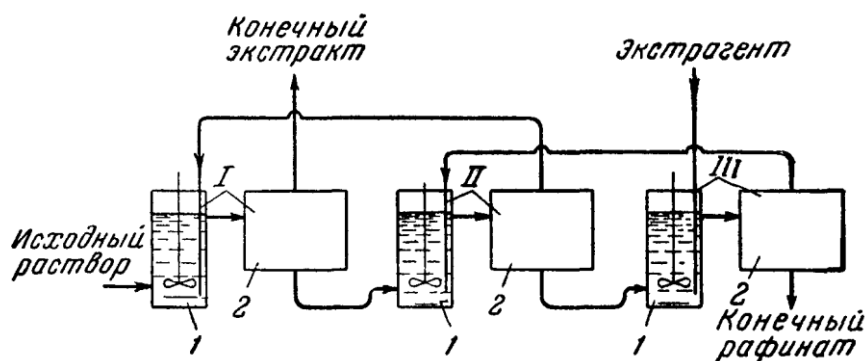


Рисунок 1 – Схема противоточної багатоступінчастої екстракції:

I, II, III – апарати першої, другої та третьої ступенів; 1 – мішалка; 2 – відстійник

Проведений аналіз літературних даних дозволив виділити ряд факторів, що впливають на ступінь вилучення ГК з сировини: концентрація реагента, водневий показник (pH) лужного розчину, час екстрагування, температура, співвідношення сировини і реагента, кратність обробки сировини, попередня обробка сировини.

Висновки: суттєвий вплив на процес вилучення ГК з твердих горючих копалин надають: час контакту між реагентом і сировиною, температура екстракції, тиск, співвідношення сировини і реагента, зменшення розмірів частинок вихідного матеріала (н-д, вібропомол або диспергування), штучне окислення сировини, попередня де мінералізація матеріала, обробка сировини ультразвуком.

Перелік посилань:

1. Ісаченко А. Г. /Екологічні проблеми – М., 1996. – 278 с.
2. Плановський А.Н., Рамм В.М., Каган С.З. /Процессы и аппараты химической технологии – М., 1968. – 847 с.
3. Дытнерский Ю.И., Брыков В.П./ Основные процессы и аппараты химической технологии . Пособие по проектированию – М., 1991. – 496 с.
4. Н.В. Чухарева, Л.В. Шишмина, А.А. Новиков / Исследование гуминовых кислот и термообработанных торфов Томской области – издательство Томського політехнічного інституту, 2010 г.
5. Коринчук Д.Н./ Модель высокотемпературной сушки торфяных частиц и ее экспериментальное подтверждение//СЭТТ-2005, М.: МЭИ, 2005, т.2, с.225-229.
6. Плановский А. Н./ Муштаев В. И., Ульянов В. М. Сушка дисперсных материалов в химической промышленности. – М.: Химия, 1979. – 288 с.

УДК 628.5:66.002.8

ЗАСТОСУВАННЯ ВИХРОВИХ АПАРАТІВ ПРИ ГАЗИФІКАЦІЇ ДРІБНОДИСПЕРСНИХ МАТЕРІАЛІВ

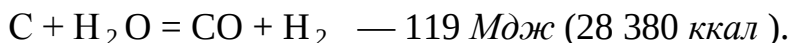
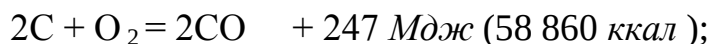
магістрант Кліщ О.В., доц., к.т.н. Собченко В.В.;
Національний технічний університет України
“Київський політехнічний інститут”

З огляду на напружену ситуацію на світовому енергоринку та у країнах-експортерах енергоносіїв, і, як наслідок, значний і тривалий ріст цін на основні енергоносії такі як нафта і газ, перед світовою спільнотою постає питання забезпечення себе альтернативними джерелами енергії. Одним з перспективних напрямків отримання енергії з дешевих енергоносіїв є газифікація.

Газифікацією називають високотемпературні процеси взаємодії органічної маси твердих або рідких горючих копалин або продуктів їх термічної переробки з повітрям, киснем, водяною парою, діоксидом вуглецю або їх сумішами, в результаті яких органічна частина палива перетворюється на горючі гази.

Газифікувати можна будь-яке паливо: копалини вугілля, торф, мазут, кокс, деревину і ін. Реакцію проводять в газогенераторах, а отримувані гази називаються генераторними. Їх застосовують як паливо в металургійних, керамічних, скловарних печах, в побутових газових приладах, двигунах внутрішнього згорання та ін. Крім того, вони служать сировиною для виробництва водню, аміаку, метанолу, штучного рідкого палива.

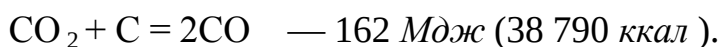
При газифікації твердого палива окисленню киснем або водяною парою піддається безпосередньо вуглець:



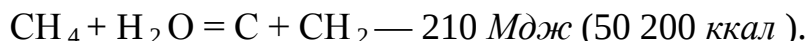
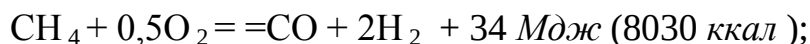
Проте весь вуглець перетворити на цільовий продукт CO зазвичай не вдається, частина його згорає повністю:



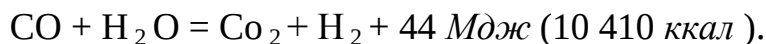
Вуглекислий газ, що утворився при цьому, у свою чергу, реагує з розжареним вуглецем:



В процесі газифікації рідкого палива під дією високої температури відбувається розщеплювання вуглеводнів до низькомолекулярних з'єднань або елементарних речовин, які і піддаються окисленню, наприклад:



Також газоподібні продукти реагують між собою:



Склад газу, отриманий в процесі газифікації, залежить від багатьох чинників, головним з яких є вид і характер палива, температура і тиск в зоні реакції, склад дуття. На практиці температуру процесу газифікації підтримують в межах 1100-1300°C і за тиском від 0,1 до 10 МПа і вище.

Газифікацію проводять в апаратах з нерухомим шаром, зрідженим шаром та в потоці. Їх характеристики наведені в таблиці 1.

Таблиця 1 – Порівняльні характеристики деяких газифікаторів.

Назва показника	Нерухомий шар		Зріджений шар		У потоці
	Попутний потік	Протитік	Киплячий шар	Циркуляційний шар	
Т,°С	700-1200	700-900	900	900	1500
Смоли	Низький	Дуже високий	Середній	Середній	Відсутній
Регулювання	Легке	Дуже легке	Середнє	Середнє	Загальне
Потужність, МВт	До 5	До 20	10-100	До 20	До 100
Подача палива	Дуже критично	Критично	Менш критично	Менш критично	Дрібнодисперсні частинки

При газифікації у потоці із застосуванням циклонних та вихрових реакторів швидкість руху часток забезпечують високі швидкості протікання реакцій. Циклонні газифікатори відрізняються простотою конструкції. Однак вони лише недавно стали застосовуватися і тому технологія ще не до кінця відпрацьована.

Враховуючи вищесказане, метою роботи є дослідження гідродинаміки вихрових апаратів при обробці дрібнодисперсних матеріалів.

УДК 628.5:66.002.8

ОБГРУНТУВАННЯ ВИБОРУ ЕКСТРАКЦІЙНОГО ОБЛАДНАННЯ ДЛЯ ВИЛУЧЕННЯ ГУМІНОВІСНИХ РЕЧОВИН З БУРОГО ВУГІЛЛЯ

магістрант Сапон А.Ю., к.т.н., доц. Степанюк А.Р.

Національний технічний університет України

«Київський політехнічний інститут»

Сучасне суспільство неможливе без активного розвитку сільського господарства. Для цього необхідно створювати сучасні багатокomпонентні добрива. Гумусну складову у добривах можна забезпечити шляхом її вилучення з бурого вугілля.

Для цього необхідно провести вибір типу екстрактора для виділення гумусних речовин з бурого вугілля, який може бути використаний в промислових умовах.

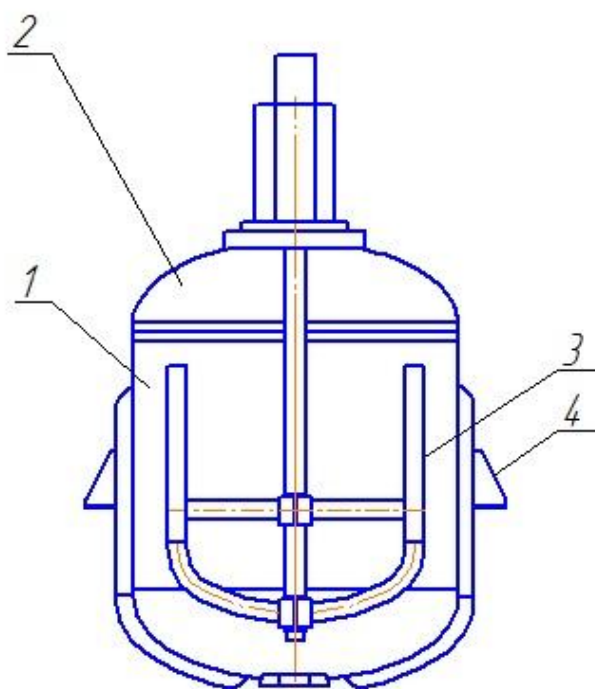
В екстракторах [1], для створення якомога більшої поверхні контакту фаз і, відповідно, для збільшення швидкості масопередачі одна з рідин (дисперсна фаза) розподіляється в іншій рідині (суцільна фаза) у вигляді крапель. Залежно від джерела енергії, використовуваної для диспергування однієї фази в іншу, і перемішування фаз, екстрактори можуть бути підрозділені на апарати, в яких диспергування здійснюється за рахунок власної енергії потоків (без введення додаткової енергії ззовні), і апарати з введенням зовнішньої енергії.

В промислових умовах найбільш ефективна безперервна екстракція [2], здійснювана в багатоступінчастих апаратах (екстракторах) при протічанні вихідного розчину і екстрагента.

Завданням наукової роботи є дослідження процесу утворення гумато-мінеральних структур з сульфату амонію та гумусних складових бурого вугілля. Предметом дослідження є технологічні параметри процесу екстракції

гуміновмісних речовин з бурого вугілля. Для цього обрано реактор з механічним перемішуванням речовин, що реагують (рисунк 1).

Метою роботи є підвищення ефективності вилучення гуміновмісних речовин з вугілля, встановлення залежності ступеня вилучення від технологічних параметрів процесу, а саме, концентрації складових, часу протікання процесу, та розробка відповідного обладнання.



1 – корпус; 2 – кришка; 3 – мішалка; 4 – лапи

Рисунок 1 – Схема реактора з механічним перемішуванням для
вилучення гумітів з бурого вугілля

Перелік посилань:

1. Процеси та обладнання хімічної технології: підручник./ Я.М. Корнієнко, Ю.Ю. Лукач, І.О. Мікульонок, В.Л. Ракицький, Г.Л. Рябцев.- К.: НТУУ "КПІ", 2011.- Ч.2.- 416с.
2. <http://www.xumuk.ru/bse/3230.html>, від 10.09.2012.

УДК 678.02

ТЕНДЕНЦІЇ РОЗВИТКУ ЕКСТРУЗІЙНОГО ОБЛАДНАННЯ ДЛЯ ПЕРЕРОБКИ ПОЛІМЕРІВ

к.т.н., доц. Швед М. П., аспірант Д.М. Швед,
магістрант Плешко О.В.

Національний технічний університет України
«Київський політехнічний інститут»

Екструзія - спосіб отримання виробів або напівфабрикатів з полімерних матеріалів необмеженої довжини шляхом видавлювання розплаву полімеру через форму-головку (фільтеру) потрібного профілю.

Екструзія, поряд з литтям пластмас під тиском, є одним з найпопулярніших методів виготовлення пластмасових виробів. Екструзії піддаються практично всі основні типи полімерних матеріалів, як термопласти, так і реактопласти, а також еластомери.

В основному для екструзії пластмас застосовують шнекові або черв'ячні екструдери. Для успішного виробництва продукції методом екструзії недостатньо тільки одного екструдера. Крім нього необхідно мати ще декілька одиниць обладнання, які складають екструзійну лінію. Дискові екструдери відносяться до досить рідкісного типу екструзійних машин сучасності. Робота екструдера заснована на переміщенні полімерного матеріалу і створенні тиску за рахунок адгезії полімеру до рухомих частин екструдера.

Поведінку полімеру всередині екструдера розглянемо на прикладі одношнекової екструзії гранульованого матеріалу. Технологічний процес екструзії складається з послідовної пластикації і переміщення матеріалу обертовим шнеком в зонах матеріального циліндра. Розрізняють такі зони - живлення (I), плавлення (II), гомогенізації (III).

Циліндр також має певні зони обігріву. Довжина цих зон визначається розташуванням нагрівачів на його поверхні і їх температурою. Межі зон шнека і зон обігріву циліндра можуть не збігатися.

Полімерний матеріал для екструзії, що подається в бункер, може бути у вигляді порошку, гранул, стрічок. Останній вид сировини характерний для переробки відрізків промислового виробництва плівок і здійснюється на спеціальних екструдерах, забезпечених примусовими живильниками-дозаторами, що встановлюються в бункерах.

Рівномірне дозування матеріалу з бункера забезпечує високу якість екструдату. Живлення шнека під воронкою бункера відбувається на відрізок довжини шнека, що дорівнює $(1-1,5)D$. При переробці багатоконпонентних матеріалів для завантаження їх в бункер застосовуються індивідуальні дозатори: шнекові (об'ємні), вібраційні, вагові та т. п. Застосовуючи пристосування для примусової подачі матеріалу з бункера в циліндр, також

вдається істотно підвищити продуктивність машини. При ущільненні матеріалу в міжвитковому просторі шнека витіснене повітря виходить назад через бункер. Якщо видалення повітря буде неповним, то він залишиться в розплаві і після проходження через головку створить у виробі небажані порожнини. При тривалій роботі екструдера можливий перегрів циліндра під воронкою бункера і самого бункера. У цьому випадку гранули почнуть злипатися і припиниться подача їх на шнек.

Для запобігання перегріву цієї частини циліндра в ньому робляться порожнини для циркуляції охолоджуючої води. Зазвичай зона завантаження є єдиною охолоджуваною зоною сучасних екструдерів.

1. Зона живлення. Гранули або порошок полімеру, що подається до бункера, заповнює міжвитковий простір шнека зони I і ущільнюється.
2. Зона плавлення. У цій зоні відбувається підплавлення полімеру, що примикає до поверхні циліндра. У тонкому шарі розплаву полімеру відбуваються інтенсивні зсувні деформації.
3. Зона гомогенізації. Розплавлена маса полімеру продовжує гомогенізуватись, проте вона все ще не є однофазною і складається з розплавлених і твердих частинок. В кінці цієї зони пластик стає повністю гомогенним і готовим до продавлювання через чистячі сітки і форму головки.

До технологічних параметрів переробки пластмас методом екструзії відносяться:

- температура по зонах екструдера тиск розплаву,
- режими охолодження екструдованого профілю.

Основними конструктивними характеристиками екструдера є довжина шнека L , діаметр шнека D , співвідношення L / D , швидкість обертання шнека N , а також профіль шнека і ступінь стискання каналу шнека.

Перепад тиску на фільтруючих сітках служить показником засмічення, тобто збільшення опору сіток і, отже, сигналом до їх заміни.

Укрупненими показниками роботи полімерного обладнання є: питома енергоємність, питома матеріалоємність, питома площа, які необхідно покращувати при розробці чи модернізації відповідного обладнання.

Перелік посилань:

1. Радченко Л.Б. Переробка термопластів методом екструзії: Наук. Посібник. – К.: ІЗМН, 1999. – 200 с.
2. Раувендааль К., «Экструзия полимеров», 2008 г., Изд.: Профессия.

УДК 621.21

**ПІДВИЩЕННЯ ЕФЕКТИВНОСТІ ДИСПЕРГУВАННЯ РІДКОЇ
ФАЗИ У ПРОЦЕСІ ГРАНУЛОУТВОРЕННЯ**

Михальчук О.Д., д.т.н. Конієнко Я.М.
Національний технічний університет України
«Київський політехнічний інститут»

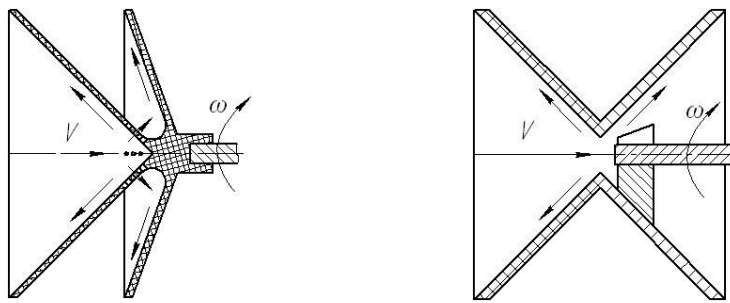
В умовах сучасного землекористування постає проблема спаду врожайності внаслідок зменшення вмісту поживних речовин в ґрунтах. Однак в традиційній формі внесення нітратних та фосфорних сполук спричинює надмірну мінералізацію ґрунтів. Для запобігання їх виснаженню необхідно, щоб надходження поживних речовин відбувалося поступово від композитів. Для досягнення поставленого завдання потрібно розробити метод отримання гуміново-мінеральних добрив нового покоління. Важливим моментом є те що добриво є твердим композитом із заданими властивостями, а гранули мають сферо подібну форму та пошарову структуру. Вони містять не тільки мінеральні компоненти, але й розкислюючи домішки та гумати, співвідношення яких визначається агроекологічними умовами регіону застосування.

При детальному аналізі проблеми було визначено, що на ефективність процесу гранулоутворення суттєво впливають спосіб введення та розподіл рідкої фази у псевдо зрідженому шарі.

Метою досліджень є підвищення ефективності процесу одержання гуміново-азотно-кальцієвих твердих композитів із заданими властивостями шляхом покращення якості диспергування гетерогенної фази механічним диспергатором.

Якістю диспергування гетерогенних систем визначається мінімальною товщиною плівки, яка сходить з крайки диспергатора, та максимальна швидкість руху гетерогенної системи в радіальному та осьовому напрямках. Для цього було розглянуто процес гранулоутворення та створено фізичну модель диспергування.

За основу конструкції було прийнято конічний диспергатор, але суттєвим недоліком такої конструкції є її обмежена зона розпилення, що зумовлює локальне перезволоження матеріала в псевдозрідженому шарі. Для усунення цього недоліку пропонується збільшити кількість робочих поверхонь диспергатора рис. 1.

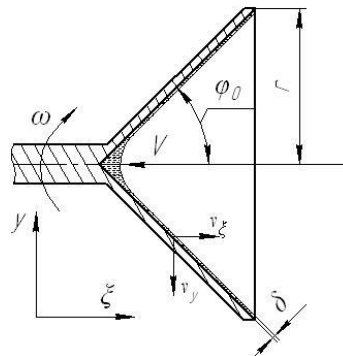


а)

б)

Рисунок 1 - Механічний диспергатор а) – із об'єднаними зонами; б) – з розподіленими зонами диспергування

Фізична модель руху рідини по конічній поверхні механічного диспергатора яка зображена на рисунку 2.



ζ – координата вздовж осі диспергатора; y – координата перпендикулярно до вісі ротора; R – радіус; V – витрата рідини; V_ξ, V_y – швидкість руху плівки вздовж та перпендикулярно осі барабану відповідно; φ_0 – кут розкриття конуса; δ – товщина плівки що сходять з кромки ротора; ω – кутова швидкість обертання.

Рисунок 2 – Фізична модель руху рідини по конічній поверхні диспергатора

За основу математичної моделі було прийнято рівняння руху в'язкої рідини всередині конічного ротора, яке описане в літературі [1].

$$\frac{\partial^2 v_\xi}{\xi^2 \partial \psi^2} + \frac{\rho_1 \omega^2 \xi}{\mu_1} \sin^2 \varphi_0 = 0 \quad (1)$$

де v_ξ - швидкість вздовж осі диспергатора; ω - кутова швидкість обертання; ξ - координата вздовж осі диспергатора; φ_0 - кут розкриття конуса; ρ_1 - густина рідини; μ_1 - коефіцієнт в'язкості рідини.

$$\psi = \sqrt[3]{\frac{\mu_1 Q \sin^2 \varphi_0}{\rho_1 \omega^2 r^5}}$$

де Q - витрата розчину.

Граничні умови для цієї моделі наступні: $v_\xi = 0$ на стінці ($\psi = 0$); $\frac{\partial \omega \xi}{\xi \partial \psi} = 0$ на вільній поверхні ($\psi = \psi_1$)

Вважаючи що $\psi_1 \ll 1$ отримаємо формулу для визначення товщини плівки на крайці:

$$\delta = \sqrt[3]{\frac{3\mu_1 Q}{2\pi\rho_1\omega^2 r^2 \sin^2 \varphi_0}} \quad (2)$$

Максимальна швидкість руху плівки в радіальному напрямку:

$$v_{\xi m} = 0,5 \sqrt[3]{\frac{3}{2\pi}} \sqrt[3]{\frac{\omega^2 Q^2 \rho_1}{r \mu_1}}; \quad (3)$$

З рівняння (2) видно що товщина плівки буде найменша коли кут розкриття φ_0 буде наближатися до 90° . Збільшення частоти обертання диспергатора та радіуса робочої поверхні також призводить до зменшення товщини плівки. Надалі необхідно буде експериментально перевірити адекватність даної моделі при роботі з гетерогенними системами.

Список посилань:

1. Дитякин Ю.Ф. Распыливание жидкостей / Ю.Ф.Дитякин, Л.А.Клячко, Б.В.Новиков, В.И.Ягодкин // Издание 2-е, дополненное и переработанное. - М., - «Машиностроение», - 1977. - С. 208

СЕКЦІЯ 2

**«КОМП'ЮТЕРНЕ ПРОЕКТУВАННЯ ОБЛАДНАННЯ БІОХІМІЧНИХ
ВИРОБНИЦТВ»**

УДК 536.423+532.528

**ДОСЛІДЖЕННЯ ВПЛИВІВ МЕХАНІЗМІВ ДИСКРЕТНО-
ІМПУЛЬСНОГО ВВЕДЕННЯ ЕНЕРГІЇ НА ШВИДКІСТЬ ГІДРАТАЦІЇ
ЕТАНОЛУ В ВОДНО-СПИРТОВИХ СУМІШАХ**

докторант Дубовкіна І.О.

Інститут технічної теплофізики НАН України

Впровадження інноваційних розробок, що дозволяють підвищити ефективність використання енергетичних, природно-сировинних ресурсів та отримати продукт з поліпшеними хімічними параметрами є надзвичайно актуальним.

Метою роботи є дослідження механізму взаємодії спирту з водою в умовах дискретно-імпульсного введення енергії (ДІВЕ) для оптимізації, поглиблення процесу змішування і попередження утворення шкідливих домішок, а також отримання нових знань про топологію фізичних властивостей сітки водневих зв'язків, обумовлених швидкістю протікання процесу гідратації у водно-спиртових сумішах та розробка нової технології отримання водно-спиртових сумішей.

В Інституті технічної теплофізики НАН України було розроблено обладнання, що реалізує основні механізми ДІВЕ: ефекти, пов'язані з прискоренням руху неперервної фази, дію напружень зсуву, кавітаційні механізми, механізм вибухового закипання, колективні ефекти в ансамблі бульбашок, збурювання міжфазної поверхні в газорідних середовищах. Вказані ефекти дозволяють досить суттєво впливати на характер протікання тепломасообмінних, гідродинамічних і хімічних процесів на мікро- і нанорівні. При одержанні водно-спиртових сумішей з застосуванням методу ДІВЕ, відбувається поліпшення їх органолептичних показників, та хімічних параметрів.

В чистій воді і в розбавлених розчинах існує неперервна тривимірна сітка водневих зв'язків. В бінарних системах водневими зв'язками можуть бути поєднані молекули води між собою, молекули спирту між собою з утворенням лінійних ланцюгових асоціатів, а також молекули спирту і води.

За допомогою методу комп'ютерного хімії та моделювання було встановлено, що водневі зв'язки формуються: якщо відстань до водневого донора – менше ніж 3.2 Å; кут ковалентного зв'язка донора і акцептора – менше ніж 120°.

Узагальнюючи вищенаведене, можна зробити висновок, що одним з визначальних процесів при змішуванні води та спирту є – процес гідратації обумовлений швидкістю утворення водневих зв'язків. Обробка води та отримання водно-спиртових сумішей із застосуванням методу ДІВЕ дає можливість отримувати розчини з підвищеним ступенем гідратації.

На основі проведених досліджень запропоновано технологію обробки води і водно-спиртових сумішей методом ДІВЕ для виробництва водно-спиртових сумішей. Обладнання, що використовується для досліджень пройшло промислові випробування.

ТЕПЛОМАСООБМІННА ТЕХНОЛОГІЯ ВИРОБНИЦТВА МЕТАНОГЕНІВ

**Костик С.І., к.т.н. Процишін Б.М.,
Інститут технічної теплофізики НАН України**

На даний час основними відомими методами інтенсифікації процесу метанового зброджування є системи підігріву біореакторів, перемішування в об'ємі біореакторів, а також використання спеціальних ферментів - ензимів. Ензими інтенсифікують процес розщеплення стійких молекулярних ланцюгів вуглеводів в субстраті з високим вмістом волокон, лігніну, пектину та целюлози. Усі ці речовини достатньо стійкі для розщеплення мікроорганізмами. Таким чином, молекулярні ланцюги стають коротшими, в результаті чого утворення молочної та оцтової кислоти (стадія гідролізу) набуває більш інтенсивного характеру, це в свою чергу сприяє можливості підвищення виходу біогазу з одиниці субстрату[1].

Недоліком вищезазначених методів інтенсифікації є не достатня можливість контролювати процес. Одержання біогазу відбувається за допомогою певних колоній мікроорганізмів, які утворюються за певний період часу, та в залежності від складу субстрату. Тому ефективність використання ензимів по літературним даним становить 5-7%, хоча є інформація про показник до 30%, але це не є системою[2].

Отже необхідно створення нових методів та підходів, які б давали можливість більшого контролю процесу метанового зброджування, сприяли його інтенсифікації, здешевлювали технологічний процес і відповідно зменшували період окупності.

Таким підходом у вирішенні вищезазначених проблем може бути «Тепломасообмінна технологія виробництва метаногенів», суть якої полягає в енергозберігаючому способі одержання рідких та сухих концентратів метаногенів. Внесення відповідних концентратів груп мікроорганізмів, які більш ефективно розщеплюють субстрат, під час стадії гідролізації (пусковий період) та стадії безпосереднього анаеробного розщеплення (метанове зброджування), що дасть змогу прискорити процес і відповідно збільшити продуктивність по біогазу. В Інституті технічної теплофізики НАН України запропоновано технологію створення концентратів метаногенів, яку можливо реалізувати за схемою, представленою на Рис. 1.

Технологічний процес одержання концентратів мікроорганізмів складається з наступних стадій:

1. Захолодження культуральної рідини.
2. Усереднення культуральної рідини та внесення захисних добавок проводиться за регламентом.
3. Концентрування культуральної рідини.
4. Захолодження концентрату культуральної рідини.
5. Гранулювання.
6. Сушіння.
7. Фасування, пакування, складування готового продукту.
8. Захолодження культуральної рідини.
9. Усереднення культуральної рідини та внесення захисних добавок проводиться за регламентом.

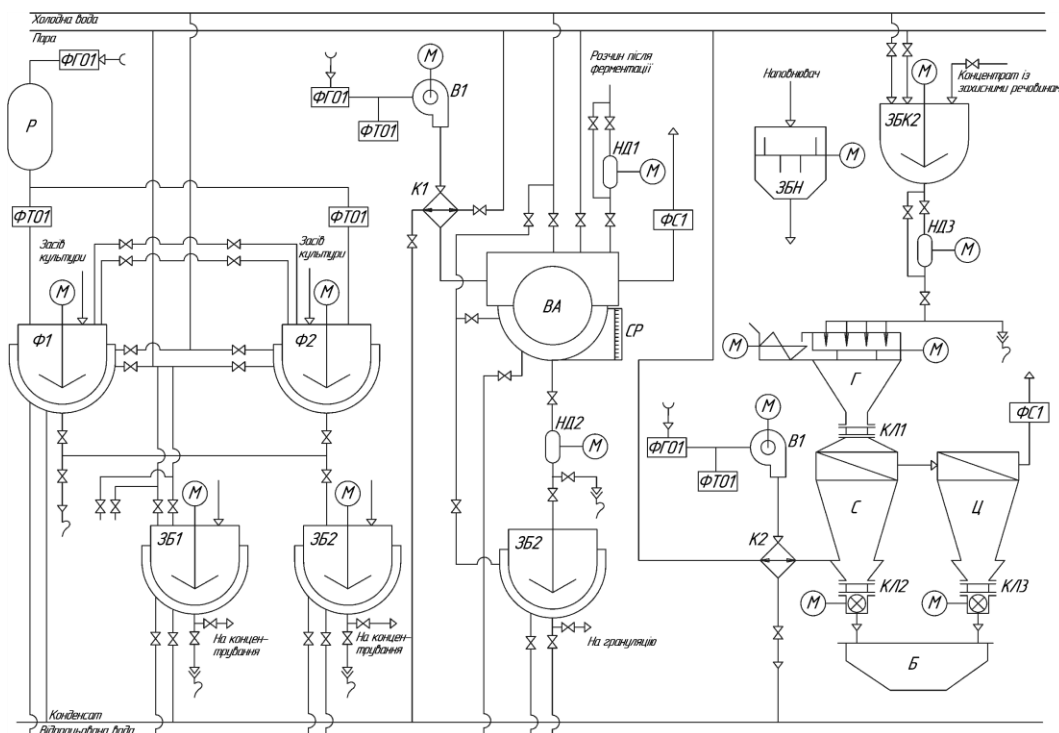


Рисунок 1.
Схема лінії
виробництва

мікробіологічних концентратів.

1. ФГО – фільтр грубої очистки; 2. ФТО – фільтр тонкої очистки; 3. Р - ресивер;
4. Ф - ферментер; 5. ЗБ – збірник вирощеної культури; 6. В – вентилятор; 7. К – калорицер; 8. ВА – випарний апарат; 9. ЗБК – збірник концентрату; 10. ЗБН – збірник наповнювача; 11. ЗБК3 – збірник концентрату із захисними речовинами; 12. НД – насос-дозатор; 13. Г – гранулятор; 14. С – сушарка; 15. Ц – циклон; 16. КЛ – клапан; 17. ФС – фільтр самоочищення; 18. Б – бункер готової продукції; 19. СР – сигналізатор рівня.

10. Концентрування культуральної рідини.

11. Захолодження концентрату культуральної рідини.

12. Гранулювання.

13. Сушіння.

14. Фасування, пакування, складування готового продукту.

Таким чином, можна зробити такі висновки:

- доцільно використовувати концентрати метаногенів для інтенсифікації процесу одержання біогазу;
- для реалізації способу одержання концентрованих препаратів метаногенів можливо використовуючи лінію виробництва мікробіологічних концентратів, яка представлена в даній статті;
- використання комплексних методів інтенсифікації біогазового процесу, дозволить надійніше контролювати процес, прогнозовано підвищити вихід біогазу, та зменшити період протікання процесу.

Перелік посилань:

1. Бурга Геммеке, Криста Ригер, Петер Вайланд. Биогаз на основе возобновляемого сырья. Сравнительный анализ шестидесяти одной установки по производству биогаза в Германии. Хофплатц Специальное агентство возобновляемых ресурсов (FNR), 2010.-115 с.
2. Барбара Эдер, Хайнц Шульц «Биогазовые установки. Практическое пособие», Мюнхен, 1996.

УДК 532.137: 666.97

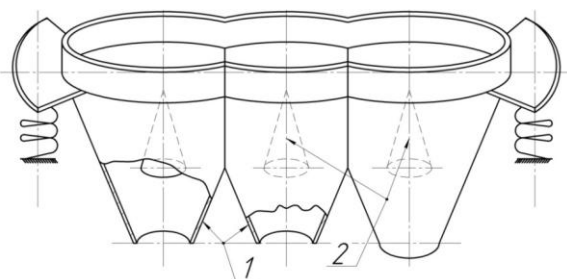
УДОСКОНАЛЕННЯ ПРОЦЕСУ ЗМІШУВАННЯ ФІБРОБЕТОННОЇ СУМІШІ ПРИ ВІБРОЕКСТРУЗІЇ

доц., к.т.н. І.А.Андреев, магістрант Г.Ю.Ан
Національний технічний університет України
“Київський політехнічний інститут”

Авторами був зроблений порівняльний аналіз процесу ламінарного конвективного змішування при віброекструзії фібробетону у шести каналах різного поперечного перерізу за умови їх однакової продуктивності [1]. Показано, що недоліком процесу у будь-якому каналі є нерівномірність деформацій зсуву у всьому об'ємі матеріалу. Було визначено, що кільцеві і плоскі несиметричні збіжні канали, в яких здійснюється несиметричний плин суміші, забезпечують найкращу якість змішування у всьому об'ємі суміші. При низькому вмісті фібрової арматури в суміші саме такі канали доцільно використовувати при проектуванні віброекструдерів-змішувачів.

Для сильно наповнених фібрами композицій необхідним є застосування декількох каналів, які спроможні забезпечити необхідну сумарну деформацію зсуву і перерозподіл суміші для вирівнювання зсувних деформацій у всьому об'ємі.

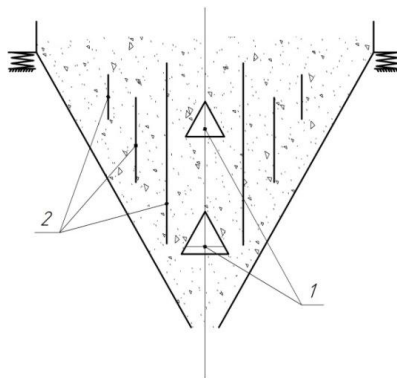
З урахуванням отриманих результатів авторами були запропоновані конструкції віброекструдерів-змішувачів [2, 3], які використовуються при виготовленні тонкостінних виробів і містять кільцеві збіжні канали (рис. 1, 2).



1 – змішувальний канал; 2 – направляючий пристрій

Рисунок 1 – Віброекструдер для змішування, який використовується при
виготовленні фібробетонних плит

Запропоновані конструктивні виконання забезпечують рівномірне розподілення зсувних деформацій у всьому об'ємі фібробетонної суміші в процесі перемішування. За рахунок цього покращується однорідність і якість виробів, які формуються з цієї суміші.



1-- направляющий пристрій; 2 – перемішуючий пристрій

Рис. 2 – Віброекструдер для змішування фібробетонних сумішей з конічною формою бункера

Перелік посилань:

1. *Андреев И.А.* Фибробетон. Процесс ламинарного конвективного смешивания под час виброекструзии / И.А.Андреев, Г.Ю.Ан// Хімічна промисловість України. – 2012. – № 3 (110). – С. 39-42.
2. Пат. 71125 Україна, МПК (2012.01) B28B 13/00. Віброекструдер для змішування фібробетонних сумішей / Андреев И.А., Ан Г.Ю.; заявник і патентовласник вони ж. – № u201112883; заявл. 02.11.2011; опубл. 10.07.2012, бюл. № 13.
3. Заявка на патент України. МПК (2012.01) B28B 13/00. Віброекструдер для змішування фібробетонних сумішей / Андреев И.А., Ан Г.Ю.; заявник і патентовласник вони же. — № u201211597; заявл. 08.10.12.

УДК 532.137: 666.97

**РОЗГЛЯД ПРОЦЕСУ ПЛИНУ ЦЕМЕНТНО-ПІЩАНОГО РОЗЧИНУ
У ДОЗАТОРІ-ЖИВИЛЬНИКУ ВІБРОЕКСТРУЗІЙНОЇ УСТАНОВКИ**

доц., к.т.н. Л.Г.Воронін, доц., к.т.н. І.А.Андреев, магістрант С.С.Валуйскова

Національний технічний університет України

“Київський політехнічний інститут”

Важливою перевагою віроекструзійного змішування є можливість використання малої кількості води у композиції, оскільки відомо, що зайва вода, яка не входить у реакцію з цементом, збільшує пористість виробу і погіршує його міцність. Порівняно зі звичайним змішуванням, віброперемішування покращує фізико-механічні показники виробів, дозволяє вводити в суміш більше фібр без утворення грудок, прискорює процес утворення структури і сприяє зростанню міцності. Умова макрооднорідності суміші забезпечується розподілом і змочуванням фібр у тонкому шарі розчину перед змішуванням.

З метою здійснення плавного регулювання витрати і зменшення часу, який необхідний для формування тонкого шару цементно-піщаного розчину, були запропоновані конструкції дозаторів-живильників, що містять канали з поперечним перерізом у вигляді зрізаного кола [1, 2]. Для вирішення задачі плин у такому каналі скористаємося прямокутною системою координат (x, y, z).

У випадку ламінарної ізотермічної течії нестискаємої ньютонівської рідини рівняння Нав'є-Стокса приймає наступний вигляд:

$$\Delta U_z = \frac{\partial^2 U_z}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 U_z}{\partial y^2} \quad (1)$$

Для області з контуром криволінійної форми Γ :

$$U_z(x, y) \quad (2)$$

Крайові умови задачі встановлені з припущення про нерухомість рідини біля стінок каналу.

Розв'язання задачі (1) і (2) проводимо методом скінчених різниць. З цією метою введемо рівномірну по кожному напрямку різницеву сітку:

$$\bar{\omega} = \left\{ x_i = (i-1)h; y_j = (j-1)l; i = 1, 2, \dots, n; j = 1, 2, \dots, k; h = \frac{W}{n-1}; l = H/(k-1) \right\}$$

Тут h і l -- кроки сітки по координатам.

На сітці задачі (1), (2) поставимо у відповідність різницеві рівняння, апроксимуючи похідні скінчено-різницеvими співвідношеннями. Тоді отримаємо

$$\left[(U_{i-1,j} - 2U_{i,j} + U_{i+1,j})/h^2 \right] + \left[(U_{i,j-1} - 2U_{i,j} + U_{i,j+1})/l^2 \right] \quad (3)$$

$$U_{1,j} = U_{n,j} = U_{i,1} = U \quad (4)$$

$$U_{i,j} \quad (5)$$

У випадку області довільної форми, що задовольняє умові, лінії сітки, паралельні осі x і y , можуть перетинати границі Γ тільки у двох точках, систему алгебраїчних рівнянь (3), (5) вирішуємо методом блочної ітерації із застосуванням прогонки по рядку [3].

У подальших роботах планується порівняти результати чисельного вирішення задачі з експериментальними дослідженнями.

Перелік посилань:

1. Пат. 69438 Україна, МПК (2012.01) B28B 13/00. Пристрій для одержання шару цементно-піщаного розчину / Андреев І.А., Валуйскова С.С.; заявник і патентовласник вони ж. – № u201112885; заявл. 02.11.2011; опубл. 25.04.2012, бюл. № 8.
2. Пат. 72311 Україна, МПК (2012.01) B28B 13/00. Пристрій для одержання шару цементно-піщаного розчину / Андреев І.А., Валуйскова С.С.; заявник і патентовласник вони ж. – № u201202153; заявл. 24.02.2012; опубл. 10.08.2012, бюл. № 15.
3. Демидевич Б.П. Численные методы анализа / Б.П. Демидевич, И.А.Марон, Э.З.Шувалова. – М.: Наука, 1967. – 368 с.

УДК 678.027.3

ВИЗНАЧЕННЯ ГЕОМЕТРІЇ ФІЛЬСЕРИ ФОРМУВАЛЬНОЇ ГОЛОВКИ ПРИ ЕКСТРУЗІЇ ПІНОПОЛІМЕРІВ

к.т.н, доц. Швед М.П., магістрант Войцеховська Є.М., інженер Швед Д.М.

Національний технічний університет України

«Київський політехнічний інститут»

Якість будь-яких екструдованих виробів значною мірою залежить від профілю отвору формувальної головки (фільсери): поперечний перетин каналу головки на виході повинен мати таку форму, щоб одержаний виріб мав вказані розміри після розбухання екструдату, яке відбувається на виході матеріалу із головки коли перестає діяти обмежувачий вплив стінок каналу [1].

Існуючі моделі з визначення форми фільсери спрямовані, як правило, на пошук деформування монолітного полімерного виробу в наслідок розбухання екструдату та не придатні до визначення геометрії за умови значної зміни форми профілю фільсери внаслідок спінювання. Тому проблема визначення конфігурації та розмірів форми вихідної фільсери при екструзійній переробці спіненних полімерів є актуальною.

Для розв'язання вказаної задачі запропоновано новий підхід, що базується на ідеї поступової зміни конфігурації перетину: від перетину вихідного отвору з площею F_0 до круглого перетину площею F_∞ , який відповідає умові «ідеального» спінювання (рисунок 1).

Умова «ідеального» спінювання передбачає, що процес спінювання необмежений такими факторами як міцність плівки та поверхневий натяг розплаву. Отже, при спінюванні погонажних виробів із будь-якою початковою конфігурацією перетину, остаточний перетин за ідеальних умов має набувати форми кола із максимально можливою за даних умов площею F_∞ .

Форма перетину виробу, який утвориться при спінюванні, буде мати площу F_p , що відповідає реальному ступеню спінювання визначеному для певних умов. При цьому вводимо припущення, що спінювання буде відбуватися рівномірно від центру мас перетину, що розглядається.

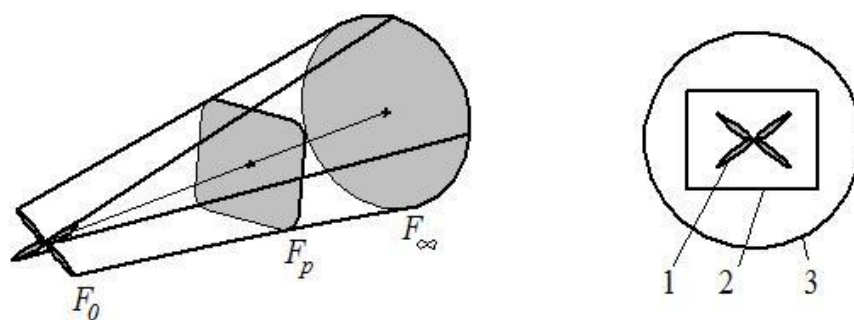
Для визначення ступеню лінійного розширення (спінювання) за реальних умов, запропонована залежність [2]:

$$\beta_l = \left(\frac{22,4 \cdot \rho}{M} \cdot \frac{p}{p_f} \left[1 + \frac{t}{273} \right] \right)^{1/3}, \quad (1)$$

де ρ – густина спінювального агента у рідкому стані кг/м³; M – молекулярна маса спінювального агента; t – температура при якій відбувається випаровування рідини, С; p – атмосферний тиск, Па; p_f – тиск спінювального агента у замкненій комірці при формуванні, Па.

Для визначення тиску спінювального агента у замкненій комірці можна використати залежність:

$$p_f = p_o + \frac{2\sigma_{\text{гжс}}}{r}, \quad (2)$$



1 – профіль фільери; 2 – заданий профіль виробу;
3 – профіль «ідеального» спінювання

Рисунок 1 – Зміна профілю виробу при спінюванні

де p_0 – тиск розплаву, Па, $\sigma_{\text{жс}}$ – поверхневий натяг на межі газ-розплав, Н/м;
 r – радіус бульбашки комірчастої структури, м.

Проте визначення поверхневого натягу $\sigma_{\text{жс}}$ полімерів у в'язкопружному стані викликає певні ускладнення, тому для визначення тиску p_f був використаний підхід, за яким тиск у комірці при спінюванні визначався за умовою міцності одиничної сферичної бульбашки:

$$p_f < \frac{2S}{r} \quad (3)$$

де S – товщина комірки, м; r – радіус комірки, м; σ – міцність на розрив, Па.

Для визначення ступеню спінювання за ідеальних умов покладено, що $p_f = p$. Тоді за рівнянням (1) приймає вигляд:

$$\beta_\infty = \left(\frac{22,4 \cdot \rho}{M} \left[1 + \frac{t}{273} \right] \right)^{1/3} \quad (4)$$

Отже площа перетину за ідеальних умов (коло), становить, м^2 :

$$F_\infty = \beta_\infty^2 F_0 = \left(\frac{22,4 \cdot \rho}{M} \cdot \left[1 + \frac{t}{273} \right] \right)^{2/3} F_0 \quad (5)$$

де F_0 – площа перетину вихідної щілини, м^2 .

А площа перетину, що утворюється за реальних умов спінювання, м^2 :

$$F_p = \beta_f^2 F_0 = \left(\frac{22,4 \cdot \rho}{M} \cdot \frac{p}{p_f} \left[1 + \frac{t}{273} \right] \right)^{2/3} F_0 \quad (6)$$

Таким чином, можна визначати профіль перетину виробу, який буде відповідати геометрії фільери.

Перелік посилань:

1. Микаэли В. Экструзионные головки для пластмасс и резины: Конструкции и технические расчеты / Пер. с англ. яз.; Под ред.. В.П.Володина. – СПб.: Профессия, 2007. – 472 стр.
2. Лукашова В.В. Экструзия пінополімерів: монографія // В.В. Лукашова, І.О. Мікульонюк, Л.Б. Радченко. - К.: НТУУ «КПІ». - 2011.-222 с.

УДК 66.067.55/57

ОСВІТЛЕННЯ ОЛІЇ В ЦЕНТРИФУЗІ

магістрант Левчук І.О., доц., к.т.н. Зубрій О.Г.
Національний технічний університет України
«Київський політехнічний інститут»

Прикладом застосування біоенергетичних технологій є дослід з використання як енергосировини ріпакової олії. Ріпак, це досить невибаглива рослина, давно вирощується, зокрема й в Україні, заради олії, що добувається з її насіння та є сировиною для виготовлення маргарину, лаків і фарб. Зелена маса ріпаку – цінний корм для худоби. Останнім часом ріпак зацікавив спеціалістів різних країн, особливо тих, що змушені купувати нафту, не маючи власних родовищ. Ріпакова олія може успішно замінювати дизельне паливо для тракторів, автомобілів, морських суден тощо, щоправда, для цього потрібно досить ґрунтовно переобладнати двигуни.

Інший шлях використання ріпакової олії – одержання з неї шляхом спеціальної її обробки пального, що повністю замінює дизельне паливо в звичайних дизельних двигунах. Цінність такого пального безсумнівна: по-перше, воно належить до відновних енергоресурсів; по-друге, за енергетичними показниками є аналогом солярки, але має вдвічі меншу собівартість; по-третє, це пальне має велику перевагу перед нафтовим паливом тому, що не містить такого забруднювача повітря, як сполуки сірки, концентрація яких у нафтовому пальному становить 0,4%.

Після переробки ріпакового насіння і отримання олії, вона піддається очистці, від різних шкідливих механічних домішок. При аналізі методів розділення, було зроблено висновок, що найбільш прийнятним способом являється осаджувальне центрифугування.

В зв'язку з цим перед розділенням на центрифугі олія повинна бути ретельно перемішана і нагріта для отримання однорідної суспензії, з неї повинні бути видалені всі тверді включення значного розміру, що здатні порушити роботу центрифуги.

В досліді використовувалась центрифуга з внутрішнім діаметром ротора 45 міліметрів і довжиною 160 міліметрів.

Виконані експерименти дозволили оцінити механізм руху рідини і осадження частинок, встановити вміст твердої фази, яку видалено із суспензії, і якість розділення. В таблиці 1 наведенні результати порівняння.

Таблиця 1 – Кількість частинок m у фугаті і коефіцієнт освітлення ϕ при різних частоті обертання ротора центрифуги

Діаметр частинок, мкм	Кількість частинок в суспензії	Кількість частинок у фугаті			
		n=10000 об/хв		n=14800 об/хв	
		M	ϕ , %	m	ϕ , %
14,25	343	5,71	98,3	0,185	99,95
28,5	12,8	0,815	83	0,185	98,6
47,5	4,8	0,204	95,3	0	100
66,5	1,6	0,1	93,4	0	100
85,5	0,64	0	100	0	100
114	0,16	0	100	0	100

Як видно з таблиці 1 є можливість для повного видалення частинок з діаметром 28,5 мкм.

Метою даної роботи є подальше дослідження якості розділення.

Перелік посилань:

1. Васюкова Г.Т., Ярошева О.І. **Екологія**. Підручник. —К.: Кондор, 2009. —524 с.
2. Белобородов В.В. Основне процессы производства растительны хмасел. — М.: Пищевая промышленность, 1966. — 478 с.

УДК 532.137: 666.97

ОСОБЛИВОСТІ ВІБРОЕКСТРУЗІЙНОГО ФОРМУВАННЯ ПЛОСКИХ ФІБРОБЕТОННИХ ВИРОБІВ

доц., к.т.н. І.А.Андреев, магістрант І. С. Гончарова
Національний технічний університет України
“Київський політехнічний інститут”

Для випадку формування плоских фібробетонних виробів продуктивність одиниці ширини каналу віброекструдера q можна розрахувати за формулою (1), яка була отримана з розгляду плинущі між плоскими збіжними нерухомими стінками (рис 1).

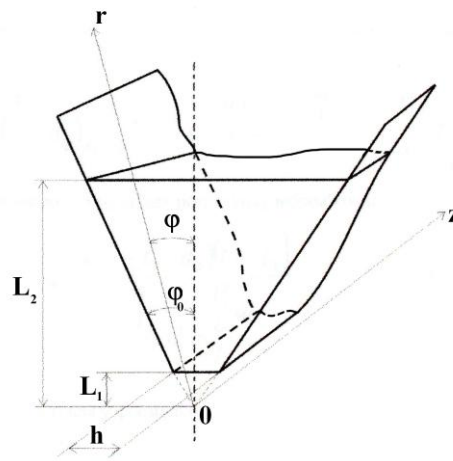


Рисунок 1 – Розрахункова схема процесу віброекструзії плити

$$q = \frac{\rho g L_1^2 L_2^2 (\cos 2\varphi_0 - \sin 2\varphi_0)}{2\mu_e \cos 2\varphi_0 \cos^2 \varphi_0 (L_1 + L_2)} \quad (1)$$

де φ_0 – кут нахилу похилої стінки каналу до вертикалі, рад.; L_1 – відстань від початку координат до вихідного зрізу бункера, м; $L_2 - L_1$ – висота стовпа суміші в бункері, м; ρ – густина оброблюваної суміші, кг/м³; $g = 9,81$ м/с² – прискорення сили тяжіння; μ_e – вібров'язкість суміші, Па·с; r, φ – поточні радіус і кут.

Графік залежності $q = f(\varphi_0)$ (рис. 2) отриманий для $\rho = 2150$ кг/м³, $\mu_e = 2400$ Па·с, $L_2 - L_1 = 0,5$ м.

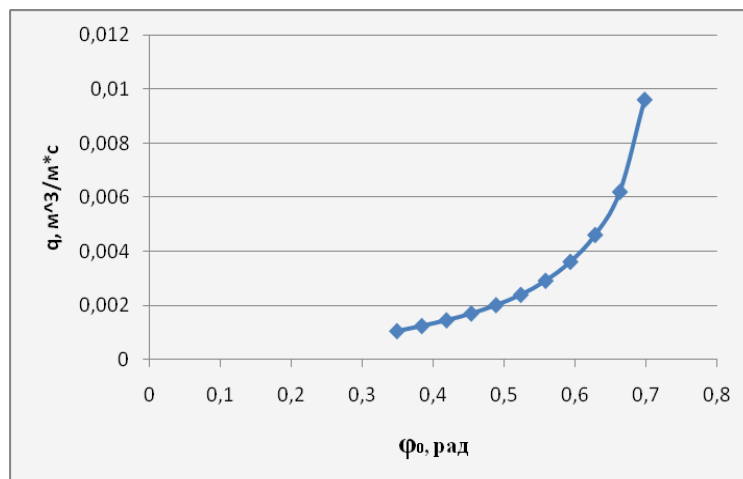


Рисунок 2 – Залежність продуктивності плоского збіжного каналу від кута нахилу похилих стінок

При формуванні плит за допомогою прямокутного у поперечному перерізі мундштуці віброекструдера можливий розрив матеріалу на краях виробу через пониження швидкості плинущої суміші в торцевих зонах каналу. Тому було запропоновано виконувати ці зони розширеними за формулою (2), що забезпечує однакову продуктивність на одиницю довжини мундштука. Ширина щілини H в торцевих ділянках віброекструзійного мундштука повинна мати розміри:

$$\begin{aligned}
 H &= 1,31h \quad \text{при } l \leq 0,25h, \\
 H &= 1,31h - 0,31h \sqrt{\frac{l - 0,25h}{1,25h}} \quad \text{при } 0,25h < l \leq 1,5h,
 \end{aligned}
 \tag{2}$$

де l – координата довжини живого перерізу мундштука, яка розраховується від його торця, м; h – товщина плити, що формується, м.

У той же час зазначений віброекструдер не забезпечує однорідність фібробетонної суміші по ширині плоского виробу через те, що його крайові ділянки отримують свою остаточну конфігурацію після процесу віброекструзії при затіканні у вібруючу форму. Це негативно впливає на якість виробів, які формуються з цієї суміші.

Тому у подальших дослідженнях планується провести пошукові роботи з метою ліквідації наведених недоліків.

УДК 621.21

СПОСІБ ВВЕДЕННЯ РІДКОЇ ФАЗИ ДО ПСЕВДОЗРІДЖЕНОГО ШАРУ

проф., д.т.н. Корнієнко Я.М., магістранти Семененко Д.С., Гайдай С.С.,

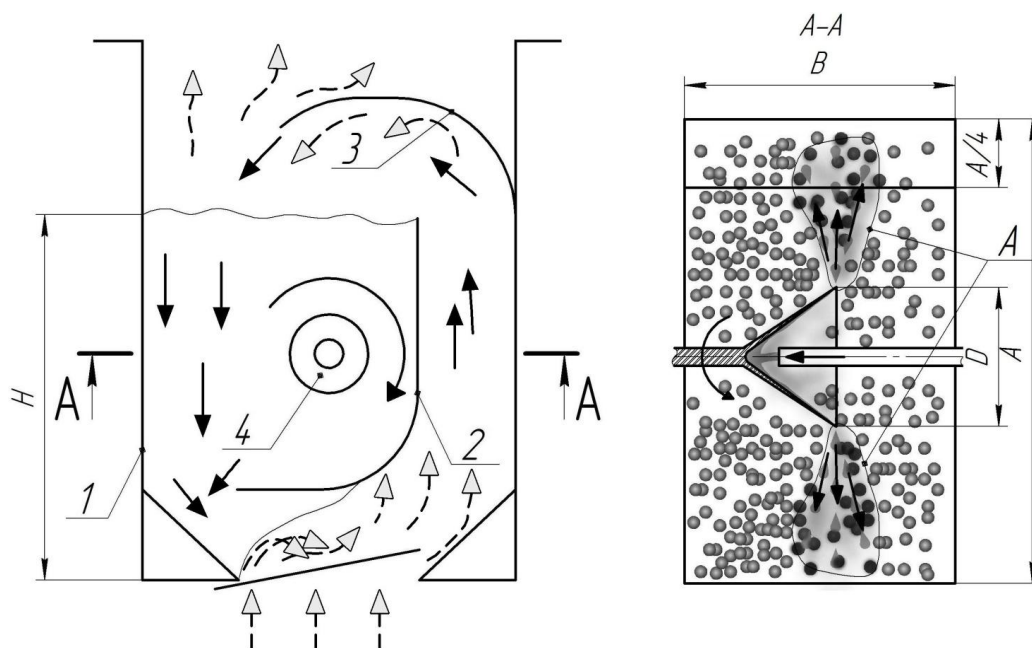
Мельник М.П., інженер III кат. Мартинюк О.В.

Національний технічний університет України

«Київський політехнічний інститут»

Для створення твердих гуміново-мінеральних композитів з пошаровою структурою необхідно збільшити концентрацію твердих частинок в зоні зрошування до 60%. Для цього був використаний призматичний апарат розмірами $A \times B \times H = 0,3 \times 0,1 \times 0,8$ м. В якості центрів грануляції були вибрані гранули з $d_e = 2,41$ мм. Досліди проводились на робочому розчині: 40% сульфату амонію з додатком 1% гумату. Температура: $T_{вх} = 80^\circ\text{C}$, $T_{ш} = 61^\circ\text{C}$, що визначалася стійкістю матеріалу камери гранулятора, яка зроблена з органічного скла.

Для подачі суспензії застосовувався диспергатор конічного типу з фторопласту. Схема розташування диспергатора зображена на рис. 1.



а) – фронтальний вид ;

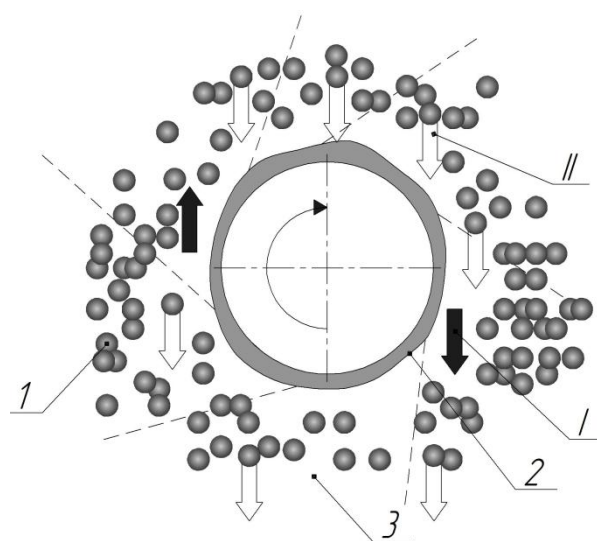
1 – корпус, 2 – перегородка,

3 – розподільник, 4 - диспергатор

б) – переріз апарата в зоні
зрошування – А

Рисунок 1 – Схема камери гранулятора

На рис. 2а наведено схему взаємодії фаз в зоні зрошення, на рис. 2б показана зона сповільненого руху (ЗСР) зернистого шару.



а) – в зоні зрошування;

1 – тверда фаза, 2 – плівка, 3 – газ; I – напрямок руху рідкої фази, II – напрямок руху гранул



ЗСР

б) – в зоні газорозподільного пристрою

Рисунок 2 – Моделі взаємодії фаз

В результаті було отримано такі дані:

- еквівалентний діаметр частинки $d_e = 2,5$ мм;
- при ступені навантаження по волозі

$$a_f = 0,1 \frac{\text{кг волози}}{\text{м}^2 \cdot \text{год}} \quad \text{та} \quad \frac{\Delta P_{ш}}{g \cdot d_e} \leq 70$$

коефіцієнт гранулоутворення $\psi = 80\%$.

При збільшенні щільності зрошення внаслідок недостатнього руху зернистого матеріалу в зоні зрошування і використання конічного диспергатора з одною робочою поверхнею спостерігалася агломерація частинок. Щоб цьому запобігти, необхідно збільшити інтенсивність циркуляції в області з більшою концентрацією зернистого матеріалу, а також застосувати диспергатор з більшою кількістю робочих поверхонь.

СЕКЦІЯ 3

**«ОБЛАДНАННЯ РЕСУРСОЕНЕРГОЗАОЩАДЖУЮЧИХ І
ЕКОБЕЗПЕЧНИХ ТЕХНОЛОГІЙ ХОЛОДИЛЬНИХ І ХІМІЧНИХ
ВИРОБНИЦТВ»**

УДК 678.057

ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСУ ДОЗУВАННЯ ПОЛІМЕРУ ПРИ ЧЕРВ'ЯЧНІЙ ЕКСТРУЗІЇ

к.т.н., доц. Швед М.П., інженер Швед Д.М., магістрант Богатир А.С.

Національний технічний університет України

“Київський політехнічний інститут”

Для повного дослідження процесу екструзії його доцільно розглядати як сукупність послідовних процесів подачі, плавлення та гомогенізації. При цьому одним із найважливіших показників є продуктивність, за яку відповідає третя зона (зона гомогенізації), в якій відбувається течія розплаву[1]. Ця зона починається в місці, де тільки завершився процес плавлення. Зону течії розплаву також називають насосною зоною, так як в більшості випадків розплав полімерів повинен бути переміщений до фільтри проти значного тиску. Перші дослідження проблеми течії розплаву відносяться до 1922 року [2]. В ранніх роботах, розглядалися ньютонівські рідини, в'язкість яких не залежить від температури. Це досить зручний випадок для аналізу, тому що він достатньо простий і дає точні і зрозумілі аналітичні рішення. Використання спрощеної ньютонівської моделі дозволило б для рідин, в'язкість яких не залежить від температури, проаналізувати течію розплаву поперек каналу незалежно від течії вздовж вісі каналу, тобто протитечія окремо від прямотечії, яка спричинена рухом граничної поверхні.

Якщо прийняти, що: рідина – ньютонівська; течія стала; в'язкість розплаву не залежить від температури та нехтуючи силами інерції і тяжіння через їх відносно малу в'язкість; ширина каналу вважається необмеженою; кривизна каналу незначна (наближення плоских поверхонь), то модель можна розглядати, як плоско паралельну, яка зображена на рис.1.

Плоска пластина рухається зі швидкістю V_b над плоским прямокутним каналом з кутом ϕ між V_b та сторонами каналу. Рівняння руху в напрямку вздовж вісі каналу для цієї задачі має такий вигляд [2]:

$$\frac{\partial P}{\partial z} = g_z = \frac{\partial \tau_{yz}}{\partial y} \quad (1)$$

де g_z – градієнт тиску в напрямку z .

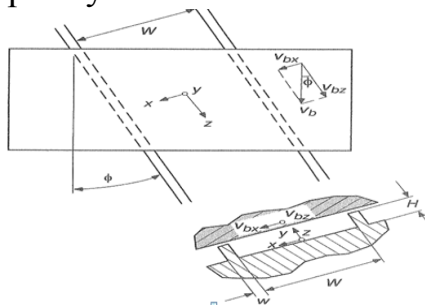


Рисунок 1 - Модель течії розплаву

Зауважимо, що тиск є функцією тільки координати z вздовж вісі каналу. Отже, рівняння (1) можна проінтегрувати для того щоб отримати профіль напруг зсуву в радіальному напрямку (y):

$$\tau_{yz} = \tau_0 + g_z y, \quad (2)$$

де τ_0 – напруга зсуву на поверхні шнека, яка поки не відома.

Для ньютонівської рідини рівняння може бути записано у вигляді:

$$\mu \frac{\partial v_z}{\partial y} = \tau_0 + g_z y \quad (3)$$

Після інтегрування рівняння (3) отримаємо залежність швидкості вздовж вісі каналу від відстані y по нормалі до вісі. Враховуючи граничні умови $V_z(0) = 0$ і $V_z(H) = V_{bz}$, отримаємо наступний вираз:

$$V_z(y) = \left(\frac{V_{bz}}{H} - \frac{g_z H}{2\mu} \right) y + \frac{g_z}{2\mu} y^2 \quad (4)$$

Об'ємна витрата в повздовжньому напрямку отримується в результаті інтегрування швидкості вздовж вісі каналу по площі поперечного перерізу шнека:

$$V = \int_0^H p W V_z dy = \frac{1}{2} p W V_{bz} - \frac{p W H^3 g_z}{12\mu} \quad (5)$$

де p - число паралельних гвинтових каналів; W – ширина каналу в поперечному напрямі.

Рівняння (5) важливе в зв'язку з тим, що на його основі може бути визначена продуктивність екструдера. Вплив зміни геометрії шнека на течію розплаву видно проаналізувавши рівняння (5). Зокрема, особливий інтерес представляє вплив глибини каналу на течію розплаву. Швидкість потоку прямо пропорційна глибині каналу, а швидкість протитечії збільшується разом з глибиною каналу, зведеного в куб. Отже, протитечія збільшується набагато швидше зі зростанням глибини каналу, чим прямотечія. Тому глибина каналу в зоні дозування зазвичай робиться невеликою.

Попередньо проведені експериментальні дослідження показали, що оптимальна глибина каналу, яка забезпечує найвищу продуктивність екструдера при заданій швидкості шнека і градієнту швидкості, з достатньою точністю може бути визначена за допомогою рівняння (5).

Перелік посилань:

1. Радченко Л. Б. Переробка термопластів методом екструзії: Наук. Посібник. – К.: ІЗМН, 1999.- 220с.
2. Раувендааль К. Экструзия полимеров/ Пер. с англ. под ред. А. Я .Малкина- СПб.: Профессия, 2006.-768 с.

УДК 678.057

ПРОЦЕС ПЛАВЛЕННЯ ПОЛІМЕРУ В КАНАЛІ ЧЕРВ'ЯЧНОГО ЕКСТРУДЕРА

к. т. н., доц. Швед М. П., інженер Швед Д.М., магістрант Луценко І. В.
Національний технічний університет України
“Київський політехнічний інститут”

На сьогоднішній день в процесі екструзії найбільшого поширення набули одночерв'ячні екструдери, в яких операції живлення, стискання, розплавлення, гомогенізації, створення тиску та дозування полімеру виконуються одним робочим органом - черв'яком. Процес плавлення в одночерв'ячних екструдерах детально розглядався багатьма вченими [1, 2]. На основі досліджень були розроблені математичні моделі. Найчастіше одночерв'ячні екструдери проектується у відповідності до математичної моделі Тадмора.

Математична модель Тадмора, так звана «пробкова» модель зображена на рисунку 1 і дозволяє розглядати процес в декартовій системі координат. Вона базується на таких припущеннях: не враховується кривизна каналу і черв'як вважається нерухомим. Таким чином в поперечному перерізі, перпендикулярному лопатям шнека, циліндр рухається зі швидкістю V_{bx} , яка дорівнює компоненті швидкості циліндра V_b в площині, перпендикулярній гвинтовій лінії каналу черв'яка. Внаслідок такого руху в тонкому розплавленому шарі між твердою пробкою і циліндром виникає значна швидкість зсуву. При цьому виділяється достатня кількість теплоти внаслідок в'язкого тертя при течії розплаву. Оскільки шар розплаву дуже тонкий, вплив градієнта тиску на профіль швидкостей в ньому малий. Течія розплаву являється обумовленою рухом граничної поверхні. Тому, швидкість зсуву та інтенсивність теплоти відносно рівномірні по всій глибині шару.

Розплав перетікає з розплавленої плівки до активної сторони лопаті черв'яка. Лише незначна частина матеріалу може перетікати через зазор між витками і циліндром. В результаті велика кількість розплаву поступає у так званий «басейн». В цьому басейні під дією руху циліндра створюється циркуляційна течія розплаву у напрямі, перпендикулярному осі гвинтового каналу. Оскільки більшість теплоти в'язкого тертя виділяється у верхній частині розплаву, можна вважати, що плавлення проходить на поверхні розділу верхнього шару твердого матеріалу і шару розплаву. В процесі плавлення поперечний переріз твердої фази зменшується, а поперечний переріз басейна з розплавом збільшується. Таким чином, по мірі плавлення проходить поступове переміщення границі розділу твердий матеріал - розплав. Цьому відповідає швидкість руху границі розділу V_{sz} , яка визначає швидкість процесу плавлення. Тоді час плавлення записується у такому вигляді:

$$t_p = \frac{(\Phi_1 W_1)^{n/(n+1)}}{\Omega_2 v_{sz}} = \frac{2(n+1)\rho_s H}{n\Delta v} \left[\frac{\Delta \hat{E}_p}{m(n+1)} \left(\frac{\Phi_1 W_1}{\rho_m v_{bx}} \right)^n \right]^{\frac{1}{n+1}},$$

де Φ_1 – об'ємна частка твердої фази на початку процесу плавлення диспергованої твердої фази,

W_1 – ширина твердого матеріалу,

Ω_2 – об'ємна доля твердої фази в кінці процесу плавлення,

v_{sz} – швидкість пробки вздовж осі z,

n – індекс течії (0,1-1),

ρ_s – густина твердої фази,

H – висота каналу,

Δv – відносна швидкість між твердим шаром в каналі черв'яка і матеріалом в канавках циліндра,

$\Delta \hat{E}_p$ – різниця ентальпій між вихідною температурою твердої фази і точкою плавління,

m – показник консистенції,

ρ_m – густина розплаву,

v_{bx} – компонента окружної швидкості у напрямі осі x.

Характерна довжина черв'яка, на якому здійснюється плавлення у відповідності до модель Тадмора складає 10-15D.[1]

Досягти ефективнішого плавлення можна використовуючи дисперсійну модель плавлення. Цю модель можна реалізовувати з впровадженням «голодного» живлення, тобто при обмеженій подачі матеріалу. Обмежена подача забезпечується дозуючим пристроєм.

У дисперсійній моделі плавлення приймається, що частинки однорідні, мають сферичну форму і дисперговані в розплавленому матеріалі, тобто для заповнення простору між твердими частинками необхідно деякий мінімальний об'єм розплаву. Це означає, що дана модель може бути застосована після того, як деяка кількість твердого матеріалу вже розплавлена[2]. Теплота, що витрачається на розплав частинок визначається сумою теплоти, яка підводиться через канал (через циліндр і черв'як) і теплотою в'язкого тертя, що генерується в розплаві полімеру. Дисперсійна модель зображена на рисунку 2.

Час плавлення у випадку дисперсійної моделі обчислюється наступним чином:

$$t_p = \frac{I(\Omega_2) H^{n+1} \rho_s \Delta \hat{E}_p}{m_0 v_b^{n+1}}$$

де $I(\Omega_2)$ – інтеграл від об'ємної долі твердої фази на початку процесу плавлення,

m_0 – показник консистенції незаповненого розплаву полімеру,

v_b – окружна швидкість,

H – висота каналу,

$\Delta \hat{E}_p$ – різниця ентальпій між вихідною температурою твердої фази і точкою плавління,

ρ_s – густина твердої фази.

Попередні експерименти показали, що при реалізації дисперсійної моделі плавлення швидкість процесу плавлення в 2- 5 разів вища, ніж при

використанні моделі Тадмора. Протяжність зони плавлення в цьому випадку теж зменшиться і складатиме 2-3D проти 10-15D по моделі Тадмора.

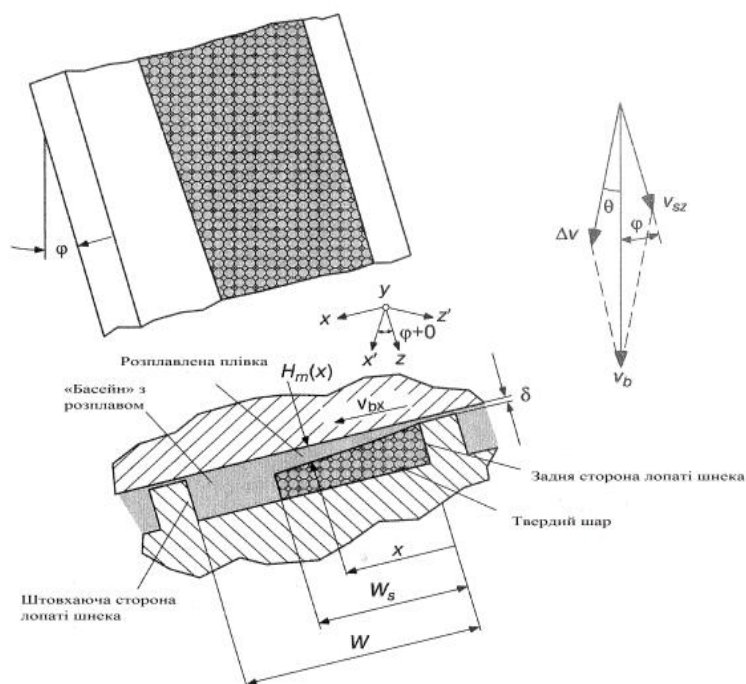


Рисунок 1- Модель плавлення полімеру Тадмора

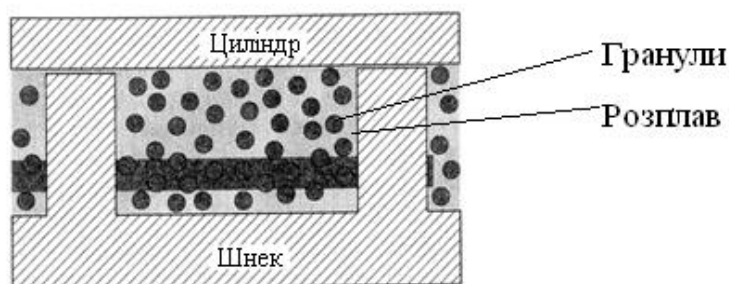


Рисунок 2- Дисперсійна модель плавлення полімеру

Перелік посилань:

1. Тадмор З. Теоретические основы переработки полимеров/ З. Тадмор, К. Гогос; пер. с англ.- М. : Химия, 1984.-632 с.
2. Раувендааль К. Экструзия полимеров / А. Я. Малкин; пер. з англ.-СПб.: Профессия, 2006.- 768 с.

УДК 662.76.035

**АНАЛІЗ ПРОЦЕСУ ТЕРМООБРОБКИ ДРІБНОДИСПЕРСНИХ
МАТЕРІАЛІВ В ВИХРОВОМУ АПАРАТІ КОНІЧНОЇ ФОРМИ**

магістрант Негода О.А.

Національний технічний університет України

«Київський політехнічний інститут»,

к.т.н. Собченко В.В.

Інститут газу НАН України

Останнім часом в нашій країні склалась досить непроста ситуація з основним паливним ресурсом – газом. Тому гостро постало питання про зменшення залежності від нього та збільшення частини твердого вітчизняного палива в загальному обсязі енергоносіїв.

Найбільшими запасами палива, перспективного для використання, є вугілля [1]. Також останнім часом збільшуються об'єми інших палив органічного походження, таких як біомаса, торф та інші. В той самий час на багатьох підприємствах харчової та деревообробної промисловості накопичуються як відходи дрібнодисперсні матеріали з теплотою спалювання 8-16 МДж/кг. Але технології прямого спалювання досить сильно негативно впливають на навколишнє середовище, яке й так знаходиться в досить скрутному становищі. Тому для раціонального використання цих матеріалів необхідна розробка нових екологічно чистих та економічно доцільних технологій. Однією з таких є газифікація.

Газифікація – термохімічний процес взаємодії вуглецю палива з окислювачами, що проводиться з метою отримання горючих газів (H_2 , CO). В якості окислювачів, які іноді називають газифікуючими агентами, використовують кисень (або збагачене ним повітря), водяну пару, діоксид вуглецю або суміші зазначених речовин. В залежно від співвідношення вихідних реагентів, температури, тривалості реакції та інших факторів можна отримувати газові суміші різного складу. Проходить процес в апаратах, які називаються газогенераторами, а отриманий газ називається генераторним або синтез-газом [2].

Генераторний газ може використовуватись в широкому діапазоні: в якості палива для отримання теплової енергії в різноманітних процесах промисловості та побуті, сировини для отримання водню, аміаку, метилового спирту та синтетичних рідких палив (бензинів та дизельного палива), як відновлювач в металургійних процесах прямого відновлення заліза та інших металів [1, 3].

Рівняння дифузії газових реагентів в частинці, з урахуванням їх реагування з вуглецем частинки та між газовими реагентами, в спрощеній формі можна записати у вигляді

$$\varepsilon N \frac{\partial x_i}{\partial t} + \frac{1}{r^2} \frac{\partial}{\partial r} r^2 J_i^r = k_i - x_i \sum_j k_j$$

де t – час; ε – порозність частинки, що змінюється в процесі вигорання; x_i – мольна доля газового компонента i ; J_i^r – радіальний приток компонента i , кмоль/(м²·с); r – відстань від центра частинки, м; k_i – швидкість зміни концентрації i -го реагенту за рахунок хімічних реакцій, кмоль/(м³·с); N – густина газу, кмоль/м³ [4].

В подальшій роботі планується вдосконалення математичної моделі процесу газифікації та перевірка її на адекватність шляхом експериментальних досліджень, визначення впливу параметрів на проходження процесу та надання рекомендацій щодо розроблення конструкції газогенератора.

Перелік посилань:

1. Мхитарян Н.М. Энергетика нетрадиционных и возобновляемых источников. Опыт и перспективы. – Киев: Наукова думка, 2010 – 319 с.
2. Канторович В.Б. Основы теории горения и газификации твёрдого топлива. – Москва: Металлургиздат, 1960 – 350 с.
3. Исламов С.Р., Кочетков В.Н., Степанов С.Г. Газификация угля: прошлое и будущее. // Уголь. – 2006. №8 (966). – с.69-71.
4. Самуйлов Е.В., Фаминская М.В., Головина Е.С. Модель и расчет процесса газификации одиночной углеродной частицы.// Физика горения и взрыва. – 2004. №1. – с. 86-94.

УДК662.76.032

ФІЗИЧНІ ТА МАТЕМАТИЧНІ ОСНОВИ ПРОЦЕСУ ГАЗИФІКАЦІЇ ДИСПЕРСНИХ МАТЕРІАЛІВ

к. т. н. Собченко В.В.,

Інститут газу НАН України

магістрант Орайло О.Г.

Національний технічний університет України

«Київський політехнічний інститут»

Термохімічна газифікація - це процес часткового окислення сировини, що містить вуглець, такої, як біомаса, торф або вугілля з отриманням газоподібного енергоносія - генераторного газу. Отриманий газ складається з монооксиду вуглецю, водню, метану, діоксиду вуглецю, невеликої кількості вуглеводневих сполук більш високого порядку, таких як метан і етан, містить пари води, азот (при повітряному дутті) і різні домішки, такі як смоли, летючі речовини і золи. В якості окислювача при газифікації можуть використовуватися повітря, кисень, пар або суміші цих речовин. Максимальна температура процесу складає 800 ... 1300 °С [1].

Фізичне та математичне моделювання сприяє розкриттю механізму процесу та знаходження емпіричних коефіцієнтів. Фізична модель процесу газифікації представлена на рисунку 1.

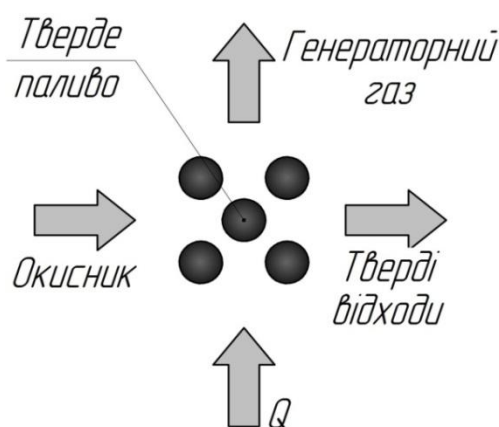


Рисунок 1 – Фізична модель процесу газифікації

При газифікації можна виділити наступні основні стадії: прогрів, сушку, піроліз, згорання продуктів піролізу і стадію відновлювальних процесів утворення синтез – газу.

Зміна температури частинки в процесі прогріву, сушки та піролізу описується наступним рівнянням [2]:

$$\rho_m c_m \frac{T_{мп}}{T} = \frac{T_{мп}}{X} \left(\lambda_{эф} \frac{T_{мп}}{X} \right) + q_{мп}$$

де ρ_m - густина шару матеріалу, кг/м^3 ; c_m - теплоємність шару матеріалу, $\lambda_{эф}$ – ефективний коефіцієнт теплопровідності; $q_{мп}$ – надходження тепла, що визначається прогрівом матеріалу, випаровуванням води при сушінні та хімічними реакціями при піролізі:

$$q_{мп} = q_{п} + q_{исп} + q_{хр}$$

де $q_{п}$ – витрати тепла на прогрів матеріалу; $q_{исп}$ – витрати тепла на випаровування води; $q_{хр}$ - питомий тепловий потік за рахунок хімічної реакції.

Частинка при температурі $200\text{ }^{\circ}\text{C}$, починає термічно розкладатись (початок процесу піролізу), що супроводжується утворенням парогазової суміші та зменшенням маси.

Зміна маси в одиниці об'єму вихідного матеріалу:

$$\frac{m}{\tau} = -k \cdot m$$

де m - питома маса речовини кг/м^3 , k – константи швидкості хімічної реакції, що визначається за законом Арреніуса:

$$k_i = k_{i0} \exp \left(-\frac{E_i}{RT} \right)$$

де k_{i0} - кінетична константа i – тої реакції, с^{-1} ; E_i - енергія активації i – тої реакції, Дж/моль.

Перелік посилань:

1. Железная Т.А., Гелетуша Г.Г. Обзор современных технологий газификации биомассы // Пром. Теплотехника, 2006, т. 28, №2. – С. 61-75.
2. Тимербаев Н. Ф., Сафин Р. Г., Садртдинов А. Р., Хисамеева А. Р. Моделирование процесса прямоточной газификации древесных отходов / / Вестник Казанского технологического университета, 2011, №7. – С. 75 – 79.

УДК 66.047-912

СУШІННЯ КАПЛЯРНО-ПОРИСТИХ ТІЛ

д.т.н., проф. Снежкін Ю.Ф

Інститут технічної теплофізики НАН України
к.т.н., доц. Зубрій О.Г., магістрант Фільова М.Р.
Національний технічний університет України
«Київський політехнічний інститут»

Сучасна наука і технологія тісно пов'язані з вирішенням проблеми задоволення потреби людства в нових харчових продуктах, тому їхня роль дедалі зростатиме.

Однією з найважливіших умов забезпечення працездатності й активного довголіття людини є повноцінне та регулярне постачання організму всіма необхідними харчовими речовинами. Одним із найбільш правильних та економічно вигідним – додаткове збагачення їжі мікронутрієнтами та іншими важливими для здоров'я речовинами. Саме таким шляхом є вживання в повсякденний режим харчування функціональних продуктів[1].

В Інституті технічної теплофізики НАН України розроблено технологію отримання харчових порошків з рослинної сировини. Сушіння як метод консервування харчових продуктів з наступним одержанням порошків дозволяє отримати продукцію високої якості. Сушіння відбувається чистим повітрям конвективним способом. Вибір оптимального способу сушіння завжди визначається природою матеріалу та вимогами до якості кінцевого продукту [2].

Метою даного проекту є експериментальне дослідження кінетики процесу сушіння яблучно-бананової суміші, побудувати криві сушіння та зробити висновок щодо оптимального режиму сушіння.

Для визначення впливу сушильного агента на інтенсивність процесу сушіння та оптимальних режимів роботи для збереження фолату було проведено експериментальні дослідження, у процесі яких відпрацьовували технологічні режими сушіння. На рис.1 наведено експериментальні дані процесу сушіння яблучно-бананової суміші при температурі $= 80^{\circ}\text{C}$.

Зразки дослідного матеріалу закладали до сушильної камери. Процес сушіння проводили при таких значеннях параметрів: температура теплоносія $T - 60, 80, 100^{\circ}\text{C}$; товщина шару матеріалу $h - 10$ мм; швидкість сушильного агента $V - 1,5; 2,5; 3$ м/с. З інтервалом в 9 секунд фіксувалися маса та температура на поверхні і всередині зразка.

За результатами дослідів отримали графічні залежності зміни маси (рис. 1) та вологовмісту (рис. 2) від часу.

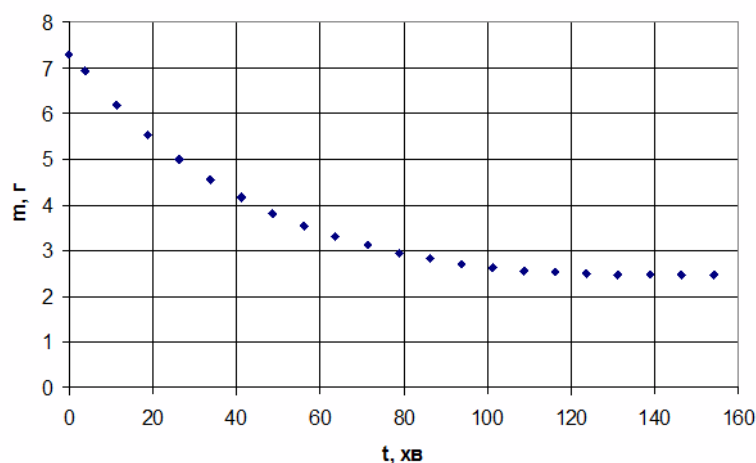


Рисунок 1 – Залежність зміни маси матеріалу від часу

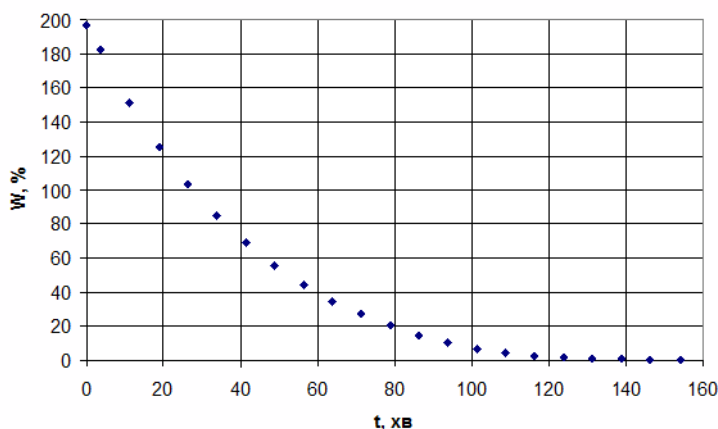


Рисунок 2 – Залежність вологовмісту матеріалу від часу

Представлено результати експериментального дослідження кінетики конвективного сушіння капілярно-пористого матеріалу та визначені коефіцієнти сушіння. Отримані дані можуть бути використані при розробці відповідного технологічного обладнання.

Перелік посилань:

1. Scala J. Making the Vitamin Connection, the Food Supplement Story. – NY: Harper and Row, 1985.
2. Ю.Ф. Снежкін, Ж.О. Петрова «Харчові продукти з рослинної сировини. Класифікація, методи отримання, аналіз ринку», науковий журнал «Біотехнологія», Київ, том 3, №5, 2010

УДК 678.023

ДОСІДЖЕННЯ СИЛОВИХ ПАРАМЕТРІВ ДИСКОВОГО ЕКСТРУДЕРА ПРИ КАСКАДНІЙ ЕКСТРУЗІЇ

магістант Абаєв А.Ю., к.т.н., доц. Швед М. П.

Національний технічний університет України

«Київський політехнічний інститут»

В хімічному машинобудуванні особлива увага приділяється створенню нових високопродуктивних машин, для виробництва та переробки пластичних мас та покращенню якості продукції, що випускається [1].

Значний вклад у вирішення поставлених задач можуть внести дискові екструдери, як найбільш перспективний вид машин для переробки пластичних мас.

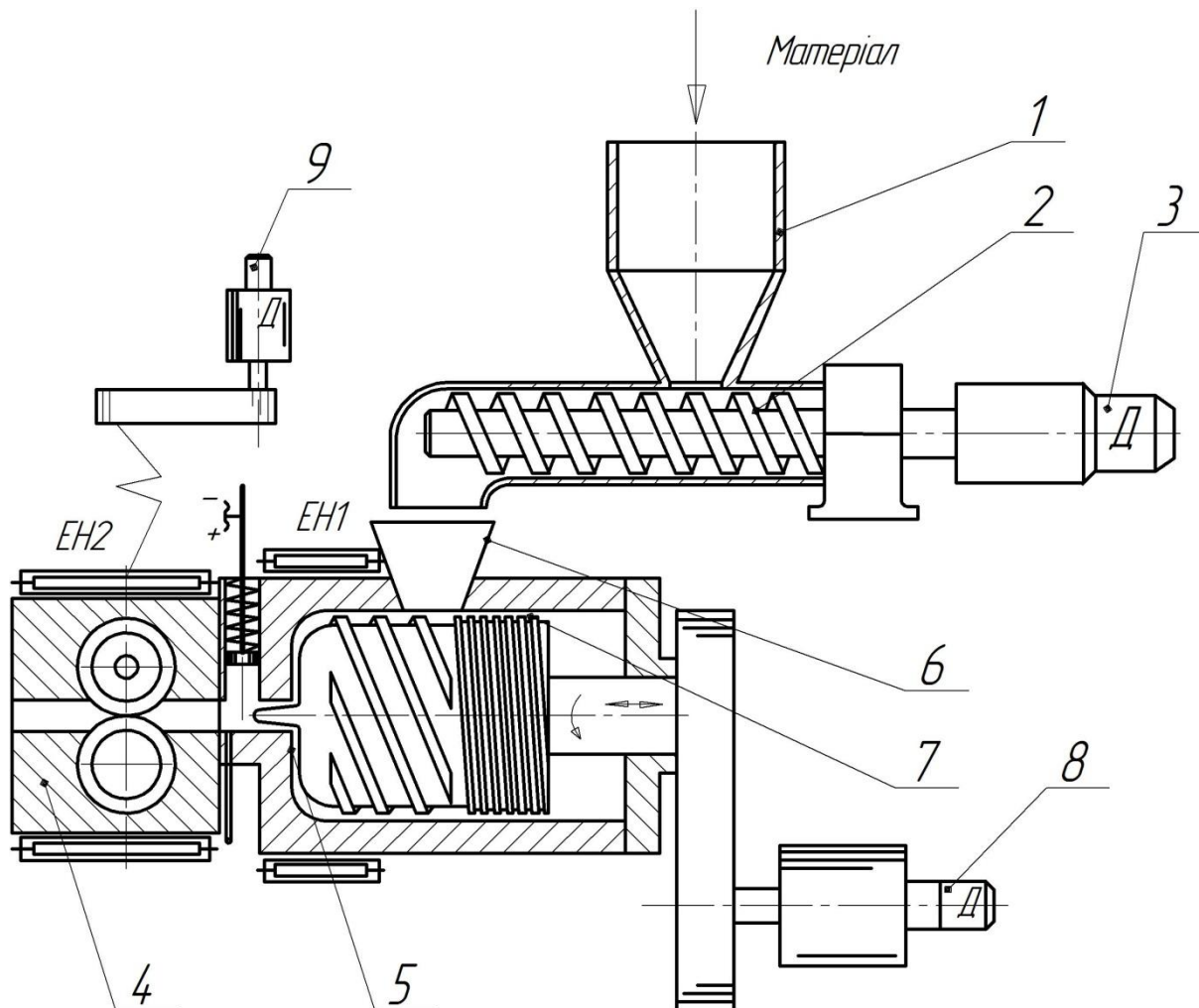
Дискові екструдери, що працюють на принципі використання в'язкопружних властивостей розплавів полімерів, характеризуються в основному незначним часом перебування матеріалу в зоні переробки, високими швидкостями зсуву та легкістю забезпечення автогенного режиму.

Дискові екструдери відрізняються диспергуючою і гомогенізуючою здатністю, що пояснюється створенням в робочому зазорі однорідного поля швидкостей зсуву. У зв'язку з відсутністю тертя в робочих зазорах вони досить довговічні в експлуатації. Такі екструдери характеризуються простотою конструкції, мають незначні габарити, вартість їх нижче вартості черв'ячних екструдерів.

Недоліками дискових екструдерів є пульсації тиску, що обмежує їх застосування при роботі з головками великого опору, спричинені флуктуацією параметрів сировини й нестабільністю температури в різних зонах екструдера, що призводять до перевитрат сировини на рівні 5...8% [2].

При необхідності підвищеної пластикації, фарбуванні, введенні домішок, спіненні, переробки композиційних матеріалів чи вакуумуванні розплаву все частіше використовують каскадні екструдери, в основу конструкції яких закладений принцип розділення технологічного процесу на основні окремі операції з можливістю автономного керування ними. Це дозволяє встановлювати раціональні режими роботи виділених операцій при якісному веденні всього технологічного процесу. Під каскадом екструдерів як

правило розуміють поєднання двох і більше екструдерів у різній послідовності. Слід зазначити, що у зв'язку з наростаючими вимогами до якості розплаву, його температурної та механічної гомогенності однією із важливих характеристик екструдера є його змішувальна здатність. Тому на першій стадії встановлюється розплавлювач-гомогенізатор (одно-, двочерв'ячний або дисковий екструдер), який відповідає даній вимозі, а на другій – дозуючий насос.



1 – бункер; 2 – шнековий дозатор; 3, 8, 9 – приводи обертових органів екструдера; 4 – шестеренний насос; 5 – торцевий робочий зазор дискового екструдера; 6 – завантажувальна горловина; 7 – дисковий екструдер; EH1, EH2 – нагрівники дискового екструдера, шестеренного насоса відповідно

Рисунок 1 - Схема дискового екструдера при каскадній екструзії

Перероблюваний полімер з бункера 1 дозується в завантажувальну горловину 6 дискового розплавлювача-гомогенізатора, де він захоплюється багатозахідною гвинтовою нарізкою завантажувально-пластикувальної зони, розігрівається за рахунок енергії дисипації і у вигляді напіврозплаву надходить у торцевий робочий зазор 5 дискового екструдера, де завершується плавлення полімеру і гомогенізація розплаву. Під дією вакууму, створеного в шестеренному насосі 4 та тиску, що забезпечується завантажувально-пластикувальною зоною та ефектом Вайссенберга, розплав заповнює міжзубні западини шестерень, які під час обертання забезпечують сталу продуктивність і тиск розплаву, необхідний для його проходження крізь формувальний інструмент.

Продуктивність запропонованого екструдера залежить від параметрів шестеренного насоса, а якість розплаву – від дискового розплавлювача-гомогенізатора і в разі потреби може бути відкоригована частотою обертання диска, величиною робочого зазору або їх комбінацією.

Враховуючи перспективність та переваги каскадних екструдерів особливо при проведенні процесів змішування, наповнення, фарбування, при дегазації та вакуумуванні розплавів, а також враховуючи можливість гнучкого керування процесом переробки, доцільно продовжити науково-дослідні роботи стосовно розширення області ефективного застосування каскадного екструдера.

Перелік посилань:

1. Швед Н.П. Разработка процессов экструзии термопластов на каскадных экструдерах: дис. кандидата техн. наук: / Швед Николай Петрович — К., 1983. — 167с.
2. Раувендааль, К. Выявление и устранение проблем в экструзии [Текст] / К. Раувендааль, М. Д. Пилар, Е. Норьега, Х. Харрис ; пер. с англ.—СПб. : Профессия, 2008. — 328 с.

СЕКЦІЯ 4

**«КОМП'ЮТЕРНЕ ПРОЕКТУВАННЯ ТА ПРОГРАМНЕ
УПРАВЛІННЯ ОБЛАДНАННЯ ЦЕЛЮЛОЗНО-ПАПЕРОВОГО
ВИРОБНИЦТВА»**

УДК 676.02

ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСУ ПРЕСУВАННЯ ПАПЕРОВОГО ПОЛОТНА ІЗ ЗАСТОСУВАННЯМ БАШМАЧНОГО ПРЕСУ

к.т.н. проф. Марчевський В.М., магістрант Прокоп'єв М.В.

Національний технічний університет України

«Київський політехнічний інститут»

Метою дослідження є розробка промислового пресу, який дозволяє збільшити сухість паперового полотна до 65%. Задача дослідження – отримати кінетичні залежності, необхідні для розрахунку промислового пресу.

Застосування башмачного преса дозволяє максимально збільшити видалення вологи перед сушильною частиною, що забезпечує значну економію пари в сушильній частині. Додаткове підвищення сухості досягається за допомогою удосконалення конструкції існуючої моделі башмачного пресу. До камери башмака подається гаряче повітря або пара, що дозволить інтенсифікувати процес зневоднення полотна (Рисунок 1).

Методика дослідження включає в себе вимірювання тиску в захваті пресу, тиску повітря, сухості полотна, що подається до камери башмака, часу пресування.

$$\tau = \frac{B}{V},$$

де B – довжина зони пресування, м;

V – швидкість машини, м/с.

Визначивши ці параметри, можна розрахувати сухість паперового полотна після пресу:

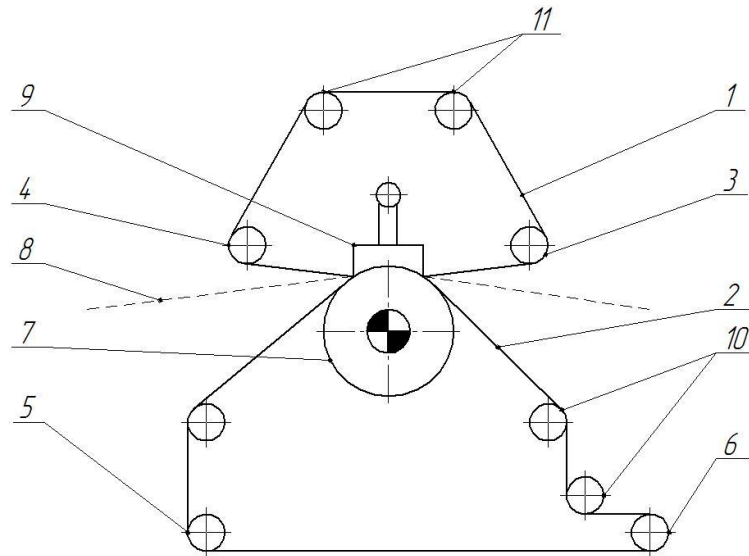
$$S = f(\tau, S_0, P, P_{\text{зідр}}),$$

де τ – час пресування;

S_0 – початкова сухість полотна;

P – тиск в захваті преси;

$P_{гидр}$ – тиск повітря в камері башмака.



1 – сітка; 2 – сукно; 3 – сітконатяжний вал; 4 – сіткоправильний вал;

5 – сукно правильний вал; 6 – сукно натяжний вал;

7 – приводний вал; 8 – паперове полотно; 9 – башмак;

10 – сукно ведучий вал; 11 – сітководучий вал.

Рисунок 1

УДК 676.038.2

СУЧАСНІ КОНСТРУКЦІЇ МАСОНАПУСКНИХ ПРИСТРОЇВ ПАПЕРОРОБНОЇ МАШИНИ

магістрант Тихомиров О.М., доцент, к.т.н. Семінський О.О

Національний технічний університет України

«Київський політехнічний інститут»

Масонапускні пристрої призначені для напускання волокнистої маси на сітку папероробної машини (ПРМ). Вони повинні забезпечувати однакові витрати, швидкість та концентрацію маси по всій ширині потоку з одночасною просторовою дезорієнтацією волокон в масі [1]. Від рівномірності напуску залежить рівномірність розмірів та властивостей паперового полотна, а отже і якість виробленої продукції. Суттєвий вплив на зазначені параметри оказує флокуляція. Для запобігання утворенню флокул волокон та їх осіданню потік маси повинен бути турбулентним – векторшвидкості волокнистої маси у різних точках потоку повинен бути неоднаковим як за величиною, так і за напрямом, а тиск має забезпечувати утворення хаотичних пульсацій потоку. Потік з нерегулярною зміною його гідродинамічних характеристик від точки до точки на початковій ділянці сіткового столу ПРМ забезпечується конструкцією масонапускного пристрою [2]. Необхідно створювати в потоці дрібномасштабну турбулентність, яка характеризується малим розміром вихорів у потоці маси, і ефективно запобігає флокуляції волокон.

Найбільш поширені конструкції масонапускних пристроїв – закритого типу, які забезпечують роботу машин при швидкості понад 1000 м/хв. Такі пристрої випускають фірми «BlackClawson», «Beloit», «Wartsila» і «Voith», що є лідерами целюлозно-паперового машинобудування. Працюють масонапускні пристрої закритого типу у такий спосіб: у камеру напірного ящика маса подається від колектора по патрубкам, а необхідний постійний тиск всередині масонапускного пристрою підтримується автоматично. Розподіл суспензії по ширині машини забезпечується розподільувачем з системою труб або

перфорованою плитою. Після невеликої проміжної камери суспензія проходить через турбулізуючі елементи, що представляють собою пучок труб (пристрій фірми «BlackClawson»), або кілька гнучких листів, розташованих по висоті (пристрій фірми «Beloit»), або серію похило розташованих перегородок (напірний ящик фірми «Valmet»).

Турбулізуючі елементи встановлюються по можливості близько до випускної щілини, висота якої регулюється. Місце зустрічі струменя з сіткою регулюється або переміщенням верхньої губи вздовж потоку, або переміщенням всього ящика. Для запобігання коливань тиску потоку суспензії деякі конструкції ящиків забезпечуються повітряною подушкою.

Найбільш перспективними є проміж масонапускних пристроїв закритого типу вважаються пристрої турбулентного типу, які мають відносно малі розміри поперечних перерізів та забезпечують більші швидкості руху маси [3]. Аналіз літератури та огляд патентної документації свідчать, що для забезпечення рівномірного напуску маси на сітку доцільним є забезпечення дрібномасштабної турбулентності за рахунок розподілення потоку маси при напусканні по системі каналів малого перерізу, які можуть бути утворені перфорацією плит, набором трубок або пакетів пластин, виконані у вигляді незалежних каналів типу «свисток» різного діаметра.

Перелік посилань:

1. Оборудование ЦБП / Под. ред. В.А. Чичаева. - М.: Лесная промышленность, 1981. Т. 2. - 263 с.
2. Эйшлин И.Я. и др. Бумагоделательные и отделочные машины. - М.: Лесная промышленность, 1970. - 624 с.
3. Примаков С.Ф. Производство бумаги. - М.: Лесная промышленность, 1987. – 222с.

УДК 676.038.2

СУЧАСНІ МЕТОДИ ПІДВИЩЕННЯ ЕФЕКТИВНОСТІ ФОРМУВАННЯ ТА ЗНЕВОДНЕННЯ ПАПЕРОВОГО ПОЛОТНА НА СІТКОВІЙ ЧАСТИНІ ПРМ

магістрант Баранович С.О., доцент, к.т.н. Семінський О.О

Національний технічний університет України

«Київський політехнічний інститут»

Особливості процесу зневоднення на плососіткових машинах призводять до ущільнення паперового полотна і виникнення різносторонності, яку спричиняє дрібне волокно, стабілізатори та наповнювачі, що використовуються в процесі виробництва паперу. При подачі маси на сітковий стіл вода, дрібне волокно та домішки видаляються через нижню сторону сформованого паперового полотна, а на поверхні сітки утворюється фільтруючий шар, який запобігає подальшому зневодненню маси і сприяє утворенню флокул, що знижує якість продукції і погіршує формування паперового полотна [1]. Негативний вплив утворення флокул і направленої орієнтації волокон усувається шляхом утворення турбулентності на початку сіткового столу.

Сучасні технології целюлозно-паперового машинобудування передбачають можливість створення, підтримання і регулювання рівня турбулентності на сіткових частинах паперо- та картоноробних машин за рахунок використання зневоднюючих елементів різних конструкцій. Серед таких елементів виділяються мікротурбулентні гідропланки (рис. 1). Матеріалом для їх виготовлення служить текстоліт, високомолекулярний поліетилен, кераміка та інші матеріали, що мають низький коефіцієнт тертя[2]. Найдоцільніше використовувати поліетиленові і керамічні планки, встановлені з чергуванням, тобто за керамічною планкою слідує підтримуюча планка з поліетилену при чому в безпосередньому контакті з сіткою знаходяться лише керамічні планки. Поліетиленові планки знаходяться на 0,15...2,5 мм нижче керамічних і, відповідно, розміщені нижче рівня сітки. Така конструкція дещо видозмінює рух сітки – завдяки впливу волокнистої суспензії на сітку, а також її витягуванню під дією розрідження, сітка рухається хвилеподібно. В результаті

виникає турбулентність, що позитивно впливає на розподіл волокон в паперовому полотні.

Застосування стандартних гідропланок разом з мікротурбулентними планками на початковій стадії формування дозволяє створити стартовий імпульс турбулентності і зменшити імпульс тиску на сітці. Ефективність мікротурбулентних планок зумовлена наявністю в їх конструкції двох площин з різнонаправленими кутами: додатнім (створення розрідження під сіткою) і від'ємним (створення тиску під сіткою) (рис. 2). За рахунок утворення знакозмінних перепадів тиску, які проявляються на короткому проміжку, що визначається шириною планки, і не залежить від відстаней між планками, турбулентність виникає вже на швидкості 300 м/хв.

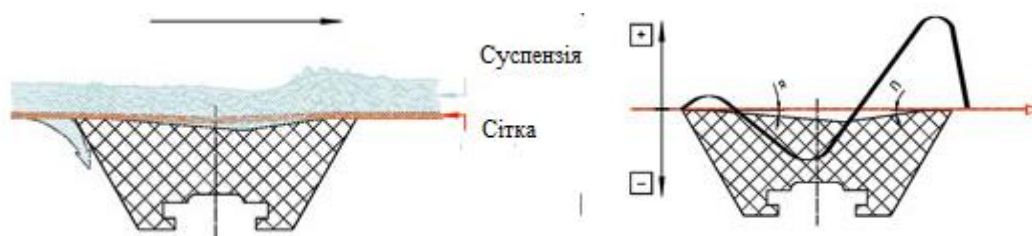


Рисунок 1 - Схема мікротурбулентної планки Рисунок 2. Розподіл тиску на мікротурбулентній планці

Управління турбулентністю в широкому діапазоні швидкостей, забезпечує: 1) попередження ущільнення паперового полотна; 2) зменшення різносторонності паперового полотна; 3) покращення формування паперового полотна; 4) підвищення ступеня зневоднення паперового полотна.

Перелік посилань.

1. Технологии формования и обезвоживания [Електронний ресурс] :офіційний сайт / БУМ ТЕХНО BUMTECHNO – URL:http://www.bumtechno.ru/rus/page_publ_01.html

2. Гидропланки [Електронний ресурс] :офіційний сайт / Мастерская своего дела: оборудование для малого и среднего бизнеса, производство, бизнес план – URL:

<http://msd.com.ua/oborudovanie-cellyulozno-bumazhnogo-proizvodstva/gidroplanki/>

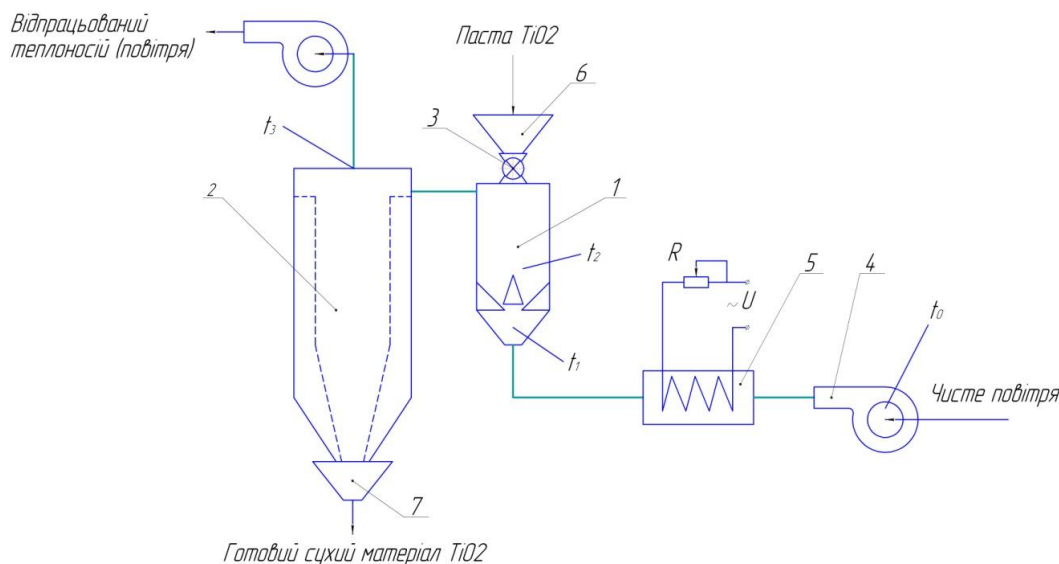
УДК 676.04.02

МАТЕМАТИЧНА МОДЕЛЬ ПРОЦЕСУ СУШІННЯ НАПОВНЮВАЧА ПАПЕРОВОГО ПОЛОТНА - ДІОКСИДУ ТИТАНУ TiO_2

магістрант Гробовенко Я. В., к.т.н., проф. Марчевський В. М.

Національний технічний університет України
«Київський політехнічний інститут»

Виробництво TiO_2 включає отримання тонкодисперсної ($d < 1$ мкм) суспензії, відділення рідкої фази до концентрації осаду 70 % сухих речовин. Отримана паста потребує висушування до залишкової вологості 0,1 %. Після сушки отримують тонко дисперсний порошок яскраво-білого кольору. Технологічна схема сушильної установки діоксиду титану зображена на рис.1. Паста завантажується в завантажувальний бункер, звідки, через живильник-дозатор поступає в сушильну камеру, де висушується на поверхні інертних тіл та з потоком теплоносія поступає в рукавний фільтр. У фільтрі проходить очищення теплоносія від сухого діоксиду титану і теплоносій відводиться в навколишнє середовище.



1 – сушильна установка; 2 – рукавний фільтр; 3 – живильник-дозатор; 4 –
вентилятор; 5 – калорифер; 6 – завантажувальний бункер;
7 – вивантажувальний бункер.

Рисунок 1 – Технологічна схема сушильної установки

В період прогріву пасти TiO_2 підведене тепло витрачається на нагрів матеріалу від початкової температури t_n до температури мокрого термометра $t_{m,т}$ та на випаровування поверхневої вологи

$$dQ = dQ_1 - dQ_2 \quad (1.1)$$

$$\rho V c dt_n = \alpha F (t_1 - t) d\tau - \rho V \frac{du}{d\tau} r d\tau \quad (1.2)$$

Із рівняння (1.2) видно, що волога випаровується із поверхні вологого діоксиду титану F . В перший період швидкість сушки постійна і визначається зовнішньою дифузією і швидкістю підводу тепла.

$$\frac{\partial u_{cp}}{\partial \tau} \cdot V \cdot \rho_0 = \beta \cdot F \cdot (P_s - P_g), \quad (1.3)$$

де тиск насичення - $P_s = f(t)$.

В період постійної швидкості сушіння та в кінцевий період, швидкість випаровування вологи із матеріалу описується наступними диференціальними рівняннями з початковими умовами:

$$\frac{du_{cp}}{d\tau} = \frac{\beta \cdot F \cdot (P_s - P_g)}{V \cdot \rho_0},$$

$$\frac{du_{cp}}{d\tau} = -K \cdot (u_{1к} - u), \quad (1.4)$$

$$\frac{dt}{d\tau} = \frac{\alpha F (t_f - t)}{\rho V c} - \frac{du}{d\tau} \cdot \frac{r}{c}, \quad (1.5)$$

де $K = f(t)$ – коефіцієнт сушіння,

початкові умови для даних рівнянь:

$$\begin{cases} u|_{\tau=0} = u_0, \\ \tau_0 = 0, \\ t_0 = t_1 \end{cases}, \quad (1.6)$$

де t_1 – початкова температура пасти діоксиду титану.

Перелік посилань.

1. Дослідження гідродинаміки псевдозрідженого шару. Методичні вказівки / Укл. В.М. Марчевський, Я.М. Корнієнко, П.М. Магазій, В.В. Райда.–К.: КПІ, 2008. – 17с.

УДК 676.05

КІНЕТИЧНІ ЗАКОНОМІРНОСТІ ПРОЦЕСУ БІОГАЗОВОГО РЕАКТОРА БЕЗ ПЕРЕМІШУВАННЯ

професор, к.т.н. Марчевський В.М., магістрант Пустовіт В.А.
Національний технічний університет України
«Київський політехнічний інститут»

Біогазові реактори дозволяють вирішити проблему утилізації органічних відходів економічно-вигідно.

Біогаз – це суміш газоподібних продуктів, що отримується в результаті анаеробної, тобто відбувається без доступу повітря, ферментації органічних речовин різного походження.

Значна кількість реакторів для отримання біогазу, а також лабораторні реактори, працюють без перемішування. В таких реакторах виділяється біогаз який містить 40% вуглекислого газу (CO_2) та 60% метану(CH_4).

Концентрації цих газів в рідинній фазі впливають на продуктивність життєдіяльності біоорганізмів і, як результат, на продуктивність реактора. Особливо значний вплив має кислотність середовища. Величина кислотності залежить від концентрації CO_2 в рідкій фазі. Очевидно, що збільшення концентрації CO_2 буде лімітувати процес.

Встановлення залежності концентрації CO_2 в рідкій фазі від параметрів процесу (температура, тиск) є актуальним. Для цього запропонована слідує математична модель процесу :

- 1) $\frac{\partial c}{\partial \tau} = D \nabla^2 + m_v$ – рівняння кінетики процесу;
- 2) $m_v = \frac{\rho dV}{V_c d\tau}$ – об'ємна потужність внутрішнього джерела газу;
- 3) $D_1 \frac{\partial c_1}{\partial z_1} \Big|_M = D_2 \frac{\partial c_2}{\partial z_2} \Big|_M$ – граничні умови на поверхні розподілу фаз.

Задачею наступних досліджень є встановлення відповідних параметрів процесу та експериментальне підтвердження математичної моделі.

Перелік посилань:

1. Биогаз, теория и практика. В. Баадер, Е. Доне. М.: «Колос», 1982 г.
2. <http://www.npblog.com.ua/index.php/fizika/biogaz-v-domashnih-umovah.html>

УДК 676.056.42

**МАТЕМАТИЧНА МОДЕЛЬ ПРОЦЕСУ ВИСОКОТЕМПЕРАТУРНОГО
ПРЕСУВАННЯ
ПАПЕРОВОГО ПОЛОТНА**

к.т.н., проф. Марчевський В.М., ас. Мельник О.П., магістрант Макаренко А.А.,
магістрант Биковець Д.П.

Національний технічний університет України
«Київський політехнічний інститут»

У пресах із поперечним фільтруванням води в сукні волога в результаті дії градієнтів тиску і температури переміщуються із паперового полотна в сукно, проходить сукно в поперечному напрямі і виходить із нього в жолобки чи глухі отвори пресового вала, а парова частина вологи конденсується в сукні.

Матеріальний баланс процесу:

$$j_m = j_p + j_{\text{пар}} \quad (1)$$

де j_m -сумарний потік, j_p - потік рідкої фази, $j_{\text{пар}}$ - потік пари.

Сумарна щільність потоку j_m вологи в умовах інтенсивного кипіння в вологому шарі паперу, який контактує з нагрітою поверхнею валу.

$$j_m = j_p + j_{\text{пар}} = -a_m \left(\rho_c \frac{\partial u}{\partial z} + \delta \rho_c \frac{\partial t}{\partial z} + \delta_n \frac{\partial p}{\partial z} \right) + k \rho \frac{\partial v}{\partial z} \quad (2)$$

де a_m - коефіцієнт масо провідності.

Тепловий потік відповідно (2):

$$q = -\lambda \frac{\partial t}{\partial x} + j_n r + j_n + j_p \cdot i_p \quad (3)$$

Подальша задача дослідження полягає в знаходженні експериментальних коефіцієнтів та граничних і початкових умов.

Перелік посилань:

1. Лыков А.В. Тепломассообмен в процессах сушки / А.В. Лыков. – Москва-Ленинград; Госэнергоиздат, 1956. – 64 с.
2. Луцик П.П. Масотермическое деформирование капиллярно-пористых каплоидных тел. в процессе сушки / П.П. Луцик // Тепломассообмен-VII.- Минск: 1984. – С 90-93

УДК 676.038.2

ЗНЕВОДНЕННЯ ПАПЕРОВОГО ПОЛОТНА НА СІТКОВИХ ЧАСТИНАХ ПАПЕРО- ТА КАРТОНОРОБНИХ МАШИН

магістрант Жаркой Р.В., к.т.н. доцент Семінський О.О.

Однією з головних стадій отримання картонно-паперової продукції (КПП) є формування полотна, оскільки на цьому етапі виробництва відбувається перетворення паперової маси на паперовий лист. При цьому від параметрів формування значною мірою залежать міцність, просвітність, розривна довжина та інші показники якості полотна.

Формування супроводжується інтенсивним відведенням рідкої фази з паперової маси, що призводить до вкладання волокон з утворенням проникного шару, який ущільнюється по мірі збільшення сухості. Зменшення відстаней між волокнами та їх механічна взаємодія спричиняють утворення міжволоконних зв'язків та зчеплення волокон між собою.

При формуванні паперового полотна на сітках виділяють стадії: зневоднення, листоутворення, утворення водневих зв'язків.

Стадія зневоднення починається з моменту виходу суспензії на сітку з масонапускного пристрою і відіграє особливу роль у процесі формування, оскільки на цій стадії з високою швидкістю відводиться основна кількість рідини з паперової маси. Слід враховувати, що напуск суспензії відбувається при більшій швидкості ніж швидкість ходу сітки, з часом сила інерції гаситься та суспензія набуває швидкості руху сітки. При цьому необхідно забезпечити рівномірність розподілення волокон по ширині сітки формуючого пристрою та різноспрямованість волокон у горизонтальній площині, які зумовлюють фізико-механічні показники КПП. Нерівномірне розподілення волокон призводить до неоднорідності в структурі полотна, що суттєво впливає на такі показники, як: міцність та розривна довжина (зменшення до 40 %), опір зламу (зниження до 60 %) [1]. Також нерівномірність розподілення волокон впливає на просвітність полотна. Полотно з нерівномірним просвітом має нерівномірну вологість, що призводить до пересушування КПП.

Аналіз літератури вказує на те, що на процес зневоднення впливають: вид волокнистого напівфабрикату та режим його розмелювання, умови напуску маси та умови формування полотна [2]. Варіювання параметрами цих процесів забезпечує регулювання параметрами зневоднення та якістю продукції.

Перелік посилань.

1. Смолин А.С., Аскерольд Г.З. Технология формования бумаги и картона. – М.: Лесн. пром-сть, - 1984 – 120 с.
2. Смолин А.С., Кайзер П.М. Современная концепция процесса формования // Бумага. Картон. - 1999. – С. 1-5.

ЗМІСТ

СЕКЦІЯ 1

«ПРОЦЕСИ ТА АПАРАТИ ХІМІЧНИХ І НАФТОПЕРЕРОБНИХ ВИРОБНИЦТВ»

д.т.н., проф.. Снежкін Ю.Ф. ІТТФ НАНУ, к.т.н., ст.в. Серебрянський Д.О., асистент Плашихін С.В., магістрант Захаров О.О. МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСУ ОЧИСТКИ НЕОДНОРІДНИХ ГАЗОВИХ СИСТЕМ В ЦИКЛОФІЛЬТРИ	5
к. т. н., доц. Швед М.П., інженер Швед Д.М., магістрант Резнік Р.Ю. ДИСПЕРСІЙНА МОДЕЛЬ ПРОЦЕСІВ ПЛАВЛЕННЯ ПОЛІМЕРУ В ДИСКОВОМУ ЕКСТРУДЕРІ	7
магістрант Кукоба С.В., доц., к.т.н. Рябцев Г.Л. МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСУ КОНТАКТНОЇ МЕМБРАННОЇ ДИСТИЛЯЦІЇ	9
к.т.н., доц. Черьопкіна Р.І., магістр Котюх Ю.М. ВИЗНАЧЕННЯ ЗОЛЬНОСТІ НЕДЕРЕВНОЇ СИРОВИНИ	11
доц., к.т.н. Рубльов А.В. ПРОБЛЕМИ ЕКСПЛУАТАЦІЇ ЗЕМЛЕРОЙНОЇ ТЕХНІКИ В УМОВАХ РОЗРОБКИ ВОДОНАСИЧЕНИХ ҐРУНТІВ	12
д.т.н., професор, Корнієнко Я. М., студент Мельник М. П. МАТЕМАТИЧНЕ МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСІВ ПЕРЕНЕСЕННЯ ПРИ ЗНЕВОДНЕННІ КОМПОЗИТНИХ СИСТЕМ	14
магістрант Подолянець В. А., аспірант Смілян І. О. к.т.н., доц. Степанюк А. Р. ВПЛИВ РОЗКРУЧУВАЧА ПОТОКУ НА ГІДРАВЛІЧНИЙ ОПІР В ЦИКЛОНІ	16
д.т.н., професор, Корнієнко Я.М., магістранти Мельник М.П., Гайдай С.С., Семененко Д.С., інженер III кат. Мартинюк О.В. ОСОБЛИВОСТІ ГІДРОДИНАМІКИ ПСЕВДОЗРІДЖЕНОГО ШАРУ ПРИ ЗНЕВОДНЕННІ РІДКИХ СИСТЕМ	18
магістрант Нагорний О.В., аспірант Смілян І.О., доц., к.т.н. Степанюк А.Р. ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСУ ПОДРІБНЕННЯ ОРГАНО-МІНЕРАЛЬНИХ КОМПОЗИТІВ У НОЖОВІЙ РОТОРНІЙ ДРОБАРЦІ	21
Тишко Ю.А., к.т.н., доц. Степанюк А. Р.; ПРОЦЕС ВИЛУЧЕННЯ ГУМІНОВИХ КИСЛОТ З ТОРФУ	23
магістрант Кліщ О.В., к.т.н. Собченко В.В.; ЗАСТОСУВАННЯ ВИХРОВИХ АПАРАТІВ ПРИ ГАЗИФІКАЦІЇ ДРІБНОДИСПЕРСНИХ МАТЕРІАЛІВ	25

магістрант Сапон А.Ю., к.т.н., доц. Степанюк А.Р. ОБГРУНТУВАННЯ ВИБОРУ ЕКСТРАКЦІЙНОГО ОБЛАДНАННЯ ДЛЯ ВИЛУЧЕННЯ ГУМІНОВІСНИХ РЕЧОВИН З БУРОГО ВУГІЛЛЯ	27
к.т.н., доц. Швед М. П., аспірант Д.М. Швед, Плешко О.В. ТЕНДЕНЦІЇ РОЗВИТКУ ЕКСТРУЗІЙНОГО ОБЛАДНАННЯ ДЛЯ ПЕРЕРОБКИ ПОЛІМЕРІВ	29
Михальчук О.Д., д.т.н. Конієнко Я.М. ПІДВИЩЕННЯ ЕФЕКТИВНОСТІ ДИСПЕРГУВАННЯ РІДКОЇ ФАЗИ У ПРОЦЕСІ ГРАНУЛОУТВОРЕННЯ	31

СЕКЦІЯ 2

«КОМП'ЮТЕРНЕ ПРОЕКТУВАННЯ ОБЛАДНАННЯ БІОХІМІЧНИХ ВИРОБНИЦТВ»

докторант Дубовкіна І.О. ДОСЛІДЖЕННЯ ВПЛИВІВ МЕХАНІЗМІВ ДИСКРЕТНО- ІМПУЛЬСНОГО ВВЕДЕННЯ ЕНЕРГІЇ НА ШВИДКІСТЬ ГІДРАТАЦІЇ ЕТАНОЛУ В ВОДНО-СПИРТОВИХ СУМІШАХ	35
Костик С.І., к.т.н. Процишін Б.М., ТЕПЛОМАСООБМІННА ТЕХНОЛОГІЯ ВИРОБНИЦТВА МЕТАНОГЕНІВ	36
доц., к.т.н. І.А.Андрєєв, магістрант Г.Ю.Ан УДОСКОНАЛЕННЯ ПРОЦЕСУ ЗМІШУВАННЯ ФІБРОБЕТОННОЇ СУМІШІ ПРИ ВІБРОЕКСТРУЗІЇ	38
доц., к.т.н. Л.Г.Воронін, к.т.н. І.А.Андрєєв, магістрант С.С.Валуйскова РОЗГЛЯД ПРОЦЕСУ ПЛИНУ ЦЕМЕНТНО-ПІЩАНОГО РОЗЧИНУ У ДОЗАТОРІ-ЖИВИЛЬНИКУ ВІБРОЕКСТРУЗІЙНОЇ УСТАНОВКИ	40
к.т.н, доц. Швед М.П., магістрант Войцеховська Є.М., інженер Швед Д.М. ВИЗНАЧЕННЯ ГЕОМЕТРІЇ ФІЛЬЄРИ ФОРМУВАЛЬНОЇ ГОЛОВКИ ПРИ ЕКСТРУЗІЇ ПІНОПОЛІМЕРІВ	42
магістрант Левчук І.О., доц., к.т.н. Зубрій О.Г. ОСВІТЛЕННЯ ОЛІЇ В ЦЕНТРИФУЗІ	44
доц., к.т.н. І.А.Андрєєв, магістрант І. С. Гончарова ОСОБЛИВОСТІ ВІБРОЕКСТРУЗІЙНОГО ФОРМУВАННЯ ПЛОСКИХ ФІБРОБЕТОННИХ ВИРОБІВ	46
проф., д.т.н. Корнієнко Я.М., магістранти Семененко Д.С., Гайдай С.С., Мельник М.П., інженер III кат. Мартинюк О.В. СПОСІБ ВВЕДЕННЯ РІДКОЇ ФАЗИ ДО ПСЕВДОЗРІДЖЕНОГО ШАРУ	48

СЕКЦІЯ 3

«ОБЛАДНАННЯ РЕСУРСОЕНЕРГОЗАОЩАДЖУЮЧИХ І ЕКОБЕЗПЕЧНИХ ТЕХНОЛОГІЙ ХОЛОДИЛЬНИХ І ХІМІЧНИХ ВИРОБНИЦТВ»

к.т.н., доц. Швед М.П., інженер Швед Д.М., магістрант Богатир А.С. ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСУ ДОЗУВАННЯ ПОЛІМЕРУ ПРИ ЧЕРВ'ЯЧНІЙ ЕКСТРУЗІЇ	51
к. т. н., доц. Швед М. П., інженер Швед Д.М., магістрант Луценко І. В. ПРОЦЕС ПЛАВЛЕННЯ ПОЛІМЕРУ В КАНАЛІ ЧЕРВ'ЯЧНОГО ЕКСТРУДЕРА	53
магістрант Негода О.А. АНАЛІЗ ПРОЦЕСУ ТЕРМООБРОБКИ ДРІБНОДИСПЕРСНИХ МАТЕРІАЛІВ В ВИХРОВОМУ АПАРАТІ КОНІЧНОЇ ФОРМИ	56
к. т. н. Собченко В.В., студент Орайло О.Г. ФІЗИЧНІ ТА МАТЕМАТИЧНІ ОСНОВИ ПРОЦЕСУ ГАЗИФІКАЦІЇ ДИСПЕРСНИХ МАТЕРІАЛІВ	58
д.т.н., проф. Снежкін Ю.Ф, к.т.н., доц. Зубрій О.Г., магістрант Фільова М.Р. СУШІННЯ КАПІЛЯРНО-ПОРИСТИХ ТІЛ	60
магістант Абаєв А.Ю., к.т.н., доц. Швед М. П. ДОСІДЖЕННЯ СИЛОВИХ ПАРАМЕТРІВ ДИСКОВОГО ЕКСТРУДЕРА ПРИ КАСКАДНІЙ ЕКСТРУЗІЇ	62

СЕКЦІЯ 4

«КОМП'ЮТЕРНЕ ПРОЕКТУВАННЯ ТА ПРОГРАМНЕ УПРАВЛІННЯ ОБЛАДНАННЯ ЦЕЛЮЛОЗНО-ПАПЕРОВОГО ВИРОБНИЦТВА»

к.т.н. проф. Марчевський В.М., магістрант Прокоп'єв М.В. ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСУ ПРЕСУВАННЯ ПАПЕРОВОГО ПОЛОТНА ІЗ ЗАСТОСУВАННЯМ БАШМАЧНОГО ПРЕСУ	66
магістрант Тихомиров О.М., доцент, к.т.н. Семінський О.О СУЧАСНІ КОНСТРУКЦІЇ МАСОНАПУСКНИХ ПРИСТРОЇВ ПАПЕРОВОРОБНОЇ МАШИНИ	68

магістрант Баранович С.О., доцент, к.т.н. Семінський О.О СУЧАСНІ МЕТОДИ ПІДВИЩЕННЯ ЕФЕКТИВНОСТІ ФОРМУВАННЯ ТА ЗНЕВОДНЕННЯ ПАПЕРОВОГО ПОЛОТНА НА СІТКОВІЙ ЧАСТИНІ ПРМ	70
магістрант Гробовенко Я. В., к.т.н., проф. Марчевський В. М. МАТЕМАТИЧНА МОДЕЛЬ ПРОЦЕСУ СУШІННЯ НАПОВНЮВАЧА ПАПЕРОВОГО ПОЛОТНА -ДІОКСИДУ ТИТАНУ TiO_2	72
професор, к.т.н. Марчевський В.М., студентка Пустовіт В.А. КІНЕТИЧНІ ЗАКОНОМІРНОСТІ ПРОЦЕСУ БІОГАЗОВОГО РЕАКТОРА БЕЗ ПЕРЕМІШУВАННЯ	74
к.т.н., проф. Марчевський В.М., ас. Мельник О.П., магістрант Макаренко А.А., магістрант Биковець Д.П. МАТЕМАТИЧНА МОДЕЛЬ ПРОЦЕСУ ВИСОКОТЕМПЕРАТУРНОГО ПРЕСУВАННЯ ПАПЕРОВОГО ПОЛОТНА	75
Магістрант Жаркой Р.В., к.т.н. доцент Семінський О.О. ЗНЕВОДНЕННЯ ПАПЕРОВОГО ПОЛОТНА НА СІТКОВИХ ЧАСТИНАХ ПАПЕРО- ТА КАРТОНОРОБНИХ МАШИН	76

Підписано до друку 12.12.2012 р. Формат 60х90 1/16.

Папір офсетний. Умовн. др. арк. 3,33

Друк різнограф. Тираж 150 прим. Зам. № 1212/13.

Підприємство УВОІ “Допомога” УСІ”

Свідоцтво про державну реєстрацію №531018

03056, м. Київ, пров. Політехнічний 6, корп. 5 (КП)

Тел.: 277-41-46.