

**НАЦІОНАЛЬНИЙ ТЕХНІЧНИЙ УНІВЕРСИТЕТ
«ХАРКІВСЬКИЙ ПОЛІТЕХНІЧНИЙ ІНСТИТУТ»**

Мохамед Абдалах Жабер

УДК 66.021.3

**ГОРИЗОНТАЛЬНИЙ РЕАКТОР ТУРБУЛЕНТНОГО ЗМІШУВАННЯ
ДЛЯ ІНТЕНСИФІКАЦІЇ ПРОЦЕСІВ ТЕПЛО-МАСОПЕРЕНОСУ В
ГЕТЕРОГЕННИХ СИСТЕМАХ**

Спеціальність 05.17.08 – процеси та обладнання хімічної технології

Автореферат дисертації на здобуття наукового ступеня
кандидата технічних наук

Харків – 2007

Дисертацією є рукопис

Робота виконана на кафедрі хімічної техніки та промислової екології у Національному технічному університеті «Харківський політехнічний інститут»

Науковий керівник:

доктор технічних наук, професор
Шапорев Валерій Павлович
Національний технічний університет
«Харківський політехнічний інститут»,
завідувач кафедри хімічної техніки та
промислової екології.

Офіційні опоненти:

доктор технічних наук, професор
Семенішин Євген Михайлович
Національний університет «Львівська
політехніка», м. Львів, професор кафедри
процесів і апаратів

кандидат технічних наук, доцент
Панасенко Володимир Олексійович
Державний науково-дослідний і
проектний інститут основної хімії
(НІОХІМ), м. Харків, головний інженер
проекту

Провідна установа:

Український науково-дослідний інститут
хімічного машинобудування (ВАТ
«УкрНДІХіммаш»), м. Харків.

Захист відбудеться «20» 04 2007 року о _____ годині на засіданні спеціалізованої вченої ради Д 64.050.05 у Національному технічному університеті «Харківський політехнічний інститут» за адресою: 61002, м. Харків, вул. Фрунзе, 21

З дисертацією можна ознайомитись у бібліотеці Національного технічного університету «Харківський політехнічний інститут»

Автореферат розісланий « » 2007 року

Вчений секретар
спеціалізованої вченої ради

Тимченко В.К.

ЗАГАЛЬНА ХАРАКТЕРИСТИКА РОБОТИ

Актуальність теми. Розв'язок сучасних завдань багатьох галузей промисловості потребує вдосконалення наявних та створення нових процесів і обладнання для переробки сировини і твердих відходів. При цьому більшість процесів, які покладені в основу переробки сировини і твердих відходів, відноситься до тепломасообмінних процесів з хімічними перетвореннями або без них, що протікають в гетерогенних системах і здійснюються відповідно дифузійної кінетики. Останнє означає, що швидкість процесу, який складається з ланцюгу послідовних переміщень і перетворень речовини, визначається дифузією (кондуктивною, турбулентною) і конвекцією у фазі, яка чинить найбільший опір переносу. В перевазі серед вищезначених масообмінних технологій будуть ті, в яких цією фазою є легкокорухоме середовище – рідина, газ.

В промисловості достатньо значна кількість технологічних процесів реалізується з використанням горизонтальних реакторів з зовнішнім вводом енергії (мішалки, ротори). Однак реактори цієї групи мають суттєві недоліки. Вони, головним чином, складаються в тому, що при високих значеннях чисел Re введена в апарат енергія рівномірно розподіляється по об'єму апарату, в той час як основний опір масопереносу зосереджений в області міжфазної поверхні, куди й доцільно підводити енергію. В цьому зв'язку технологічний ККД більшості горизонтальних реакторів досить малий. Особливо останнє притаманне, якщо осередок в реакторі характеризується як неньютонівська рідина. Осередок з такою характеристикою спостерігається в багатьох технологічних процесах. Найбільш важливий з них – це процес мокрого озолення, який покладений в основу створення безвідходної технології переробки твердих побутових відходів на органо-мінеральне добриво, яке в своєму складі практично не утримує сполук тяжких металів. Як відомо, інтенсифікація процесів тепломасопереносу спостерігається при реалізації режимів інверсії фаз, коли безперервно проходить оновлення міжфазної поверхні, і по черзі кожна з фаз становиться то дисперсною, то дисперсійною. Сталий і довгочасний режим з безперервним оновленням міжфазної поверхні дозволяє не тільки інтенсифікувати процеси, але й значно підвищити технологічний ККД.

Всі вищезначені явища необхідно досягти при реалізації процесу мокрого озолення відсортованих твердих побутових відходів, суть якого полягає в обробці твердих побутових відходів, в яких міститься органіки 60-80%, концентрованою сірчаною кислотою. Такий метод обробки твердих побутових відходів відомий, але реалізація його не можлива без створення реактору і апаратурно-технологічної схеми процесу. Тому потрібно удосконалити відомі конструкції або створити нову конструкцію горизонтального реактора, який би забезпечував ефективно протікання процесу мокрого озолення. З вищезначеного логічно витікає задача визначення способів і розробки такої конструкції реактору, які б дозволили

забезпечувати перерозподіл енергії у часі і просторі, доставляючи її до заданої області і тим самим забезпечуючи ефективне протікання процесу.

З другого боку, актуальність досліджень міститься в тому, що вищезначені задачі вирішуються при розробці процесу мокрого озолення, який покладений в основу створення безвідходної технології переробки твердих побутових відходів на органо-мінеральне добриво, яке в своєму складі практично не утримує сполук тяжких металів.

Зв'язок роботи з науковими планами, програмами, темами. Дисертацію виконано на кафедрі хімічної техніки і промислової екології НТУ «ХПІ» у рамках госпдоговірної теми «Розробка концепції та нових технологій рекультивації полігонів і переробки промислових і побутових відходів» з ТОВ «Укрпромекологія» (м. Харків), договору на проведення польових досліджень з Українським науково-дослідним інститутом лісного господарства і агролісомеліорації ім. Г.М. Висоцького (м. Харків), договору про наукову співпрацю з приватним підприємством «ВЕГА-95» (м. Харків), де здобувач був відповідальним виконавцем окремих розділів.

Мета і задачі дослідження. Мета роботи полягає в розробленні комплексного технологічного процесу переробки і утилізації твердих побутових відходів на основі процесу мокрого озолення, а також розробки конструкції реактора і створення реакторної схеми процесу.

Для досягнення зазначеної мети необхідно було вирішити такі завдання:

- обґрунтувати використання процесу і дослідити основні стадії процесу мокрого озолення з використанням концентрованої сірчаної кислоти для здобуття органо-мінеральних добрив з заданими властивостями;
- обґрунтувати і вибрати гнучку реакторну схему комплексної переробки твердих побутових відходів на основі процесу мокрого озолення;
- провести моделювання процесу мокрого озолення в реакторі з перемішуванням, встановити адекватність моделі і визначити найбільш раціональні параметри процесу;
- створити на основі горизонтального реактору нову конструкцію дослідно-промислового реактору і апаратурно-технологічну схему процесу мокрого озолення;
- напрацювати дослідні партії органо-мінеральних добрив і провести їх польові дослідження.

Об'єктом дослідження є масообмінний процес мокрого озолення органічної фракції твердих побутових відходів після стадії сепарації в горизонтальному реакторі з перемішуванням.

Предмет дослідження – кінетика, умови тепломасопереносу в горизонтальному реакторі повного витиску з турбулентним перемішуванням при реалізації процесу мокрого озолення і його інтенсифікації.

Методи дослідження. Аналіз процесу масообміну в горизонтальному реакторі з використанням теорії тепломасопередачі у трьохфазних системах,

математичне моделювання тепломасопереносу в реакторі, експериментальне дослідження процесів масообміну з використанням сучасних методів фізико-хімічного аналізу і контролю, обробка експериментальних даних з використанням ЕОМ.

Наукова новизна одержаних результатів.

- В результаті аналізу інформації щодо стратегії управління твердими побутовими відходами (ТПВ), методів і технологій їх переробки, їх фізико-хімічних властивостей доведено, що найбільш перспективним являється комплексна переробка ТПВ, включаючи стадії сепарації, видалення продуктивних фракцій і наступну переробку «хвостів» сепарації методом мокрого озолення на мінеральні добрива.

- Вперше розроблена апаратно-технологічна схема процесу утилізації ТПВ на основі процесу мокрого озолення; встановлено, що в якості основного обладнання схеми є реактор горизонтального типу, в якому повинна реалізуватися модель потоку – турбулентне перемішування з повним витисненням.

- Вперше розроблені математичні моделі процесу мокрого озолення в реакторі ТППВ, які описують умови масо-теплопереносу при нестационарному режимі для неньютонівських рідин, а також умови масштабного переходу від експериментального реактора до промислового.

- Використовуючи модельні і теоретичні представлення щодо процесу масо-теплопереносу, розроблена перспективна конструкція горизонтального реактора повного витиснення з турбулентним перемішуванням.

- Створена експериментальна установка на основі розробленої апаратно-технологічної схеми процесу мокрого озолення з використанням розробленої конструкції реактора для досліджень і вироблення дослідних партій органо-мінеральних добрив.

- В результаті досліджень виявлені раціональні параметри проведення процесу мокрого озолення в розробленої конструкції реактора: температура осередку $120\text{ }^{\circ}\text{C}$, $\text{pH} < 4$, $\text{Re} \geq 10^4$, час перебування в реакторі 35-45 хв. При цьому доведено, що розходження експериментальних кінетичних параметрів процесу і кривих зміни температури в реакторі від результатів розрахунку по рівнянням моделей не перевищує 10-15 %, що допустимо для даного типу процесу.

Практичне значення одержаних результатів.

- Розроблена апаратно-технологічна схема процесу мокрого озолення відсортованих ТПВ для вироблення якісних органічно-мінеральних добрив; складена специфікація обладнання, розроблений план компоновки обладнання.

- Розроблена перспективна конструкція реактора горизонтального типу з турбулентним змішуванням, виконаний технічний проект реактора і розроблена методика його розрахунку, що дає можливість інтенсифікувати процес мокрого озолення ТПВ.

- Видані рекомендації для промислової реалізації процесу мокрого озолення, що включають раціональні режими процесу, апаратурно-технологічну схему, перелік стандартного обладнання, технічні проекти на нестандартне обладнання, план компоновки обладнання, які прийняті приватним підприємством «Вега-95» для промислового впровадження.

Особистий внесок здобувача полягає в проведенні експериментальних досліджень та їх аналізу, встановленні кінетичних залежностей теоретичних засад процесу масо-теплопереносу, розробки математичних моделей процесів масо-теплопереносу в горизонтальному реакторі, впровадженні результатів роботи в виробництво, формуванні основних висновків.

Апробація результатів роботи. Матеріали дисертації обговорювались і одержали позитивні відгуки на конференціях: III, IV Міжнародна наукова конференція «Молодь у вирішенні регіональних і транскордонних проблем екологічної безпеки» (Чернівці, 2004, 2005 р.); XIII Міжнародна науково-технічна конференція «Екологія і здоров'я людини. Охорона водного і повітряного басейнів. Утилізація відходів» (Алушта, 2005 р.); Міжнародна науково-практична конференція «Наука і соціальні проблеми суспільства: людина, техніка, технологія, довкілля» (Харків, 2004 р.).

Публікації. За матеріалами дисертації опубліковано 8 наукових робіт серед них 4 статті у фахових виданнях, 3 тез доповідей на конференціях та 1 деклараційний патент України.

Структура та обсяг роботи. Дисертаційна робота складається зі вступу, 5 розділів, висновків, списку використаної літератури та додатків. Повний обсяг дисертації складає 133 сторінки з яких 20 ілюстрацій по тексту, 14 таблиць по тексту, 127 найменувань використаних літературних джерел, 5 додатків.

ОСНОВНИЙ ЗМІСТ РОБОТИ

У вступі обґрунтовано актуальність роботи, визначена основна мета та завдання, які потрібно вирішити для досягнення поставленої мети, перераховано основні положення й закономірності, отримані здобувачем, що мають наукову та практичну цінність.

В першому розділі «Методи, технології і концепції утилізації твердих побутових відходів (ТПВ) і осадів стічних вод (ОСВ), утворюваних при біологічній очистки» розглянуті склад побутових відходів, шляхи підготовки їх до утилізації, методи і технології утилізації ТПВ, нові підходи до утилізації. Оскільки об'єктом досліджень є процес мокрого озолення органічної фракції ТПВ після стадії сепарації в горизонтальному реакторі з перемішуванням, то в розділі проаналізовано відому інформацію щодо процесу, обладнанню, яке необхідне для реалізації процесу. Виявлено, що реактори, в яких можливо ефективно проводити досліджуваний процес, відсутні. На основі проведеного літературного огляду сформульовано цілі та завдання досліджень.

В другому розділі «Обґрунтування і вибір гнучкої хіміко-технологічної системи промислової переробки ТПВ і ОСВ на основі процесу мокрого озолення» розглянута оцінка відомих технологічних процесів з точки зору екологічної безпеки і економічних критеріїв, в тому числі і процесу мокрого озолення. Розглянуто процеси спалювання ТПВ; компостування; сортування ТПВ і спалювання хвостової фракції; сортування і компостування хвостової фракції; сортування і пресування хвостової фракції; сортування і обробка хвостів сірчаною кислотою (мокре озолення). Доведено, що екологічно безпечними є останні два технологічних процеси, і вони єдині є самоокупними процесами, тобто процесами, що приносять прибуток. Для цих процесів виконано розрахунок матеріального балансу на виробленість установки 60 т/год і доведено, що відсортовані ТПВ (фракцією менше 150 мм) мають склад (%): харчові відходи – 64,2; папір – 26,98; текстиль – 1,62; кості – 3,24; сметки – 4,1. При цьому вміст органічної складової складає до 90 %.

Доведено також, що переробка фракції відсортованих ТПВ на мінерально-органічні добрива дає прибуток 16 дол/т перероблених відходів. Тобто показано, що практичний інтерес представляє комплексна переробка ТПВ: сортування – процес мокрого озолення після сортування з виробленням мінерально-органічного добрива.

Далі в розділі розглянуто вибір раціонального варіанту хіміко-технологічної схеми переробки хвостів (органічної фракції <150 мм) на органо-мінеральні добрива. В першу чергу розглянуто хімічні процеси, які спостерігаються при реагентній обробки фракції відсортованих ТПВ сірчаною кислотою. Попередньо були проведені дериватотрафічний (ДТА, ДТГ, ТГ), рентгенофазовий (РФ) і спектральний (ИК) аналізи фракції ТПВ, яка попередньо була гомогенізована. На основі результатів аналізів і відомих даних з літературних джерел було доведено, що фракція ТПВ переважно містить в собі клітчатку і целюлозу і має вологість 45 %, зольність 25-30 % мас.

Целюлоза складається з молекул, розташованих паралельно друг другу і зчеплених між собою водневими зв'язками у первинні фібрили. З первинних фібрил сформовані мікрофібрили (перетином 10×20 нм і довжиною 60 нм). Проміжки (капіляри) між ними, шириною 10 нм, заповнені лігніном і геміцелюлозами. Структура фібрил неоднорідна за їх довжиною і в неї є зони, в яких молекули упорядковані (кристалічна структура) і аморфні – з рихлою структурою (ближній порядок). Щоби перетворити фракцію ТПВ з вище означеним хімічним складом і структурою в органічну масу, доступну для мікроорганізмів ґрунту, тобто перетворити ТПВ у активну біомасу, з якої за рахунок мікроорганізмів і ферментів проходять процеси синтезу, полімеризації і конденсації з утворенням в ґрунті високомолекулярних колоїдних з'єднань: гумінових і фульвокислот, а також гумінів, – необхідно розірвати зв'язки в целюлозі з видаленням свіжого лігніну, геміцелюлози та її гідролізу. При цьому енергетично вигідний розрив зв'язків проходить по

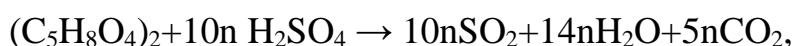
аморфним зонам. Відомо, що безокисневе розчеплення целюлози на більш прості сахари може бути здійснено за рахунок взаємодії з сірчаною кислотою



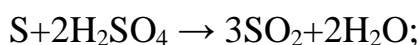
При цьому видалений лігнін взаємодіє з H_2SO_4 з утворенням лігносульфонових кислот, а екстрактивні речовини взаємодіють з утворенням сульфокарбонових кислот



Одночасно з цими реакціями протікають реакції деструкції геміцелюлози



а також окислювання – відповідні по типу:



Всі вищезначені хімічні реакції протікають в інтервалі температур 90-240 °С при концентрації H_2SO_4 в розчині 5-20 %, ці реакції ендотермічні і потребують підвода тепла ззовні. При цьому лімітуючою реакцією є реакція розкладу геміцелюлози, а процес в цілому протікає більш інтенсивно при інтенсивному перемішуванні з суміщенням великих зрізуючих напруг. При цих умовах реакційна спроможність осаду після обробки кислотою збільшується в 100-150 разів порівняно з вихідною сировиною. Таким чином, вище приведений хімізм процесу дозволяє перетворити органічні речовини ТПВ на інші, більш доступні мікроорганізмам, а також вилучити з ТПВ іони тяжких металів і перевести їх у розчин.

Враховуючи, що відсортована фракція ТПВ має вільну вологу (45-50 %), нами було запропоновано фракцію ТПВ обробляти концентрованою сірчаною кислотою. Розрахунками з використанням закону Гесса було встановлено, що при співвідношенні $H_2SO_{4(мас)}/ТПВ_{(мас)} = (1/3 \div 1/5)$, при взаємодії H_2O і H_2SO_4 і відповідному розбавленні концентрованої H_2SO_4 може виділитися тепла (1050 ÷ 1260) кДж/кг. Доведено, що цієї кількості тепла досить для розігріву реакційної суміші до температури 180 °С. Таким чином, при цих умовах процес мокрого озолення ТПВ став самодостатнім, тобто не потребує підводу тепла.

Для реалізації самодостатнього процесу в реакторі при інтенсивному змішуванні реагентів необхідне досить точне підтримування співвідношення $H_2SO_4/ТПВ$, досягти гомогенізації суміші і рівномірного розподілу температур по об'єму реактора. Виходячи з цього, в розділі приведені результати дослідження деяких властивостей відсортованих ТПВ. Було встановлено, що фракція ТПВ має високу структурну зв'язаність компонентів за рахунок волокнистих фракцій (текстиль, папір) і досить суттєве зчеплення, обумовлене наявністю в складі ТПВ вологи і колоїдних (тиксотропних) компонентів. За рахунок цього фракції ТПВ притаманне

сводоутворення і фракція налипає на металеву стінку з кутом нахилу до горизонту $65-75^\circ$ і стає нерухомою. Враховуючи це, для забезпечення надійного функціонування процесу, необхідно фракцію ТПВ гранулювати і у виді гранул дозувати в реактор. На основі аналізу літературних джерел для забезпечення гранулювання фракції ТПВ нами був вибраний двохчерв'ячний реактор-змішувач типу СН.

Використовуючи стандартний реактор типу СН з радіусом шнеків $R=0,033$ м, глибиною каналів шнека $H=0,0095$ м, шагом гвинта $t=0,024$ м (1 дільниця), $t=0,0144$ м (2 дільниця) і $t=0,0112$ м (3 дільниця), були досліджені властивості брикетів, які виходили з реактора СН. Було встановлено, що при тиску на виході з СН (3-4) МПа об'єм фракції зменшується у 8-12 разів, густина досягає $1,3$ т/м³, волога практично не зменшується, брикети не руйнуються. Дериватографічним і рентгенофазовим аналізами, а також попередніми експериментами доведено, що при транспортуванні фракції в реакторі типа СН проходить її гомогенізація, стирання і, як наслідок, різко збільшується активність компонентів фракції і їх реакційна спроможність в вищезначених хімічних процесах. Якщо на виході з СН досягається тиск (5-8) МПа, то з брикетів інтенсивно виділяється вільна вода (на 80-90 %), об'єм фракції порівняно з попереднім тиском зменшується ще в 1,7 рази, а густина досягає значень (2,2-2,5) т/м³. Показано, що такий брикет являється сталим і в ньому активна діяльність мікроорганізмів уповільнюється із-за відсутності вільної вологи.

Таким чином, попередня обробка відсортованої фракції ТПВ дозволяє здобути брикети, в яких активність компонентів збільшена і їх можна досить точно дозувати в реактор з використанням стандартних дозаторів.

На виході з реактору, в якому проводиться процес мокроого озолення, реакційна суміш представляє собою суспензію з твердої фази і рідини, в якій розчинені солі тяжких металів. Відповідно, необхідна стадія фільтрування суспензії з послідовним розділенням на тверду і рідинну фази. Тверда фаза представляє кислий осад органіки і мінеральних солей. Для нейтралізації осаду останній обробляється вапном або вапняком і підсушується до остаточної вологості (8-15%). Після цього осад і є органо-мінеральним добривом. Рідинна фаза після фільтрів обробляється лугами (NaOH, Na₂CO₃, KOH) для осадження гідроксидів і карбонатів тяжких металів, які є вторинною сировиною, і з якої доцільно виробляти феррити.

Результатом другого розділу є розробка реакторної схеми процесу мокроого озолення відсортованої фракції ТПВ, яка приведена на рисунку 1. Схема послідовно включає всі необхідні переділи, пояснення наведені на рисунку 1 і підписані підписами. Далі в розділі 2 розглядається проблема вибору реакторів для проведення процесу мокроого озолення, поз. 6, і процесу нейтралізації кислого осаду, поз. 7.

Рис. 1. Принципова реакторна схема переробки відсепарованих ТПВ на ОМД:
1 – стрічковий транспортер-дозатор; 2 – шнекова двох вальна машина (реактор) типа СН; 3 – бункер з ворошителем для ТПВ після компресорної обробки в поз. 2

при $P \gg 2 \text{ МПа}$; 4, 9 – редлер для подачі ТПВ і суміші; 5 – шнек-дозатор; 6, 7 – двох вальний реактор ідеального змішування; 8, 14 – система відстійник – стрічковий фільтр-прес; 10 – бункер з ворошителем для суміші ($\text{CaCO}_3 + \text{CaO}$); 11, 15 – двох вальний шнековий змішувач; 12 – бункер з ворошителем для готової продукції (ОМД); 13 – реактор для виготовлення розчину NaOH ; 14 – реактор для осадження гідроксидів важких металів; 15 – обертаюча піч; 16 – ємкість для виготовлення суспензії $\text{Ca}(\text{OH})_2$; 17 – скруббер для очистки газів; 18 – ємкість для H_2SO_4 .

В розділі було проаналізовано більш ніж 20 конструкцій промислових горизонтальних реакторів з одним і двома обертаємими роторами. Оцінка ефективності реакторів проводилась по значенню коефіцієнта перемішаності, який на основі літературних джерел, дорівнює 1,0 при повній гомогенізації суміші. Коефіцієнт перемішаності визначається по формулі

$$\gamma_i = 1 - \frac{1}{2S} \int (C_M^s - \bar{C}_M) dS, \quad (1)$$

де S – перетин реактора при коефіцієнті заповнення $K_3 = 0,5 - 0,6$; C_M^s – концентрація компонента твердої фази в перетині; \bar{C}_M – середня концентрація компонента твердої фази при повній гомогенізації.

Крім того, оцінювався час перемішування ($\tau_{\text{см}}$) реакційної суміші в реакторі порівняно з часом протікання хімічної реакції ($\tau_{\text{хр}}$). Аналіз довів, що при в'язкості суміші $\mu < 200 \cdot 10^{-2} \text{ Па}$ с коефіцієнт перемішування, близький до одиниці, спостерігається в перетині S на довжині 3-4 калібрів від зони вводу твердої фази в реактор, тобто практично на виході з реактору. При таких умовах, коли $\tau_{\text{хр}} \geq \tau_{\text{см}}$, процес протікає не повністю, в реакторі не досягаються квазіізотермічні умови і однорідність молекулярного масового розподілу компонентів, що обов'язково необхідно досягти при реалізації процесу.

Базуючись на теоретичних засадах можливості інтенсифікації процесів змішування і тепломасопереносу, було прийнято, що принциповим рішенням проблеми технічного оформлення процесу є використання нового типу горизонтального реактора витиснення, в якому реалізуються високотурбулентні потоки. При цьому з'являється можливість формування при $\tau_{\text{хр}} \geq \tau_{\text{см}}$ режиму ідеального витиснення в турбулентному потоці і досягнення квазіізотермічних умов при однорідному розподілі компонентів. При цьому реактор повинен мати 3 зони:

- зона змочування дозованого в рідинну фазу твердого матеріалу із забезпеченням початкової турбулізації потоків;
- зона деструкції твердої фази і хімічної взаємодії при великих зрізуючих напругах і механічному руйнуванню твердої фази з забезпеченням повної гомогенізації осередка;
- зона стабілізації і виводу суспензії з реактора.

Принципова схема такого реактора наведена на рисунку 2.

Відповідно рисунку 2 (А, Б) принципова конструкція горизонтального реактору представляє собою пристрій, який складений з коритообразного корпусу (1), встановленого на опорній рамі (7), закритого герметичною

кришкою, в якій є горловини для вводу гранулята Р, сірчаної кислоти T_1 , T_2 , виводу газообразної фази С, виводу суспензії У. На кришці (2) встановлені технологічні люки для ремонту і обслуговування (3). Всередині корпуса встановлені два ротори – вала (47, 48). Об'єм корпуса поділений на три зони, перша призначена для загрузки реагентів і попередньої турбулізації потоків. В цій зоні встановлені сполошні перфоровані лопасті (9), (перетин Б-Б). конструкція лопастей забезпечує при подачі гранулята в рідинну фазу миттєве змочування, його руйнування з утворенням дисперсійного осередку (попередня турбулізація потоку). Друга зона призначена для гомогенізації потоку з утворенням значних зрізуючих напруг. Для забезпечення цих умов на валах встановлені лопасті (11). Лопасті встановлені під різними кутами атаки, що дозволяє створювати рециркуляційні зони, а, крім того, в зонах кожної лопасті створюються кільцеві потоки, які рухаються відносно друг друга і створюють турбулентні вихори. Третя зона призначена для стабілізації і інтенсивної вигризки суспензії з реактору. Вали реактора обертаються назустріч друг другу.

Таким чином, запропонована конструкція реактора може забезпечити необхідну гідродинамічну обстановку в реакторі. Для розрахунку реактора необхідно визначити його раціональні геометричні розміри і їх співвідношення, частоту обертання валів, умови тепловідводу. Крім того, оскільки процес протікає в реакторі при невідомім початковім фракційним складі твердої фази на мікрорівні, то необхідна модель безперервного процесу і методики розрахунку концентрацій по довжині реактору. Це дозволить визначити час перебування і кінетичні параметри процесу по довжині реактору. Оскільки процес теплопереносу в реакторі нестационарний, то необхідна модель і методи розрахунку нестационарного переносу в даному типі реактора. Вирішенню цих питань присвячені послідувачі розділи.

Рис. 2. Конструкція горизонтального реактора витиснення з інтенсивним перемішуванням за рахунок розвинутого турбулентного режиму

Третій розділ «Моделювання процесу мокрого озолення в горизонтальному реакторі витиснення з турбулентним перемішуванням» присвячений створенню кінетичної моделі процесу і моделі теплопереносу. Моделювання турбулентного змішування є важливою частиною макрокінетичного описування температурних і концентраційних полів в турбулентних потоках при протіканні хімічних реакцій, характерний час яких зрівнюється з часом змішування. Оскільки в розглянутому випадку результатом макрозмішування і деструкції клітчатки є звільнення свіжого лігніну і геміцелюлози, то результат макрозмішування оцінювався по концентрації геміцелюлози в суспензії (C_A), щодо результату мікрозмішування, то він оцінювався по швидкості гідролізу целюлози (r_{aw}). Але фракційний склад суспензії після звільнення геміцелюлози не відомий і попередньо його розрахувати практично не можливо, необхідно було знайти метод розрахунку концентрацій для даних умов.

Матеріальний баланс реактора записується рівняннями:

$$V \frac{dC_A}{d\tau} = W r_{AW}, \quad (2)$$

$$r_{AW} = -k_{La} F (C_A + C_{AW}),$$

де V – об'єм реактора (м^3); C_A – мольна концентрація початкової речовини в об'ємі; W – маса твердої фази; C_{AW} – мольна концентрація початкового реагенту в твердій фазі; r_{aw} – швидкість реакції; k_{La} – коефіцієнт масовіддачі в рідинну фазу (м/с); F – питома поверхня контакту фаз. Залежність k_{La} визначалась по відомому рівнянню

$$k_{La} = \frac{0,26(\varepsilon_0 \nu)^{0,25}}{S_c^{0,75}}, \quad (3)$$

де ε_0 – дисипація енергії в одиниці маси (Вт/кг), ν – коефіцієнт кінематичної в'язкості ($\text{м}^2/\text{с}$), $S_c = \nu/D$ – число Шмідта, D – коефіцієнт молекулярної дифузії в рідинній фазі ($\text{м}^2/\text{с}$).

Виходячи з цих посилок, був встановлений зв'язок між початковою питоною і міжфазною поверхнею і кінетичною кривою, здобутою в періодичному режимі

$$F = \frac{1}{k_{La} C_{AW}^a \tau_{cp}} \left[C_{A_0} - \frac{k_{La}^a}{k_{La} \tau_{cp}} \int_0^\infty C_A(\tau) d\tau + \frac{(k_{La})^2}{k_{La}^a \tau_{cp}^2} \int_0^\infty \tau C_A(\tau) d\tau \right], \quad (4)$$

де індекс a відноситься до періодичного процесу; τ_{cp} – середній час перебування суміші в реакторі (с).

Далі на основі рівняння (4) було здобуте рівняння для визначення концентрації у безперервному процесі

$$\bar{N}_A = \frac{k_{La}^a}{k_{La} \tau_{cp}} \int_0^\infty C(\tau) d\tau - \frac{(k_{La}^a)^2}{(k_{La})^2 \tau_{cp}^2} \int_0^\infty \tau C_A(\tau) d\tau. \quad (5)$$

Таким чином, здобута модель, в разі її адекватності, свідчить о можливості використання лабораторних даних про процес для конкретного процесу в промисловому реакторі.

Далі в розділі розглянуто розрахунок теплопереносу в даному типі реактора. При розгляді даного питання в основу розрахунку було покладено, що головним управляючим параметром є величина дисипації енергії. При цьому масштаб течії потоку вибирався таким, щоби течію можна було вважати ламінарною і відповідно використовувати рівняння для переносу тепла при ламінарному обтіканні стінки, при цьому швидкість течії визначається через дисипацію енергії в реакторі. При розподілі швидкості таким чином, що його можна вважати квазістаціонарним, то можна написати рівняння теплового балансу

$$\frac{\alpha_A}{\lambda_{fe}} \left(\frac{a^2}{g} \right)^{1/3} = 0,23 \left[\frac{\varepsilon}{\rho g (g v_{eff})^{1/2}} \right]^{1/4} \left(\frac{a}{v_{eff}} \right)^{1/3} \left(\frac{\eta}{\eta_w} \right)^{0,14}, \quad (6)$$

де α_A – коефіцієнт тепловіддачі від теплоносія до поверхні реактора (кДж/м² с К); a – коефіцієнт теплопровідності (м²/см); ε – середня дисипація енергії (кВт/м³); ρ – густина осередку; v_{eff} – ефективна кінематична в'язкість осередку (м²/с); η , η_w – динамічна в'язкість осередку в реакторі при температурі стінки реактора (Па с).

З цього рівняння видно, що вибір масштабу течії не має основоположної ролі, що дозволяє це рівняння використовувати до турбулентних потоків.

Для розрахунку ефективної в'язкості використовувалось рівняння, що витікає з закону Освальда

$$v_{eff} = \frac{1}{\rho} k_{\eta}^{2(m+1)} \left(\frac{k_N \rho \eta^2 d_2^5}{15 V_A} \right)^{(m-1)(m+1)}, \quad (7)$$

$$\text{де } k_N = A \text{Re}^a \cdot Fr^b \cdot K_C^c. \quad (8)$$

Використовуючи рівняння балансу тепла,

$$\left(\rho \tilde{N}_{ptc} V_A + m_A C_{pst} \right) \frac{dt_A}{d\tau} = k_H F_H (t_H - t_A) + k_N \rho h^3 d_2^3 - k_k F_k (t_A - t_L), \quad (9)$$

де t_A , t_L – температура в реакторі гріючої поверхні; k_H , k_k – коефіцієнти тепловіддачі для гріючої поверхні (кДж/м²с·К); F_H , F_k – площі поверхні реактора, гріючої та неізолюваної (м²),

були здобуті залежності зміни температури осередку від часу

$$t_A = k_2 + k_3 \cdot \exp(-k_i \tau), \quad (10)$$

де k_1 , k_2 , k_3 – коефіцієнти; τ – час.

А також отримано залежність максимального часу перегріву осередку від товщини перегрітого шару у стінок реактора і τ – часу розігріву

$$\tau_m = \frac{F_H \delta \ddot{u} \left(1 - \frac{\delta \ddot{u}}{D} \right)}{V_A}, \quad (11)$$

де $\delta \ddot{u}$ – відповідно товщина шару в середньому.

Аналіз моделей свідчить, що інтенсивність процесів в реакторі (тепло-масопереносу) повністю визначається величинами енерговкладу (дисипації енергії). Величина дисипації залежить від коефіцієнту потужності мішалки

k_N , числа обертів n , геометричних розмірів, об'єму реакційної зони V_A , константи Освальда k_2 . Остання константа залежить від градієнту зсуву і тангенціальних напруг, тобто від величини зрізуючих зусиль. Очевидно, слідує очікувати кореляцію між масо- і теплопереносом в реакторі і, відповідно, адекватність однієї моделі буде підтверджувати другу.

Для конструювання реактора необхідно визначення вищеозначених параметрів і, при цьому, для зниження витрат необхідно зробити адекватний масштабний перехід від експериментальної установки до промислового реактора.

Четвертий розділ «Експериментальне визначення параметрів моделей і встановлення їх адекватності» присвячений методикам вибору розміру реактора, типу експериментальної установки та її масштабування, методикам дослідження кінетики процесу гідролізу, основним результатам досліджень і розрахунку основних розмірів реактора.

При проведенні дослідів і математичному аналізі результатів ґрунтувались на тому, що результат протікання процесів визначається інтенсивністю перемішування N_1 або об'ємною швидкістю V_6 , зв'язаною з потоком речовини в реакторі відповідними співвідношеннями.

Найбільш ефективно перемішування, циркуляція спостерігається при потужності мішалки, яка визначається

$$q = k_N n d, \quad (12)$$

де n – швидкість обертів мішалки (об/хв); d – діаметр мішалки (м); k_N – залежить від типу і геометрії мішалки, відношення її діаметра до визначаючого розміру корпусу (T) – d/T і числа Re .

Динамічний відклик реактора, що описується, характеризується швидкістю рідини на лопастях мішалок. В залежності від швидкості обертів рідинної фази по Веберу існує три області помірної, середньої і бурної перемішування. В якості критерію інтенсивності використовується швидкість обертання мішалок. Виходячи з цього, коефіцієнт інтенсивності перемішування систем визначається як

$$N = V_6 / 2,$$

де V_6 – середня об'ємна швидкість рідини см/хв, 2 см/хв, швидкість при якій по Веберу спостерігається перехід до інтенсивного перемішування. Далі визначено, що потік, який необхідний для створення заданої інтенсивності перемішування, представляється як добуток об'ємної швидкості рідини ($6N_1$) і площі поперечного перетину реактора

$$Q = V_6 \dot{A}Z = 6N_1 \frac{T^2}{4} \pi Z, \quad (13)$$

де V – об'єм реактора рівний $A \cdot Z$, Z – висота шару реакційної суміші в реакторі.

З рівняння (13) витікає, що швидкість обертання рідини в реакторі рівна відношенню Q/V

$$\frac{Q}{V} = \frac{6N_1}{Z}. \quad (14)$$

Виходячи з вищезначеного, була висловлена залежність k_N від d/T

$$k_N = kn^2 d^5, \quad (15)$$

де k – коефіцієнт пропорційності.

Рівняння (15) ідентично відношенню моменту обертання об'єму рідини на одиницю об'єму і визначається як один з критеріїв масштабування

$$T_Q = kn^2 d^5.$$

Було визначено, що в геометрично подібних системах співвідношення T_Q/V буде постійним при $N_I = \text{const}$, а, крім того, це співвідношення не залежить від d/T . Для визначення T_Q/V було здобуто рівняння

$$\frac{T_Q}{V} = 3,27 N_P \cdot \rho N_1^2 / g(Z/T), \quad (16)$$

де $N_P = P/\rho n^3 d^5 = 2\pi T_Q g/\rho n^2 d^5$; P – потужність, витрачена на обертання мішалок.

З рівнянь (12-16) витікає, що час змішування в турбулентному режимі визначається як

$$\tau_{\text{мі}} = 10,8 N_1 (Z/T)^{2/3} V^{1/3}. \quad (17)$$

Таким чином, для турбулентного змішування (бурного – по Веберу) відношення T_Q/V і $\tau_{\text{см}}$ вважаються незалежними від розмірів реактора і можуть використовуватись як критерії масштабування. Значення N_1 , як відомо з літературних джерел для турбулентного змішування, лежить в межі (9-12).

Для досліджень процесу була створена експериментальна установка реактора аналогічного типу, що наведена на рисунку 2.

Визначаючи розміри реактора були: $T=0,25$ м; $Z=0,5$ м; довжина реактора $6T=1,5$ м; ширина лопаток в другій зоні $0,019$ м; $d=0,102$ м. При дослідженнях задавалась величина $N_1=(9-12)$, виходячи із значення N_1 , визначались параметри q , n , $\tau_{\text{см}}$, k_N , Re . При сталому режимі досліджувалась кінетика процесу гідролізу.

На рисунку 3 наведені експериментальні дані по кінетиці розкладання геміцелюлози і лігніну. Кінетичні криві, що здобуті в реакторі при безперервному режимі при вільно вибраному часі перебування в реакторі (сплошні криві) і відомої кінетики, здобутої в реакторі при періодичному режимі (експериментальні точки), – рис. 3 А, свідчать про загальний характер залежності (5) тому, що відхилення значень концентрації C_A між кривою і експериментальними точками не перевищує 15 %.

На рисунку 3 Б наведено зіставлення розрахункових значень C_A (сплошна крива) і експериментальних значень C_A (точки), здобутих при проведенні безперервного процесу в реакторі. Як свідчать приведені дані, середнє відхилення в даному випадку не перевищує 20 %. При цьому у всіх випадках середній розмір часток твердої фази в момент початку реакції складав $3,31 \cdot 10^{-3}$ м.

Рис. 3. Кінетика розкладу геміцелюлози при 120 °С:
 1 – $n = 500$ об/хв.; 2 – $n = 700$ об/хв.; 3 – $n = 300$ об/хв.; 4 – лігнін ($n = 500$ об/хв.)
 А – загальна залежність; Б – безперервний процес

Таким чином, аналіз здобутих даних свідчить про адекватність кінетичної моделі. Далі дослідження проводились при безперервному режимі з метою встановлення залежності чисел Nu і ступеню перетворення речовини на виході з реактору від чисел Re . Крім того, ставилась мета визначення, за рахунок якого гідродинамічного ефекту спостерігається підвищення коефіцієнта масовіддачі.

Результати експериментальних досліджень наведені на рисунках 4, 5, 6.

З наведених даних видно, що при $Z=0,25$ м спостерігаються найбільші значення змушуваної конвективної масопередачі при однакових значеннях Re по відношенню с $Z=0,5$ м; $Z=0,125$ м. Аналогічну залежність має і ступень перетворення, що є свідком про визначний вплив k_{La} на процес. Оскільки в зоні кожної лопасти спостерігаються кільцеві потоки, які рухаються відносно один одного, можна розглянути залежність чисел Nu від чисел Тейлора (T_e), яке визначається співвідношенням

$$T_e = \frac{wd / 2\delta}{n_{кр} \nu}, \quad (18)$$

де w – кутова швидкість обертання мішалки (c^{-1}); $d / 2$ – радіус мішалки (м); $n_{кр}$ – швидкість (об/с); ν – кінематична в'язкість осередку (m^2/c); δ – зазор між лопастями-сусідами (м).

На рисунку 5 наведена вказана залежність. Як видно з нього, число T_e має значення більше 3100, що, згідно з теорією, є свідком того, що високі значення коефіцієнта масовіддачі пов'язані з турбулентними вихорами, які виникають при течії рідини між обертаємими лопастями.

Рис. 4. Залежність чисел Nu від чисел Re :
 Z_1, Z_2, Z_3 – висота шару рідини, м: 0,25; 0,5; 0,125 відповідно;
 Верхні графіки – ступінь перетворення на виході із реактора при Z_i ; нижні графіки – числа Nu при Z_i

Рис. 5. Залежність чисел Nu від чисел Тейлора

Розрахунок k_N довів, що висока ефективність зсуву в досліджуваному реакторі дозволяє досягти високі значення k_{La} при відносно малих значеннях потужності, тому що рух лопастей проходить з малим розсіюванням енергії. На рисунку 6 приведені характерні криві зміни температури реакційного осередку при різних значеннях Re . Очевидно, що при $Re \gg 1000$ при умовах охолодження корпуса реактора холодною водою ($t_n = 20 \div 25$ °С) встановлюється квазістабільний ізотермічний режим після зони попередньої турбулізації. При значеннях $Re < 1000$ вищеозначений режим встановлюється на виході з реактору.

Рис. 6. Залежність характеру зміни температури осередку по довжині реактора від чисел Re

Рис. 7. Зміна температури при розігріві реакційного осередку в реакторі

- — $F_H/V=3,2 \text{ м}^{-1}$;
- - - - $F_H/V=2,2 \text{ м}^{-1}$;
- x, Δ - $F_H/V=3,2 \text{ м}^{-1}$

Рис. 8 Вплив питомого енерговкладу на час перегріву слою рідкої фази в пристінному шарі

Таким чином, наведені результати підтверджують адекватність моделей для розрахунку концентрацій по довжині реактора і основні положення щодо інтенсифікації процесу масопереносу. При цьому результати дозволяли встановити раціональні параметри: $k_N=0,2752 \div 0,33$; $N_1=10 \div 12$; $V_p = 5-6 \text{ м/с}$; $P/V=25 \text{ кВт/м}^3$; $Z=0/5 \text{ м}$; $t_{A0}=20^\circ\text{C}$; $t_{AC}=100^\circ\text{C}$; $t_H=140^\circ\text{C}$; $t_{\bar{u}}=130^\circ\text{C}$; $a - \eta=2 \text{ Па с}$; $\nu=10 \text{ Па с}$.

Здобуті дані не суперечать відомим теоретичним уявленням і експериментальним даним.

Адекватність моделі нестационарного теплопереносу при дослідженнях визначалась за двома показниками: зміні температури при розігріві реакційного осередку і по залежності часу перегріву від фізико-хімічних властивостей осередку. Експериментальні дані наведені на рисунках 7, 8.

Як видно з рисунку 7, спостерігається досить задовільне узгодження між розрахунковими і визначеними в експерименті кривими розігріву реакційної суміші в реакторі, що підтверджує адекватність моделі. Крім цього, очевидно, що зі зменшенням енерговкладу змінюється і Re і відповідно зростає або зменшується інтенсивність теплообміну. Ці результати корелюють з даними по масопередачі (рис. 4). Виходячи зі здобутих даних і рівнянь теплового балансу при умовах зовнішнього теплотр'єму, було здобуте співвідношення, при якому виконуються умови квазіпостійності температури в реакторі після розігріву:

$$\Delta T_i = 2\alpha L(T - T_{\delta\bar{e}}) / \left(\rho \tilde{N}_\delta \frac{\dot{Q}}{2} V \right) = 2\alpha L \tau_{cp} (T - T_{\delta\bar{e}}) / \left(\rho \tilde{N}_\delta \frac{\dot{Q}}{2} \right), \quad (19)$$

де T_i – характерна температура в зоні реактора (К); ΔT_i – величина допустимого змінення T_i ; α – коефіцієнт тепловіддачі через стінку (Дж/м²с·К); T , T_{chl} – температури в апараті і хладоагента (К); C_p – молярна теплоємність (Дж/моль·К); $T/2$ – визначений розмір (радіус) реактора (м); τ_{cp} – час перебування в реакторі; L – довжина реактора (м).

Аналіз рівняння (19) показує, що ΔT_i корелюється з величиною t_{ii} – температурою, вище якої не дозволено нагрівати реакційний осередок. Час перегріву τ_m залежить від величини енерговкладу (E), тобто від N_1 , Re.

На рисунку (8) представлена залежність питомого енерговкладу на час перегріву t_{ii} . З приведених даних видно, що при реалізуємих на практиці

енерговкладах ($4,5 \text{ кВт/м}^3$) при $\eta=(8\div 10) \text{ Па}\cdot\text{с}$, час перегріву складає кілька хвилин. Тому в першій зоні реактору необхідно збільшити швидкість хладоагента в контурі охолодження в 2-3 рази. Таким чином, наведені результати свідчать щодо адекватності моделі теплопереносу в реакторі.

Далі в розділі були визначені основні розміри і параметри, необхідні для конструювання промислового реактора. Ці розміри визначались з урахуванням критеріїв масштабного переходу.

У п'ятому розділі «Вироблення дослідних партій продукції і результати по ефективності використання продукції в якості добрив в сільському господарстві» наведені дані про експлуатацію розробленої реакторної схеми і реактора при виробленні дослідних партій органічно-мінеральних добрив (ОМД). Наведені характеристики вироблених партій ОМД, дані по ефективності використання добрив та інше.

Розроблена техдокументація щодо процесу, реакторної схеми і реактору, яка передана замовнику до впровадження (підприємство «Вега-95», м. Харків).

ВИСНОВКИ

Дисертаційна робота присвячена рішенням науково-практичної задачі турбулентного змішування в горизонтальному реакторі для інтенсифікації процесу тепло-масопереносу при реалізації технології мокрого озолення ТПВ. У процесі досліджень отримані наступні висновки:

1. Узагальнено з єдиних позицій погляди значної кількості вітчизняних і зарубіжних вчених з дослідження процесів переробки ТПВ і створення безвідходних технологічних процесів переробки. Виявлено, що найбільш перспективним, екологічно і економічно привабливим є комплексна переробка ТПВ зі стадіями сепарації, виділення цінних фракцій в якості напівпродуктів і технологічної сировини з послідовною переробкою хвостів сепарації на основі процесу мокрого озолення на органічно-мінеральні добрива. Показано, що відсутність ефективного обладнання (в основному, реакторів для процесу мокрого озолення) стримує створення технологічних процесів і апаратурно-технологічних схем процесу мокрого озолення.

2. Запропонована перспективна конструкція горизонтального реактору для реалізації процесу мокрого озолення, в якому реалізується модель потоку: турбулентне перемішування – повне витиснення. Доведено, що при таких гідродинамічних умовах в реакторі спостерігається найбільш інтенсивне протікання процесів тепломасопереносу.

3. Розроблені математичні моделі процесу мокрого озолення в горизонтальному реакторі, які описують умови масо- і теплопереносу при нестационарному режимі, виявлені також умови масштабного переходу від експериментального реактору до промислового.

4. Розроблена апаратурно-технологічна схема процесу мокрого озолення, обґрунтований кожний переділ відповідно схеми, створена дослідна установка, досліджений процес мокрого озолення при експлуатації дослідної установки.

5. При дослідженнях підтверджено основні положення, які були покладені при створенні математичних моделей, це: інтенсивність тепло-масообміну залежить від величини енерговкладу, а, відповідно, і чисел Re значно більші значення коефіцієнтів масовіддачі в новому реакторі порівняно, наприклад, з реактором, в якому реалізується ячеечна модель потоку, пов'язані з турбулентними вихорами, які виникають при течії рідини між лопастями, що обертаються.

6. При дослідженнях встановлено, що розбіжність між розрахунковими даними і даними спостережень в експериментах не перевищує 15-20 %, що, дозволяє затверджувати про адекватність моделей.

7. На основі аналізу експериментальних результатів встановлені раціональні параметри проведення процесу мокрого озолення в реакторах нового типу: температура осередка – $120^{\circ}C$, рН осередка <4 , час перебування в реакторі 30-35 хв, $Re \geq 10^4$.

8. Розроблена методика розрахунку конструкції промислового реактора, яка дозволяє на основі експериментальних даних, здобутих на дослідній установці, використовуючи принципи масштабного переходу, визначити геометричні розміри і умови перемішування в промисловому реакторі. На дослідній установці напрацьовані дослідні партії органіко-мінеральних добрив, встановлена їх висока якість і доведена ефективність їх використання у агропромисловому комплексі.

9. Розроблена технічна документація на горизонтальний реактор мокрого озолення, яка прийнята до впровадження на ЧП «ВЕГА-95», м. Харків.

СПИСОК ОПУБЛІКОВАНИХ РОБІТ ЗА ТЕМОЮ ДИСЕРТАЦІЇ

1. Шапоров В.П., Лопухіна О.А., Жабер М.А., Кансо В.А., Шапоров П.В. Проблемы, возникающие при обращении с твердыми бытовыми отходами и возможные пути их решения //Інтегровані технології та енергозбереження.– Харків: НТУ «ХПІ». – 2005. № 1. – С.3-9.

Здобувач виконав аналітичний огляд наукової літератури.

2. В.П. Шапоров, М.А. Жабер, В.А. Кансо, П.В. Шапоров. Методы, технологии и концепции утилизации твердых бытовых отходов и осадков сточных вод, образуемых при биологической очистке сточных вод //Вісник Національного технічного університету "Харківський політехнічний інститут".– Харків: НТУ «ХПІ». – 2005. – №14. – С.3-30.

Здобувач вирішив задачі досліджень.

3. Шапоров В.П., Райко В.Ф., Жабер М.А. Расчет нестационарного теплопереноса в реакторе с мешалкой //Інтегровані технології та енергозбереження. – Харків: НТУ «ХПІ». – 2005. – №3. – С. 16-22.

Здобувачем було виведено рівняння теплового балансу при охолодженні реактору через стінку.

4. В.П. Шапоров, Ю.Е. Малюга, М.А. Жабер, П.В. Шапоров. Процесс переработки твердых бытовых отходов и осадков сточных вод на органи-

минеральные удобрения //Восточно-Европейский журнал передовых технологий. – Харьков. Технологический центр. – 2005, В/1 [15]. – С.56-65.

Здобувачем виконані експериментальні дослідження процесу мокрого озолення на лабораторній установці.

5. Тенденко С.А., Шапоров В.П., Жабер М.А., Кансо В.А. Спосіб збереження сільгосппродукції. Деклараційний патент України 69320. 16.08.04. Бюл. 8, 2004 р.

Здобувачем визначені аналоги і прототипи винаходу, проведені дослідження і розроблені приклади.

6. Харченко А.М., Тенденко С.А., Жабер М.А., Кансо В.А., Шапоров В.П. Способы и состав для хранения сельскохозяйственной продукции / Матеріали Третьої Міжнародної наукової конференції «Молодь у вирішенні регіональних та транскордонних проблем екологічної безпеки». – Чернівці: Зелена Буковина. – 2004. – С.314-316.

Здобувачем виконані дослідження що до встановлення складу препаратів.

7. Сметанюк О.К., Шапоров В.П., Малюга Ю.Е., Жабер М.А., Шапоров П.В. Переработка твердых бытовых отходов и осадков сточных вод на органо-минеральные удобрения / Матеріали Четвертої Міжнародної наукової конференції «Молодь у вирішенні регіональних та транскордонних проблем екологічної безпеки». Чернівці: Зелена Буковина.– 2005.– С.247-361.

Здобувач виконав експериментальні дослідження процесу мокрого озолення ТПВ.

8. Малюга Ю.Е., Тарнопильский П.Б., Дегтярев В.В., Шапоров В.П., Зінченко М.Г., Жабер М.А. Пути утилизации ТБО и ОСВ в комплексное органо-минеральное удобрение. Эколого-экономические аспекты, проблемы / Сб. научных трудов XIII Международной научно-технической конференции «Экология и здоровье человека. Охрана водного и воздушного бассейнов. Утилизация отходов». – Харьков–Алушта. – 2005. – С.765-772.

Здобувач виконав еколого-економічну оцінку процесу рециклінга.

АНОТАЦІЇ

Мохамед Абдалах Жабер. Горизонтальний реактор турбулентного змішування для інтенсифікації процесів тепломасопереносу в гетерогенних системах. – Рукопис.

Дисертація на здобуття наукового ступеню кандидата технічних наук за спеціальністю 05.17.08 – процеси та обладнання хімічної технології – Національний технічний університет «Харківський політехнічний інститут» Міністерства освіти і науки України, Харків, 2006 р.

Дисертацію присвячено розробці процесу мокрого озолення твердих побутових відходів з метою вироблення органо-мінеральних добрив з використанням горизонтального реактору, в якому реалізується режим турбулентного змішування з послідовним витисненням.

В результаті теоретичних і експериментальних досліджень розроблена апаратурно-технологічна схема процесу мокрого озолення, нова конструкція реактору, що забезпечує інтенсивне протікання процесу. Розроблена математична модель тепломасопереносу в реакторі, доведена адекватність моделей. Видана технічна документація для розробки та промислового впровадження горизонтального реактора змішування.

При реалізації процесу мокрого озолення в горизонтальному реакторі змішування здобуті якісні органо-мінеральні добрива, від реалізації розробленого процесу прибуток складає 16 \$ на 1 т переробної сировини.

Ключові слова: тепломасоперенос, реактор змішування, турбулентність, гідромеханічна обробка, органо-мінеральні добрива, апаратурно-технологічна схема.

Мохамед Абдалах Жабер. Горизонтальный реактор турбулентного смешения для интенсификации процессов тепломассопереноса в гетерогенных системах. – Рукопись.

Диссертация на соискание научной степени кандидата технических наук по специальности 05.17.08 – процессы и оборудование химической технологии – Национальный технический университет «Харьковский политехнический институт» Министерства образования и науки Украины, Харьков, 2006 г.

Диссертация посвящена разработке процесса мокрого озоления твердых бытовых отходов с целью производства органо-минеральных удобрений с использованием горизонтального реактора, в котором реализуется режим турбулентного смешения-вытеснения.

В результате теоретических и экспериментальных исследований получены достоверные данные о процессе мокрого озоления (механизм, кинетика, рациональные параметры), разработана новая конструкция реактора, которая обеспечивает интенсивное протекание процессов тепломассопереноса, разработаны математические модели процесса и условия масштабного перехода от лабораторной модели к промышленному образцу.

При экспериментальных исследованиях и работе опытно-промышленной установки доказана адекватность математического описания

процесса, работоспособность новой конструкции реактора. Нарботаны представительные партии органо-минеральных удобрений, показана эффективность от их применения. Выдана техническая документация для разработки и промышленного внедрения горизонтального реактора смешения.

При реализации технологического процесса мокрого озоления прибыль от реализации удобрений и ликвидации платы за экологическую опасность составляет около 16 \$ за 1 т.

Ключевые слова: тепломассоперенос, реактор смешения, турбулентность, гидромеханическая обработка, органо-минеральные удобрения, аппаратурно-технологическая схема.

Mokhamed Abdalah Gaber. Horizontal reactor of the turbulent mixing for intensification of processes of warmth-mass transfer in the geterogenical systems. – Manuscript.

The dissertation on competition of scientific degree of candidate of engineering sciences on a speciality 05.17.08 – processes and equipment of chemical technology – National technical university «the Kharkov polytechnic institute» of Ministries of education and science of Ukraine, Kharkov, 2006.

Dissertation is devoted to development of process of wet ashing of hard domestic wastes with the purpose of production of organic-mineral fertilizers with the use of horizontal reactor in which the mode of the turbulent mixing will be realized with the successive ousting.

As a result of theoretical and experimental researches the apparatus-technological chart of process, new construction of reactor, which provides the intensive flowing of process, is developed. The mathematical model of warmth-mass transfer is developed in a reactor, adequacy of models is proved. During realization of process the high-quality organic-mineral fertilizers are got, from realization of the developed process a profit is 16 \$ on a 1 ton processed raw material.

Key words: process of warmth-mass transfer, reactor, turbulence, ousting, organic-mineral fertilizers, apparatus-technological chart.