

**НАЦІОНАЛЬНА АКАДЕМІЯ НАУК УКРАЇНИ
ІНСТИТУТ ТЕХНІЧНОЇ ТЕПЛОФІЗИКИ**

На правах рукопису

УДК 662. 63:66.091

СКЛЯРЕНКО ЄВГЕН ВАЛЕНТИНОВИЧ

**СТВОРЕННЯ ПРОЛІЗНОЇ ТЕХНОЛОГІЇ ТА УСТАНОВКИ ДЛЯ
ТЕРМОХІМІЧНОЇ КОНВЕРСІЇ РОСЛИННОЇ БІОМАСИ**

Спеціальність 05.14.06

« Технічна теплофізика та промислова теплоенергетика »

Дисертація на здобуття наукового ступеня
кандидата технічних наук

Науковий керівник
доктор технічних наук
Б.Д. Білека

Київ - 2017

ЗМІСТ

Стор.

Перелік умовних позначень та скорочень	5
Вступ	6
Розділ 1 Використання рослинної біомаси як альтернативного джерела енергії в паливному балансі країни.	13
1.1 Сучасний стан енергетичного використання рослинної біомаси в світі	13
1.2 Загальна характеристика рослинної біомаси як палива	16
1.3 Ресурсна база	22
1.4 Аналіз відомих технологічних процесів конверсії біомаси і тенденції їх розвитку	28
1.5 Постановка цілі і завдань дослідження	49
Розділ 2 Розробка та обґрунтування процесу термохімічної конверсії рослинної біомаси	51
2.1 Вибір технологічного процесу термохімічної конверсії рослинної біомаси	51
2.2 Аналіз технологічного процесу і експериментальне визначення факторів які впливають на його ефективність	59
2.3 Експериментальне дослідження і визначення основних технологічних параметрів процесу	69
2.3.1 Експериментальна установка для дослідження основних технологічних параметрів процесу на стаціонарних режимах	69
2.3.2 Визначення гідромеханічних характеристик шару тріски	71
2.3.3 Вибір та визначення робочих характеристик газового теплоносія	75
2.3.4 Результати експериментальних досліджень змішаної конверсії природного газу на стаціонарних режимах роботи	80
2.3.5 Експериментальні дослідження основних факторів впливу на процес термохімічної конверсії біомаси	84
2.4 Висновки до розділу	87

Розділ 3 Аналітичні та експериментальні дослідження основних факторів які впливають на ефективність процесу термохімічної конверсії рослинної біомаси	88
3.1 Математична модель і метод розрахунку процесу	88
3.2 Експериментальне дослідження процесу термохімічної конверсії рослинної біомаси на дослідній установці шнекового типу	97
3.2.1 Експериментальна установка шнекового типу	97
3.2.2 Вибір методів і засобів вимірювання	100
3.2.3 Похибки вимірюваних величин	102
3.2.4 Результати експериментальних досліджень	105
3.2.5 Висновки до розділу	109
Розділ 4 Розроблені енерготехнологічні установки, техніко-економічне і екологічне обґрунтування їх впровадження	111
4.1 Характеристика піролізних установок ЕТУ-1 і ЕТУ-200	111
4.1.1 Принцип роботи установки	112
4.1.2 Техніко-економічна оцінка використання установок	114
4.1.3 Технологічні схеми впровадження установок	117
4.4 Оцінка впливу на навколишнє середовище	125
4.5 Висновки до розділу	135
Висновки	137
Список використаних джерел	139
Додатки	149
Додаток А1 Патент на винахід. Спосіб енерготехнологічної переробки біомаси	150
Додаток А2 Патент на винахід. Спосіб піролізу деревини	152
Додаток А3 Патент на винахід Спосіб двоступеневого спалювання твердого палива	154
Додаток Б1 Таблиця Б1 Результати числових досліджень термохімічної конверсії рослинної біомаси	156
Додаток Б2 Протокол випробувань із визначення вологості, зольності	

та теплоти згоряння біовуглецю	160
Додаток В1 Технічне завдання	165
Додаток В2 Акт приймальної комісії про прийняття експериментального газифікатора для утилізації відходів деревини	177
Додаток В3 Дослідно-експериментальна газифікаційна установка відходів деревини. Технічний опис та інструкція по експлуатації	179
Додаток В4 Патент на корисну модель. Установка для енерготехнологічної переробки біомаси	189
Додаток В5 Патент на корисну модель. Спосіб використання біомаси для отримання теплоти	191
Додаток В6 Акт про впровадження матеріалів дисертаційної роботи	193

ПЕРЕЛІК УМОВНИХ ПОЗНАЧЕНЬ ТА СКОРОЧЕНЬ

A – частка золи у вихідній сировині;

c – питома теплоємність (дійсна при відповідній температурі), кДж/(кг К);

G_j – масові витрати газових компонентів, $j = 1 \div 6$, кг/с;

k – константа швидкості реакції, 1/с;

k_0 – передекспоненційний коефіцієнт, 1/с;

Pr – число Прандтля для газу;

q – теплота випаровування вологи, кДж/кг;

u – швидкість, м/с;

V – вихід летких речовин на робочу масу;

v – об'єм частинки, м³;

x – координата вздовж вісі реактора;

α – коефіцієнт тепловіддачі, Вт/(м² К);

δ – діаметр шару, об'єм якого дорівнює об'єму частинки, м;

γ – частка вихідного водню, яка виділяється у вигляді Н₂;

η – динамічна в'язкість;

φ_k – частки речовин, що утворюються в процесі піролізу, $k = 1 \div 7$;

μ – молекулярна маса, кг/кмоль;

ψ_i – масова частка компонентів i в складі сировин, $i = 1 \div 5$;

ζ – функція випаровування вологи з частинок.

Індекси нижні

b – вигоряння;

g – величина відноситься до газу;

p – величина відноситься до частинки;

s – величина відноситься до твердої фази;

st – величина відноситься до частинок сажі в газі;

0 – початкове значення величини.

Індекси верхні * – величина відноситься до частинок сажі в газі;

ВСТУП

Ефективне використання всіх видів енергоресурсів є однією із найважливіших загальнодержавних задач в Україні, що викликано дефіцитом викопних палив, їх подорожчанням, низькою ефективністю використання енергетичних ресурсів і міжнародними зобов'язаннями щодо екологічної безпеки.

На сьогодні, Україна за енергоємністю валового продукту більше ніж в 2 рази перевищує показники розвинених країн [1]. Це є наслідком високої концентрації промислових і комунальних об'єктів з енергоємними застарілими технологіями і зношеним устаткуванням, адаптованого, внаслідок «газового буму» 3-ї чверті минулого століття, до спалювання природного і переважно імпортного газу.

Значні витрати на імпорт природного газу лягають важким тягарем на економіку України і породжують її залежність від країн-експортерів, що є прямою загрозою для її енергетичної та національної безпеки.

В той же час, споживання викопних палив призводить до погіршення і екологічної безпеки, за рахунок збільшення об'ємів шкідливих викидів у довкілля і особливо парникових газів.

Один із дієвих шляхів вирішення паливо-екологічної проблеми вбачається в комплексному енерготехнологічному використанні палив і у впровадженні нових технологій використання відновлюваних джерел енергії (ВДЕ).

Цей шлях диктується, як економічними так і екологічними чинниками. Останні обумовлені міжнародними зобов'язаннями, зокрема в Європейському союзі поставлена ціль, довести частку використання ВДЕ в 2020р до 20% (Директива ЄС RED 2009/28/ЕС), а згідно Кіотського протоколу скорочення викидів парникових газів до 2030 року передбачається на рівні 25%.

Доцільність використання тих чи інших джерел енергії як палив, визначається їх теплотехнічними характеристиками та ресурсо-економічними чинниками (наявність достатніх запасів, технічні і економічні показники їх добування, транспортування і використання).

Серед відновлюваних джерел енергії рослинна біомаса є найбільш ємним і доступним джерелом. За оцінками вона дає понад 2млрд.т у.п. енергії на рік, що складає близько 14% загального споживання первинних енергоносіїв у світі [2].

Основними факторами, які стимулюють до використання рослинної біомаси як альтернативного джерела енергії є: доступність, відновлюваність, екологічність, універсальність, можливість накопичення і транспортування.

Використання рослинної біомаси вирішує наступні проблеми:

- енергетичну – часткове заміщення традиційних викопних палив, що підвищує енергетичну безпеку;
- економічну – заміна викопного палива більш дешевим і доступним паливом;
- екологічну – зниження емісії CO₂ в атмосферу, а утилізація відходів біомаси дозволяє запобігти забрудненню довкілля, що виникає при складуванні і природному розкладі;
- соціальну – створення нових робочих місць і покращення інфраструктури, особливо сільських районів.

Зараз рослинна біомаса в більшості країн світу розглядається як альтернативне паливо для виробництва теплової і електричної енергії при прямому її спалюванні, що потребує спеціальної техніки і технологій.

Зрозуміло, що рослинна біомаса не може конкурувати з традиційними вуглеводневими паливами по енергетичній ефективності, але навіть їх часткове заміщення дозволяє поліпшити економічну і екологічну ситуацію в країні.

Проте, широкому впровадженню рослинної біомаси в теплоенергетику перешкоджають ряд чинників:

1. Низькі теплотехнічні характеристики (переважно, це дрібно- фракційна біомаса з широким фракційним складом, низькою насипною і енергетичною щільністю, та високою вологістю).
2. Затратність збирання, зберігання, транспортування і переробки.
3. Невідповідність концентрації запасів біомаси місцевим потребам в теплоенергетиці.

4. Відсутність комплексу технічних, економічних, правових та законодавчих основ.
5. Потреба в значних земельних і трудових ресурсах.
6. Значний експорт сировини і твердого біопалива.

Внаслідок дії цих факторів ефективність використання енергії рослинної біомаси в Україні є низькою, а собівартість енергетичних продуктів є високою. Традиційно, для покращення теплотехнічних характеристик біомаси і ефективного використання її піддають фізичній, біохімічній чи термохімічній конверсії, з індивідуальним підходом до кожного з її видів.

Сьогодні, більшість відомих таких технологій базується на термохімічних процесах конверсії (газифікації і піролізу), які передбачають перетворення органіки біомаси в газові, рідкі чи тверді енергетичні палива.

Проте, по енергетичній ефективності і економічним показникам, ці технології є нерівнозначними і далекими від досконалості. Як наприклад, виробництво біоетанолу, коли його собівартість є вищою, від палив вироблених з нафти. Тому, в силу відсутності нових енергоефективних технологій та апаратів для конверсії рослинної біомаси, зокрема дрібнофракційної біомаси, вирішення проблеми її ефективного використання лежить в технічній площині.

Одним з напрямків ефективного використання енергії рослинної біомаси є піролізні технології, які передбачають її попередню термохімічну конверсію в піролізний газ і біовуглець. В подальшому піролізний газ використовується як паливо для отримання теплової енергії, а біовуглець можна використовувати як тверде паливо, активувати або газифікувати. Продуктом активації є сорбенти, а в процесі газифікації отримується горючий газ, який може бути використаним для живлення двигунів внутрішнього згорання. Перевагою такої конверсії, є можливість використання рослинної біомаси разом з традиційним викопним паливом в існуючих агрегатах без їх суттєвої реконструкції.

Ефективність таких процесів у значній мірі, залежить від виду вихідної сировини, технологічних і енергетичних параметрів процесу, цільових кінцевих продуктів та від конструктивних особливостей обладнання для його реалізації.

Оскільки теоретичні засади піролізних процесів вивчені достатньо детально, то під час переходу до практичного застосування, основна задача полягає в розробці маловитратних процесів і технологій, які дозволяли б отримувати енергію з низькою собівартістю, здатною конкурувати з енергією традиційних викопних палив. Пошук оптимальних рішень по реалізації таких процесів, потребує спеціальних аналітичних та експериментальних досліджень, що і є змістом даної роботи.

Актуальність роботи обумовлена необхідністю скорочення витрат традиційних викопних палив та зменшення шкідливих викидів у довкілля, за рахунок використання рослинної біомаси, як відновлюваного джерела енергії.

Зв'язок роботи з науковими програмами, планами, темами. У матеріалах дисертації узагальнено наукові результати, які отримані автором у рамках виконання науково-дослідних робіт відповідно до тематик НДР Інституту технічної теплофізики НАН України: «Підвищення ефективності паливо використання при двоступеневому спалюванні твердого палива та оптимізація конструкцій паливних пристроїв» (№ ДР 0103U003752, 2005р.); «Підвищення ефективності спалювання низькосортних твердих палив шляхом термохімічної переробки», (№ ДР 0106U005113, 2008р.); в рамках проекту Copernicus II ENVIMAN, за підтримки Європейської Комісії (контракт № ICA2-CT-2000-10010); цільова комплексна програма «Біологічні ресурси і новітні технології біоенергоконверсії» на 2013-2017рр. (Розпорядження Президії НАН України № 189, від 20. 03. 2013 р.).

Мета і задачі дослідження. Мета роботи – підвищення ефективності використання енергетичного потенціалу рослинної біомаси шляхом створення нової піролізної технології та установки для її термохімічної конверсії в піролізний газ і біовуглець.

Досягнення цієї мети потребує вирішення наступних завдань:

- аналіз піролізних технологій та вибір шляхів вирішення завдань;

- розроблення піролізного процесу конверсії біомаси в піролізний газ і біовуглець в шнековому реакторі з комбінованим підведенням теплоти через стінку і при фільтрації газового теплоносія через затиснутий рухомий шар;
- дослідження і експериментальне визначення робочих характеристик теплоносія та гідромеханічних характеристик затиснутого шару біомаси;
- розроблення і верифікація математичної моделі та програми розрахунку процесу;
- створення лабораторних установок для експериментального дослідження процесу і визначення основних технологічних та конструктивних його параметрів;
- розроблення рекомендацій для проектування шнекових піролізних установок;
- розроблення дослідної установки продуктивністю до 200 кг/годину біомаси;
- проведення техніко-економічного і екологічного обґрунтування впровадження цієї технології.

Об'єкт дослідження – технологія термохімічної конверсії дрібнофракційної рослинної біомаси на основі піролізного процесу.

Предмет дослідження - технологічні та режимні параметри піролізного процесу конверсії дрібнофракційної рослинної біомаси в піролізний газ і біовуглець, в шнековому реакторі з комбінованим підведенням теплоти через стінку і при фільтрації газового теплоносія через затиснутий рухомий шар.

Методи дослідження – розрахункові дослідження на базі математичного моделювання та експериментальні дослідження на дослідних установках.

Наукова новизна отриманих результатів полягає в наступному:

1. Удосконалено технологію термохімічної конверсії рослинної біомаси в піролізний газ і біовуглець на базі піролізного процесу, що реалізується в шнековому реакторі з комбінованим підведенням теплоти через стінку і при фільтрації газового теплоносія через затиснутий рухомий шар біомаси.

2. Вперше досліджено і випробувано використання продуктів неповного згоряння вуглеводневих газів як газового теплоносія в піролізному процесі, що дозволило підвищити стабільність процесу і характеристик піролізного газу та дає можливість створювати, в перспективі, нові вуглемісткі матеріали.

3. Вперше експериментально отримано газовий теплоносій при змішаній конверсії природного газу в продуктах неповного згоряння з загальним надлишком повітря 0,5, що дозволило підвищити його теплотехнічні характеристики.

4. Експериментально досліджені і визначені основні гідромеханічні характеристики полідисперсного шару тріски нерегулярної форми, що дозволило визначити граничні параметри шару (товщину, фракційний розмір і дійсну швидкість фільтрації) та уточнити закономірності гідравлічного опору шару.

5. Розроблено і верифіковано математичну модель і програму розрахунку запропонованого процесу термохімічної конверсії на основі стехіометричної схеми ендотермічних реакцій і розрахунку констант швидкостей реакцій в ареніусівському наближенні, що дозволило удосконалити і спростити розрахунки піролізного процесу.

Практичне значення отриманих результатів. Запропонована математична модель та програма розрахунку можуть бути використані для розробки установок термохімічної конверсії різних видів твердих вуглеводневих палив і при фільтрації різного газового теплоносія через затиснутий рухомий шар біомаси.

На основі виконаних розрахункових і експериментальних досліджень визначено основні технологічні параметри запропонованого піролізного процесу і розроблено рекомендації по конструюванню і вибору обладнання при проектуванні енерготехнологічних установок та технологічні схеми їх використання.

Матеріали дисертації застосовані для розробки технічного завдання ДП «Укргіпроцукор» при створенні установки продуктивністю 200 кг/годину, для КП «Київзеленбуд», при створенні дослідної установки ЕТУ-200 з використанням піролізного газу як теплоносія і в навчальному процесі НАУ(акт впровадження). Очікуваний економічний ефект від впровадження установки

продуктивністю 200 кг/годину тріски складається з вартості заміщеного природного газу (біля 300тис.нм³) і вартості біовуглецю (250-280 т/рік).

Особистий внесок здобувача полягає: в проведенні аналізу літературних джерел, участі в розробці нової технології термохімічної конверсії рослинної біомаси, математичної моделі і програми розрахунку процесу, створенні лабораторних установок, постановці і проведенні всіх лабораторних досліджень, участі в дослідно-промислових випробуваннях, обробці та аналізу отриманих даних. Виконано аналіз наукових результатів дисертаційного дослідження та порівняння власних результатів з результатами інших авторів. Представлені в роботі висновки й рекомендації виконані здобувачем.

Апробація результатів роботи. Основні положення дисертації доповідалися і отримали позитивні відгуки на: 10-й Міжнародній конференції по моделюванню двофазних систем (Merseburg, April 9-12, 2002), II Українському Біопаливному Форумі (міжнародна конференція) (м.Київ,2010р.), VII, VIII, IX Міжнародній конференції «Проблеми промислової теплотехніки» (м. Київ, 2011, 2013, 2015pp.).

Публікації. Основні наукові результати дисертаційної роботи повністю відображено в 14 наукових працях, з яких 6 статей у наукових фахових виданнях України, 1 стаття у виданні, що індексується наукометричними базами, в 2 тезах міжнародних науково-технічних конференцій, 5 патентах України.

Структура і об'єм дисертації. Дисертація складається з вступу, чотирьох розділів, висновків, списку використаних літературних джерел – 105 найменувань і 11 додатків. Робота викладена на 138 сторінках основного тексту, містить 51 рисунок і 35 таблиць.

РОЗДІЛ 1

ВИКОРИСТАННЯ РОСЛИННОЇ БІОМАСИ ЯК АЛЬТЕРНАТИВНОГО ДЖЕРЕЛА ЕНЕРГІЇ В ПАЛИВНОМУ БАЛАНСІ КРАЇНИ

1.1 Сучасний стан енергетичного використання рослинної біомаси в світі

Режим ефективного використання традиційних викопних палив і виробленої енергії та зменшення шкідливого впливу на довкілля, базується на удосконаленні технологічних процесів, впровадженні енергозберігаючих технологій і нових альтернативних джерел енергії, і є на сьогодні, основним принципом економічного розвитку світової теплоенергетики.

У багатьох країнах світу, одним із дієвих шляхів вирішення цієї проблеми є задіяння в паливно-енергетичному балансі відновлюваних джерел енергії (ВДЕ) і нових альтернативних палив.

Д.І. Менделєєв, свого часу, чітко розмежував поняття паливо і горючі матеріали, відносячи до палив тільки ті матеріали, які спалюються для виробництва теплоти [3].

Виходячи з цих критеріїв, серед відновлюваних джерел енергії, в найбільшій мірі їм відповідає біомаса, яка і є основною ресурсною базою біоенергетики.

Біомаса це органічні матеріали рослинного і тваринного походження, які можуть бути використані як паливо напряму або після їх конверсії. До біомаси, також відносять органічну частину твердих побутових відходів і торф. Ці види біомаси можна розділити на первинну і вторинну (таблиця 1.1).

Існує різноманітний світовий досвід одержання пари, теплоти і електроенергії з біомаси. Суттєвих успіхів в розвитку біоенергетики досягнуто в Європейському Союзі, де частка біомаси в загальному споживанні енергії становить більше 9%, а в ряді країн, вже сьогодні, цей показник перевищує середньоєвропейський. Так, в Латвії частка біомаси у валовому внутрішньому енергоспоживанні становить близько 28% (лідер серед країн ЄС), в Швеції-22%, в Фінляндії-21%, в Данії-17%, в Австрії-16%, в Німеччині-8%. Для порівняння: в США внесок біомаси до загального енергоспоживання складає 3,9% [4-6].

Таблиця 1.1 Класифікація біомаси

БІОМАСА	
Первинна	Вторинна
1. Деревина, торф. 2. Вирощена: -сільськогосподарські культури (кукурудза, зернові, цукровий буряк, тростина, соняшник, рапс та ін.); -енергетичні швидкозростаючі культури (верба, очерет та ін.). 3. Водорості і інша водна біомаса	1. Відходи лісозаготівель і лісопереробки (кора, тріска, тирса, коріння, гілля та ін.). 2. Сільськогосподарські відходи (солоне, стебла кукурудзи, соняшника, лушпиння, шкаралупа горіхів та ін.), а також відходи тваринництва (гній і його стоки та ін.) 3. Промислові відходи (харчової, масложирової, гідролісної промисловості). 4. Осад стічних вод. 5. Тверді побутові відходи (папір, листя, сіно та ін.).

Особливо важливу роль біомаса відіграє у секторі виробництва теплової енергії. Зараз, наприклад, в країнах ЄС з біомаси виробляється близько 15% загального обсягу теплової енергії, а найближчий прогноз на 2020 рік – 24% загального обсягу теплової енергії буде отримано з біомаси. В ряді країн цей показник, вже сьогодні, є значно вищим: Швеція – 61%, Австрія – 37%, Данія – 35%, Фінляндія – 32% [5,7].

І в перспективі, біомаса займатиме вагоме місце у світовому енерговиробництві, особливо теплової енергії. Причому, збільшення споживання біомаси в майбутньому, планується супроводжувати відповідним закриттям теплових електростанцій, які використовують викопні види палива і є одними з найбільших джерел забруднення навколишнього середовища.

Так, згідно прогнозу зробленого Європейською радою з ВДЕ, на період до 2050 року [8], у 2030 році з відновлюваних джерел буде вироблятися близько 50% загального обсягу споживаної теплової енергії (247млн.т н.е.), в тому числі з біомаси 175млн.т н.е. (71% теплової енергії з ВДЕ). А у 2050 році цей показник

може досягнення 100% виробництва теплової енергії, де внесок біомаси складатиме 45% (214,5млн.т н.е.).

В структурі ж самої біомаси, що використовується для виробництва теплової енергії, в більшості країн ЄС основна частка припадає на тверду рослинну біомасу, наприклад, в Фінляндії – 94 %, в Польщі – 93 %, в Австрії – 89 %, в Швеції – 78 % [7]. Для порівняння: в США внесок біомаси до загального виробництва теплової енергії становить 7,4%, де більша частина виробляється з твердої рослинної біомаси (80%), а решта 17% і 3%, відповідно, припадає на тверді побутові відходи (ТПВ) та біогаз [4,7].

Заміщення традиційних палив відновлюваними джерелами енергії (ВДЕ) є наразі актуальним завданням і для паливно-енергетичного комплексу України. В цьому плані, використання відновлюваних джерел енергії і в першу чергу рослинної біомаси, є особливо актуальним, оскільки дозволяє зменшити залежність країни від імпортованих енергоносіїв і підвищити енергетичну та екологічну безпеку. Проте, сектор біоенергетики в Україні, розвивається, нажаль, вкрай повільно. Наприклад, в структурі загального споживання первинної енергії в країні за 2011 рік, частка біомаси становила всього 1,24% [6].

Разом з тим, приймаючи до уваги географічні, природно-кліматичні умови та наявний потенціал, можна стверджувати, що в майбутньому рослинна біомаса буде відігравати значну роль в оптимізації паливно-енергетичного балансу країни.

По прогнозам [9], внесок біомаси у виробництво теплової енергії в країні може досягти 14% у 2020 році, та 32% у 2030 році. За цими ж прогнозами, до 2030 року потужність біоенергетичного обладнання в Україні може зрости до 17150 МВт_т+1140 МВт_е, що зекономить до 7,5 млрд. м³/рік природного газу та зменшить викиди CO₂ близько 15 млн.т/рік. Можна зробити висновок, що рослинна біомаса на даний час і в перспективі розглядається, як стабільне джерело енергії, для заміщення традиційних викопних палив в енерготехнологічних установках і зменшення шкідливих викидів в довкілля.

1.2 Загальна характеристика рослинної біомаси як палива

Зважаючи на перспективність використання відновлюваних джерел енергії в паливному балансі країни, серед основних причин такої уваги до рослинної біомаси необхідно відзначити:

- відновлюваність, тобто, повний цикл її отримання можна здійснити за короткий (в шкалі життя людини) проміжок часу;
- доступність - паливо з рослинної біомаси доступно скрізь, де ростуть дерева та сільськогосподарські культури і де є їх переробка;
- універсальність – може використовуватися для: виробництва електричної та теплової енергії, на малих і на крупних енергетичних об'єктах, отримання твердого, рідкого чи газоподібного палива, а також для виробництва будівельних матеріалів, паперу, тканини, медичних препаратів і багато інших цінних хімікатів, що використовуються в сучасному світі;
- мінімальний вплив на довкілля - зокрема, щодо утворення надлишкових парникових газів;
- ресурс використовується при необхідності – можна накопичувати, зберігати і транспортувати;
- додаткова сукупна вигода – пов'язана зі створенням нових робочих місць, отриманням додаткових джерел прибутків і покращенням інфраструктури, особливо сільських районів.

В той же час, широкому задіянню рослинної біомаси в паливний баланс країни, перешкоджають наступні фактори:

- енергія біомаси є найбільш складний, з відновлюваних джерел енергії, оскільки потребує складної та вартісної логістики надійних і стабільних поставок палива, в достатній кількості і належної якості в потрібному місці;
- паливо, отримане з біомаси, часто потребує значних земельних і трудових ресурсів, суттєво залежить від стабільності цін на вихідну біомасу і вкопні палива. Виробництво біопалива може спровокувати серйозну кризу в

сфері землекористування: втрату родючості ґрунтів, скорочення виробництва продуктів харчування і збільшення цін на них;

- умови збирання, переробки (в т. ч. сушка, подрібнення і брикетування), транспортування і зберігання є енергозатратними, що значно впливає на собівартість кінцевого енергетичного продукту.

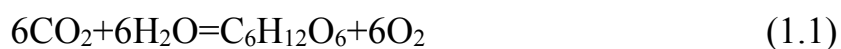
Надзвичайно важливим є питання кінцевого використання енергії біомаси, що є джерелом прибутку і ключовим фактором у визначенні загальної економічної ефективності її використання. Часто наявність значних запасів біомаси не відповідає місцевим потребам в теплоенергетиці, а її транспортування на значні відстані є економічно недоцільно. Тому, використання наявних енергетичних ресурсів необхідно оптимізувати в комплексі технічних, економічних і екологічних факторів.

Основною ж перешкодою до широкого використання рослинної біомаси в теплоенергетиці є сама біомаса, з її специфічними теплофізичними характеристиками. Переважно це дрібнофракційна біомаса, з низькою насипною і енергетичною щільністю та високою вихідною вологістю.

Основними характеристиками рослинної біомаси є:

- хімічний склад – вуглець, водень, кисень, азот та інші елементи;
- біохімічний склад – в основному, це співвідношення целюлози і лігніну;
- фізичний склад – це вміст летких, вологість і зольність;
- фізичні властивості – щільність, розміри, форма і механічна міцність;
- здатність до конверсії – подрібнення, пресування, піроліз та ін.;
- теплотехнічні – теплота згоряння, теплоємність.

Хімічний склад рослинної біомаси є наслідком взаємодії вуглекислого газу та води в ході фотосинтезу, за участю сонячної енергії, що ілюструється рівнянням, на прикладі утворення деревної біомаси [10]



В результаті продуктами фотосинтезу є кисень і біомаса, до складу якої входить вуглець, водень та кисень.

Наприклад, по даним [11] горюча маса деревини, в середньому включає: C^g - 51,0%, H^g -6,1%, O^g -42,3%, N^g -0,6%, S^g -до 0,05%, з яких леткі речовини складають до 85%, а вміст золи в сухій масі біля 1%. За допомогою цих елементів утворюються більш складні сполуки, серед яких основними є: целюлоза 49-50%, геміцелюлоза 13-43% і лігнін 20-41%.

Елементарний склад біомаси, значною мірою впливає на її теплотехнічні характеристики і, особливо на теплоту згоряння (таблиця 1.2).

Таблиця 1.2 Порівняння нижчої теплоти згоряння твердих палив в залежності від їх елементарного складу [12]

Вид палива	Елементарний склад, %			Q_n^g , МДж/кг
	C^g	H^g	O^g	
Хвойна деревина	50,5	6,2	43,3	18,8
Листяна деревина	49,6	6,2	44,2	18,4
Залишки кукурудзи	48,8	5,9	43,8	17,86
Солома пшениці	48,0	6,0	45,4	17,52
Торф	59,0	6,0	35,0	22,4
Буре вугілля	68,0	5,0	27,0	25,3
Кам'яне вугілля	80,0	5,0	15,0	30,6
Деревне вугілля	80,0	6,2	13,8	32,0
Антрацит	95,0	2,5	2,5	34,5

В таблиці 1.3 наведені порівняльні дані по теплоті згоряння різних твердих палив в залежності від їх баласту. Видно, що теплота згоряння сільськогосподарських відходів (біля 15-17 МДж/кг) і біомаси деревини (18-19 МДж/кг) є, практично, однаковими. Проте, в реальних умовах теплота згоряння рослинної біомаси, як і іншого твердого палива, суттєво залежить від баласту – від негорючої його частини. Таким баластом в паливі є зола і волога. Їх реальні значення залежать від клімату, ґрунту, пори року заготівлі, умов транспортування, зберігання та переробки. Тому зольність, навіть окремих складових частин біомаси, є різною.

Таблиця 1.3 Порівняльні характеристики твердих палив[13]

Сировина	Теплота згоряння $Q_{нр}$, МДж/кг	Вологість, %	Зольність, %
Кам'яне вугілля	25-32	1-10	0,5-6
Торф фрезерний	11,15	50	10-20
Деревина	10-20	10-60	0,2-1,7
Солома	14-16	4-5	4-5
Рисове лушпиння	13-14	9-15	15-20
Бавовна	14	9	12
ПЗ* кукурудзи	13-15	10-20	2-7
Лузга соняшника	15,43	15	3-7

*ПЗ-пожнивні залишки

В таблиці 1.4 наведена зольність складових частин різних порід деревини, де видно, що найбільшою вона є в корі, що є наслідком попадання мінералів при транспортуванні, зберіганні чи переробці.

Таблиця 1.4 Зольність складових частин різних порід деревини, в % [10].

Порода деревини	Стовбур	Кора	Сучки, коріння
Сосна	0,2-0,7	1,4-2,2	0,3-0,7
Ялина	0,2	2,3	0,3-0,4
Береза	0,2-0,4	2,4	0,3-0,6
Осика	0,2-0,3	2,7	0,3

При цьому, як кількісний, так і якісний склад золи може змінюватись в широких межах. Для прикладу, орієнтовний хімічний склад деревної золи представлений в таблиці 1.5.

Таблиця 1.5 Хімічний склад деревної золи, в % [10].

CaO	35-50	K ₂ O+Na ₂ O	16-18	MgO	7-8	SiO ₂	2-5
P ₂ O ₅	4-6	Fe ₂ O ₃	3-4	SO ₃	1-4		

Мінеральний і відсотковий склад золи, як і її температура плавлення, є показниками шлакування палива. Особливо схильні до шлакування мінерали SiO_2 , Na_2O і K_2O . При збільшенні зольності (більше 4%) підвищується загроза до шлакування. Саме, низька зольність, розсипчастість і висока температура плавлення золи вказують на придатність палива до використання в енергетиці.

Друга складова баласту – це зовнішня і внутрішня (гігроскопічна) волога. Її вміст в рослинній біомасі коливається в широких межах (до 55% і вище). В таблиці 1.6 приведено розрахункові дані впливу вологості біомаси на зміну її органічного складу і теплоту згоряння .

Таблиця 1.6 Зміна органічного складу робочої маси і теплоти згоряння деревини, в залежності від її вологості (W^p , %)

Склад робочої маси,%						Теплота згоряння $Q_{н^p}$, МДж/кг
W^p	A^p	C^p	H^p	O^p	N^p	
20	0,8	40,5	4,8	33,8	0,1	14,4
30	0,7	35,4	4,2	29,3	0,4	12,3
40	0,6	30,3	3,6	25,1	0,4	10,2

Вплив вологості на теплоту згоряння деревної біомаси ілюструється графіком на рисунку 1.1.

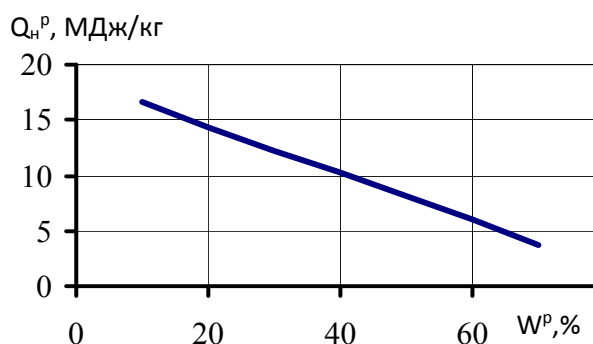


Рисунок 1.1 Вплив вологості вихідної біомаси деревини на її теплоту згоряння

Так, наприклад, тільки збільшення вологості з 30% до 40% призводить до зменшення теплоти згоряння на 17%. А при вологості вище 60% говорити про біомасу, як паливо взагалі неможливо, оскільки її потенційної теплоти недостатньо, навіть для випаровування наявної вологи.

Волога впливає і на інші характеристики біомаси (таблиця 1.7):

Таблиця 1.7 Порівняння характеристик палив з різною вологістю

№ п/п	Вид палива	Характеристика палива		Насипна щільність, кг/м ³	Витрати палива для виробництва 1Гкал теплоти при $\eta = 85\%$, кг (м ³)	Коефіцієнт переводу в умовне паливо
		Вологість, %	Теплота згоряння, МДж/кг			
1	Дрова	40-30	10,2-12,3	450	482-404	0,35-0,42
2	Тирса	50-30	8,1-12,4	145-240	630-412	0,276-,42
3	Стружка	15-5	13-16	80-120	381-309	0,44-0,54
4	Тріска	30-40	6-9	450	810-528	0,2-0,31
5	Солома зернових	10-20	11,5	55	428	0,391
6	Лузга соняшника	15	15,43	100	319	0,526
7	Стебла соняшника	10-20	14,65	40-45	336	0,5
8	Паливні гранули	10	18	600	274	0,642
9	Брикети	10	17	550	290	0,577
10	Торф фрезерний	50	11,15	400	442	0,42
11	Вугілля АШ	7	25,40	800	194	0,866
12	Газ природний (м ³ при $\eta=90\%$)		35,88	0,712	129,7	1,224

- волога баластує горючу масу палива, аналогічно мінеральним негорючим домішкам, зменшуючи його теплоту згоряння;

- на випаровування вологи витрачається значна кількість теплоти, що зменшує теплоту згоряння палива, та ускладнює процес його запалювання;

- баластування продуктів згоряння водяною парою призводить до збільшення їх об'єму, що збільшує втрати теплоти і зменшує ККД процесу

В результаті надмірна вологість вихідного палива збільшує експлуатаційні витрати на паливо і збільшує собівартість кінцевого енергетичного продукту.

Для покращення теплотехнічних характеристик палив, їх піддають процесам фізичної конверсії (сушіння, подрібнення, гранулювання). Виходячи з даних наведених в таблиці 1.7, найбільш ефективним є сушіння (природна чи штучна). Так, зрубані дерева ($W^p=55\%$, $Q_{н^p}=6,9$ МДж/кг) і складовані в штабелі, під час природного сушіння, впродовж 0,5-1 року, досягають вологості 25-15% і теплоти згоряння 13,2-15,3 МДж/кг. Штучне сушіння проводиться в спеціальних апаратах шляхом нагрівання біомаси до температури трохи вище 100°C.

Іншим ефективним способом покращення теплотехнічних характеристик палив, навіть не дивлячись на збільшення їх ціни майже в 2 рази, є подрібнення і гранулювання. Як видно з таблиці 1.7, серед твердих палив паливні гранули та брикети мають найвищі значення теплоти згоряння, відповідно 18 та 17 МДж/кг і найнижчі значення витрат палива (відповідно 274 та 290 кг) для виробництва 1 Гкал теплової енергії.

Крім того, фізичні способи конверсії біомаси, дозволяють суттєво зменшити витрати на переміщення, зберігання, подальшу переробку і використання.

1.3 Ресурсна база

Беручи до уваги розглянуті теплотехнічні характеристики палив з рослинної біомаси, а також багатий світовий досвід їх використання, можна констатувати, що вони можуть бути дієвою альтернативою по заміщенню традиційних викопних палив і зменшенню забруднення довкілля.

Крім теплотехнічних характеристик, важливим фактором доцільності використання палив, є ресурсо-економічні чинники, тобто наявність достатніх

запасів, технічні і економічні показники добування, транспортування і використання.

В цьому відношенні біомаса, як похідна енергії Сонця в хімічній формі, є одним з найбільш поширених і універсальних ресурсів на Землі. Тільки щорічний приріст біомаси у світі оцінюється в 200млрд.т в перерахунку на суху речовину, що енергетично еквівалентно 80млрд.т нафти [14].

Для оцінки енергетичного потенціалу біомаси, який може бути використаний в енергетичних цілях, його поділяють на:

Загальний потенціал – загальна кількість енергії, яка міститься в біомасі.

Технічний потенціал – частина енергії загального потенціалу, яку можна реалізувати з використанням сучасних технічних засобів.

Економічно доцільний потенціал – кількість енергії, яку доцільно використовувати з урахуванням економічних, екологічних і техніко-технологічних факторів.

Основу ресурсної біоенергетичної бази складає органічна біомаса рослинного і тваринного походження, а її основним джерелом є сільське і лісове господарство та природна рослинність.

За даними НТЦ «Біомаса» (таблиця 1.8) [15], щорічний потенціал енергетичної біомаси в АПК України становить: теоретичний потенціал – близько 45 млн. т у. п., технічно досяжний – 32 млн. т у. п., а економічно доцільний – 24 млн. т у.п.

При збільшенні врожайності сільськогосподарських культур, за оцінками [9], економічно доцільний потенціал біомаси може сягати 25-35 млн.т у.п./рік, що складе 13-18% споживання традиційних палив в Україні.

Ці ресурси можна розділити на: зернові культури, традиційні цукромісткі культури, біомасу лігноцелюлози і олійні культури. Зернові культури є основним джерелом сировини для виробництва етанолу на основі крохмалю. Серед них найбільшого поширення набули: кукурудза, сорго, цукровий буряк, рапс.

Таблиця 1.8Щорічний потенціал енергетичної біомаси в АПК України [15]

Вид біомаси	Річний потенціал, млн.т у.п.		
	Загальний	Технічний	Економічно доцільний
Солома зернових культур	10,39	5,21	1,34
Солома ріпаку	1,65	1,15	1,15
ПЗ кукурудзи і соняшнику	9,97	6,85	5,65
Сировина для дизельного біопалива (ріпак, соняшник, соя і т.ін.)	0,78	0,50	0,25
Сировина для біоетанолу (зерно, меляса і т.ін.)	2,33	2,33	0,86
Сировина для біогазу(гній з тваринницьких ферм, силос з кукурудзи, харчові відходи тощо)	5,63	4,02	2,13
Енергетичні культури(тополя, вільха, верба і ін)	14,58	12,39	12,39
ВСЬОГО	45,33	32,45	23,77

Проте, інтенсивне їх вирощування створює ряд проблем в аграрному секторі. Перш за все, це необхідність значного збільшення земельних площ, що може сприяти розвитку аграрного сектору, створенню робочих місць і покращенню інфраструктури цих районів. З іншого боку, це може викликати скорочення виробництва продуктів харчування, які є дефіцитними вже сьогодні і як наслідок, призвести до погіршення демографічної ситуації. Крім того, суттєвим недоліком є те, що ці культури, особливо рапс, дуже виснажують землі, а для відновлення їх родючості необхідно затратити значні кошти.

Тому, як свідчить світовий досвід, використання такої сировини для виробництва рідких біопалив викликає зростаючий супротив громадських організацій та державних інститутів ряду країн, мотивований можливою

конкуренцією між продовольством і паливом. І ці побоювання стимулюють пошук інших джерел сировини та економічно ефективних технологій її конверсії. Такими джерелами мають стати культури нехарчового призначення, багаторічні трави та відходи сільського господарства, харчової і лісової промисловості.

На сьогодні, Україна має, як значний наявний потенціал рослинної біомаси, так і потужний потенціал для її вирощування, придатної для енергетичного використання і без загрози продовольчій безпеці держави. Значним є, хоча і мало задіяним, потенціал біомаси другого покоління, в силу відсутності ефективних технологій її конверсії в енергетичні продукти. Основними складовими цього потенціалу є відходи сільського господарства (солома – 5,6млн.т.у.п./рік; стебла, качани, лушпиння та ін. – 4,7млн.т.у.п./рік), та швидкозростаючі культури.

В перспективі, з появою нових технологій конверсії, ця біомаса, а також біомаса «енергетичних» плантацій можуть стати хорошою сировинною базою для створення рідких і твердих біопалив. Вже сьогодні, в ряді країн (Італія, ФРГ, Аргентина, Швеція і ін.) доволі інтенсивно створюються спеціальні енергетичні плантації швидкозростаючих порід деревини і інших видів рослинної біомаси. Так, плантації верболозу в Швеції на заболочених землях дають до 25т деревної біомаси з 1 га на рік. Тобто, з 1млн.га отримується біля 15млн.т сухого деревного палива, що еквівалентно 20% енергії необхідної для цієї країни [16].

В Україні, на сьогодні, з наявного потенціалу рослинної біомаси, для виробництва енергії, найбільш активно використовується біомаса деревини та лушпиння соняшника.

Водночас, потенціал такого розповсюдженого і доступного виду біомаси як солома (середньорічний обсяг соломи зернових в Україні складає близько 45,0 млн. т/рік) використовується лише на 1%, тоді як в країнах Центральної Європи щорічно на енергетичні потреби використовується від 20% соломи [17]. Це вказує на високі потенційні можливості енергетичного ресурсу рослинної біомаси в сільському господарстві України.

Іншим значним джерелом відновлюваної енергії в Україні є деревина, суттєва перевага якої є екологічна чистота – вона не містить сірки, хлору та інших

шкідливих для довкілля елементів. Під час спалюванні дерева виділяє таку саму кількість вуглекислого газу, яку спожила за час зростання, тобто вона є «нейтральним» паливом, щодо викидів основного парникового газу, а це відповідає вимогам Кіотського протоколу.

Що стосується ресурсних можливостей, то запас дерева в лісах України оцінюється в межах 1,8млрд.м³ [18].

Цей енергетичний потенціал можна кваліфікувати як стратегічний запас палива країни, і який потребує не тільки ефективного, але й раціонального використання. Про що, ще свого часу писав Д.І Менделєєв: «Непременным условием разумного пользования лесными запасами должно считать такое в них хозяйство, чтобы годовое потребление было равно годовому приросту, ибо тогда потомкам останется столько же, сколько получено нами...» [3].

На сьогодні, щорічний приріст дерева в Україні становить біля 40 млн.м³, при заготівлі біля 15млн.м³. Тобто, використання приросту становить не більше 50%, в той час, як країнах ЄС він складає біля 80% [19].

Із всього об'єму заготівлі, приблизно 50% це «ділова» дерева, яка використовується як кругляк чи як сировина для переробної промисловості.

Інша частина заготівлі, складає дерева, яка використовується як паливо (приблизно, 2,0млн.м³), чи як технологічна сировина для виготовлення різного роду плит, фанери, целюлози та ін. [19].

Якщо ж розглянути весь виробничо-технологічний цикл лісозаготівлі і переробки, то виявляється, що тільки біля 28% від зрубаного дерева стає тою чи іншою продукцією, решту складають, переважно дрібнофракційні відходи. Їх можна класифікувати наступним чином:

1. Лісосічні відходи, які залишаються в лісі і гниють, а в гіршому випадку їх там спалюють. Якщо нормативний залишок дерева на лісосіках становить 12%, а в дійсності може сягати і до 20%, то їх об'єм складе біля 1,7-2,0млн.м³. Наявність такої біомаси має місце в усіх регіонах країни де є заготівля дерева. Наприклад, в таблиці 1.9 наведений ресурсний потенціал заготовленої дерева і лісосічних відходів в 2008-2009рр.[18], в найбільш лісистих регіонах..

2. Промислові відходи, які утворюються при деревопереробці (приблизно, 6 млн.м³ ділової деревини), виробництві меблів, столярних виробів, фанери, плит, паперу та іншої продукції, оцінюються в 2,8-3,0 млн.м³ [19].

3. Вторинна деревина, яка пройшла певний цикл використання.

Загалом, потенційні ресурси дрібнофракційної енергетичної деревної біомаси в Україні, оцінюються в об'ємах 7,0-7,5млн.м³ [18, 19], що складає приблизно 1,5-1,6млн.т у.п. Саме ці відходи і є основним резервом біоенергетики в середньостроковій перспективі. Їх енергетичний потенціал може замінити більше 1 млрд. м³ природного газу.

Таблиця 1.9 Ресурсний потенціал заготовленої деревини і лісосічних відходів в 2008-2009 рр., в найбільш лісистих регіонах України [18].

Регіон	Заготівля деревини, тис.м ³		Залишок деревини на лісосіках, тис. м ³	
	2008	2009	2008	2009
Україна	17687,5	15876,5	1024,6	717,9
Вінницька обл.	758,7	709,2	39,4	37,7
Волинська	964,7	900,5	54,5	41,4
Житомирська	2440,6	2353,2	145,1	145,3
Закарпатська	1172,8	1100,8	112,7	57,3
Івано-Франківська	1041,4	993,7	51,4	28,0
Київська	1392,4	1125,0	68,7	47,4
Сумська	1075,2	963,3	70,5	48,0
Черкаська	671,2	620,3	35,9	27,8
Чернівецька	927,5	860,9	64,1	29,0
Чернігівська	1511,8	1132,9	120,4	92,7
Київ	157,7	102,7	20,3	24,7

Проте, відходи сільського господарства і лісопромислового комплексу все ще не знайшли належного застосування в Україні через специфічність їх теплофізичних характеристик та відсутність ефективних технологій і техніки для їх

конверсії в енергетичні чи інші корисні продукти. Тому, сьогодні значна їх маса, у вигляді сировини чи твердого палива, експортується за кордон, що позбавляє власну економіку значних біоенергетичних ресурсів. Крім того, при вивезенні соломи втрачаються речовини мінеральної групи, що призводить до виснаження і втрати родючості земель. З іншого боку, відсутність утилізації таких відходів і їх накопичення викликає екологічну проблему, в плані забруднення довкілля.

Таким чином, в Україні є достатній енергетичний потенціал практично всіх видів біомаси, що є вагомим джерелом альтернативної енергії для заміни традиційних викопних палив і зменшення шкідливих викидів в навколишнє середовище. Проте, цей потенціал є недостатньо використаним. І одним з шляхів ефективного його використання є переорієнтація експортоорієнтованої біоенергетики країни на внутрішній ринок і забезпечення біопаливом власних потреб, а це потребує застосування і розробки нових технологій і техніки.

1.4 Аналіз відомих технологічних процесів конверсії біомаси і тенденції їх розвитку

Як показав літературний аналіз, раціональне перетворення рослинної біомаси на корисну енергію, базується на спеціальних дослідженнях, розробці нової техніки і технологій, які передбачають попередню фізичну, біохімічну чи термохімічну конверсію (рисунок 1.2).

Приведені технології не є універсальними, тобто їх ефективність обмежена, як видом вихідної сировини, з індивідуальними теплофізичними характеристиками, так і індивідуальною направленістю по цільовим кінцевим продуктам (таблиця 1.10).

Для енергетичних цілей, рослинна біомаса, в основному, використовується при застосуванні фізичних (сушіння, подрібнення, грануляція) і термохімічних процесів конверсії (пряме спалювання, газифікація і піроліз).

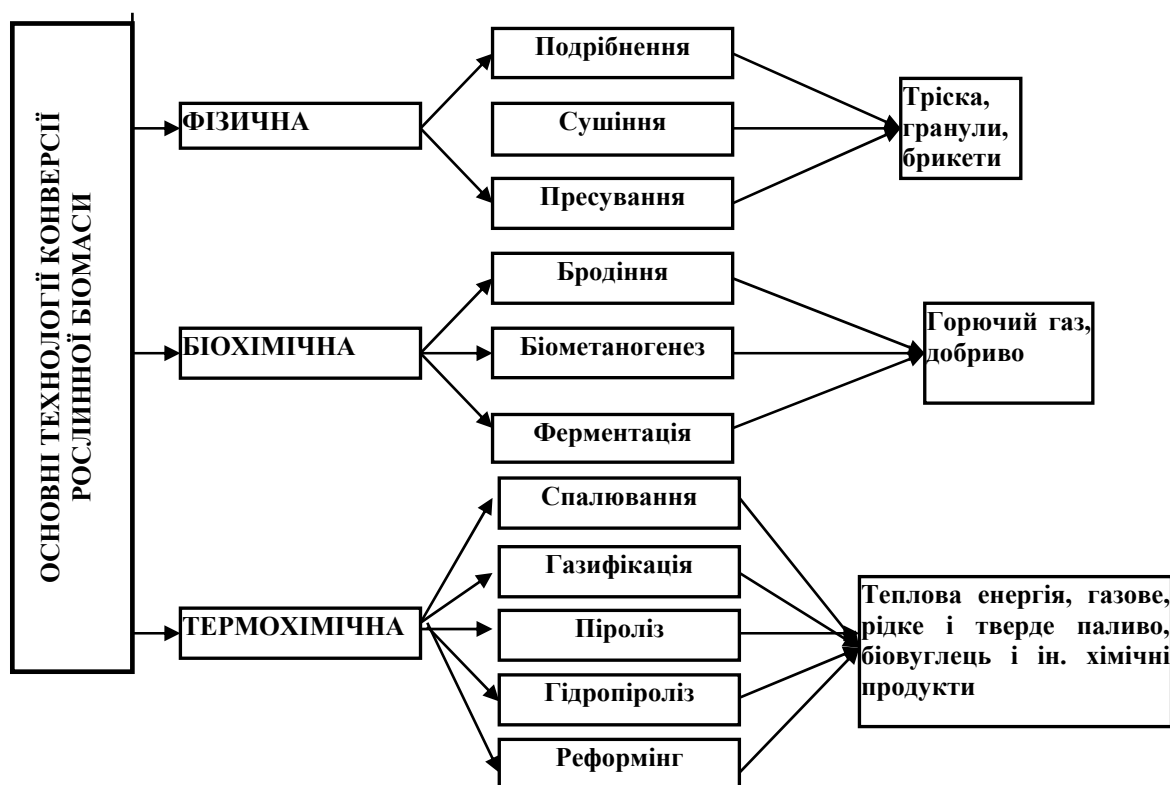


Рисунок 1.2 Основні технології конверсії рослинної біомаси

Таблиця 1.10. Енергетичні продукти технологій конверсії рослинної біомаси

Вид біомаси	Технологічний процес	Енергетичні продукти
Високоволога	Біоконверсія	Горючий газ(метан)
Суха	Спалювання	Теплова і електрична енергія
	Газифікація	Горючі гази, метанол
	Піроліз	Горючі гази, смоли, деревне вугілля(біовуглець)
	Гідроліз і дистиляція	Етиловий спирт
	Пресування,брикетування	Паливні гранули, брикети

Фізична конверсія, переважно, застосовується для покращення теплотехнічних характеристик вихідного палива і виробництва гранульованих палив, які найбільшого поширення набули в побуті, в опалювальних котлах малої потужності до 1МВт. В більш потужних котлах такі палива можуть бути задіяні, або в суміші з основним паливом (шарові топки), або після подальшої переробки шляхом біохімічної чи термохімічної конверсії.

Під час розгляду технічних, економічних і екологічних аспектів енергетичного використання рослинної біомаси, технологія прямого спалювання, на сьогодні набула найбільшого поширення.

Процес спалювання проходить при температурі 1500-2000°C і представляє собою комплекс складних фізико-хімічних процесів: сушіння (видалення вологи), прогрівання (вихід летких) і взаємодію продуктів піролізу з повітрям до утворення, переважно, двоокису вуглецю, водяної пари та золотого залишку. Ці процеси мають свою специфіку і різний вплив на загальний процес згоряння кожного виду палива, оскільки вони мають різну швидкість, тривалість і умови проходження. Так, наприклад, при згорянні пиловидного палива, тривалість процесу прогрівання і виходу летких складає не більше 10% загального часу вигорання, решта часу приходить на вигорання коксового залишку [20]. При цьому, якщо кількість потенційної теплоти летких і коксу майже однакова, то інтенсивність тепловиділення за одиницю часу, в період виходу летких, є приблизно в 10 разів більша, ніж при згорянні коксового залишку. Ці фактори значною мірою впливають на перебіг всього процесу згоряння. Вони потребують відповідного повітряного режиму в топці, що часто і є основною перешкодою до ефективного спалювання твердого палива.

Іншою проблемою при спалюванні рослинної біомаси, особливо це стосується міських деревних відходів, є самі відходи. Переважно, це суміш різних (листяні, хвойні) і малоцінних порід деревини (тополя, осика, вільха та ін.), з широким спектром фракційного складу та з високим вмістом вологи (до 55-60%). Така висока вологість призводить до зменшення теплоти згоряння більше ніж в 5 разів, що викликає значні труднощі при спалюванні.

Серед них є технічні труднощі, обумовлені необхідністю забезпечення надійності горіння палива з малим надлишком повітря, поліфракційністю та нестабільним складом палива і його характеристик у часі. Все це потребує застосування, не тільки спеціальної техніки і технологій спалювання, але й відповідної підготовки палива, для покращення теплотехнічних характеристик.

Так, для спалювання біомаси деревини найбільшого поширення набув цілий ряд топкових пристроїв, де реалізується шаровий процес спалювання на колосниковій решітці [21], для спалювання крупних дров використовують шарові топки [21,22,23], а для дрібних фракцій – камерні [21,23], вихрові топки [22], чи передтопки [24,25].

Проте, і ці пристрої в повній мірі не дозволяють з високою ефективністю утилізувати весь спектр рослинної біомаси (наприклад, є певні труднощі під час спалюванні кори, шлаків, лігніну, є обмеження по фракційному складу, вологості та ін.). Не вдається повністю виключити і механічний недопал.

Тому, не дивлячись на існування цілої низки різних технологій спалювання, проблема ефективного використання енергії рослинної біомаси в Україні все ж лежить в технічній площині.

Це також пов'язано і з тим, що внаслідок «газового буму» в Україні, в середині минулого століття, основна маса енергетично обладнання була переведена на природний газ. Існуючі ж твердопаливні котли, які працювали на рослинній біомасі, були демонтовані, а їх наукова та промислова база виробництва, практично, зруйновані. Вартість же зарубіжної техніки дуже висока.

Оскільки, на сьогодні, значна частина теплоенергетичних установок в Україні працює на природному газі, то зрозуміло, що чисто технічно вони не пристосовані до спалювання твердої рослинної біомаси. Хоча, для широкого використання біомаси в теплоенергетиці, найбільш перспективною технологією вбачається така технологія, яка дозволила б безпосередньо використовувати біомасу в існуючих теплоенергетичних установках. Це дозволить зберегти існуючий парк теплоенергетичних установок, підвищити його енергобезпеку, зекономити значну кількість викопних палив і зменшити шкідливі викиди.

В зв'язку з цим, одним з перспективних способів адаптації існуючого теплоенергетичного обладнання до використання рослинної біомаси як альтернативного палива, вбачається в її попередній конверсії.

Такі технології представляють собою сукупність високотемпературних тепло-технологічних процесів, змістом яких є фізико-хімічне перетворення органіки палива в нові газоподібні, рідкі та тверді енергетичні продукти.

Перевагами процесів термохімічної конверсії є:

- можливість піддавати конверсії будь-яку рослинну біомасу, незалежно від її хімічного складу, складу золи, домішок сірки, фракційності, вологості та ін.;
- можливість отримання твердого і рідкого палива, чи горючого газу визначеного складу, які можна використовувати для енергетичних установок;
- можливість масштабування, для забезпечення горючим газом, як великих підприємств чи населених пунктів, так і невеликих автономних енергетичних і хімічних об'єктів.

Загальна схема термохімічної конверсії рослинної біомаси приведена на рисунку 1.3.

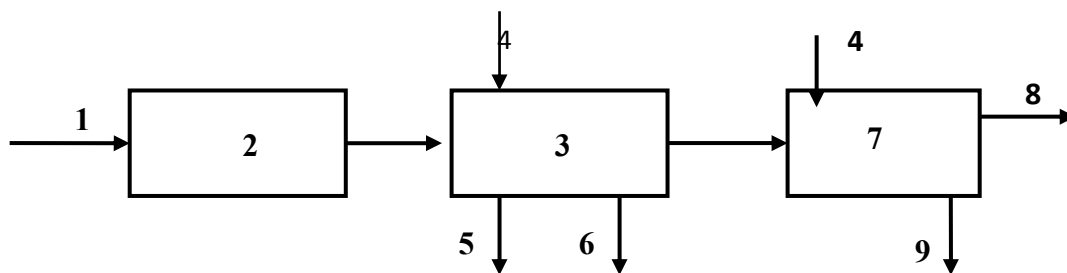


Рисунок 1.3 Загальна схема термохімічної конверсії рослинної біомаси

1– вихідне паливо; 2– підготовка палива (подрібнення, сортування, сушіння та ін.); 3 – основний процес термохімічної конверсії; 4 – додаткові компоненти для термохімічної конверсії; 5 – вихід цільового продукту; 6 – відходи основного виробництва; 7 – обробка відходів, які ідуть на подальшу переробку; 8 – продукти для подальшої переробки; 9 – додаткова продукція.

Зазвичай, сам процес термохімічної конверсії (3) є визначальним, в плані отримання кінцевих продуктів і їх якості. Він включає чотири основних етапи (рисунок 1.4), які можуть бути як окремими процесами, так і складовими інших термохімічних процесів.

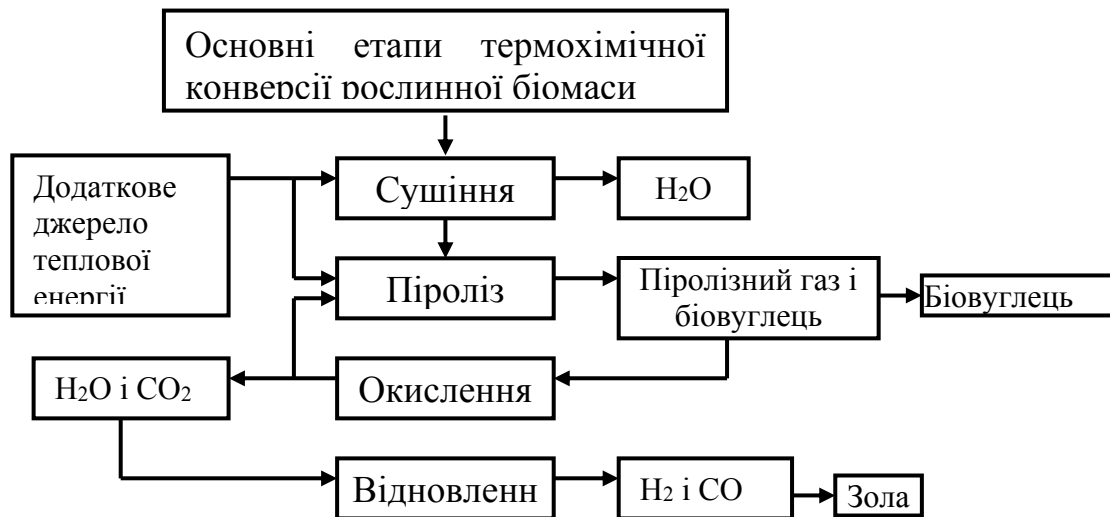


Рисунок 1.4 Основні етапи термохімічної конверсії твердих вуглеводневих палив

Перший етап-сушіння, який є вихідним термічним процесом підготовки палива до його подальшої конверсії. Необхідність сушіння обумовлюється високою вологістю вихідної сировини. Зниження її вологості дозволяє підвищити швидкість наступних процесів термохімічної конверсії і покращити якість кінцевих продуктів. Глибина сушіння вибирається виходячи з виду палива, конкретних задач і вимог технологічного процесу. Наприклад, перед брикетуванням вологість бурого вугілля не повинна перевищувати 18-20%, торфу – 10-18%, рослинної біомаси – 12%, а вологість кам'яного вугілля при коксуванні – не більше 7-8%. Гранична ж температура нагрівання сировини під час сушіння, диктується як економічною доцільністю, так і умовами безпеки (100-110°C), коли починається розклад органіки і є загроза самозаймання.

Другий етап – піроліз (від грец. *pyr*-вогонь і *lysis*-розклад), його ще називають сухою перегонкою (*dry distillation*) – це процес часткової, або глибокої термічної деструкції органічної маси біомаси на леткі продукти (конденсовані і неконденсовані) та твердий залишок. Процес проходить при відсутності вільного кисню. Продукти піролізу виводяться з апарату і використовуються для теплоенергетики, чи для подальшої переробки.

Третій етап – окислення – процес взаємодії органічних сполук смоляного газу і біовуглецю з вільним чи зв'язаним киснем. При наявності достатньої

кількості окислювача реалізується процес прямого спалювання біомаси до золи, розглянутий вище. При недостатчі кисню реалізується процес газифікації.

Четвертий етап – відновлення – це процес взаємодії і відновлення, на поверхні розжареного біовуглецю, CO_2 до CO , а H_2O до водню H_2 .

Процес газифікації є високотемпературний процес (800-1300°C) взаємодії органічної маси твердого палива і продуктів піролізу з обмеженою кількістю окислювача (повітря, кисень, водяна пара, діоксид вуглецю) до утворення горючого газу та золи.

Перевагами цього процесу є:

а) можливість адаптувати існуюче теплоенергетичне обладнання, до використання рослинної біомаси, без суттєвої реконструкції;

б) більш легке керування процесом спалювання газу, ніж спалювання твердого палива в шарі, що дозволяє автоматизувати процес;

в) можливість використання горючого газу в газових турбінах і двигунах внутрішнього згоряння;

г) зменшення шкідливих викидів у довкілля, особливо емісії NO_x , внаслідок більш низьких робочих температур згоряння.

Суттєвими недоліками газифікації є:

- складність газифікації дрібнофракційної біомаси, що зменшує ресурсну базу;

- низька швидкість та продуктивність процесу, обумовлених повільною газифікацією вуглецю і як наслідок високі масогабаритні показники установок, які часто перевищують габарити спалювальної техніки;

- низькі теплотехнічні характеристики газу (особливо під час повітряного дуття), які часто не задовольняють вимогам сучасного енергетичного обладнання за теплою згоряння і наявності високомолекулярних сполук (смол) та абразивних частинок в його складі, які ускладнюють систему очистки.

Крім того, під час газифікації утворюється суміш рідких продуктів (жижка): вода, феноли, кислоти, ефіри, метанол та ін., які просто вилити, не забруднюючи довкілля, неможливо, а їх нейтралізація є, як технічною, екологічною, так і економічною проблемою.

Для невілювання вказаних недоліків газифікаційного процесу широкого поширення набувають технології на базі піролізних процесів. В основі яких лежить важлива особливість, яка притаманна усім твердим паливам, а саме те, що при нагріванні відбувається термічний розклад їх органічної маси з виділенням летких речовин (таблиця 1.11).

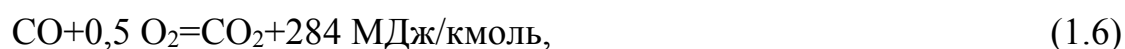
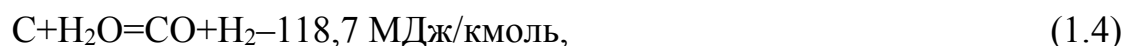
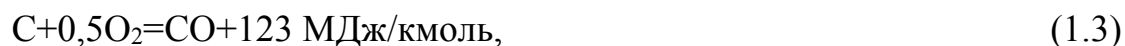
Схематично процес піролізу біомаси можна представити рівнянням



Таблиця 1.11 Вихід летючих і температура початку термічного розкладу твердих палив [32]

Паливо	Вихід летких речовин, %	Температура початку розкладу, °C
Буре вугілля	34-63	130-170
Антрацит	4-9	380-400
Кам'яне вугілля марки: Д	37-50	170
К	25-33	300
Т	11-17	390
Горючі сланці	85-90	250
Торф	70	100-110
Деревина	67,9-85	100-250

При цьому, розклад органічної частини біомаси супроводжується взаємодією летких компонентів між собою, зв'язаним киснем (CO_2 і H_2O) і вуглецем палива, при проходженні окисно-відновних хімічних реакцій [26]:



В ході піролізу, утворюються неконденсуючі (CO , H_2 , CH_4 , CO_2 та ін.) і конденсуючі (смоли та інші рідкі вуглеводневі сполуки) леткі продукти, а також твердий залишок.

Твердий залишок (біовуглець), при виході до 30-35% від маси сухої сировини, має теплоту згоряння до $Q_{\text{H}}^{\text{p}}=30\text{МДж/кг}$, оскільки його основу складає леткий і нелеткий вуглець. Біовуглець може використовуватися:

- як паливо (в основному для побутових потреб);
- для технологічних потреб промисловості (металургійної, електровугільної, фармакологічної та ін.),
- для виробництва сорбентів та силового газу,
- як мінеральне добриво та ін.

Рідкі продукти піролізу (з теплотою згоряння $Q_{\text{H}}^{\text{p}}=20-25\text{ МДж/кг}$) складаються з складної суміші високомолекулярних вуглеводнів і води (до 20% мас.). Їх можна використовувати як паливо для котлів, а після відповідної переробки і для газових турбін та дизельних двигунів, чи як сировину для подальшої хімічної переробки.

Неконденсуючі продукти піролізу є горючим газом, з теплотою згоряння $Q_{\text{H}}^{\text{p}}=15-22\text{ МДж/м}^3$ і виходом до 70% від маси сухої сировини.

Необхідно зазначити, що частина з наведених реакцій (1.3,1.6,1.8) є екзотермічними, тобто в результаті їх проходження виділяється теплота (біля 1150 кДж/кг біомаси), а частина – є ендотермічними (1.4,1.5,1.7) і для їх проходження необхідно підведення теплоти.

Виходячи з цього, всі піролізні процеси можна поділити на:

- автотермічні процеси, в яких теплота, яка необхідна для сушіння і нагрівання вихідної сировини до температури розкладу підводиться від стороннього джерела енергії, а подальший хід процесу здійснюється за рахунок теплоти екзотермічних реакцій (при умові мінімізації теплових втрат);
- алотермічні процеси, в яких теплота, яка необхідна для розкладу вихідної сировини постійно підводиться в реакційну зону, або через

теплопередаючу стінку, або при допомозі автономно нагрітого теплоносія, який вводиться безпосередньо в зону піролізу.

По способу підведення додаткової теплоти піролізні процеси можна поділити на три типи:

- до першого типу відносяться процеси із зовнішнім підведенням теплоти через стінку апарату, як, наприклад, в ретортах періодичної дії вагонного типу «Арканзас» [27], чи в ретортах абляційного піролізу [28] та ін. В цих апаратах можна піддавати піролізу всі види твердої рослинної біомаси, незалежно від фракційного складу, вмісту золи і температури її шлакування. Важливим їх достоїнством є відсутність розбавлення газової фази баластними компонентами.

Проте, такій схемі підведення теплоти притаманна громіздкість апаратурного оформлення і низька його енергетична ефективність, оскільки складно реалізувати рівномірну передачу теплоти від стінки до палива по товщині шару, а відтак маємо малу швидкість та продуктивність процесу і нерівномірну якість кінцевого продукту по товщині шару.

- до другого типу відносяться процеси з внутрішнім обігріванням, коли теплоту необхідну для проведення термічного розкладу, отримують за рахунок спалювання частини вихідного палива завантаженого в апарат. При цьому, швидкість горіння і температура процесу регулюються кількістю повітря, що надходить в апарат. Такий принцип обігрівання використовується, наприклад, в печах Хоррешоффа [27]. З економічної і технічної точки зору він, в зрівнянні з зовнішнім обігріванням, має наступні переваги:

а) зменшуються витрати теплоносія, оскільки теплота передається безпосередньо до сировини і відповідно зменшуються втрати теплоти в навколишнє середовище;

б) підвищується швидкість процесу, так як підвищення температури відбувається одночасно в усьому об'ємі шару сировини;

в) відсутній перегрів і спікання частинок сировини, так як їх температура не може бути вище температури теплоносія;

г) відсутність спеціальних каналів для обігрівання спрощує конструкцію апарату, зменшує його масогабаритні характеристики та капітальні витрати.

Основний недолік такого способу обігрівання полягає в тому, що значна кількість палива згоряє, в силу поганого регулювання процесу і залежності від виду палива, вологості та фракційного складу. Крім того, отриманий піролізний газ баластується газовим теплоносієм і є нестабільним в часі проведення процесу, а наявність вільного кисню призводить до обгару і можливого спікання сировини.

- третій тип – це процеси з внутрішнім обігріванням, в яких теплота сировині передається за рахунок безпосереднього контакту з газовим, твердим чи рідким теплоносієм. До них можна, наприклад, віднести горизонтальні реторти барабанного типу (Орегонська, ВНИИТУСа, Р-1000) [29], вертикальні реторти шахтного типу (тут можна виділити реторти періодичної дії Райхерта і реторти безперервної дії Стаффорда, Ламбіотта, [12,27], Egemin, University of Waterloo) [29], шнекові реторти (реторта Зімана, Томсона [29]) та ін. Тут оригінальною є реторта Стаффорда, в якій при мінімізації теплових втрат, піроліз біомаси здійснюється виключно за рахунок теплоти екзотермічних реакцій. Але для цього вихідну біомасу необхідно висушити до абсолютно сухого стану і підігріти до 200°C, а її кількість повинна бути такою, щоб теплота екзотермічних реакцій могла перекрити всі теплові втрати, а це габарити.

Існуючі піролізні технології класифікуються і за іншими критеріями. Так, в роботах З.Ф.Чуханова [30] та інших дослідників [31-33] показано, що основними чинниками, які впливають на інтенсивність процесу і регулюють співвідношення виходу рідких та газоподібних продуктів при термічному розкладі є температурні умови деструкції і швидкість нагрівання палива до температури розкладу. Шляхом зміни цих параметрів є можливість в широких межах змінювати вихід і хімічний склад кінцевих продуктів [34].

Відповідно до цих критеріїв, в роботах [35, 36] приведена класифікація найбільш розповсюджених піролізних процесів (таблиця 1.12).

Як видно, сучасні технології піролізу, в першу чергу, класифікуються за двома найбільш суттєвими технологічними параметрами – за швидкістю газового

потоків і температурою процесу. По першому параметру, це шарові (в стаціонарному або киплячому шарі) і поточні процеси. По температурі їх розділяють на низько- і високотемпературні процеси.

Таблиця 1.12 Класифікація і характеристики основних технологій піролізу

Характеристики	Швидкий піроліз при низьких температурах	Швидкий піроліз при високих температурах	Повільний піроліз	Карбонізація
Час процесу	1с	1с	5 - 30хв	години, дні
Розмір сировини	малий	малий	середній	Великий
Вологість	дуже низька	дуже низька	низька	низька
Температура, °С	450-600	650-900	500-700	400-600
Тиск, кПа	100	10-100	100	100
Вихід газу, % маси сухої сировини	до 30	до 70	до 40	до 40
Теплота згорання, МДж/нм ³	10-20	10-20	5-10	2-4
Вихід продуктів конденсованих, % маси сухої сировини	до 80	до 20	до 30	до 20
Теплота згорання, МДж/кг	23	23	23	10-20
Вихід твердого залишку, % маси сухої сировини	до 15	до 20	20 - 30	30 - 35
Теплота згорання, МДж/кг	30	30	30	30

Що стосується конверсії дрібнофракційної рослинної біомаси, в залежності від ступеню її подрібнення застосовують різні способи піролізу і апарати. Так, крупну тріску шар якої має значну порозність, можна конвертувати в ретортах з товстим шаром, оскільки газовий теплоносій, легко проникає через нього і рівномірно нагріває біомасу. При конверсії тирси чи іншої дрібнофракційної

біомаси суттєво ускладнюється конвективна передача теплоти від нагрітої стінки до матеріалу. Тому для таких матеріалів необхідні апарати, в яких забезпечується хороше їх перемішування, як наприклад, в обертальних, подових, шнекових ретортах, в ретортах з пересипкою чи з киплячим шаром, або в пневматичних поточного типу та ін.. Як показує світовий досвід, найбільш ефективно дрібнофракційну біомасу можна конвертувати у високотемпературних поточних апаратах. Їх перспективність обумовлена високою продуктивністю процесу, оскільки його можна вести не до кінця, можливістю переробляти будь-які види палива, без обмежень по температурі шлакування, ступеню піролізу, здатності до спікання та ін., а також зменшенням масогабаритних характеристик апаратів.

Додаткові переваги поточних методів піролізу пов'язані з високою температурою процесу, завдяки чому інтенсифікується перетворення вихідної біомаси в піролізний газ зі зменшеним вмістом важких вуглеводневих сполук, що спрощує систему його очистки.

До недоліків цих методів можна віднести необхідність застосування жаростійких матеріалів в силу високих температур процесу, а також значні питомі енергетичні витрати для його реалізації.

Проте, не дивлячись на недоліки приведених піролізних процесів, їх теоретичні і прикладні дослідження продовжують широко і успішно розвиватися в різних країнах світу, серед них, Великобританія [37], США [38], Індія[39] та ін.

В дослідження і розвиток піролізних процесів значний внесок зробили зарубіжні вчені Бергіус, Пеус, Антонієті, Чуханов, Шишаков, Козлов, Китаєв, Померанцев, та вітчизняні вчені Доброхотов, Лавров, Щоголев, Носач та ін.. На сьогодні розвитком таких процесів займаються більше 60 компаній і НДІ в світі. Варто зазначити, що впродовж останніх років успішно функціонує світова піролізна мережа-Pyrolysis Network (PyNe), яка входить в єдину організацію Thernal Net, створену на кошти Європейської комісії. Вона спеціалізується на накопиченні і узагальненні знань про термічні процеси переробки біомаси. PyNe об'єднує дослідників в 15 європейських країнах, а також в США і Канаді.

Так, в таблиці 1.13 наведені провідні світові компанії, які проводять роботи по розробці, дослідженню і впровадженню передових технологій піролізу рослинної біомаси.

Таблиця 1.13 Провідні світові компанії, які проводять роботи по розробці, дослідженню і впровадженню передових технологій піролізу біомаси.

Країна	Компанії
Нідерланди	Нідерладський науководослідний центр енергетики (The Energy research centre of the Netherlands, ECN)
Голандія	Fox Coal, Topell Energy, Torr Coal Technology, BTG (Biomass Technology Group), DBFZ
Бельгія	4 Energy Invest
Австрія	Науководослідний інститут хімії і технології (O
Германія	Руруніверситет в Бохумі, Вища технічна школа в Аахені, «Тіссен Крупп метал», «Хітачі Пауер», RWE Innogy
Швеція	Bio Endev (Bio Energy Development North AB), Torkapparater
Франція	Thermya SA, Biogreen
Англія	Rotawave Biocoal Ltd
США	Pursuing Torrefaction, Agri –Tech Producers, CNF Biofuels, New Earth, Torrefaction Technologies Wyssmont, Zikha Biomass,
Канада	Biomass Secure Power Inc.(BSP)
Бразилія	Energias Renovaveis do Brasil Ltd (ERB)
Росія	Тамбовський державний технічний університет (ТДТУ), Midway United Ltd, ООО «Група компаній «Русский биоуголь»

Найбільшого поширення набули піролізні технології, які можна класифікувати за наступними особливостями:

- піроліз в шарі;
- піроліз в потоці;
- піроліз в циркулюючому киплячому шарі (ЦКШ);
- піроліз в двох реакторах киплячого шару;
- піроліз в реакторі з двома шнеками;
- абляційний піроліз.

Проте, не дивлячись на існування значної кількості технологічних процесів та апаратів піролізу біомаси і сьогодні ведуться активні дослідні роботи по оптимізації умов їх проведення і удосконаленню конструкцій.

Сьогодні отримує нове дихання процес гідротермальної карбонізації (Hydrothermal carbonization-НТС), який ще в 1913 році був описаний німецьким вченим Фрідріхом Бергіусом.

В процесі НТС біомаса вологістю до 80%, при температурі 180-220°C, тиску 10-25 бар, в безокисному середовищі і при наявності каталізатору, обезвожується і карбонізується впродовж 6-12 годин до СО₂-нейтрального біовуглецю. Його можна, або спалювати для виробництва теплової та електричної енергії, або використовувати в різних технологічних процесах замість вугілля.

Іншим процесом, який в останні роки набуває широкого застосування є чисто термічна карбонізація, або її ще називають торефікацією (обжарювання). Суть процесу полягає в тому, що біомаса піддається глибокій сушці і м'якому піролізу при температурі 250-270°C. При цьому, видаляється частково, як вільна, так і зв'язана волога, а також частково видаляються леткі-зв'язані вуглець, водень і кисень. Їх вихід в значній мірі залежить від температури процесу і виду біомаси. В отриманому біовуглеці змінюється відносна концентрація наявного леткого і нелеткого вуглецю та його теплота згоряння.

Найкращі, з комерційної точки зору результати досягнуті на установках з реакторами киплячого шару, які мають хороший потенціал для масштабування [40] і використання у великій теплоенергетиці. Крім того, вони акумулюють переваги поточного, високотемпературного і швидкісного піролізу. Зокрема, це високі швидкості тепло- і масопереносу, хороше перемішування сировини з теплоносієм і дуттям, що забезпечує високі швидкості реакцій і усталеність температурного режиму при якому високомолекулярні леткі піддаються майже повному розкладу, а отриманий піролізний газ є практично безсмольним.

Інертними матеріалами, які необхідні для створення киплячого шару і нагріву сировини, є силікатний пісок, оксид алюмінію, шлаки, коксовий залишок піролізного процесу та інші оксиди високоплавких металів. Одна з таких технологій реалізується в компанії Dynamotive [41], найпотужнішого виробника біоенергетичної галузі в Північній Америці. Ця технологія передбачає отримання чотири види продуктів: біонафта марки BioOil (60-75 %), деревне вугілля (15-20

%), неконденсовані гази (10-20 %), а також біонафта марки BioOil Plus [42]. Суттєвою особливістю процесу, є повернення неконденсуючих газів в якості палива для піролізу, що дозволяє скоротити витрати технологічного газу до 75%.

Італійська компанія ENEL Produzione ще в 1998 р. створила саму потужну в Європі установку швидкого піролізу продуктивністю до 650 кг/год біомаси, яка складається з 2-х реакторів киплячого шару і працює по технології RTP (Rapid Thermal Processing) компанії Ensyn (Канада) [43] (рисунок 1.5).

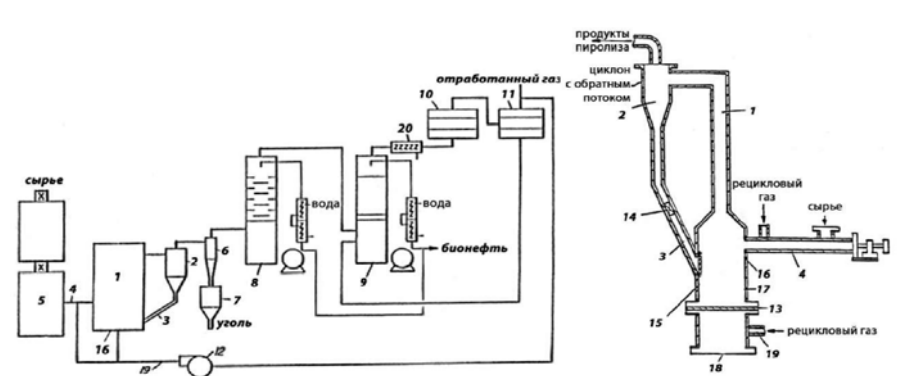


Рисунок 1.5 Технологічна схема (а) і реактор RTP-піролізу біомаси компанії Ensyn (б):

1–реактор; 2,3–система рециркуляції піску; 4–шнек подачі сировини; 5–бункер; 6–циклон; 7–вловлювач твердих залишків; 8,9–контактні конденсатори; 10–каплевідбійник; 11–фільтр; 12–компресор; 13–сітка; 14–обмежувач потоку; 15–зона вторинного стискання; 16–зона високотемпературного змішування; 17–зона підігрівання; 18–газовий пальник; 19–лінія рециркуляції газу; 20–теплообмінник.

Інша італійська компанія Pasquali експлуатує установку з циркулюючим киплячим шаром продуктивністю 25кг/год, розроблену спільно з фахівцями компанії ENEL. При оптимальних умовах вихід піролізного газу досягає 65% від сухої маси вихідної сировини [44].

Біопаливо отримане по RTP-технології, можна використовувати для прямого спалювання в печах, котлах та в іншому енергетичному устаткуванні з відкритою топкою. При відповідному ж очищенні і поліпшенні якості, його можна використовувати в газових турбінах та газопоршневих установках (рисунок 1.6).

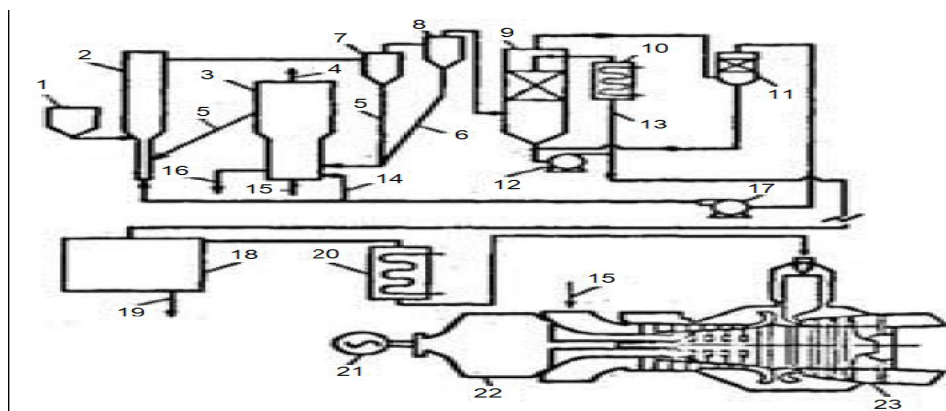


Рисунок 1.6 Схема газотурбінної установки GT 2500 з піролізним реактором:

1–бункер біомаси; 2–реактор; 3–камера згоряння; 4–продукти згоряння; 5–твердий інертний теплоносіє; 6–вугільний залишок; 7,8–циклон; 9–перша ступінь конденсації; 10–водяний теплообмінник; 11–друга ступінь конденсації; 12–рідке піропаливо; 13–насос; 14–рециркуляційний газ; 15–подача повітря; 16–відведення золи; 17–газодувка рециркуляційного газу; 18–попередній підігрівач піропалива; 19–відведення забруднюючих речовин; 20–система підготовки піропалива; 21–електрогенератор; 22–коробка передач; 23–газова турбіна GT 2500.

В наведеній схемі, піроліз біомаси відбувається в реакторі з циркулюючим киплячим шаром піску в потоці рециркулюючого газу. Біопаливо після систем очищення і охолодження надходить в камеру згоряння газової турбіни. Така технологія дозволяє ефективно адаптувати крупні енергетичні установки до використання рослинної біомаси як палива.

Основними недоліками технологій з киплячим шаром є складність і громіздкість устаткування, значний виніс дрібних фракцій сировини і «проскок» теплоносія при порушенні однорідності шару, що не дозволяє форсувати процес. Крім того, є труднощі з розділенням продуктів піролізу і твердого теплоносія, що призводить до погіршення їх якості, значних перевитрат теплоносія, ускладнення системи очистки. Для невилювання цих недоліків, застосовують апарати з поверненням уносу в зону термічного розкладу, та апарати з киплячим шаром під тиском, що ускладнює конструкцію апаратів і збільшує капітальні вкладення.

В останні роки широкого розповсюдження отримує технологія абляційного піролізу, який проводиться під тиском в потоці нагрітого піску. Нагрівання біомаси відбувається теплопередачею через стінку, а також при безпосередньому її контакті з теплоносієм, обмеженій поверхні дотику та високій швидкості подачі біомаси. Перший абляційний конусний реактор швидкого піролізу був розроблений в 1989-1993 рр. в університеті Twente (Нідерланди) [45]. Схема реактору приведена на рисунку 1.7. Реактор має вигляд конусу, який обертається і через стінку якого підводиться необхідна кількість теплоти для піролізу біомаси. Процес швидкого піролізу протікає у просторі між двома конусами. Нижня частина конусу занурена в киплячий шар, сформований частинками нагрітого піску і потоком азоту. Біомаса в реактор подається зверху через трубку, яка охолоджується водою. Газова фаза продуктів піролізу відводиться з реактора по каналу, який починається при основі внутрішнього нерухомого конусу. Такі реактори, переважно, використовують для отримання рідкого палива.

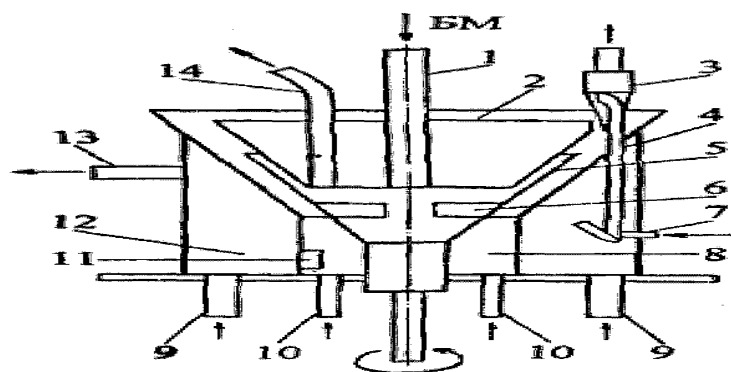


Рисунок 1.7 Схема абляційного конусного піролізного реактора:

1–трубка для завантаження біомаси; 2–нерухомий конус; 3–циклон ; 4–трубка для повернення піску в киплячий шар; 5–конус який обертається; 6,11–отвори; 7–патрубок підведення газу для повернення піску в киплячий шар; 8–киплячий шар; 9–канал для підведення повітря в камеру згоряння; 10–канал для підведення азоту в киплячий шар; 12–киплячий шар камери згоряння; 13–канал для виходу продуктів згоряння; 14–канал для виходу продуктів піролізу.

На сьогодні, ще доволі широкого застосування, для піролізу дрібнофракційної рослинної біомаси, знаходять реторти з зовнішнім обігріванням.

Їх основним продуктом є піролізний газ і біовуглець (деревне вугілля). Достоїнством таких установок є те, що газовий теплоносій, який використовується для нагрівання сировини, не змішується з продуктами піролізу. А суттєвими їх недоліками є те, що вони є, переважно, періодичними, а внаслідок низької теплопровідності біомаси відбувається нерівномірне її прогрівання і обгар пристінних шарів. Крім того, перегрівання окремих зон, до більш високих температур, призводить до вторинного піролізу і взаємодії летких продуктів. Для підвищення ефективності цих установок застосовують різні способи перемішування біомаси і забезпечення безперервності процесу. Як, наприклад, в обертальній установці шнекового типу KSG [45] (рисунок 1.8), де об'єднані достоїнства шнекової подачі сировини з обертанням самої реторти.

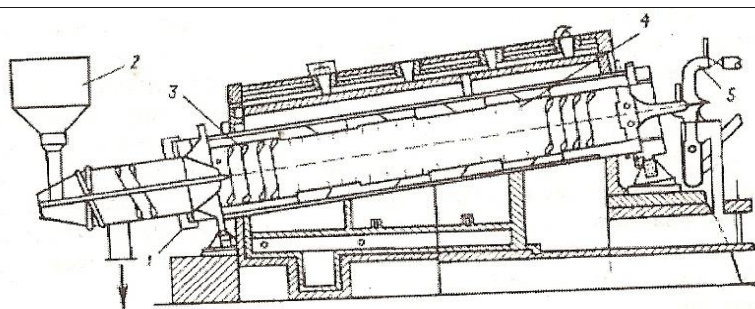


Рисунок 1.8 Схема обертальної печі з зовнішнім обігріванням KSG:

1-опорні ролики; 2-бункер; 3-шнек; 4-ланцюгові скребці; 5-патрубок газу.

Шнек сприяє, не тільки ефективному перемішуванню сировини, але й безперервній і рівномірній подачі сировини в реактор та усталеній швидкості її переміщення. За рахунок цього є можливість регулювати час перебування сировини в піролізній зоні, досягаючи необхідної якості кінцевих продуктів піролізу. Як недолік, можна відзначити високі масогабаритні характеристики таких установок, високу концентрацію твердих частинок в піролізному газі, що потребує складної і вартісної системи його очистки.

Переваги безперервних способів піролізу дрібнофракційної рослинної біомаси в повній мірі реалізуються в шнекових ретортах. В США відома реторта Зімана з зовнішнім нагріванням [46]. При діаметрі 1м і довжині 12м реторта переробляє 25-30 т тирси на добу. Час перебування тирси у реторті біля 9 хвилин.

Типова схема шнекової реторти приведена на рисунку 1.9 [47]. В ній біомаса з бункеру (2) безперервно подається в реторту (1) при допомозі шнеку (3) зі змінним кроком витків. При цьому, біомаса проходить: зону попереднього стискання (4), зону окислення і нагрівання (5) при температурі 350-750°C і тиску 0-1МПа, зону основного окислення (6) при температурі 500-1000°C і тиску 0,5-5МПа, зону розрідження (7) при температурі 700-1500°C і тиску 0-0,9МПа. Через патрубок (9) виводять піролізний газ, а через патрубок (10) твердий залишок.

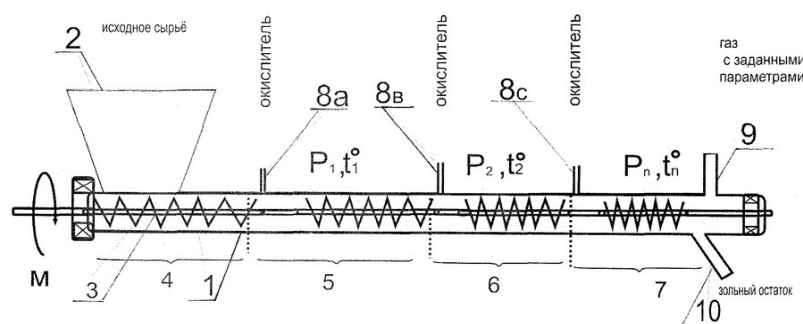


Рисунок 1.9 Принципова схема шнекової реторти:

1-корпус, 2-бункер біомаси, 3-шнек, 4-зона попереднього стискання, 5-зона окислення і попереднього нагрівання, 6-зона основного дозованого окислення, 7-зона розрідження, 8-патрубки подачі окислювача, 9-патрубок відведення горючого газу, 10-патрубок відведення твердого залишку.

У шнекових ретортах, при необхідності отримання інших кінцевих продуктів, змінюються, в основному технологічні параметри: теплоносій, температура процесу, час перебування в зоні піролізу ін., а також, конструктивно, змінюються елементи піролізної камери та шнекового живильника.

При виборі реторти важливим чинником є її вартість, яка в значній мірі визначається питомими масогабаритними характеристиками. Так, якщо визначити питомі витрати металу, в т/м³ біомаси, то для вагонної сталевий реторти вони будуть, приблизно, дорівнювати 2,8т/м³, для вертикальної циркуляційної 0,8, для вагонної цегляної 0,33 і для горизонтальної шнекової реторти 0,25-0,35т/м³ [46].

В шнекових ретортах, це досягається, зокрема, за рахунок використання внутрішнього нагрівання біомаси, теплотою газового теплоносія. Хоча, на практиці, частіше всього використовують комбінований нагрів, при цьому

використовують кілька реторт розміщених одна над одною, що дозволяє збільшити продуктивність реторти при збереженні необхідного часу перебування біомаси в піролізній зоні і зменшити її масу і габарити [48].

Співставлення недоліків і переваг різних піролізних технологій не дозволяє віддати перевагу якійсь одній. Інтенсивно розвиваються як поточні, так і шарові методи піролізу, з частковою конверсією вихідної сировини в піролізний газ і біовуглець. Це дозволяє спростити конструкцію апарату, збільшити його продуктивність і зменшити собівартість цільових продуктів.

На основі зробленого аналізу процесів термохімічної конверсії дрібно фракційної рослинної біомаси можна зробити такі висновки:

- а) аналіз сучасних методів піролізу показав, що кожному виду твердого палива повинна відповідати своя технологія конверсії і відповідне апаратне оформлення. Ні один з відомих методів не може бути використаний у чистому вигляді для адаптації існуючих енергетичних установок до використання рослинної біомаси в якості альтернативного палива;
- б) до найбільш ефективних піролізних процесів можна віднести високотемпературні процеси з швидким нагріванням частинок біомаси до заданої температури розкладу;
- в) найбільше відповідає умовам ефективною конверсії дрібнофракційної рослинної біомаси безперервний високотемпературний процес, завдяки:
 - високій продуктивності процесу і можливості його автоматизації;
 - можливості і доцільності використання піролізного газу без охолодження;
 - можливості використання будь яких видів біомаси без обмеження по температурі шлакування, ступеню розкладу, спіканню та ін.

Аналіз технологій термохімічної конверсії низькосортних і дрібнофракційних видів рослинної біомаси також показав, що на даний час найбільш перспективним є енерготехнологічні методи. Енерготехнологічний метод конверсії рослинної біомаси є комплексний метод використання її енергетичного потенціалу, оскільки поряд з горючим газом є можливість виробництва іншого цінного продукту (наприклад, біовуглець), що є більш

рентабельним ніж пресування, газифікація чи спалювання. Тому вирішення завдань, які пов'язані з розробкою і удосконаленням технологій і техніки для конверсії рослинної біомаси, направлених на підвищення ефективності використання її енергії є актуальним і вимагає додаткових досліджень.

1.5 Постановка цілі і завдань дослідження

Аналіз літературних джерел показав актуальність і перспективність використання рослинної біомаси в паливному балансі України, з ціллю заміщення традиційних викопних палив і зменшення шкідливих викидів у довкілля. Для цього, в Україні, є достатня ресурсна база, яка спроможна забезпечити більше 10% потреб країни в паливі. Проте ефективність використання цього потенціалу лежить переважно в технічній площині і на сьогодні є дуже низькою.

Ефективність процесу термохімічної конверсії рослинної біомаси і якість кінцевого продукту в даній роботі оцінюється вуглецевою ефективністю – переходом вуглецю біомаси і її енергетичного потенціалу в кінцевий продукт. Так, при виробництві деревного вугілля вуглецева ефективність складає біля 30%, при анаеробному бродінні – 50%, при компостуванні – всього до 10%., при піролізу - до 80%. Решта вуглецю викидається в атмосферу у вигляді CO₂ чи CH₄.

Проблема ефективного використання потенціалу біомаси пов'язана з теплотехнічними характеристиками рослинної біомаси (дрібнофракційність і широкий фракційний склад, низька насипна і енергетична щільність та висока вологість) і технічними аспектами її конверсії. Що стосується останніх, то відомі технології не є універсальними і часто є неспроможними до конверсії високовологої дрібнофракційної рослинної біомаси. Їх ефективність обмежена видом біомаси, її теплотехнічними характеристиками і цільовими продуктами.

Серед відомих технологій енергетичного використання рослинної біомаси, широкого поширення набувають технології термохімічної конверсії на базі піролізних процесів. Вибір піролізного процесу обумовлений його універсальністю, щодо конверсії різних видів рослинної біомаси і широкого

асортименту отриманих продуктів, з низькими експлуатаційними і капітальними витратами, можливістю адаптувати існуючі енергетичні установки до використання рослинної біомаси в якості альтернативного палива. Особливо актуальними є процеси в яких поряд з енергетичними продуктами отримують супутні продукти, з високими споживчими характеристиками і високою доданою вартістю. Для реалізації таких технологій широкого поширення набувають шнекові установки, які дозволяють транспортувати паливо та організовувати взаємодію сировини та теплоносія в зоні піролізу.

Проведений аналіз розвитку біоенергетичної галузі в Україні показав, що ефективність використання енергетичного потенціалу рослинної біомаси, особливо дрібнофракційної біомаси є доволі низькою і технічно недостатньо вирішеною, що потребує нових розробок і проведення як теоретичних, так і експериментальних досліджень.

Метою даної роботи є підвищення ефективності використання енергетичного потенціалу рослинної біомаси, шляхом створення піролізної технології та установки для її термохімічної конверсії в горючий газ і біовуглець.

Для досягнення цієї мети необхідно вирішити наступні завдання: розробити і обґрунтувати піролізний процес конверсії рослинної біомаси в горючий газ і біовуглець в шнековому реакторі з комбінованим підведенням теплоти через стінку реактора і при фільтрації газового теплоносія через затиснутий рухомий шар біомаси; дослідити спосіб отримання газового теплоносія у вигляді продуктів неповного згоряння вуглеводневого газу і визначити його робочі характеристики; дослідити і визначити гідромеханічні характеристики затиснутого шару біомаси, розробити і верифікувати математичну модель та програму розрахунку процесу; створити лабораторні установки для дослідження процесу і визначення його основних технологічних та конструктивних параметрів; розробити рекомендації щодо основ проектування шнекових піролізних установок; розробити дослідно-експериментальну установку продуктивністю 200 кг/годину біомаси і технологічні схеми її ефективного впровадження; провести техніко-економічне і екологічне обґрунтування впровадження запропонованої технології.

РОЗДІЛ 2

РОЗРОБКА ТА ОБГРУНТУВАННЯ ПРОЦЕСУ ТЕРМОХІМІЧНОЇ КОНВЕРСІЇ РОСЛИННОЇ БІОМАСИ

2.1 Вибір технологічного процесу термохімічної конверсії рослинної біомаси

В результаті аналізу існуючих технологій термохімічної конверсії рослинної біомаси, вибір в роботі піролізного процесу обумовлений його універсальністю, щодо можливості конверсії різних видів біомаси, широкого спектру отримуваних продуктів з низькою собівартістю, та можливістю адаптувати існуючі енергетичні установки до використання рослинної біомаси.

Більшість відомих піролізних процесів базується на процесах піролізу кускового палива в шарі. В залежності від цільового продукту цими технологіями є: вуглевипалювання (ямний, кабанний, кучний, камерний способи), суха перегонка, смолоскипидарне та дігтярне виробництво. Кожна з цих технологій має свою направленість по цільовому продукту (деревне вугілля, генераторний газ, спирт-сирець, смола, оцтовий порошок та ін.) і має своє технологічне та конструктивне оформлення. Проте, ці технології є енергозатратними і мають високу собівартість кінцевих продуктів.

В той же час, існує нагальна необхідність в створенні високопродуктивних апаратів, для конверсії дрібнофракційної рослинної біомаси, якій притаманна низька насипна і енергетична щільність та висока вологість (таблиця 2.1).

Зменшити собівартість кінцевих продуктів термохімічної конверсії дрібнофракційної рослинної біомаси, при суттєвому підвищенні ефективності її енергетичного використання і отриманні додаткової економічної та екологічної вигоди, можна шляхом розробки і впровадженні комплексних піролізних технологій, які дають можливість поряд з виробництвом енергетичної продукції отримувати супутні високоліквідні продукти.

Таблиця 2.1 Порівняння характеристик різних видів палив

Вид палива	Питома вага, кг/м ³	Нижча теплота згоряння, МДж/кг	Енергетична щільність, кВт/м ³
Дрова, W ^p 40% (мас.)	470	10,2	1333
Деревна тріска, W ^p 40%(мас.)	250	10,2	709
Гирсо гранули, W ^p до10%(мас.)	650	14,65	2647
Біовуглець	220	30	1835
Торефіковані гранули, W ^p до 1% (мас.)	900	21	5254
Піропаливо	1200	23	7673
Етанол	800	28	6227
Дизельне паливо	800	45	10008

Багато авторів [49,50] взагалі вважали, що енергетичне використання продуктів піролізу є нераціональним, відводячи їм роль цінної хімічної сировини. Так, під час вторинної переробки продуктів піролізу біомаси (особливо смол) можна отримати низку цінних хімічних речовин (наприклад, поліфеноли, гідроксиоцтовий альдегід, левоглюкозан та ін.). Висока цінність цих продуктів, у зрівнянні з вихідним паливом, навіть при їх невеликій концентрації, робить їх отримання надзвичайно вигідним. Для прикладу, в таблиці 2.2 (за даними [12]) зроблено порівняння відносної вартості продуктів піролізу деревної біомаси, де видно, що деякі супутні продукти в рази мають більшу відносну вартість, ніж вихідна біомаса.

Таблиця 2.2 Порівняння відносної вартості продуктів піролізу деревної біомаси

Найменування	Тепловий ефект при спалюванні, млн. ккал.	Відносна вартість 1000ккал, грн
Дрова березові, щм ³ , W ^p =40%, γ=536 кг/м ³	1,36	1
Гирса, щм ³ , W ^p =40%, γ=475кг/м ³	0,96	0,46
Тріска, щм ³ , W ^p =40%, γ =475 кг/м ³	0,96	0,86
Осмол для екстракції каніфолі, м ³ /щ, W ^p =25%, γ=140 кг/м ³	0,45	15,14
Технічна оцтова кислота 80%, т	2,42	70
Оцтовий порошок 70%, т	2,54	18,57
Смола соснова, W ^p =10%, т	6,14	11,71

Одним з перспективних продуктів піролізу рослинної біомаси є біовуглець (**biocoal**). Біовуглець – це твердий залишок процесу, утворений загальним вуглецем і мінеральною частиною біомаси. Причому, впродовж нагрівання біомаси відбувається, як поступовий розподіл загального вуглецю на нелеткий і леткий вуглець, так і розподіл енергії вихідної біомаси між продуктами розкладу.

Основними перевагами біовуглецю є:

- висока теплота згоряння (20-30 МДж/кг);
- низький вміст токсичних речовин (сірки і важких металів);
- висока ефективність згоряння, низька емісія NO_x і нейтральність, щодо CO₂;
- висока температура плавлення золи (1400°C), що запобігає шлакуванню;
- висока гідрофобність, що забезпечує довготривале зберігання.

Ефективність піролізного процесу з отриманням біовуглецю ілюструється діаграмою (рисунку 2.1) де приведено порівняння вартості дров, отриманої теплової енергії і вартості біовуглецю різного призначення (паливо, біочар (добриво), карбюризатор).

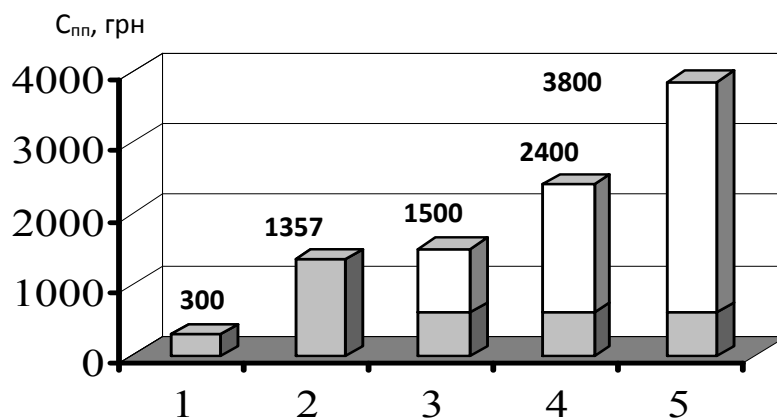


Рисунок 2.1 Порівняння вартості продуктів піролізу отриманих при термохімічної конверсії 1т рослинної біомаси:

1-вартість дров; 2 (■)-теплова енергія при прямому спалюванні (1 ГДж=157 грн.); 3-теплова енергія і біовугілля (5грн/кг); 4-теплова енергія і біочар (10 грн/кг); 5-теплова енергія і карбюризатор (18грн/кг).

Як видно, вартість цих продуктів, в 5-10 разів перевищує вартість вихідної деревини, а при отриманні теплової енергії, в зрівнянні з прямим спалюванням, експлуатаційні витрати є нижчими майже на 30% (таблиця2.3).

Таблиця 2.3Порівняння технологій отримання теплової енергії з деревної біомаси

Технологія	Вид палива	Вологість, %	Теплота згоряння $Q_{н^p}$, ккал/кг (m^3)	Витрати палива, 1Гкал теплоти, кг ($нм^3$)	Ціна напалива, грн/кг ($нм^3$)	Загальні витрати, грн/1Гкал
Спалювання	Тріска	30	2960	400 кг	0,6	-240
Розроблена технологія	Тріска + технологічний газ + біовуглець	30	2960 (8000)	465 кг	0,6	-280
				(34,8)	(6,88)	-240
				70 кг	5	+350
					Всього	-170 (30%)

При цьому, майже в 2 рази скорочуються викиди CO₂ (рисунок 2.2).

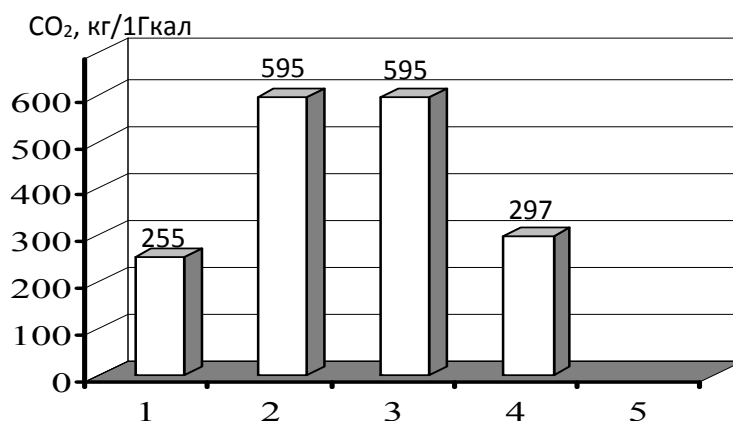


Рисунок 2.2 Порівняння викидів CO₂ в атмосферу, на 1Гкал теплової енергії:

1-при спалюванні природного газу; 2-при спалюванні дров; 3-в процесі гниття деревини; 4-при реалізації піролізного процесу

В основу нової технологічної схеми піролізного процесу термохімічної конверсії рослинної біомаси покладені теоретичні засади піролізного процесу, які висвітлені в працях проф. В.М. Козлова [12].

При цьому бралися до уваги наступні фактори:

- висока швидкість процесу, що досягається тим, що процес іде не до кінця;
- температура процесу, при якій досягається отримання цільових продуктів піролізу максимальної кількості і визначеної якості;
- мінімальні енергетичні і експлуатаційні витрати;
- мінімальний вплив на навколишнє середовище.

Такий піролізний процес, з високою ефективністю може бути реалізованим в шнековому реакторі. На його базі була запропонована і розроблена нова технологія термохімічної конверсії рослинної біомаси [51] (рисунок 2.3), що базується на фундаментальних термодинамічних засадах термохімічного перетворення вуглеводневих палив, розроблених доктором технічних наук Носачем В.Г. і створеному на їх основі, способу двоступеневого спалювання твердого палива [52] і способу піролізу деревини [53] (Додатки А1,А2,А3).

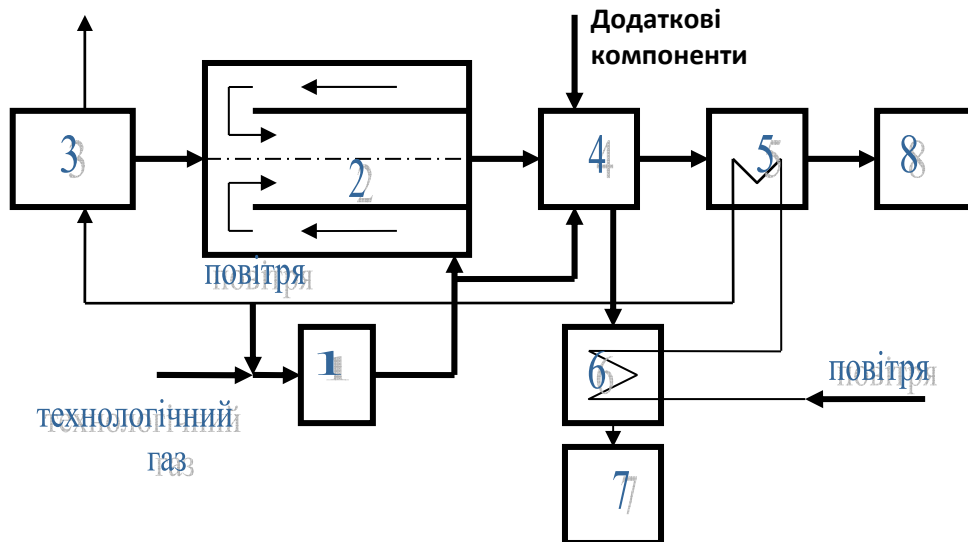


Рисунок 2.3 Технологічна схема термохімічної конверсії рослинної біомаси в піролізний газ і біовуглець:

1-технологічна топка; 2-камера піролізу; 3-витратний бункер біомаси; 4-шахта; 5,6-теплообмінник; 7-бункер біовуглецю; 8-споживач горючого газу

Технологія передбачає послідовність наступних процесів:

- завантаження дрібно фракційної сировини у витратний бункер (3), її підсушка та подача шнековим живильником в камеру піролізу (2);
- утворення газового теплоносія, шляхом неповного згоряння вуглеводневого газу в технологічній топці (1) і подача його в камеру піролізу (2);
- термохімічна конверсія біомаси, шляхом її нагрівання до температури розкладу, через стінку реактора і безпосередньо при фільтрації теплоносія через затиснутий рухомий шар біомаси;
- високотемпературна конверсія продуктів піролізу в шахті (4) додатковими компонентами (продуктами неповного згоряння – для збільшення кількості горючого газу і регулювання його теплоти згоряння; вуглеводневим газом-для науглецювання і отримання нових вуглемістких матеріалів; водяним паром – для активації і отримання сорбенту);
- охолодження продуктів конверсії в теплообмінниках (5,6) повітрям, яке в подальшому використовується для отримання теплоносія в технологічній топці (1) і для підсушування вихідної біомаси у витратному бункері (3);
- подача продуктів конверсії до споживача (7,8).

Реалізація даної технології здійснюється наступним чином. В технологічній топці (1) отримується високотемпературний (1000-1100°C) теплоносій у вигляді продуктів неповного згоряння вуглеводневого газу. На виході з топки теплоносій розділяється на два потоки. Перший, що складає 0,5-0,75 всього отриманого теплоносія, надходить в камеру піролізу (2)-зону низькотемпературного піролізу, а другий (0,25-0,5) у шахту (4)-зону високотемпературного піролізу. Після прогрівання установки до 450-500°C біомаса, наприклад, тріска з розмірами не більше 50x30x10мм, з бункера (3), за допомогою шнекового живильника подається в зону низькотемпературного піролізу, де формується щільний рухомий шар біомаси, через який фільтрується потік газового теплоносія.

При температурі піролізу (450-500°C) відбувається розклад біомаси на леткі і твердий залишок (біовуглець). Отримані продукти подаються в шахту (4), де піддаються високотемпературному піролізу при температурі 750-800°C і взаємодії з додатковими компонентами (вуглеводневий газ, водяна пара чи продукти неповного згоряння). З шахти (4) біовуглець надходить в бункер (7), а леткі продукти, у вигляді піролізного газу надходять в гарячому стані до споживача (8).

Основна ідея розробленої технології полягає в проведенні піролізу біомаси, в режимі «теплого удару» високопотенційним газовим теплоносієм, який фільтрується через її затиснутий рухомий шар, що дозволяє за короткий час перевести значну частину органіки в газову фазу і зменшити вихід смол.

Такий процес дозволяє:

- піддавати конверсії різні види рослинної біомаси без обмежень по фракційному складу, вологості, зольності чи температурі шлакування;
- впливати на теплоту згоряння піролізного газу і якість біовуглецю;
- зменшити кількість смоли в піролізному газі, що спрощує систему очистки;

Особливості процесу дозволяють отримати і додаткові переваги:

1. Газовий теплоносій, у вигляді продуктів неповного згоряння вуглеводневого газу, що фільтрується через шар біомаси, дозволяє:

- інтенсифікувати процеси тепломасообміну і досягти рівномірного прогрівання біомаси по всьому об'єму та виключити зони перегріву;

- регулювати температуру і графік нагрівання біомаси в часі;
- зменшити кількість біомаси, що вигоряє і збільшивши вихід біовуглецю;
- забезпечити високу стабільність процесу та характеристик піролізного газу, при зміні вологості біомаси чи зміні технологічного режиму.

2. Затиснутий шар:

- запобігає виносу частинок біомаси і дає можливість форсувати швидкість фільтрації теплоносія, що інтенсифікує тепломасообмін і підвищує продуктивність процесу;
- нівелює «пристінний ефект», де порушення аеродинамічної структури газового потоку виникають внаслідок різної порозності шару;
- збільшує коефіцієнт заповнення реактора, що підвищує продуктивність установки і зменшує її масогабаритні характеристики.

3. Рухомість шару дозволяє:

- інтенсифікувати тепломасообмінні процеси і отримати біовуглець однорідної якості без обгорання і спікань;
- запобігти довільному розігріванню біомаси і обгоранню пристінних шарів в період проходження екзотермічних реакцій.

Загалом, всі наведені особливості призводять до інтенсифікації процесу, що дозволяє створити високопродуктивне і малогабаритне обладнання.

Розрахований енергетичний баланс процесу приведено на рисунку 2.4, а його економічна ефективність на рисунку 2.5.

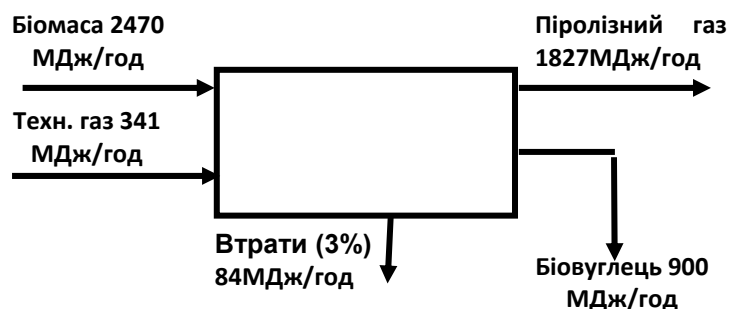


Рис.2.4 Енергетичний баланс термохімічної конверсії 200кг/год рослинної біомаси в піролізний газ і біовуглець



Рис.2.5 Економічний баланс термохімічної конверсії 200 кг/год рослинної біомаси в піролізний газ і біовуглець

Розглянемо складові технологічного процесу і чинники, які впливають на його ефективність.

2.2 Аналіз технологічного процесу і експериментальне визначення факторів, які впливають на його ефективність

В основі даного технологічного процесу лежить важлива особливість твердого палива – здатність органічної маси палива до термічного розкладу з виділенням летких і твердого залишку (біовуглецю). Аналіз показав, що ефективність такого процесу, в значній мірі, залежить від наступних факторів.

1.Фізичних властивостей рослинної біомаси (фракційність складу, тип біомаси, початкова вологість, зольність, елементарний склад, насипна і дійсна питома вага, схильність до подрібнення та ін.).

2.Технологічних (температура, склад, витрати і дійсна швидкість фільтрації теплоносія через затиснутий шар біомаси, час перебування біомаси в реакційній зоні, спосіб підведення теплоти, її втрати та ін.).

3.Конструктивних (теплообмінні поверхні апарату, геометричні розміри затиснутого шару біомаси, розміри шнекового живильника, його частота обертання та інші конструктивні особливості).

Серед технологічних факторів, визначальним є температура процесу. Так, на рисунку 2.6 [22] приведено вихід летких речовин з біомаси деревини, в залежності від температури прогрівання.

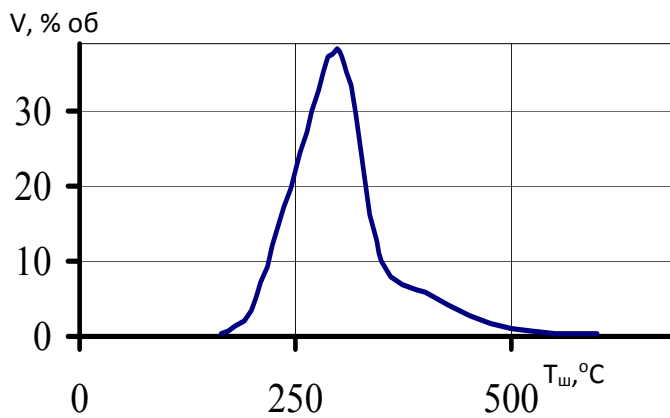


Рисунок 2.6 Вихід летких з біомаси деревини, в залежності від температури прогрівання

Видно що, при досягненні температури 450-500°C вихід летких, практично, закінчується і максимум їх виходу спостерігається в інтервалі температур 300-350°C, що пов'язано з інтенсивним проходженням екзотермічних реакцій.

Температура процесу є визначальним фактором впливу, не тільки на ступінь розкладу органіки біомаси, але й на характер виходу летких та їх складових. При цьому, відповідному рівню температури відповідають певні продукти розкладу. Так, наприклад, для деревної біомаси характерна наступна картина термічного розкладу [12]:

- сушка, яка відбувається при температурі до 100-110°C;
- в інтервалі 100-250°C починається термічний розклад органіки з виділенням пірогенної води, двооксиду і оксиду вуглецю;
- при 270°C починаються екзотермічні реакції і виділення вуглеводневих сполук в газовій фазі, оцтової кислоти, метилового спирту та ін.;
- основна маса летких речовин виділяється в інтервалі 270-500°C;
- виділення смоли закінчується при температурі 500-580°C.

Температура піролізу є основним фактором і при утворенні біовуглецю. Якщо розглянути графіки виходу біовуглецю (4) і його складу (1-3) в залежності від кінцевої температури процесу піролізу деревної біомаси, представлених на рисунку 2.7 [12], то видно, що з підвищенням температури процесу вихід

біовуглецю зменшується, як і зменшується частка енергії біомаси яка переходить у біовуглець.

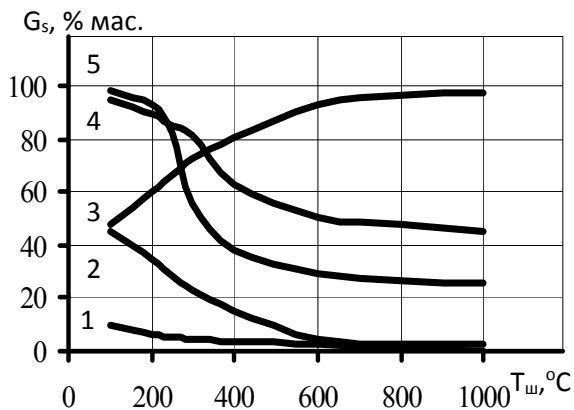


Рисунок 2.7 Вихід і склад біовуглецю в залежності від кінцевої температури піролізу березової деревини: 1-вміст водню, 2-вміст кисню, 3-вміст вуглецю, 4-вихід біовуглецю, 5-частка енергії біомаси, яка переходить в біовуглець

Так, при температурах піролізу вище 600°C, вихід біовуглецю, в якому частка нелеткого вуглецю є більше 85%, складає 25-32% від абсолютно-сухої беззольної маси деревини, а його теплота згоряння становить $Q_{н\Gamma} = 30-32$ МДж/кг. При цьому, частка енергії, яка переходить з вихідної деревини ($Q_{н\Gamma} = 18,4$ МДж/кг) в біовуглець складе всього: $30 \times 28,5 / 18,4 = 46,5\%$. В той же час, доволі високий вихід біовуглецю (до 80%) спостерігається при температурі піролізу 250-350°C. При цьому, в біовуглець з теплою згоряння до 20-25 МДж/кг, переходить більше 80% теплової енергії біомаси.

Аналіз даних [12] по піролізу березової деревини показав, що решта енергії переходить в леткі продукти, втрачається в ході ендотермічних реакцій і теплообміну з навколишнім середовищем. Розподілення енергії біомаси серед продуктів піролізу представлено на рисунку 2.8.

Як видно, значна частина теплової енергії деревини, при підвищенні температури піролізу, переходить в паро-газові продукти, причому більше 70% їх енергії приходить на конденсовані (рідкі) продукти. В той же час, енергія газової фази є незначною, що є наслідком її баластування водяною парою і вуглекислим газом. Такий розподіл енергії вказує на доцільність використання летких продуктів піролізу в створюваних установках без охолодження і конденсації. Такий підхід дозволить уникнути проблем знешкодження конденсату і смол (жижки).

А температурний інтервал 300-500°C є оптимальним, оскільки досягається висока якість біовуглецю (вміст вуглецю до 80%), при збереженні до 65% енергетичного потенціалу абсолютно сухої вихідної біомаси за мінімальних витратах додаткової енергії.

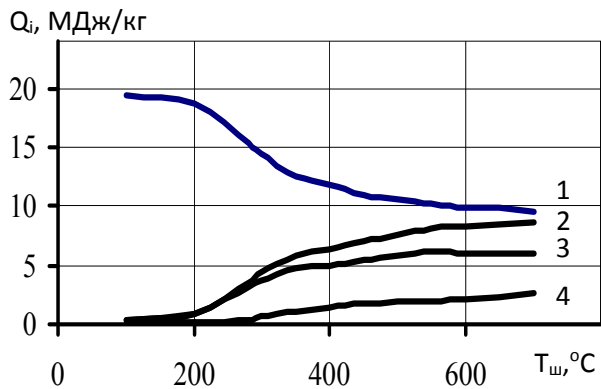


Рисунок 2.8 Залежність розподілення теплової енергії деревини в продуктах її піролізу від температури процесу: 1-біовуглець, 2-парогази, 3-рідкі продукти, 4-гази.

Суттєвим фактором інтенсифікації піролізного процесу є швидкість нагрівання вихідної біомаси до температури розкладу. Так, по даним [30,54] при швидкості нагрівання 0,4°C/c органічна маса вихідного палива майже повністю розкладається при температурі 250-300°C. При швидкості нагрівання 10°C/c до 540°C розкладається тільки 50% вихідного палива, а при швидкості нагрівання 100°C/c до 450-550°C розклад палива майже не відбувається. Тобто, швидкість нагрівання є дієвим засобом управління інтенсивності процесу, впливаючи на якісний склад продуктів піролізу, зміщуючи перебіг процесу в напрямку переважного утворення рідких, газоподібних чи твердих продуктів.

В розробленому процесі, висока швидкість конверсії досягається тим, що процес іде не до кінця (до золи), а закінчується на певній стадії відгонки летких. Як показали проведені попередні дослідження і дослідження інших авторів [20,24] час прогрівання і виходу летких складає біля 10-15% часу необхідного для повної конверсії біомаси до золи. Тому, інтенсивність даного процесу, в основному, буде визначатися швидкістю нагрівання біомаси до температури розкладу і кількістю підведеної додаткової теплоти.

Враховуючи значний вміст вологи в рослинній біомасі (може сягати 50-55% і вище) і її вплив на якість кінцевих продуктів, а загалом і на ефективність та продуктивність установки, можна стверджувати, що основними енергетичними витратами в піролізному процесі є витрати на видалення вологи і нагрівання

вихідного матеріалу до визначеної температури розкладу. Ці енергетичні витрати визначено за формуло [10].

$$Q_{\text{то}} = [(595 + 0,47t)W_p / 100 + c_{\text{см}}t(100 - W_p) / 100] 4,186, \text{ кДж/кг} \quad (2.1)$$

де W_p -вологість, %; $c_{\text{см}}$ -теплоємність сухої маси деревини, 0,32 ккал/кг[55];

t -температура процесу, °C .

При розрахунках теплота екзотермічних реакцій приймалася на рівні 5,6% від теплоти згоряння біомаси [12].

Розрахункові дані кількості додаткової теплоти необхідної для термохімічної конверсії рослинної біомаси, при температурі до 500 °C і вологості до 60% наведені у таблиці 2.4, та узагальнені на рисунку 2.9.

Таблиця 2.4 Розрахункові дані додаткової кількості теплоти необхідної для термохімічної конверсії рослинної біомаси в залежності від її вологості і температури процесу, МДж/кг

t, °C	Вихідна вологість деревної біомаси W^p , %							
	25	30	35	40	45	50	55	60
100	0,772	0,900	1,028	1,153	1,283	1,411	1,538	1,666
200	0,922	1,053	1,184	1,314	1,445	1,576	1,707	1,838
300	1,072	1,206	1,340	1,432	1,607	1,741	1,875	2,009
400	1,221	1,358	1,496	1,633	1,770	1,907	2,044	2,181
500	1,371	1,511	1,651	1,792	1,932	2,072	2,212	2,353

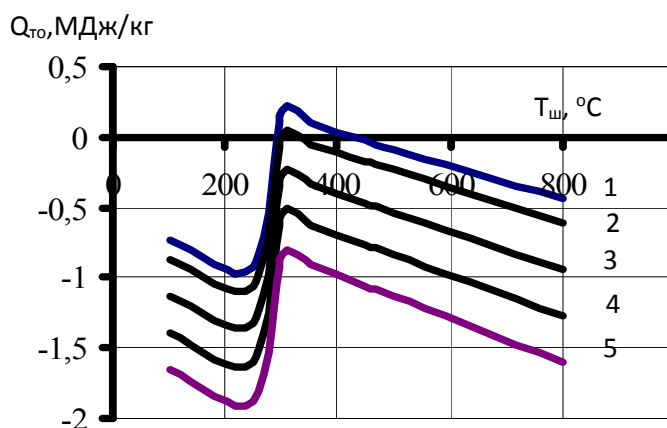


Рисунок 2.9 Необхідна кількість додаткової теплоти для піролізу біомаси деревини в залежності від її вологості (W^p) і кінцевої температури процесу, де W^p , %: 1-25, 2-30, 3-40, 4-50, 5-60

З виконаного аналізу видно, що при температурі вище 270°C частина необхідної теплоти покривається теплотою екзотермічних реакцій, а решта компенсується за рахунок підведеної додаткової теплоти від стороннього джерела енергії, наприклад, за допомогою високотемпературного газового теплоносія. І при вологості менше 25%, в інтервалі температур 300-500°C, настає автотермічний процес. При підвищенні температури процесу, чи збільшенні вологості вихідної сировини необхідно підведення додаткової теплоти, від стороннього джерела енергії. Так, при збільшенні вологості з 55% до 60% необхідно збільшити кількість додаткової теплоти на 10%.

З цього випливає, що сушіння біомаси в умовах реального апарату є складним і енергозатратним процесом, який залежить від технології сушіння, конструктивних особливостей апарату, параметрів теплоносія (температура, вологість, швидкість) і характеристик біомаси (вид біомаси, розміри, вологість).

Сам процес сушіння біомаси розбивається на три періоди:

- 1) період постійної швидкості сушіння, або період видалення вільної вологи, до повітряно-сухого стану (30-35%);
- 2) перехідний період сушіння до вологості (20-23%);
- 3) період внутрішньої дифузії, тобто видалення зв'язаної вологи.

В період постійної швидкості сушіння волога випаровується з поверхні біомаси з наступною дифузією вільної вологи з мікропор до поверхні. Швидкість сушіння в цей період описується рівнянням [12].

$$\frac{dW}{dz} = F \frac{D}{\delta} (P_{нов} - P_{сп}) = F \alpha (P_{нов} - P_{сп}) \text{ кг / год} \quad (2.2)$$

де W -кількість вологи, в кг; z -термін сушіння, година, F -поверхня вологого матеріалу, яка омивається теплоносієм, м^2 , $P_{нов}$ -пружність насиченої водяної пари, безпосередньо над вологою поверхнею при температурі випаровування в Па, $P_{сп}$ -парціальний тиск водяної пари в теплоносію, що оточує матеріал, Па, D -коефіцієнт дифузії при середній температурі газової плівки, $\text{кг/ год м}^2 \text{ Па}$, δ -

товщина газової плівки, м, $\alpha = \frac{D}{\delta}$ - коефіцієнт швидкості випаровування, що залежить від швидкості руху теплоносія, може бути визначеним за формулою

$$\alpha = a(1 + \alpha_o t_{uc}) V^{0,5} \frac{K2}{200 \text{ м}^2 \text{ ммрт.ст.}} \quad (2.3)$$

α -коефіцієнт для води дорівнює 0,026; $\alpha_o=1/273$ коефіцієнт температурного розширення; t_{uc} -температура біомаси, °С; V -швидкість руху теплоносія, в м/с.

З рівняння (2.2) видно, що інтенсивність сушіння залежить від різниці парціальних тисків водяної пари над вологою поверхнею біомаси і навколишнім середовищем. Тобто, швидкість сушіння тим більша, чим менше парціальний тиск водяних парів у теплоносію. Тому хороша циркуляція теплоносія збільшує швидкість випаровування вологи з поверхні частинок біомаси, прискорює переміщення вологи з внутрішніх її шарів до зовнішніх, що збільшує швидкість сушіння. Аналогічний ефект можна отримати і при перемішуванні біомаси, що і досягається в шнековому реакторі.

Іншим чинником, що впливає на інтенсивність сушіння є величина поверхні матеріалу. Чим більші куски, тим важче їх висушувати. Особливо повільно сохнуть не розколоті кругляки деревної біомаси, з яких не знята кора. В такій деревині рух вологи при сушці відбувається переважно по довжині волокна і радіально. Тому швидкість випаровування вологи з торця більша ніж з бокової поверхні покритої корою, що є аргументом до подрібнення біомаси. При цьому збільшується поверхня випаровування і теплопровідність шару.

Звичайно, при подрібненні повинен бути оптимум, нижче якого спускатися недоречно, адже зменшення фракції матеріалу призводить до погіршення циркуляції теплоносія і зменшення інтенсивності сушіння, в силу зменшення порозності шару і збільшення його гідравлічного опору.

Вище наведені чинники інтенсифікації періоду постійної швидкості сушіння аналогічно впливають і на 2 інших періоди сушіння, з тією лиш різницею, що для їх проведення витрати теплоти на 1кг вологи і час сушіння повинні збільшуватися.

Як показує практичний досвід сушіння деревної біомаси, порівняно легко видаляється вільна волога, приблизно до 20-23%. При подальшому зниженні вологості біомаси, сушка утруднюється, збільшуються витрати теплоти на 1кг вологи і зменшується продуктивність установки.

В розробленому процесі додаткова теплота підводиться високотемпературним газовим теплоносієм. Вимоги до теплоносія: температура 1000-1100°C, фізична теплота не менше 2МДж/м³ (обумовлена необхідною кількістю додаткової теплоти необхідної для піролізу біомаси), хімічна теплота не менше 6МДж/м³ (теплоносій не повинен баластувати піролізний газ і погіршувати його характеристики, особливо при зміні вологості біомаси), відсутність вільного кисню. Основна частина теплоти теплоносія підводиться при фільтрації через затиснутий шар біомаси. де суттєвим є аеродинамічна структура потоку. Його основна роль полягає в тому, щоб забезпечити достатнє і ефективне сумішоутворення біомаси і теплоносія та видалення продуктів піролізу з реакційного об'єму. Без цього неможливо досягти високої інтенсивності процесу і продуктивності апарату.

З аеродинамічної точки зору даний процес характеризується тим, що високотемпературний потік теплоносія (1000-1100°C) надходить в реакційну зону, де зустрічає на своєму шляху затиснутий рухомий шар біомаси, через який фільтрується і нагріває його. При цьому, по ходу збільшується об'єм газового потоку, за рахунок випаровування вологи та відгонки летких. Особливістю газового потоку в затиснутому шарі біомаси, є і те, що концентрація газів і їх температура є непостійними, як у просторі, так і в часі. Причиною зміни концентрації є хімічні реакції які проходять на поверхні біомаси в процесі піролізу, та процеси адсорбції і десорбції компонентів реакції. Тому, якщо брати до уваги рівень температур процесу (450-500°C), то цілком очевидно, що ефективність вибраної схеми процесу, буде також залежати і від гідромеханічних характеристик затиснутого рухомого шару.

Затиснутий шар біомаси по своїй структурі можна розглядати як пористу стінку. Її основною гідромеханічною характеристикою є порозність, яка є

відношенням об'єму відкритих пор в шарі, утворених внаслідок хаотичного розміщення частинок біомаси, до повного його об'єму. Вона може визначатися

$$\varepsilon = 1 - \rho_n / \rho_t, \text{ м}^3 / \text{м}^3 \quad (2.4)$$

де ρ_t -щільність матеріалу; ρ_n -насіпна щільність.

Для практичних цілей, порозність зернистого шару з частинками неправильної форми (якими є подрібнена біомаса), приймають на рівні 0,35-0,45 від загального його перерізу. Хоча, пристінні шари можуть мати порозність на 20-30% вищу від ядра засипки [56,57] і суттєво впливати на аеродинаміку потоку.

Процес протікання газів через пористі матеріали вивчався давно і по цьому питанню опублікована велика кількість робіт. Частина авторів розглядала фільтрацію як внутрішню задачу (перетікання в каналах між частинками), так звана капілярна модель. Така модель найбільш повно була розроблена і досліджена Козені [58] і розвинута Карманом [59], Коллеровим [60] та ін..

Проте, розглянута модель не віддзеркалює багато особливостей зернистого шару, зокрема те, що у реальних умовах потоки весь час з'єднуються і роз'єднуються. Для значної частини технологічних процесів у стаціонарному зернистому шарі, з рухом через шар газу чи рідини, характерна непостійність їх температури і об'єму. Відповідно гідравлічний опір зернистого шару при термічній обробці буде значно відрізнятися від холодного шару. Це можна пояснити, як зміною концентрації і температури газу, так і зміною порозності шару внаслідок зміни розмірів частинок при їх вигорянні і розтріскуванні.

Інша частина авторів фільтрацію розглядає як зовнішню задачу (обтікання частинок) [61]. Автор роботи виходить із «струменевості» потоку і приймає, що головним явищем, яке визначає опір руху потоку є періодичне звуження струмин при проході через ділянку перерізу, де є найбільше зближення частинок матеріалу, та подальше їх розширення.

Грін і Дувер [62], а пізніше Ю.В.Ільїн [63] розглядаючи модель пористої стінки, поверхні якої з'єднуються прямолінійними паралельними каналами з рівномірно розміщеними по їх довжині діафрагмами, на основі теорії розмірності

одержали залежність яка більш повно відображає фізичні явища, при протіканні рідини чи газу через пористе середовище.

Традиційно, для оцінки аеродинаміки потоку газового теплоносія через зернистий шар використовують критерій Рейнольдса, як відношення сил інерції до сил в'язкості

$$Re = wL/\nu \quad (2.5)$$

де $\nu = \mu/\rho$ —кінематичний коефіцієнт в'язкості; μ —динамічна в'язкість, Па с;

ρ —густина газу, кг/м³; w —швидкість газового потоку, м/с;

L —характеристичний розмір (еквівалентний діаметр зерна, чи каналу пор)

$$d_e = 4\varepsilon/f_o(1 - \varepsilon) \quad (2.6)$$

f_o —питома поверхня частинок, м²/м³

Суттєвим фактором, що характеризує потік теплоносія через шар зернистого матеріалу є швидкість обтікання. Це дійсна (w_d) швидкість, яка є відношенням секундних витрат газу (V_c) до площі поперечного перерізу пор шару (F_n):

$$W_d = V_c/F_n \quad (2.7)$$

Чи умовна швидкість ($w_{ум}$) руху теплоносія, яка визначається по площі поперечного перерізу шару ($F_{ш}$):

$$w_{ум} = V_c/F_{ш} \quad (2.8)$$

Ці швидкості знаходяться у співвідношенні: $W_{ум} = \varepsilon w_d$.

З іншого боку, для того щоб шар біомаси міг утримуватися в потоці фільтруючого теплоносія необхідно, щоб сила тяжіння частинок була більша динамічного напору потоку. Ця умова визначається формулою [64]

$$\pi d_e^2(\rho_c - \rho_g) > \chi \pi d_e^2 w_{пот}^2 \rho_v / 8g \quad (2.9)$$

де d_e —приведений діаметр частинки, м; ρ_c ρ_g ρ_v -густина частинки, газу, повітря, кг/м³; $w_{пот}$ —швидкість потоку, м/с; χ —коефіцієнт гідравлічного опору при зовнішньому обтіканні, який залежить від числа Рейнольдса.

При порушенні цієї умови відбувається видування мілких частинок з шару і зміна аеродинамічної структури потоку та тепломасообміну.

Проведений аналіз показав, що для частинок неправильної форми аналітичне визначення гідродинамічних характеристик зернистого шару, навіть в

області малих значень Re , є надзвичайно складною задачею. При виводі формул на базі розглянутих теорій приймається стільки спрощень, що результат обезцінюється.

Більшість дослідників, при виведенні формул (таблиця 2.5) [65], виходять з того, що загальна характеристика залежності гідравлічного опору шару від швидкості обтікання зберігається, якщо ввести коефіцієнти форми.

Таблиця 2.5 Залежність коефіцієнту гідравлічного опору шару від критерію Рейнольдса

Автор досліджень. Форма частинок	Формула, $\chi_{ш}$	Значення Re
І.М.Федоров. Стальні кулі	$40,6/Re$	Менше 8
Інші кулеподібні частинки	$35,5/Re + 0.82/Re^{0,8}$	Більше 500
І.М.Жаворонков. Кулі і різні частинки неправильної форми	$35/Re$	Менше 45
І.М.Жаворонков.Кільця	$4/Re^{0,2}$	45-5500
М.Е.Аеров. Кулі, пігулки	$36,4/Re + 0,45$	2-800
С.Т.Муллуканов. Стальні кулі	$3,23/Re^{0,25}$	220-3300

Наведені формули відрізняються значеннями коефіцієнтів і показниками степені при Re , які залежать від форми, розміру і шорсткості частинок засипки, їх укладення та порозності шару. Тому, на практиці, визначення цих коефіцієнтів, а загалом і гідравлічного опору пористих матеріалів здійснюють дослідним шляхом, з наступним поширенням їх на певні групи пористих середовищ, на основі загальних положень теорії подібності.

2.3 Експериментальне дослідження і визначення основних технологічних параметрів процесу

2.3.1 Експериментальна установка для дослідження основних технологічних параметрів процесу на стаціонарних режимах

Для дослідження гідромеханічних характеристик затиснутого шару, робочих характеристик теплоносія, впливу температури процесу, часу перебування біомаси в реакційній зоні, та вологості вихідної біомаси, а також для визначення геометричних, теплофізичних та основних режимних параметрів розробленого процесу був проведений комплекс відповідних аналітичних і експериментальних досліджень.

Для цього була створена експериментальна установка, принципова схема якої приведена на рисунку 2.10.

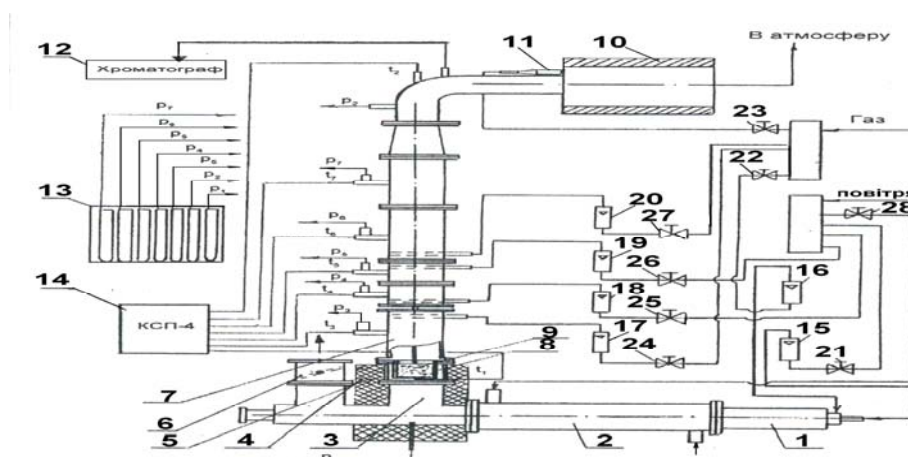


Рисунок 2.10 Принципова схема лабораторної установки для дослідження процесу термохімічної конверсії рослинної біомаси
1-камера згоряння, 2-реакційна зона, 3,6-заслінка, 4-теплоізоляція, 5-байпас, 7-робоча зона, 8-колонка, 9-дослідна біомаса, 10-камера допалювання, 11-запальник, 12-газовий хроматограф, 13-манометри, 14-реєстратор температури, 15-20-ротаметри, 21-28-регулююча арматура

Камера згоряння (1) є камерою згоряння попереднього змішування природного газу і повітря. Одержана суміш проходить через керамічну насадку і на виході згоряє, утворюючи продукти згоряння з визначеними параметрами.

Витратні параметри матеріальних потоків на камеру згоряння контролюються по ротаметрам РМ-40-повітря (15) та РМ-4-природний газ (16), а їх співвідношення регулюється вентилями (21,22) таким чином, щоб процес згоряння відбувався в дві стадії. На першій стадії природний газ згоряє в камері згоряння з коефіцієнтом надлишку повітря $\alpha=0,7-0,75$, а на другій стадії на виході

камери згоряння подається певна кількість природного газу з тим, щоб температура продуктів згоряння була у визначених межах. На виході з камери згоряння контролюється температура, тиск і склад газу. Далі продукти згоряння надходять або в робочу зону (7), або по байпасній лінії (5), через камеру допалювання в атмосферу.

Робоча зона (7) висотою 360 мм та діаметром 100 мм виконана секційною по 60 мм, з жароміцної сталі. В середній частині кожної секції є штуцера для встановлення датчиків температури і тиску. Температури вимірювалися за допомогою термопар градуювання ХА з реєстрацією на КСП-4 (14). Тиск в точках вимірювався за допомогою U-подібних рідинних манометрів (13).

Для аналізу складу газу використовувалися хроматографи ЛХМ-80 і „Газохром-3101”. Аналіз газу брався на вході і виході реакційної та робочої зони і проводився по таких компонентах: водень, оксид вуглецю, двооксид вуглецю, метан, етан, пропан, кисень, азот, аргон.

В експериментах використовувалася дубова тріска з вологістю 30-35% і розміром не більше 50x30x10 мм.

Експерименти проводилися в стаціонарному режимі наступним чином. В робочу зону установки насипалася тріска визначеної кількості (кг), через яку фільтрувався теплоносій. Під час експерименту контролювалися: час конверсії, температура, тиск, склад газу і витратні параметри вхідних матеріальних потоків (газ/повітря). Наприкінці експерименту залишок зважували на аналітичних вагах і аналізували для визначення вологи, залишок летких речовин і зольність.

2.3.2 Визначення гідромеханічних характеристик шару тріски

Визначення гідромеханічних характеристик затиснутого шару (його товщини, фракційного складу біомаси, дійсної швидкості фільтрації теплоносія), обумовлено гідравлічним опором шару при якому забезпечується стабільна і безпечна робота пальника та іншого обладнання.

Експерименти проводилися у стаціонарному режимі, шляхом продування визначеного шару біомаси, спочатку холодним повітрям, а потім гарячим газовим теплоносієм, у вигляді продуктів неповного згорання природного газу. Моделювання затиснутого шару, тобто підтискуючої спроможності шнеку, здійснювалося зміною товщини (висоти) і відповідно порозності шару біомаси. Затиснутий шар біомаси, по своїй структурі, розглядався як пориста стінка з частинками нерегулярної форми. Тому, для дослідження її гідромеханічних характеристик була використана відома методика [63,66] яка широко використовується при дослідженні течії рідини та газів в різних пористих системах і в якій рівняння течії в пористому середовищі має вигляд:

$$\frac{P_n^2 - P_k^2}{h} = \alpha(2RT)\mu j + \beta(2RT)j^2 \quad (2.10)$$

де P_n^2 та P_k^2 -тиск відповідно на вході та виході з шару, Па; h - товщина шару, м; j - питомі витрати газу, $\text{кг}/\text{м}^2 \text{ с}$; R -газова стала, $\text{Дж}/\text{кг К}$; T -абсолютна температура газу, К ; μ -динамічна в'язкість, Па с ; α -в'язкісний коефіцієнт опору, м^{-2} ; β -інерційний коефіцієнт опору, м^{-1} .

Значення в'язкісного (α) та інерційного (β) коефіцієнтів опору пористого шару визначалися експериментально по витратним характеристикам. Одержані дані зведені до таблиці 2.6 і узагальнені на рисунку 2.11.

Таблиця 2.6 Зміна перепаду тиску по товщині шару тріски в залежності від питомих витрат повітря, що фільтрується через шар

Питомі витрати повітря, $\text{кг}/\text{м}^2 \text{ с}$	Зміна перепаду тиску по товщині шару, ΔP , кПа				
	0,03 м	0,09 м	0,21 м	0,27 м	0,33 м
0,3	0,059	0,137	0,235	0,274	0,314
0,38	0,098	0,216	0,392	0,431	0,47
0,48	0,176	0,288	0,61	0,666	0,706
0,57	0,235	0,431	0,823	0,882	0,921
0,66	0,294	0,568	1,08	1,2	1,25
0,75	0,392	0,725	1,35	1,49	1,53

Для двох крайніх значень питомих витрат повітря, взятих з витратної характеристики пористого шару (рисунок 2.11), для рівняння (2.10), розраховуємо значення комплексу (A).

$$A = \frac{P_n^2 - P_k^2}{2JhRT} \quad (2.11)$$

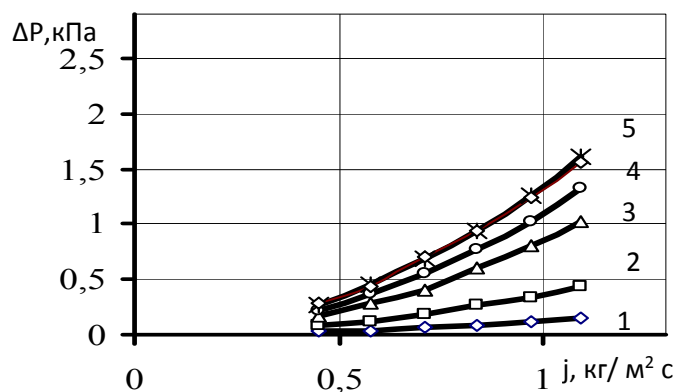


Рисунок 2.11 Зміна перепаду тиску по товщині шару тріски (h, m : 1-0,03; 2-0,09; 3-0,21; 4-0,27; 5-0,33;) з порозністю $\epsilon=0,41$, в залежності від питомих витрат повітря (j), що фільтрується через шар.

В координатах A-j, строїмо графіки (рисунок 2.12) рівняннями яких є

$$A = B_1 J + B_0 \quad (2.12)$$

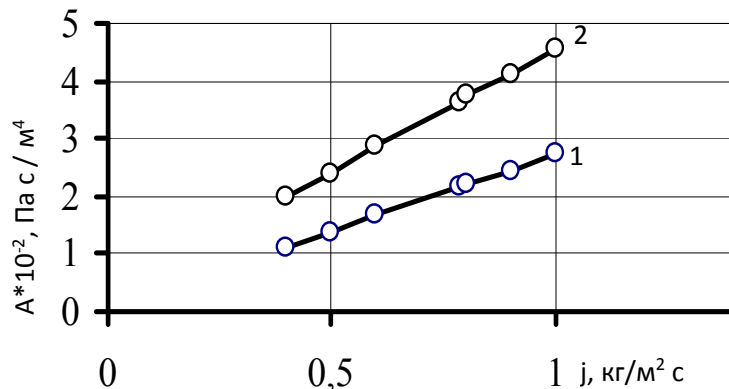


Рисунок 2.12 Графік функції $A=f(j)$ для шару тріски товщиною: 1-0,09м, 2-

По графіку функції $A=f(j)$ (рисунок 2.12) знаходимо коефіцієнти B_0 і B_1 , а потім визначаємо коефіцієнти $\alpha=B_0/\mu$ і $\beta=B_1$, які дозволяють визначити модифіковане число Рейнольдса

$$Re = \frac{\beta j}{\alpha \mu}; \quad (2.13)$$

і розрахувати коефіцієнт гідравлічного опору шару біомаси по формулі Р.С. Бернштейна, В.В. Померанцева і С.Л. Шагалової [67].

$$\chi = \frac{8K}{Re} + \frac{7,2}{Re^{0,5}} + 0,645 \quad (2.14)$$

де по експериментальним даним визначалася константа Козені-Кармана ($K=6,5$) для полідисперсного шару тріски нерегулярної форми, що приводиться до сферичної форми

$$\sigma = S_p \delta / v \quad (2.15)$$

де S_p -площа поверхні частинки; δ -діаметр кулі, об'єм якої дорівнює об'єму частинки матеріалу; v -об'єм частинки.

Проаналізовано залежність коефіцієнту гідравлічного опору шару тріски від модифікованого числа Рейнольдса, в порівнянні з даними інших авторів (рисунок 2.13) [67,68]. Видно, що більш суттєва розбіжність спостерігається в області тільки для малих значень чисел Рейнольдса. Оскільки експерименти проводилися при Re 230-600 де розбіжності становлять 15-20%, то зроблено висновок, що приведення часток тріски до сферичної форми є цілком виправданим.

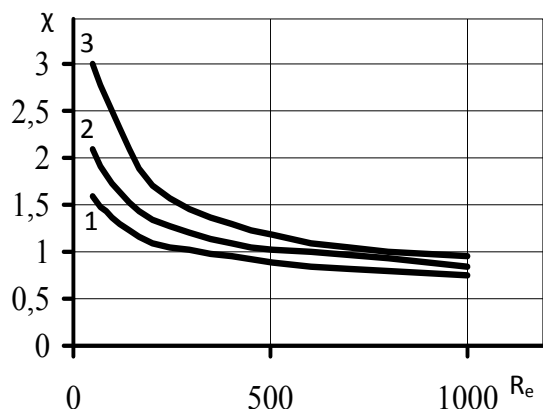


Рисунок 2.13 Залежність коефіцієнту гідравлічного опору зернистого шару від модифікованого числа Рейнольдса (Re), в порівнянні з даними інших авторів (1-І.П.Ішкін, 2-Р.С. Бернштейн, 3-експеримент)

Дослідженнями встановлено залежність перепаду тиску в шарі від питомих витрат повітря при різній порозності шару (рисунок 2. 14).

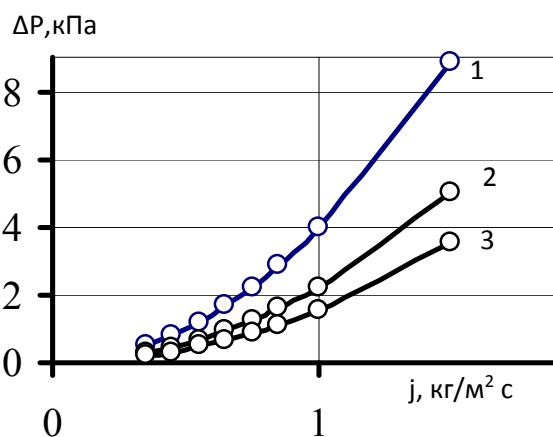


Рисунок 2.14 Зміна перепаду тиску в шарі товщиною 0,33 м, в залежності від питомих витрат повітря при різній порозності шару: 1-0,35; 2-0,41; 3-0,45

Встановлено, що для забезпечення гідравлічного опору шару не більше 3кПа (обумовлено характеристиками роботи газового пальника низького тиску та іншого обладнання) його порозність повинна становити 0,45, для чого товщина шару повинна бути до 0,35 м, при характерному розмірі фракції 0,03-0,04 м.

Зміна гідравлічного опору шару порушує не тільки умови роботи обладнання, але й змінює дійсну швидкість фільтрації теплоносія, яка згідно гіпотези Б.І.Китаєва [69] про механізм виносу горючих компонентів з зони реакцій та дифузії CO₂ до поверхні біовуглецю, є визначальним фактором для регулювання інтенсивності процесу.

Умови затиснутого шару дозволили досягати, рекомендованої З.Ф. Чухановим і Н.В.Лавровим [70] дійсної швидкості фільтрації повітря в 2,2 м/с на холодне дуття, наприклад, для фракції біомаси з характерним розміром 0,03м. Це притому, що в нині працюючих агрегатах з шаровим процесом, в силу різних обмежень, швидкість фільтрації не перевищує 0,5-0,8м/с.

2.3.3 Вибір та визначення робочих характеристик газового теплоносія

Аналіз піролізних процесів показав, що вихід і якість цільових продуктів, в значній мірі, залежить від виду теплоносія. Частіше всього використовують твердий чи газовий теплоносій.

Застосування твердого теплоносія дозволяє піддавати конверсії дрібнофракційні та пиловидні палива, хоча їх кількість обмежується (15-20% від маси всієї біомаси), в силу їх можливого виносу при форсуванні процесу[71].

Для підвищення інтенсивності теплообміну за рахунок покращення рівномірності змішування теплоносія з паливом реалізують схему з киплячим шаром, де нагрівання частинок палива проходить в жорстких температурних умовах, що обумовлено температурою спікання золи. Інтенсивність теплообміну вихідної сировини з твердим теплоносієм досить висока, проте це досягається великою кратністю його циркуляції, що погіршує змішування і відповідно рівномірність її прогрівання. Час перебування частинок в реакційній зоні

залежить від питомого вдуву теплоносія і складає десятки секунд. Важливою перевагою таких апаратів є відсутність розбавлення газової фази інертними компонентами і відсутність смол в їх складі. Недоліками є обмеженість в форсуванні процесу, в силу виносу мілких частинок, як сировини, так і теплоносія, а також трудність розділення теплоносія і летких продуктів, що ускладнює систему очистки [71].

Газовий теплоносій в апаратах з щільним шаром частіше всього, використовують для конверсії крупно кускового палива, оскільки дрібнофракційний шар створює великий гідравлічний опір для дуття. Тому недоліком таких апаратів є нерівномірність швидкісного і температурного полів теплоносія по перерізу шару. Для забезпечення рівномірності цих параметрів і зменшення гідравлічного опору шару, йому надають рухливість, як наприклад, в обертальних чи шнекових реакторах. Час перебування в апаратах з щільним шаром складає десятки хвилин.

Вибір виду теплоносія, частіше всього, диктується технологічними умовами і кінцевими цільовими продуктами піролізу.

Широкого поширення мають процеси в яких газовим теплоносієм є продукти згоряння частини сировини яка піддається піролізу [72]. І основною умовою для отримання високого виходу біовуглецю, з хорошими фізико-хімічними характеристиками є відсутність вільного кисню в теплоносії. Проте, отримати безкисневий теплоносій в цих умовах неможливо. І більша частина кисню буде взаємодіяти з вуглецем зменшуючи вихід біовуглецю і погіршуючи його адсорбційні властивості, при обгорянні поверхні. При цьому, теплоносій баластується продуктами згоряння, що зменшує його теплоту згоряння.

Для того, щоб запобігти надлишковому баластуванню теплоносія використовують неконденсуючі продукти піролізу [73] після їх охолодження в конденсаційній установці з наступним їх спалюванням. При цьому, вихід біовуглецю і його характеристики покращуються. В той же час, наявність конденсату (жизки) створює додаткові технічні, економічні і екологічні труднощі при його знешкодженні.

Для прямого нагрівання біомаси часто використовують паро-газові продукти піролізу, де основним їх продуктом є пари води. Проте, як показали власні попередні дослідження, такий спосіб, особливо при підвищенні температури піролізу до 500-600°C, зменшує вихід біовуглецю на 12-14 %, за рахунок його взаємодії з леткими продуктами піролізу.

Високу якість біовуглецю отримують при його нагріванні перегрітою парою. Проте, отримані паро-газові продукти піролізу сильно баластуються водяною парою, а переробка такої жишки є малорентабельною[73].

Піроліз біомаси в потоці суміші водяної пари і неконденсуючих газів дещо усуває ці недоліки. Відбувається рівномірне підвищення температури і відведення летких продуктів піролізу з реакційної зони, що сприяє підвищенню вмісту нелеткого вуглецю і покращенню механічних характеристик біовуглецю. Проте, такий спосіб ускладнює технологію і збільшує енергетичні витрати [12].

Відомий спосіб піролізу біомаси в потоці вуглеводневих газів [74]. Такий спосіб дозволяє, за рахунок додаткового науглерожування біовуглецю продуктами розкладу, отримувати нові вуглемісткі матеріали з визначеними фізичними характеристиками. Проте, враховуючи значну вартість вуглеводневих газів, застосування цього способу буде рентабельно тільки при комплексній конверсії біомаси в синтез – газ (склад CO і H₂) і біовуглець високої якості (де нелеткий вуглець складає більше 90%).

Із зробленого аналізу витікає, що кожен вид теплоносія має свою направленість по цільовому продукту і його якості. Він вибирається з врахуванням технічних, економічних і екологічних аспектів.

В розробленому процесі піроліз рослинної біомаси здійснюється при комбінованому підведенні теплоти газовим теплоносієм у вигляді високотемпературних продуктів неповного згоряння вуглеводневого газу.

Традиційно продукти неповного згоряння отримують одностадійно при спалюванні, наприклад, природного газу, з надлишком повітря $\alpha < 1$ [75].

В розробленому процесі газовий теплоносій отримується в ході процесу спалювання природного газу при $\alpha = 0,7-0,75$, що обумовлено стабільною і

безпечною роботою газового пальника. Проте, в цьому режимі температура продуктів згоряння становить 1200-1250 °С, що є не допустимим для реалізації даного піролізного процесу. Хоча розрахунками, за методом В.Ф.Копитова [76] визначено, що найкращі параметри теплоносія забезпечуються при неповному згорянні вуглеводневого газу при $\alpha=0,5$ (рисунок 2.15).

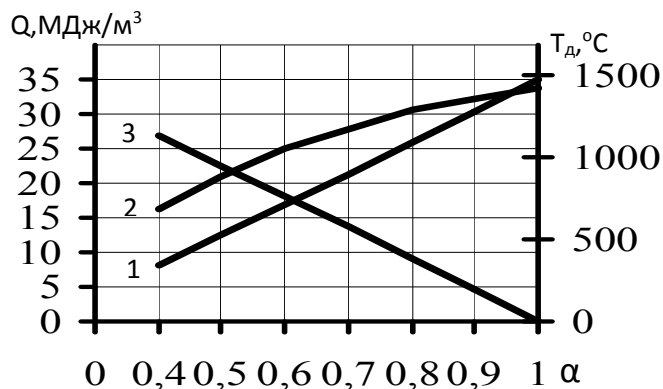


Рисунок 2.15 Зміна параметрів газового теплоносія в залежності від коефіцієнту надлишку повітря (α) в топці; 1-фізична теплота; 2-дійсна температура згоряння; 3-хімічна теплота.

По-перше, досягається необхідна температура теплоносія 1000-1100°С, при високій фізичній і хімічній теплоті.

По-друге, як видно з таблиці 2.7 [75] при $\alpha=0,5$, в складі продуктів неповного згоряння міститься, приблизно, на 20% менша кількість CO_2 і H_2O , які є баластом для піролізного газу.

Таблиця 2.7 Об'єм і склад вологих продуктів неповного горіння природного газу

α	CO_2		CO		H_2O		H_2		N_2		Об'єм вологих продуктів, м³/м³
	м³/м³	%	м³/м³	%	м³/м³	%	м³/м³	%	м³/м³	%	
0,4	0,11	1,82	0,89	14,71	0,52	8,6	1,47	24,3	3,06	50,57	6,05
0,5	0,19	2,78	0,81	11,86	0,83	12,15	1,16	16,98	3,84	56,23	6,83
0,6	0,30	3,98	0,70	9,28	1,12	14,86	0,87	11,54	4,55	60,34	7,54
0,7	0,43	5,19	0,57	6,88	1,39	16,76	0,60	7,24	5,30	63,93	8,29
0,8	0,60	6,64	0,40	4,43	1,62	17,92	0,37	4,09	6,05	66,92	9,04
0,9	0,79	8,06	0,21	2,14	1,83	18,68	0,16	1,68	6,81	69,49	9,80
1,0	1,00	9,34	-	-	2,11	19,72	-	-	7,59	70,94	10,7

Тому, для приведення характеристик до цих параметрів в продукти неповного згоряння з $\alpha=0,7-0,75$, вводився вторинний газ, для реалізації високотемпературної змішаної конверсії, наприклад метану [77]



Ефективність такого двостадійного процесу підтверджена рядом дослідників [78,79] і які зазначають, що дана схема реакцій може бути реалізована вже при температурі конверсії 800-1000°C.

В роботі Фьюмара і Сальви [80] наголошено, що крім реакцій (2.16, 2.17) проходять і реакції утворення сажі, яка науглерожує біовуглецеву матрицю.



Загалом, процес змішаної конверсії природного газу можна записати



Z-коефіцієнт який враховує ступінь збагачення повітря киснем:

$$Z = V_{\text{N}_2} / V_{\text{O}_2} = 79/21 = 3,76$$

В той же час, наголошується, що при розрахунках такого процесу виникають певні труднощі, оскільки є необхідність враховувати як первинні, так і вторинні реакції. Тому, при вирішенні інженерних задач: визначення характеристик теплоносія, витрат вторинного газу у визначеному діапазоні α та ін. доцільніше обмежитися експериментальними даними.

Дослідження змішаної конверсії природного газу проводилося на лабораторній установці (рисунок 2.10), при модернізації камери згоряння і реакційної зони.

Камера згоряння попереднього змішування розрахована на спалювання до 3 нм^3 природного газу з коефіцієнтом надлишку повітря $\alpha=1-0,7$. Вона виготовлена пористою з шамотної крупки діаметром 2-2,5мм.

До камери згоряння стикується реакційна зона, довжиною 0,5м. Вона є циліндричною і футерована Al_2O_3 до діаметру 0,04м. На вході в реакційну зону знаходиться камера з радіально розміщеними отворами для подачі в реакційну зону вторинного газу. Витрати вторинного газу можуть змінюватися від 0,1 до 1 м^3 , що складає загальний коефіцієнт надлишку повітря

$$\alpha_{\text{заг}} = L_{\text{д}} / [G_{\text{ог}} + G_{\text{вг}}] L_{\text{т}} \quad (2.22)$$

де $L_{\text{д}}$ -дійсна кількість повітря, м^3 ; $G_{\text{ог}}$ -кількість основного газу, м^3 ;

$G_{\text{вг}}$ -кількість додаткового газу, м^3 ; $L_{\text{т}}$ -теоретично необхідна кількість повітря для спалювання природного газу при $\alpha=1$, $\text{м}^3/\text{м}^3$.

По довжині реакційної зони, на відповідних відстанях, від місця введення вторинного газу, встановлено шість штуцерів, для відбору проб газу: 1-0,015м; 2-0,065м; 3-0,135м; 4-0,205м; 5-0,280м і 6-0,345м. В цих же точках, в момент відбору проб газу, проводилося вимірювання температури при допомозі вольфрам-ренієвих термопар ВР-5/20, а також шести термопар градуювання ХА встановлених на корпусі реакційної зони, у відповідних точках.

Вертикально, до реакційної зони стикується камера допалювання, куди подається на допалювання продуктів конверсії відповідна кількість повітря. Вона має водяне охолодження і закінчується димовою трубою, яка під'єднана до вентиляційної системи видалення продуктів згоряння в атмосферу.

Вимірювання витрат матеріальних потоків (газу і повітря) проводилося ротаметрами РС-5, з регулюванням відповідною арматурою.

Вихід установки на режим характеризувався виходом на режим камери згоряння (прогрівання реакційної зони і встановлення постійних температур по її довжині) і виходом на режим реакційної зони в момент протікання реакцій конверсії природного газу, про що свідчить також сталість температур в часі в кожній з шести реперних точок.

Після виходу реакційної зони на режим проводився відбір проб газу на аналіз в шість ємностей Коро. Аналіз проводився на хроматографах «Газохром 3101» і ЛХМ -80 на вміст компонентів: H_2 , O_2 , N_2 , CH_4 , CO , CO_2 , C_2H_2 , C_2H_4 , C_2H_6 , C_3H_8 . В хроматографі ЛХМ-80 використовувався гелієвий газ-носії. Проте,

оскільки теплопровідність водню мало відрізняється від теплопровідності гелію, то аналіз газу на вміст водню проводився на хроматографі «Газохром 3101» де в якості газу-носія було використано повітря.

2.3.4 Результати експериментальних досліджень змішаної конверсії природного газу на стаціонарних режимах роботи

Дослідження високотемпературної змішаної конверсії природного газу здійснювалося при постійних значеннях роботи камери згоряння, в режимі неповного згоряння при $\alpha=0,7-0,75$ і температурі продуктів згоряння $1200-1250^{\circ}\text{C}$, що є не припустимим для даного процесу піролізу. Для корегування характеристик теплоносія до оптимальних, в продукти згоряння вводився вторинний газ. Основна задача досліджень полягала у визначенні витрат вторинного газу для отримання теплоносія з температурою $1000-1100^{\circ}\text{C}$. Як видно з графіків, представлених на рисунку 2.16 при введенні вторинного газу в кількості $0,4-0,5\text{м}^3/\text{м}^3$, що відповідало режиму з загальним $\alpha_{\text{заг}}=0,5-0,46$, температура теплоносія в реакційній зоні зменшилася до $1000-1040^{\circ}\text{C}$.

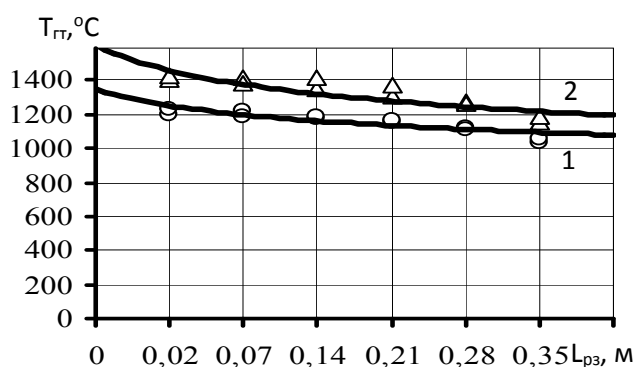


Рисунок 2.16 Зміна температури теплоносія по довжині реакційної зони при різних витратах вторинного газу, $\text{м}^3/\text{м}^3$: 1-0,4; 2-0,5.

Розрахунки теплового і матеріального балансів показали, що падіння температури відбувається не тільки за рахунок ендотермічного ефекту реакцій, але й за рахунок прямого нагрівання вторинного газу. І не дивлячись на низьку ступінь конверсії (як відношення кількості метану в теплоносії до поданого на конверсію) всього 10-15%, було отримано теплоносій з характеристиками приведеними в таблиці 2.8.

Таблиця 2.8 Параметри теплоносія при змішаній конверсії $0,4 \text{ м}^3/\text{м}^3$ природного газу

Коефіцієнт надлишку повітря, α_z	Параметри							
	CH ₄ , %об.	CO, % об	H ₂ , %об	Σбаласт, %	T _г , °C	Фізична теплота, МДж/м ³	Хімічна теплота, МДж/м ³	Ступінь конверсії, %
0,7	-	6,88	7,24	85,88	1250	19,8	13,7	-
0,5	3,44	8,86	10,5	74,4	1060	13,36	20,14	12

Експерименти показали, що падіння температури теплоносія відбувається вже на відстані 0,015м від місця введення вторинного газу. Це дає вказує на те, що реакції високотемпературної конверсії метану досить швидкоплинні і падіння температури відбувається за рахунок ефекту ендотермічних реакцій. Хоча, більш суттєве падіння температури відбувається на відстані 0,135м, що вказує і на часовий фактор впливу. Це підтверджує і зміна складу газового теплоносія по довжині реакційної зони (рисунки 2.17, 2.18).

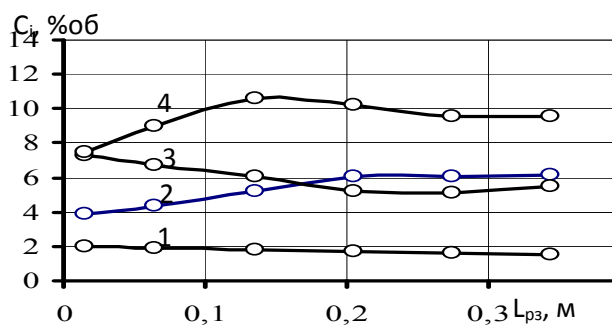


Рисунок 2.17 Зміна складу газового теплоносія по довжині реакційної зони при конверсії $0,4 \text{ м}^3/\text{м}^3$ природного газу 1-CO, 2-H₂, 3-CO₂, 4-CH₄

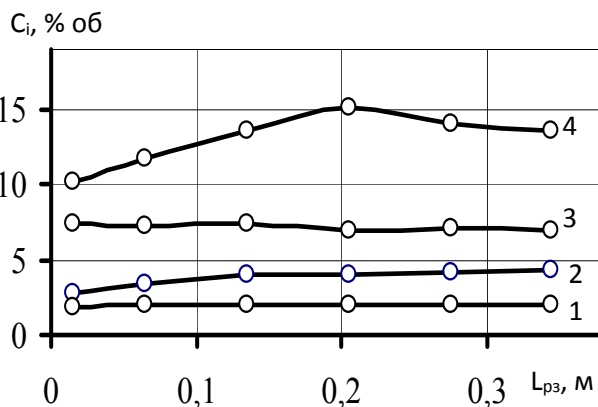


Рисунок 2.18 Зміна складу газового теплоносія по довжині реакційної зони при конверсії $0,5 \text{ м}^3/\text{м}^3$ природного газу 1-CO, 2-H₂, 3-CO₂, 4-CH₄

Те, що при даних умовах іде процес змішаної конверсії природного газу свідчать і дані зміни кількості баластних компонентів в складі теплоносія, які наведені в таблиці 2.9. Загалом, кількість баластних компонентів вдалося зменшити більше як на 30%.

Таблиця 2.9 Зміна баластних компонентів в продуктах змішаної конверсії природного газу, в залежності від кількості поданого вторинного газу

α	Кількість вторинного газу, $\text{м}^3/\text{м}^3$	CO_2 , %	CO , %	H_2O , %	H_2 , %	CH_4 , %	N_2 , %	Σ баласту, %	$Q^{\text{р хім}}$, $\text{МДж}/\text{м}^3$
0,7	-	5,19	6,88	16,76	7,24	-	63,93	85,88	1,58
0,5	0,4	5,05	21,54	15,83	22,11	3,44	32,03	52,91	6,34
0,44	0,5	5,0	21,33	15,5	21,65	4,29	35,23	55,73	6,57

Аналізуючи результати експериментальних досліджень, можна зробити наступні висновки:

1. Процес високотемпературної змішаної конверсії природного газу протікає досить швидко, про що свідчить скачок температури в першій точці (0,015м) і де спостерігається збільшення концентрації H_2 і CO .

2. Поряд з швидким протіканням процесу концентрація H_2 і CO є низькою. Можна припустити, що такий низький процент виходу цих компонентів, є наслідком недостатньої кількості теплоти для протікання реакцій, про що свідчить і процент метану який прореагував (10-15%).

3. При введенні 0,4-0,5 $\text{нм}^3/\text{нм}^3$ вторинного газу температура теплоносія досягає визначених параметрів 1000-1040°C.

4. Процес змішаної конверсії дозволив зменшити на 30% баластні компоненти H_2O і CO_2 у порівнянні з їх концентрацією при повному згорянні.

Таким чином був отриманий теплоносій при змішаній конверсії природного газу з загальним коефіцієнтом надлишку повітря 0,5, який характеризується

стабільністю складу і високою фізичною та хімічною теплою. Згідно розрахунків такий теплоносії забезпечує підведення необхідної додаткової теплоти при піролізу біомаси і покращує теплотехнічні характеристики піролізного газу при зміні технологічних параметрів процесу чи початкової вологості біомаси.

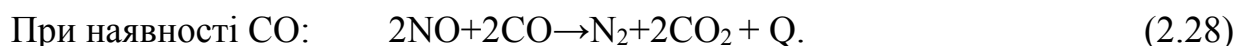
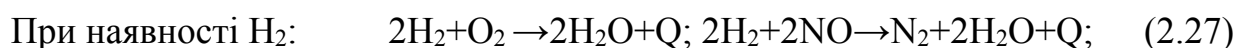
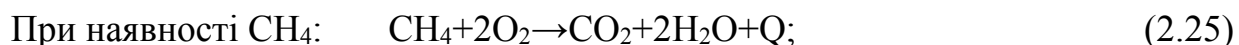
Крім CO_2 і H_2O основним баластом в продуктах неповного згоряння є азот і його окисли. Для їх нейтралізації частіше всього використовують каталітичні, термічні, рідкі, фільтри і комбіновані системи. Найбільшого поширення отримали два перших способи і їх комбінація. Проте, каталітичний спосіб часто неможливо використати в силу значної вартості каталізаторів.

В даній роботі, були проведені експериментальні дослідження для визначення доцільності застосування термічного способу розкладу окислів азоту до молекулярного азоту під дією високих температур [81], в умовах отриманого газового теплоносія.



Основним фактором, що впливає на реалізацію даної схеми є температура, час реакції і наявність вільного кисню в зоні реакції і присутність газу-відновника (природний газ, водень, окис вуглецю чи аміак). При цьому процес розкладу окислів азоту супроводжується проходженням наступних реакцій:

1-стадія, незалежно від типу відновника:



Відповідно до даних [81], процес термічного розкладу окислів азоту в присутності газу-відновника починається при температурі 700°C та інтенсифікується при підвищенні температури до $1000-1200^\circ\text{C}$. Причому, швидкість розкладу сильно залежить від газу-відновника. Так в присутності CO вона підвищується до 77%, природного газу-87%, водню-до 90%, аміаку-93%.

Природний газ, хоча і не є самим ефективним, проте, оскільки він є самим доступним, його застосовано в даній технології для отримання теплоносія.

Проведений аналіз показав, що теплоносії (в складі якого присутні CH_4 , CO , і H_2) і його температура (до 1100°C) є оптимальним середовищем для термічної нейтралізації окислів азоту. Проведені експериментальні дослідження [82] (рисунок 2.19) показали, що в інтервалі температур $750\text{-}1000^\circ\text{C}$ відбувається зменшення концентрації окислів азоту в 2,5-3 рази, а окису вуглецю майже в 5 разів, хоча ступінь нейтралізації становила не більше 60%.

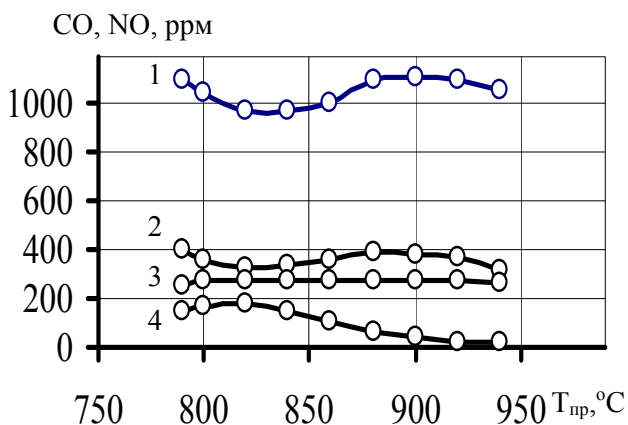


Рисунок 2.19 Вплив температури на термічне знешкодження NO_x і CO : 1-кількість NO_x на вході, 2-кількість NO_x на виході, 3-кількість CO на вході, 4-кількість CO на виході.

2.3.5 Експериментальні дослідження основних факторів впливу на процес термохімічної конверсії біомаси

В умовах стаціонарного режиму, при визначених гідромеханічних характеристиках шару і вибраній температурі газового теплоносія, експериментально досліджено фактори, які впливають на процес термохімічної конверсії біомаси.

Досліджено залежності впливу часу конверсії на середню температуру прогрівання біомаси, при різних розмірах тріски (рисунок 2.20) і різних товщинах шару (рисунок 2.21), а також втрату ваги шаром товщиною $0,21\text{ м}$ (рисунок 2.22).

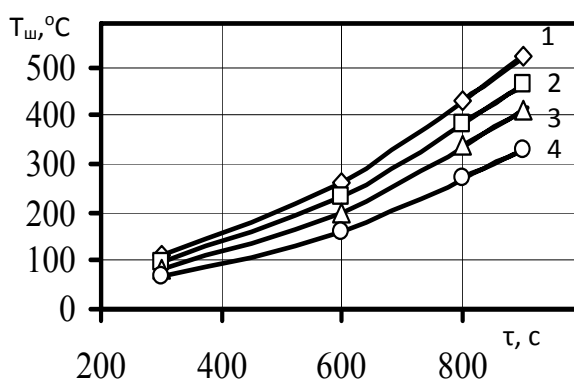


Рисунок 2.20 Залежність середньої температури прогрівання шару тріски, товщиною $0,21\text{ м}$, теплоносієм з температурою $1020\text{-}1040^\circ\text{C}$, від часу конверсії і характерного розміру тріски, $d_{\text{ек}}$, м: 1- $0,04$, 2- $0,03$, 3- $0,02$, 4- $0,01$

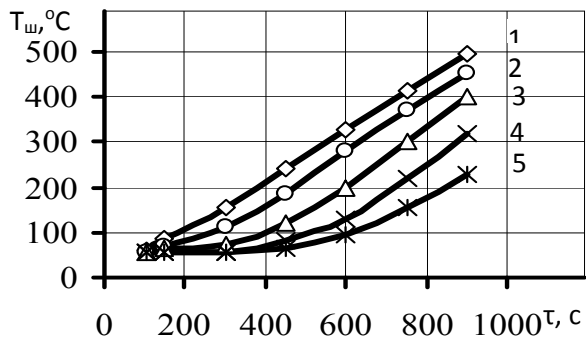


Рисунок 2.21 Залежність середньої температури прогрівання шару тріски, теплоносієм з температурою 1020 -1040°C, від часу конверсії і різної товщини шару, h,м: 1-0,03, 2-0,09, 3-0,21, 4-0,27, 5-0,35

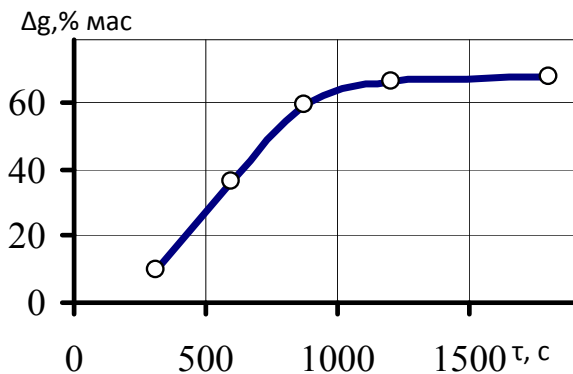


Рисунок 2.22 Втрата ваги (Δg), шаром тріски товщиною 0,21 м, в залежності від часу конверсії, при температурі теплоносія 1020-1040°C

Встановлено, що зменшення характерного розміру біомаси менше 0,03м знижує ефективність прогрівання шару біомаси в силу зменшення порозності і збільшення гідравлічного опору, а для шару товщиною 0,3-0,4 м, вихід летких, з біомаси 30% вологістю, закінчується за 25-30 хвилин.

На рисунку 2.23 представлено залежності середньої температури шару різної товщини від середньої швидкості прогрівання. Показано, що швидкість прогрівання 0,97°C/c є достатньою щоб шар біомаси товщиною до 0,35 м і вологістю 30% нагріти до температури початку екзотермічних реакцій.

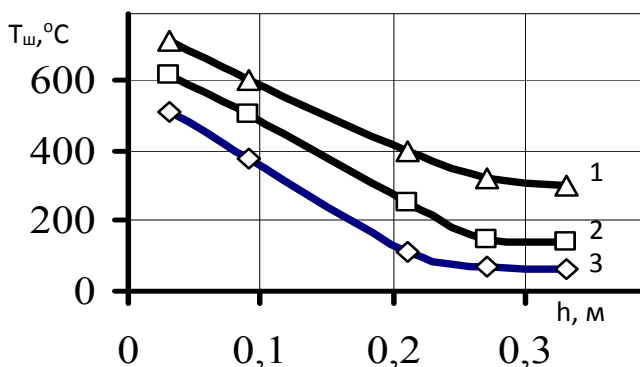


Рисунок 2.23 Залежність середньої температури прогрівання тріски теплоносієм з температурою 1020-1040°C, від товщини шару і середньої швидкості прогрівання $t_r, ^\circ C/c$ 1-0,97, 2-0,58, 3-0,51;

Зміна товщини шару чи вологості біомаси потребують відповідного корегування часу конверсії чи характеристик теплоносія (рисунок 2.24).

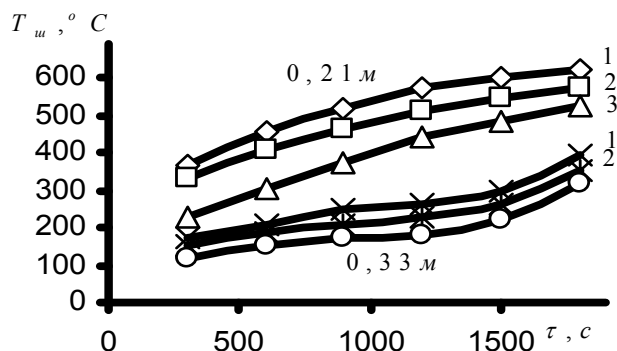


Рисунок 2.24 Залежність середньої температури прогрівання шару тріски, товщиною 0,21м і 0,33м, від часу конверсії (τ, c) і температури теплоносія, $T_{go}, ^\circ C$: 1-1110-1160, 2-1020-1040, 3-910-935

Швидкість прогрівання впливає і на склад піролізного газу. Вже на початковій стадії процесу, в період швидкого підвищення температури, навіть при температурі теплоносія $935^\circ C$, зафіксовано невелике відносне збільшення концентрації метану (на 15-20 %), та зменшення (на 2-3%) концентрації водню і окису вуглецю (рисунок 2.25), що дозволило встановити нижню границю температурного діапазону газового теплоносія.

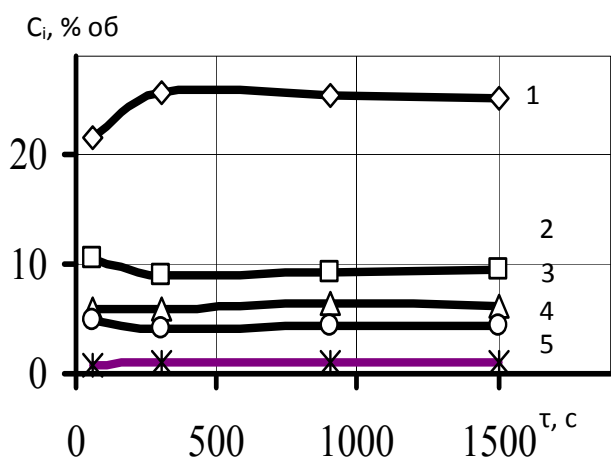


Рисунок 2.25 Залежність складу газової фази продуктів піролізу деревної тріски, від часу конверсії (τ), теплоносієм з температурою $T_{go}-910-935^\circ C$, 1- CH_4 , 2- H_2 , 3- CO_2 , 4- CO , 5- C_2H_6

Середній склад газової фази, при температурі теплоносія $T_{go}-910-935^\circ C$, отриманий хроматографічним аналізом, приведений в таблиці 2.10.

Таблиця 2.10 Середній склад газової фази при температурі теплоносія $910-935^\circ C$

Компоненти, об.%										
H_2	CO	CH_4	C_2H_6	C_3H_8	C_4H_{10}	CO_2	O_2	N_2	Аргон	$Q_{HP},$ МДж/нм ³
9,56	4,52	24,46	0,9	0,12	0,09	6,1	0,24	53,37	0,63	10,9

2.4 Висновки до розділу

1. Досліджені і уточнені основні гідромеханічні характеристики полідисперсного шару тріски нерегулярної форми і визначені граничні параметри шару (товщина до 0,35м, характерний розмір біомаси - 0,03-0,04м і дійсна швидкості фільтрації теплоносія - до 2 м/с), які забезпечують стабільну і безпечну роботу основного обладнання.

2. Досліджено і визначено технологічні параметри теплоносія (температура 1000-1100°C, фізична теплота не менше 2МДж/м³, хімічна теплота не менше 6МДж/м³, відсутність вільного кисню) при змішаній конверсії природного газу в продуктах неповного згоряння з загальним надлишком повітря 0,5, що дозволило підвищити стабільність піролізного процесу і характеристики піролізного газу.

3. Показано, що процес змішаної конверсії дозволив зменшити на 30% баластні компоненти Н₂О і СО₂ у порівнянні з їх концентрацією при повному згорянні природного газу і є дієвим при знешкодженні окислів азоту.

4. Визначені основні технологічні параметри процесу (температура піролізу 450 -500°C, час перебування біомаси в піролізній зоні до30 хвилин, температура теплоносія 1000-1100°C, гідравлічний опір шару не більше 3кПа) були використані при розробці математичної моделі процесу і методики його розрахунку.

РОЗДІЛ 3

АНАЛІТИЧНІ ТА ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ ОСНОВНИХ ФАКТОРІВ ЯКІ ВПЛИВАЮТЬ НА ЕФЕКТИВНІСТЬ ПРОЦЕСУ ТЕРМОХІМІЧНОЇ КОНВЕРСІЇ РОСЛИННОЇ БІОМАСИ

3.1 Математична модель і метод розрахунку процесу

Метою розрахунків піролізного процесу є визначення складу, теплоти згоряння, вихід газу та інших продуктів піролізу з даного виду палива, а також складання теплового і матеріального балансів процесу.

Більшість методів розрахунку піролізного процесу, які застосовуються сьогодні, в силу складності процесу і відсутності достатніх даних по кінетиці основних реакцій, носять емпіричний характер, де значна кількість показників підбирається на основі практичних даних.

Одним з таких, широко використовуваних методів, є метод М.М.Доброхотова наведений в роботі [83]

М.М.Доброхотов запропонував методику розрахунку виходу і складу продуктів піролізу з використанням наступних емпіричних коефіцієнтів:

- водяної пари (H_2O). В продукти піролізу, крім гігроскопічної вологи, переходить в пірогенну вологу в середньому 50% кисню і еквівалентна йому кількість водню.
- двоокису вуглецю (CO_2). В піролізний газ у вигляді двоокису вуглецю, в залежності від типу палива переходить наступна кількість всього кисню палива: з торфу 40%, з деревини 30%, з бурого вугілля 20%, з кам'яного вугілля 10%.
- метану (CH_4). З водню, який міститься в паливі переходить в метан з деревини і торфу 20%, з бурого вугілля 30%, з кам'яного вугілля 40%.
- етилену (C_2H_4). В етилен переходить 3-5% водню палива.
- смоли. Для визначення смоли М.М.Доброхотов запропонував правило – в смолу переходить по масі стільки вуглецю, скільки в паливі по масі знаходиться водню.

- азоту (N_2). Приймається, що весь азот палива переходить в газ.
- сірки. В середньому 80% сірки перетворюється в сірководень (H_2S), а решта залишається у шлаку.
- водню (H_2). Залишок водню палива за відрахуванням водню, який пішов на утворення пірогенної вологи, метану, етилену, смоли, оцтової кислоти і сірководню переходить в газ.
- окис вуглецю (CO). Залишок кисню палива за відрахуванням кисню, який пішов на утворення пірогенної вологи, двоокису вуглецю, смоли і оцтової кислоти, переходить в окис вуглецю.

Іншим методом розрахунку піролізного процесу є метод, який базується на законі збереження маси речовини. Наприклад, вуглецю [84] матеріальний баланс якого має вигляд

$$C_T = C_G + C_{cm} + C_{п} + C_{ш} \quad (3.1)$$

де C_T -кількість вуглецю в 1 кг палива; C_G -в газі, отриманому з 1 кг палива; C_{cm} -в смолі; $C_{п}$ -в пилу; $C_{ш}$ -в шлаку.

Кількість вуглецю, яка міститься в 1 м^3 різних вуглемістких складових газу визначається наступним чином. 1 кг моль CO_2 і CH_4 займає об'єм $22,4 \text{ м}^3$ і містить 12 кг вуглецю. Тоді кількість вуглецю в 1 м^3 цих газів складе $12/22,4=0,536$ кг. Відповідно кількість вуглецю в 1 м^3 C_2H_4 складе $2 \times 0,536$ кг.

Загалом кількість вуглецю в газі складе

$$C_G = 0,536 (CO_2 + CO + CH_4 + 2C_2H_4) V_{гг}; \quad (3.2)$$

де $V_{гг}$ -вихід піролізного газу з 1 кг палива визначається:

$$V_{гг} = C_T - (C_{cm} + C_{п} + C_{ш}) / 0,536 (CO_2 + CO + CH_4 + 2C_2H_4), \text{ м}^3/\text{кг}; \quad (3.3)$$

Відомі роботи в яких матеріальний баланс складається більш повно, по вуглецю, водню і кисню, що відповідно ускладнює розрахунки.

Одним із недоліків цих методів є те, що вони визначають тільки кінцевий склад продуктів піролізу і не дозволяють визначити вплив основних факторів (температури, часу піролізу, вологості біомаси).

В роботі [85] представлено програму «POLY. TERM 2», яка дозволяє здійснити прогнозування температурних полів і розподілення температур для

моделі реторти з внутрішнім нагріванням формованого шару протитоком газового теплоносія, у вигляді продуктів повного згоряння летких продуктів піролізу. Такий процес, направлений на отримання, переважно, рідкого палива і біовуглецю, і відповідно не враховує специфіку комбінованого нагрівання біомаси газовим теплоносієм у вигляді продуктів неповного згоряння вуглеводневого палива, що є присутнім в розробленій технології, і яка розглядається в даній дисертаційній роботі.

В роботі математична модель теплових і матеріальних потоків процесу створена для фізичної моделі апарату, схема якого приведена на рисунку 3.1. В загальному вигляді, це горизонтальний циліндричний реактор з шнеком, який забезпечує подачу, ущільнення і переміщення біомаси в камері піролізу.

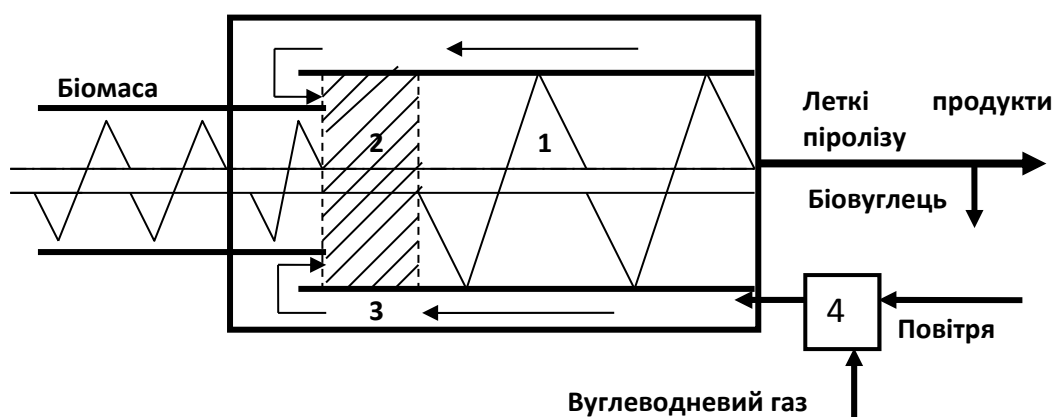


Рисунок 3.1 Схема фізичної моделі апарату для термохімічної конверсії рослинної біомаси в горючий газ і біовуглець:

1-реакційна зона реактора з шнеком; 2-затиснутий шар біомаси; 3-теплова оболонка; 4-технологічна топка.

Реактор має оболонку(3), куди з технологічної топки (4) подається теплоносії, у вигляді високотемпературних продуктів неповного згоряння вуглеводневого газу. Вони віддають певну кількість теплоти подрібненій біомасі через стінку реактора (зовнішній обігрів), а потім надходять у реакційну зону (1), де фільтруються через затиснутий рухомий шар біомаси (2), рухаючись прямоютоком з сировиною (внутрішній обігрів). В результаті комбінованого

прогрівання вихідної сировини відбувається її деструкція на леткі продукти, у вигляді піролізного газу і твердий залишок (біовуглець).

Задача математичного моделювання полягає в знаходженні закономірностей розподілення температур твердої фази і газових компонентів та їх виходу по довжині реактора.

Вивчення даного процесу пов'язано з двома основними проблемами. Перша з них, є визначення складу і кількості можливих продуктів піролізу, а також визначення їх термодинамічних властивостей при близьких до оптимальних теплових і гідродинамічних умов процесу.

Для виконання розрахунків і зведення теплового і матеріального балансів умови, при яких протікає процес термохімічної конверсії рослинної біомаси, завжди приходиться ідеалізувати, оскільки застосування термохімії і термодинаміки для аналізу процесу потребує значно більше детальних вихідних даних, ніж мається в наявності.

Іншою проблемою є оцінка кількості теплоти, яка виділяється, або поглинається в процесі термохімічних реакцій. Приймається, що інтегральний ефект дорівнює нулю, процес проходить в адіабатних умовах при сталому тиску, а час перебування в реакційній зоні достатній для досягнення термодинамічної рівноваги, тобто процес проходить безперервно в квазістаціонарному режимі.

В більшості випадків ці умови не виконуються в силу інших факторів які впливають на процес (перемішування, втрати теплоти та ін.).

Прийняті ж спрощення значно зменшують об'єми розрахунків, при забезпеченні достатньої точності оцінки ефективності процесу. Одночасно спрощуються розрахунки матеріального і теплового балансів, що дозволяє з достатньою точністю розрахувати основні масогабаритні показники піролізної камери та елементів основного і допоміжного обладнання.

Для спрощення подальших розрахунків будемо вважати, що:

1. Піролізний процес термохімічної конверсії рослинної біомаси проходить в затиснутому пористому шарі з паралельним рухом теплоносія і комбінованим

підведенням теплоти. При цьому час перебування і умови тепломасообміну достатні для завершення процесу.

2. Частинки вихідної сировини є монодисперсними і можуть мати довільну форму, тому вводимо коефіцієнт, який враховує відмінність форми частинок від сферичної

$$\sigma = S_p \delta / v \quad (3.4)$$

де S_p -площа поверхні частинки; δ -діаметр кулі, об'єм якої дорівнює об'єму частинки матеріалу; v -об'єм частинки .

3. Дисперсний матеріал складається з баласту (волога, зола) і органічної частини, елементами якої є водень Н, вуглець С і кисень О. Їх вміст позначається через

$$\psi_i, i = 1 \dots 5, \sum_{i=1}^5 \psi_i = 1 \quad (3.5)$$

4. Весь органічний склад рослинної біомаси пропорційно розподіляється на: вуглець, який може виходити з біомаси у вигляді частинок сажі і реагувати з відповідними компонентами газової суміші (див. нижче), гази H_2 , CH_4 , CO_2 , CO і вуглець, який залишається у біовуглецю (не виходить з частинок, а може тільки реагувати з тими ж компонентами). Частки цих речовин позначаємо через φ_{k0} , $k=1 \div 6$,

$$\sum_{k=1}^6 \varphi_{k0} = \varphi_{10} + \varphi_{20} + \varphi_{30} + \varphi_{40} + \varphi_{50} + \varphi_{60} \quad (3.6)$$

$$\varphi_{10} = A\gamma\psi_3; \varphi_{20} = \gamma\psi_3; \varphi_{30} = 4(1-\gamma)\psi_3; \varphi_{40} = (11/3)(z-y); \varphi_{50} = (7/3)y; \varphi_{60} = 1-V$$

$$z = \psi_4 - \varphi_{10} - 3(1-\gamma)\psi_3 - \varphi_{60}; y = (1/4)(8z - 3\psi_5)$$

z - частка вуглецю, яка розподіляється між CO і CO_2 ;

y - частка кисню, яка розподіляється між CO і CO_2 .

Тут коефіцієнт A підбирається таким чином, щоб задовольнити умови $\varphi_{50} > 0$ і $\varphi_{40}/\varphi_{50} \leq 7$ [12], а водяна пара, яка видаляється з матеріалу буде становити $\varphi_{70} = \psi_1$.

V -загальний вихід летких на робочу масу вихідної біомаси визначається за рівнянням В.В.Померанцева[20]:

$$V = V_o \sum_{i=1}^n C_{oi} (1 - e^{-k_i \tau}) \quad (3.7)$$

де V_o -максимальна кількість летких, яка може видалитися при повному термічному розкладі органічної маси даного палива; n -число груп реакцій, які враховуються в процесі піролізу; C_{oi} -кількісна характеристика визначеної групи реакцій; τ -час піролізу; k_i -константа швидкості реакції.

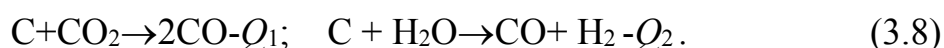
Для якісної оцінки піролізного процесу ряд вчених (З.Ф. Чуханов, М.Ф. Струнников, В.В.Померанцев та ін.) пропонують застосовувати однокомпонентну схему розрахунку в рівнянні (3.7) де $n=1$; $C_{oi}=1$.

5. У формулах (3.6) використана гіпотеза про те, що певна частка вихідного водню (γ) виділяється у вигляді H_2 , а решта-у вигляді вуглеводнів (для спрощення розглядаємо тільки метан CH_4).

6. Частка вуглецю, яка міститься у біовуглецю складає ϕ_{60} , а залишок С і О розподіляється між СО і CO_2 так, щоб задовільнити очевидні співвідношення матеріального балансу.

Відзначимо, що ϕ_{k0} -це певного роду потенціал речовин біомаси, які можуть утворюватися з неї при певному температурному режимі. Всі ϕ_{k0} віднесені до витрат твердого матеріалу у вхідному перерізі реактора G_{s0} .

7. Продуктами неповного згоряння природного газу є CO_2 , СО, N_2 , H_2 і H_2O . Тому, в загальному випадку газова суміш у реакторі буде складатися з 6 компонентів: CO_2 , СО, N_2 , H_2 , H_2O і CH_4 , які нижче позначаються індексами 1-6. Оскільки у продуктах неповного згоряння природного газу кисень відсутній, то враховується стехіометрична схема тільки ендотермічних реакцій:



Константи швидкості реакцій (3.8) для частинок вихідного матеріалу k_1 і k_2 розраховуються в ареніусівському наближенні по температурі твердої фази T_s , а k_1^* і k_2^* для частинок сажі у газі-по температурі газу T_g (розміри частинок сажі малі і вони дуже швидко нагріваються до температури газу) [20]:

$$k_i = k_{i0} \exp\left(-\frac{E_i}{R(T_s + 273)}\right); \quad k_i^* = k_{i0} \exp\left(-\frac{E_i}{R(T_g + 273)}\right), \quad i = 1, 2. \quad (3.9)$$

E_i -енергія активації, кДж/кмоль; R -універсальна газова стала, Дж/ кмоль К;
 k_{i0} -передекспоненціальний коефіцієнт, для гетерогенної реакції першого порядку, м/с.

При розрахунках зміни витрат газових компонентів по довжині реактора враховуються реакції (3.8), випаровування води і вихід летких. Динаміка випаровування води і вихід летких задається в залежності від локальної температури твердої фази T_s при допомозі функцій ζ і ξ .

Частки води ($\Delta\varphi_7$), газоподібних компонентів($\Delta\varphi_k$) і вуглецю у вигляді сажових частинок ($\Delta\varphi_1$), які виходять, або утворюються при зміні температури твердої фази, на кроці (Δx) складуть:

- динаміка видалення води задається в залежності від локальної температури твердої фази (T_s) при допомозі функції (ζ) і визначається рівнянням

$$\Delta\varphi_7 = \varphi_{70} [\zeta(T_s(x + \Delta x)) - \zeta(T_s(x))]; \quad (3.10)$$

- динаміка виходу газової фази задається в залежності від локальної температури твердої фази T_s при допомозі функції ξ і визначається рівнянням

$$\Delta\varphi_k = \varphi_{k0} [\xi(T_s(x + \Delta x)) - \xi(T_s(x))], (k = 1 \div 5); \quad (3.11)$$

(значення φ також віднесені до G_{s0}).

Зміна виходу газових компонентів (G_j ($j=1-6$)) за рахунок реакцій (3.8), подібно до [86,87], визначається за рівняннями в наступному вигляді:

$$\text{CO}_2: \frac{dG_1}{dx} = \frac{\Delta\varphi_4 G_{s0}}{\Delta x} - \frac{G_2}{u_g} [Hk_i + C^* k_i^*]; H = \frac{\sigma(1-P)}{\delta P}; C^* = \frac{6G_{st}\rho_g}{G_g \rho_{st} \delta_{st}}; \quad (3.12)$$

$$\text{CO}: \frac{dG_2}{dx} = \frac{\Delta\varphi_5 G_{s0}}{\Delta x} + \frac{1}{u_g} \left[2G_2 \frac{\mu_3}{\mu_2} (Hk_i + C^* k_i^*) + G_6 \frac{\mu_3}{\mu_6} (Hk_2 + C^* k_2^*) \right]; \quad (3.13)$$

$$\text{H}_2: \frac{dG_4}{dx} = \frac{\Delta\varphi_2 G_{s0}}{\Delta x} + \frac{G_6 \mu_5}{u_g \mu_6} (Hk_2 + C^* k_2^*); \quad (3.14)$$

$$\text{H}_2\text{O}: \frac{dG_5}{dx} = \frac{\Delta\varphi_7 G_{s0}}{\Delta x} - \frac{G_6}{u_g} (Hk_2 + C^* k_2^*); \quad (3.15)$$

$$\text{CH}_4: \frac{dG_6}{dx} = \frac{\Delta\varphi_3 G_{s0}}{\Delta x}; \quad (3.16)$$

$$\text{N}_2: (G_3 = \text{const}). \quad (3.17)$$

Подібним чином розраховується:

$$\text{вигорання вуглецю у біовуглеці} - \left(\frac{dG_s}{dx}\right)_b = -\frac{H}{u_g} \left(k_1 G_2 \frac{\mu_8}{\mu_2} + k_2 G_6 \frac{\mu_8}{\mu_6}\right); \quad (3.18)$$

$$\text{вигорання сажі в газі} - \left(\frac{dG_{st}}{dx}\right)_b = -\frac{C^*}{u_g} \left(k_1^* G_2 \frac{\mu_8}{\mu_2} + k_2^* G_6 \frac{\mu_8}{\mu_6}\right); \quad (3.19)$$

Зміна витрат твердої фази по-кроково відбувається за рахунок видалення вологи, летких речовин, сажі і вигорання вуглецю

$$\Delta G_s = -G_{s0} (\Delta \varphi_7 + \sum_{k=1}^5 \Delta \varphi_k) + \left(\frac{dG_s}{dx}\right)_b \Delta x; \quad (3.20)$$

Тоді загальна зміна частки сажі в газі складе

$$\Delta \varphi_1^0 = \Delta \varphi_1 + (\Delta \varphi_1)_b; (\Delta \varphi_1)_b = \left(\frac{dG_{st}}{dx}\right)_b \frac{\Delta x}{G_{s0}}; \quad (3.21)$$

Рівняння для визначення температур біовуглецю T_s і газу T_g мають вид:

$$dT_s / dx = A_1 + A_2 + A_3 + A_4 + A_5; \quad (3.22)$$

$$dT_g / dx = B_1 + B_2 + B_3 + B_4 + B_5; \quad (3.23)$$

Вважаємо, що всі теплові потоки розділяються між фазами пропорційно їх водяним еквівалентам. Тоді складові цих рівнянь розраховуємо наступним чином [88]:

1-врахування міжфазового теплообміну

$$A_1 = \frac{\sigma \chi P^{1/3} \lambda_g u_g \rho_g}{4 \delta \eta_g c_s \rho_s u_s} (T_g - T_s); B_1 = \frac{\sigma \chi P^{1/3} \lambda_g (1-P)}{4 \delta \eta_g c_g^* P} (T_s - T_g); \quad (3.24)$$

$$\chi = 1 - 1,164(1-P)^{2/3}; (P \geq 0,4); \chi = 0,56P - 0,052; (P \leq 0,4);$$

2-тепловий потік від газової оболонки

$$A_2 = B_2 = \frac{Q_T}{LF}; F = G_s c_s + G_g c_g + G_{st} c_{st}; \quad (3.25)$$

3-тепловий ефект хімічних реакцій (3.8)

$$A_3 = B_3 = \frac{1}{u_g F} \left[(Hk_1 + C^* k_1^*) \frac{Q_1 G_2}{\mu_2} + (Hk_2 + C^* k_2^*) \frac{Q_2 G_6}{\mu_6} \right]; \quad (3.26)$$

4-випаровування вологи з біомаси

$$A_4 = B_4 = -\frac{\Delta \varphi_7 G_{s0} q}{F \Delta \chi}; \quad (3.27)$$

5-тепловий ефект виходу летких (Q^o кДж/кг)

$$A_5 = B_5 = \frac{\sum_{k=1}^5 \Delta \varphi_k G_{s0} Q^o}{F \Delta \chi}; \quad (3.28)$$

Алгоритм розрахунку. Отримана система рівнянь (3.12-3.28) замкнута, і її можна інтегрувати числовим методом. Рішення системи ускладнюється тим, що температура теплоносія на вході в реакційну камеру (T_{g0}) наперед невідома, оскільки для визначення теплового потоку підведеного до реактора (Q_T) необхідно знати параметри двофазної суміші вздовж всієї її довжини. Тому, метод розрахунку повинен базуватися на побудові «глобального» ітераційного процесу. На першому кроці приймаються величини витрат газових компонентів G_{j0} і їх температури T_{g1} на виході з камери згоряння, та задається деяке значення початкової температури теплоносія T_{g0} на вході в реакційну камеру. Тепловий потік, підведений до реактора визначається за рівнянням:

$$Q_T = \omega T_{g1} \sum_{j=1}^7 G_{j0} \bar{c}_j(T_{g1}) - T_{g0} \sum_{j=1}^7 G_{j0} \bar{c}_j(T_{g0}); \quad (3.29)$$

де $\bar{c}_j(T)$ -середня питома теплоємність компоненту в температурному інтервалі ($0^\circ\text{C}-T$); ω -частка втрат теплоти через стінку в довкілля; T_{g0} -температура теплоносія на вході в реакційну камеру; G_{j0} -витрати газових компонентів на виході з камери згоряння; T_{g1} -температура газових компонентів на виході з камери згоряння.

Далі виконується інтегрування системи (3.12-3.28) і визначення середньої температури T_m двофазної суміші в камері реактора та теплового потоку між оболонкою і реактором

$$Q'_T = \left(\frac{1}{\alpha_1} + \frac{D_2 - D_1}{2\lambda_m} + \frac{1}{\alpha_2} \right)^{-1} \pi L \frac{D_2 + D_1}{2} \left(\frac{T_{gn} + T_{g0}}{2} - T_m \right); \quad (3.30)$$

де α_1 -коефіцієнт тепловіддачі від газу до стінки; α_2 -коефіцієнт тепловіддачі від стінки до шару біомаси; T_m -середня температура двофазної суміші в камері реактора; D_1, D_2 -внутрішні діаметри реактора і оболонки відповідно; L -довжина реактора; λ_m -коефіцієнт теплопровідності матеріалу стінки.

Тут коефіцієнти тепловіддачі від газу до стінки (α_1) і від стінки до щільного шару в реакційній камері (α_2) визначаються по рекомендаціям [89,90].

За результатами порівняння величин теплових потоків Q_T і Q'_T здійснюється наступна ітерація, при новій початковій температурі T_{g0} газу по (3.29) і т.д. Процес ітерацій виконується до досягнення заданої точності розрахунків.

Результати числових досліджень наведені в таблиці 3.1 (Додаток Б1).

Описаний метод розрахунку, за безпосередньою участю здобувача, реалізований у програмі WOOD (C⁺⁺), може бути використаним для розрахунків полідисперсного складу сировини, а також для більш повної стехіометричної схеми реакцій. Він дозволяє отримати детальну інформацію про параметри робочого процесу при різних навантаженнях і параметрах вихідної сировини.

3.2 Експериментальне дослідження процесу термохімічної конверсії рослинної біомаси на дослідній установці шнекового типу

3.2.1 Експериментальна установка шнекового типу

Результати попередніх експериментальних досліджень процесу в стаціонарному режимі і результати аналітичних досліджень з використанням розробленої математичної моделі процесу і програми його розрахунку, дозволили створити експериментальну модельну шнекову установку (рисунок 3.2), з повномасштабною реакційною камерою ($D_1=0,309\text{м}$, $D_2=0,325\text{м}$, $L=1,3\text{м}$), для відпрацювання технології процесу і уточнення його параметрів в реальних умовах, відпрацювання конструктивних особливостей установки, а також верифікації математичної моделі та програми розрахунку процесу.

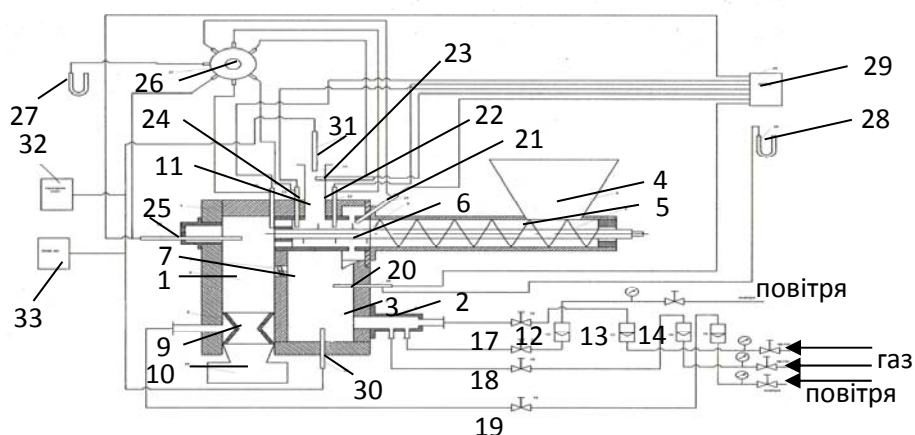


Рисунок 3.2 Схема модельної експериментальної установки для термохімічної конверсії рослинної біомаси

Установка включає: 1-корпус; 2-камера згоряння; 3-технологічна топка; 4-витратний бункер; 5-шнек; 6-реакційна зона; 7-регулююча заслінка; 8-шахта; 9-колосникова ґратка; 10-бункер біовуглецю; 11-камера допалювання пірогазу; 12-15-ротаметри; 16-19-регулююча арматура; 20-25-точки вимірювання температури і тиску; 26-28-реєстрація тиску; 29-реєстрація температури; 30, 31-точки забору проб газу на аналіз; 32, 33-прилади газового аналізу.

Технічна характеристика експериментальної установки :

- продуктивність установки по вихідній сировині-до 100кг/год;
- витрати природного газу-до 10 нм³/год (тиск газу 3кПа);
- витрати повітря на камеру згоряння-100 нм³/год (тиск повітря – до 1,5кПа);
- температура теплоносія на вході в камеру піролізу – біля 1000°С;
- температура піролізного газу на виході-300-350°С;
- об'єм реакційної зони-0,06м; зони високотемпературного піролізу-0,035 м³;
- ємність бункера вихідної сировини – 0,2м³;
- тип живильника-шнековий (діаметр шнеку – 0,14м; крок витка – 0,11м);
- тип регулювання-повільний (межі регулювання живильника-0-100 кг/год);
- привід шнеку-електродвигун постійного струму П41 Ne=5кВт, з редуктором Ч-80, оберти двигуна (регульовані)-0-10 об/хв;
- електрична потужність, що споживається – 2,2 кВт;
- електричне живлення асинхронного електродвигуна – 3ф 380В (постійний);
- розрідження на димососі-до 10 мм вод. ст.;
- споживання води з водопровідної мережі – короткочасне, для охолодження зондів відбору газу на хімічний аналіз;
- режим роботи установки – повторно-короткочасний.

Стенд має щит електроживлення і управління, який забезпечує можливість дистанційного запуску і зупинки приводу живильника, контроль режиму його роботи і плавного регулювання продуктивності.

Установка працює у відповідності з патентом [53](додаток Б2).

У бункер завантажується зважена доза біомаси (деревна тріска). В камеру згоряння 2, подається суміш повітря і природного газу для одержання

високотемпературного теплоносія (900-1100°C) у вигляді продуктів неповного згоряння (з $\alpha_{\text{зар}}=0,5$). Установка прогривається до постійного теплового режиму. Після чого, камера згоряння виводиться в необхідний режим, з визначеними витратними параметрами. На виході з камери згоряння, одержаний теплоносій, при допомозі заслінки 7, розділяється на два потоки. Перший, який складає 0,5-0,75 від всього одержаного теплоносія, надходить в реакційну зону 6, куди живильником 5, подається тріска. Кількість тріски, яка подавалася в реакційну зону, регулювалася шнековим живильником, шляхом зміни числа його обертів.

Через утворений затиснутий рухомий шар тріски фільтрується потік високотемпературного газового теплоносія. Внаслідок змішування теплоносія з біомасою відбувається її інтенсивне прогрівання до температури 350-500°C. В цей період відбувається сушіння матеріалу і його піроліз із виділенням летких продуктів. З реакційної зони 6, продукти піролізу надходять у шахту високотемпературного піролізу 8, де змішуються з другою (0,25-0,5) частиною теплоносія і газом, одержаним в зоні колосникової ґратки 9, внаслідок повітряної газифікації частини біовуглецю. Це дає змогу підвищити його температуру в шахті до 700-800°C для піролізу смол.

Газоподібні продукти і розжарені дрібні частинки біовуглецю в стані пневмотранспорту, з шахти надходять в камеру допалювання 11, а решта біовуглецю, видаляється в бункер 10. Після охолодження біовуглець зважується.

На установці контролюються (таблиця 3.1) і регулюються (таблиця 3.2) витратні параметри матеріальних потоків.

Таблиця 3.1 Параметри, що контролюються

Найменування	Місце вимірювання	Середовище	Діапазон	Клас точності вимірювання
Тиск в реакційній зоні	Вихід з реакційної зони	Піролізний газ	0-5кПа.	1,0
Тиск повітря	Розподільчий колектор	Повітря	0-5кПа	1,0
Температура	Вихід з реактора	Піролізний газ	0-700°C	0,5

газу				
Температура шару	Шахта піролізу	Газ піролізу	0-700°C	0,5
Вага біомаси	Перед завантаженням	Біомаси	До 100 кг	Клас точності приладів зважування
Склад газу	На виході установки	Піролізний газ	0-100%	-//-

Таблиця 3.2 Параметри, що регулюються

Найменування	Місце вимірювання	Середовище	Діапазон
Витрати біомаси	Шнековий живильник	Біомаса	0-100кг/год
Температура реакційній зоні	в Реакційна зона	Суміш біовуглецю з піролізним газом	500-700°C
Температура шахті	в Шахта високотемпературного піролізу	Біовуглець	700-800°C
Витрати повітря	Камера згоряння	Повітря	0-100нм ³ /год
Витрати природного газу	Камера згоряння	Природний газ	0-10нм ³ /год

3.2.2 Вибір методів і засобів вимірювання

Вимірювання витрат повітря здійснювалося методом безпосереднього оцінювання, ротаметрами з місцевими показами типу: РС-7 (9), РМ-4(21), а витрат природного газу – ротаметром РМ-4 (10,11). Їх основна допустима похибка складає $\pm 2,5\%$. Ротаметри попередньо градуювалися відповідними матеріальними потоками. Вимірювання витрат піролізного газу здійснювалося за допомогою стандартних діафрагм.

Вимірювання температури здійснювалося контактним способом, методом безпосереднього оцінювання, термоелектричними перетворювачами – хромель алюмелеві термопари (ХА). ХА термопари оплетені кварцевою ниткою і розміщуються в сталевих чохлах. Термопари платинородій-платинові в

фарфорових бусах і в фарфорових чохлах. Прокладення з'єднувального і компенсаційного дроту від термопар до вторинного прибору виконано відкритим способом (по найбільш короткому шляху і з мінімумом перегинів), який забезпечує надійну ізоляцію.

Вторинним приладом служить потенціометр КСП-4 (29). Потенціометр проградуєований в одиницях температури в комплекті з відповідними термопарами. Похибка вимірювання температури складає $\pm 2,5^{\circ}\text{C}$. Для її зменшення застосовується метод багатократних спостережень, що зменшує випадкову похибку приблизно в 4 рази. Для цього вибираємо число спостережень рівне 20, тоді за результат спостереження приймаємо середнє арифметичне отриманих результатів. Інтервал часу між спостереженнями вибираємо 1хвилину.

Тиск вимірювався U-подібним рідинним манометром (30), з перемикачем (31), а також мікроманометром для вимірювання розрідження в димососі

Аналіз газових продуктів процесу піролізу здійснювався методом безпосереднього оцінювання, з використанням портативного лабораторного хроматографічного газоаналізатора «Газохром-3101» і стаціонарного хроматографа ЛХМ-80. Для запису хроматограм використовувався потенціометр КСП-4 з шкалою 1мВ. Його похибка складає $\pm 2\%$.

Для визначення витрат дослідного матеріалу використовуються секундомір і технічні ваги. Перед завантаженням дослідного матеріалу в витратний бункер, визначаються його вихідні дані (сила тяжіння, вміст вологи, зольність, вміст летких). Аналогічно аналізується і твердий залишок.

Для визначення вологості дослідного матеріалу, його зольності і виходу летких використовувалися: сушильна шафа, стандартна муфельна піч з нагрівом до 850°C і ваги лабораторні. Аналогічна апаратура використовувалася для аналізу твердого залишку (біовуглецю).

3.2.3 Похибки вимірюваних величин

Для правильної оцінки результатів вимірювань необхідно визначити їх похибки. Оцінка похибки досліджень полягає у визначенні випадкових похибок

опосередкованих вимірювань, оскільки в роботах [91, 93] зазначається, що випадкова похибка є значно більша від систематичної, яка визначається точністю приладів і є постійною.

При числі вимірювань менше 20 похибка визначається за допомогою коефіцієнту Стюдента, для рівного значення надійності [91].

Похибка визначення насипної щільності тріски. Насипна щільність визначалася як відношення маси дослідного матеріалу, в вимірювальній ємності до її об'єму. Тому відносна похибка визначається за похибками двох величин

$$\varepsilon = \sqrt{\varepsilon_a^2 + \varepsilon_v^2} \quad (3.31)$$

де ε_a і ε_v – відносні похибки визначення маси дослідного матеріалу і вимірювальної ємності. Маса тріски визначалася прямим зважуванням на електронних вагах разом з вимірювальною ємністю. Об'єм вимірювальної ємності визначався за ГОСТ 32987, шляхом заповнення її водою (при 15°C) і зважування.

Порядок розрахунку похибок вимірювань здійснювався за методикою [91].

Визначалося середнє значення вимірювань

$$\bar{\alpha} = \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n \alpha \quad (3.32)$$

Визначаються похибки окремих вимірювань

$$\Delta\alpha_i = \bar{\alpha} - \alpha_i \quad (3.33)$$

Визначаються квадрати похибок окремих вимірювань $((\Delta\alpha_i)^2)$

Знаходиться середня квадратична похибка вимірювань

$$\Delta S_\alpha = \sqrt{\frac{\sum_{i=1}^n (\Delta\alpha_i)^2}{n(n-1)}} \quad (3.34)$$

Приймаємо значення надійності вимірювань $\alpha=0,95$

За таблицею визначається коефіцієнт Стюдента і знаходяться границі довірчого інтервалу (похибка вимірювань)

$$\Delta\alpha = t_\alpha(n) \Delta S_\alpha \quad (3.35)$$

Визначається похибка вимірювань

За наведеною методикою розраховувалися окремо відносні похибки визначення маси тріски і вимірювальної ємності та приведена похибка насипної щільності, яка склала $\varepsilon=2,45\%$

Аналогічно визначалися похибки визначення питомих витрат природного газу і повітря.

Для вимірювання цих компонентів використовували стандартним діафрагми і водяні U- подібні манометри. Тарування водяного манометру виконували при допомозі газового лічильника і секундоміра[93]

Граничну похибку вимірювального комплексу визначали за формулою

$$\varepsilon_k = 2\sigma_k, \% \quad (3.36)$$

де середня квадратична похибка визначалася

$$\sigma_k = \sqrt{\sigma_\alpha^2 + \sigma_\lambda^2 + \frac{1}{4}\sigma_{\Delta p}^2 + \sigma_\tau^2}, \% \quad (3.37)$$

σ_α - середня квадратична відносна похибка витрат діафрагми, %

σ_λ - середня квадратична відносна похибка газового лічильника, %

$\sigma_{\Delta p}$ - середня квадратична відносна похибка показників манометра, %

σ_τ - середня квадратична відносна похибка вимірювання часу, %

Похибки приладів є постійними: $\sigma_\alpha=2,1$; $\sigma_\lambda=2,0$; $\sigma_\tau=2,0$

Похибка манометра є випадковою і визначається за формулою

$$\sigma_{\Delta p} = \frac{100\Delta h}{2\Delta p} \quad (3.38)$$

Δh – основна допустима абсолютна похибка манометра, що складає ± 20 Па.

Загалом гранична похибка вимірювального комплексу при вимірюванні природного газу діафрагмою діаметром 4,5мм склала 8,87%, а при вимірюванні повітря діафрагмою діаметром 6,5мм склала 8,8%

Похибки визначення вмісту вологи і золи визначалися по ГОСТ 32975.2 паралельно для двох однакових наважок. За кінцевий результат приймають середнє значення двох вимірювань. Оцінка похибки визначається за допомогою коефіцієнта Стюдента по вище наведеній методиці. Так похибка визначення вмісту вологи склала 2,5%, а похибка визначення вмісту золи 13,0%.

Вимірювання температури проводилося попередньо градуйованими термопарами. Допустима похибка градуювання $\Delta t=1^{\circ}\text{C}$. Термо-ЕРС вимірювалася потенціометром ПП-63, з класом точності 0,05. Кінцеве значення робочого діапазону вимірювання $E=50\text{мВ}$. Границі допустимої абсолютної похибки показань потенціометра визначалися по формулі:

$$\Delta\theta_2 = \pm \frac{kx_n}{100} \quad (3.39)$$

Абсолютна допустима похибка вимірювання температури буде:

$$\Delta\theta = \sqrt{(\Delta\theta_1)^2 + (\Delta\theta_2)^2} \quad (3.40)$$

Аналіз газової фази продуктів піролізу проводився на хроматографах «Газохром-3101» та ЛХМ-80, призначених для визначення концентрації O_2 , CO , CO_2 , N_2 , H_2 , CH_4 та інших вуглеводневих сполук. Вторинним прибором є самописний мілівольтметр КСП-4 з шкалою 1мВ. Середнє значення порогу чутливості по чистим газам наведено в таблиці 3.3.

Таблиця 3.3 Поріг чутливості хроматографа

Газ	Чутливість, %
H_2	$2,729 \cdot 10^{-4}$
CO	$0,76 \cdot 10^{-5}$
CH_4	$0,314 \cdot 10^{-3}$
O_2	$1,32 \cdot 10^{-2}$
CO_2	$0,209 \cdot 10^{-1}$

Тарування хроматографів проводилось по методу абсолютного калібрування по «чистим газам». Відносна середньоквадратична похибка визначається по формулі

$$\sigma_o = \sqrt{\sigma_1^2 + \sigma_2^2 + \sigma_3^2 + \sigma_4^2 + \sigma_5^2} \quad (3.41)$$

де $\sigma_1, \sigma_2, \sigma_3, \sigma_4, \sigma_5$ - відносні середньоквадратичні похибки відповідно «чистого газу», об'ємів робочого дозатора та мікродозатора, висоти піків при дозуванні

робочим дозатором і мікродозатором. Відносна похибка вимірювання вмісту компонентів газу складала не більше $\pm 5\%$ [93, 94]

Геометричні розміри визначалися з такими похибками: лінійні розміри-0,1%; внутрішні розміри камери згоряння-0,082%. Похибка вимірювання площі камери згоряння:

$$\Delta F = \sqrt{\left(\frac{\partial F}{\partial d} \Delta d\right)^2} \quad (3.42)$$

Абсолютні похибки показань вольтметра та амперметра визначалися:

$$\Delta = \pm \frac{kx_n}{100} \quad (3.43)$$

k - клас точності приладу, x_n -кінцеве значення робочого діапазону вимірювання.

Таблиця 3.4 Значення похибок основних вимірюваних величин

Найменування	Абсолютне	Середньо квадратичне,%	Примітка
Температура	(1-5)°C	0,5	Клас точності приладів
Витрати	-	1,0	Клас точності приладів
Струм, напруга	-	1,0	Клас точності приладів
Склад газу	-	± 5	Похибки методик
Час	0,2с	-	Клас точності приладів
Геометричні розміри	0,3мм	0,5	Клас точності приладів

3.2.4.Результати експериментальних досліджень

Програмою дослідження визначалося вплив на процес піролізу дослідного матеріалу наступних параметрів: температури процесу, характеристик теплоносія, часу піролізу та вихідної вологості дослідного матеріалу. Для досліджень використовувалася подрібнена деревна тріска до розмірів не більше 50x30x10мм.

В експериментах варіювалися наступні параметри: температура теплоносія, T_{go} °C: 900-1160; температура процесу піролізу, $T_{ш}$ °C: 250-500; температура газифікації, °C: 700-800; витрати біомаси, G_r кг/год: 25-100; вологість вихідної сировини, W^p %: 30-45.

Коректність дослідів оцінювалася по матеріальному балансу. При розбіжності балансу більше 15% дослід виключався.

Кожному з визначених режимів відповідав певний режим роботи додаткової камери згоряння. Її регулювальні характеристики будувалися у відповідності з графіками додаткової теплоти (рисунок 3.3), яку необхідно підвести до біомаси для досягнення визначеної температури процесу.

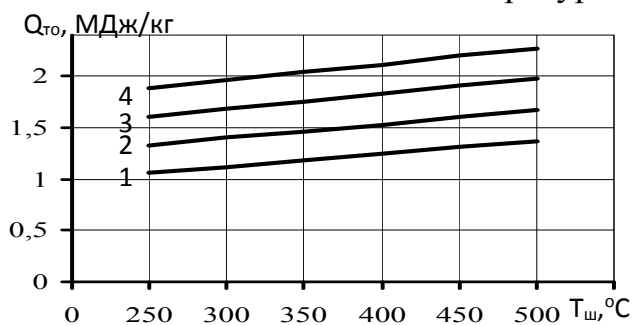


Рисунок 3.3 Розрахункова кількість теплоти ($Q_{то}$), яку необхідно підвести до біомаси різної вологості ($W^p, \%$: 1-30, 2-40, 3-50, 4-60), для досягнення визначеної температури ($T_{ш}$)

Так, для нагрівання біомаси з вологістю 30%, до 500°C, витрати підведеної теплоти повинні скласти 1,5 МДж/кг. При збільшенні вологості до 40%, збільшення витрат технологічного газу складе до 17%.

Досліджено вплив температури процесу на вихід летких і біовуглецю. Встановлено, що при досягненні шаром біомаси температури 450-500°C виділення летких речовин завершується на 70% (рисунок 3.4). Їх теплота згоряння змінюється в межах від 6000 до 7300 кДж/нм³.

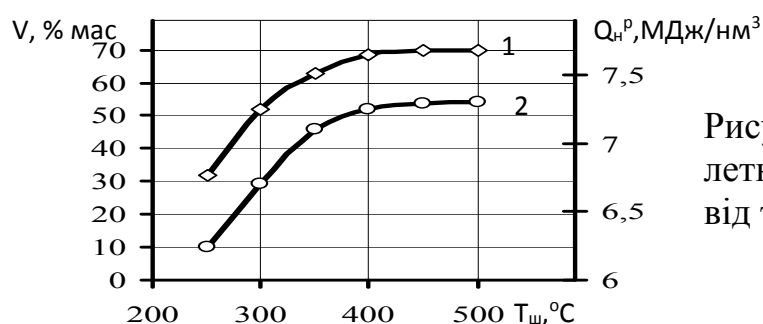


Рисунок 3.4 Залежність виходу летких(1) і їх теплоти згоряння(2), від температури процесу

На рисунку 3.5 приведена залежність складу піролізного газу і його теплоти згоряння, а також виходу і складу біовуглецю (рисунок 3.6), від температури процесу.

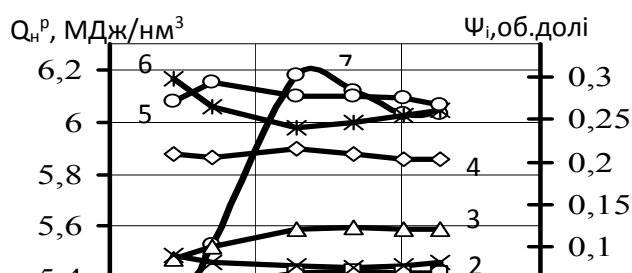


Рисунок 3.5 Залежність складу піролізного газу і його теплоти згоряння, від температури піролізу: 1-CH₄, 2-CO, 3-CO₂, 4-H₂, 5-H₂O, 6-C₂H₆

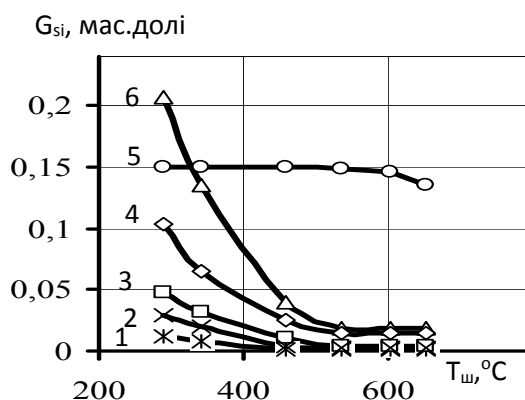


Рисунок 3.6 Залежність виходу біовуглецю і його складу, від температури піролізу, G_{si} : 1-H₂, 2-CO, 3-CH₄, 4-CO₂, 5-C, 6-H₂O

Хроматографічний аналіз показав, що середній склад піролізного газу є, в % об.: H₂ -10,7; CO-5,43; CH₄-12,51; C₂H₆-0,2; C₃H₈-0,23; CO₂-7,17; O₂-0,28; N₂-62,73; Ar-0,75; $Q_H^p=6,56$ МДж/нм³

За технічним аналізом біовуглець має склад: вуглець – 70-80%, леткі – до 15%, зольність – 4-10%; вологість – 4-10%. Проведені атестаційні випробування (Додаток Б2) показали, що нижча теплота згоряння отриманого біовуглецю складає 24,75МДж/кг. Такий біовуглець можна використовувати: для подальшого пресування при виробництві твердого палива, газифікації і отримання силового газу, для виробництва добрива, технічного сорбенту та ін..

Досліджено вплив вологості вихідної біомаси на її прогрівання до температури розкладу, та на вихід і якість продуктів піролізу. Так, при зміні вологості біомаси вихід продуктів піролізу змінювався згідно графіків приведених на рисунку 3.7, де питомий вихід біовуглецю склав 0,13-0,17 кг/кг, а вихід газової фази летких склав до 1,8 кг/кг робочої маси. Це суміш конденсованих і неконденсованих продуктів, яку найбільш доцільно використовувати для спалювання, в гарячому стані (без конденсації).

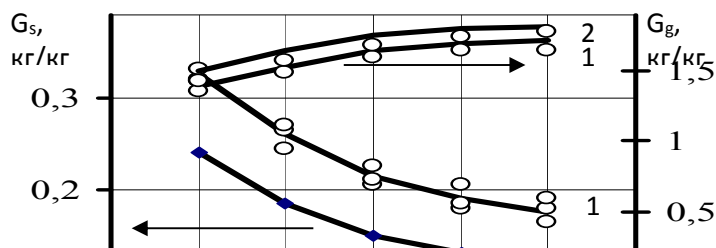


Рисунок 3.7 Залежність виходу біовуглецю (G_s) і летких (G_g) від температури процесу ($T_{ш}$) та вологості біомаси (W^p %): 1-30; 2-45

При цьому, графік продуктивності установки має лінійний характер (рисунок 3.8), що є наслідком стабільної роботи пальника, а також рівномірної подачі і переміщення біомаси в реакційній зоні, та видалення біовуглецю з реактора шнековим живильником.

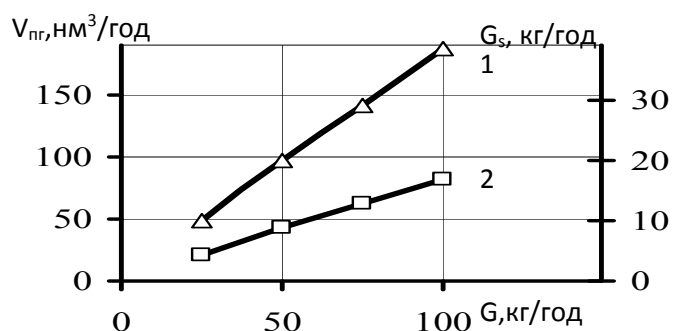


Рисунок.3.8
Продуктивність установки по: вихідній біомасі, G_s , піролізного газу, $V_{\text{пр}}$ (1); біовуглецю G_s (2)

Розрахункові і експериментальні дослідження показали високу ефективність процесів які проходять в режимі «теплого удару» високотемпературним газовим теплоносієм ($1000-1100^\circ\text{C}$), що забезпечує середню швидкість підйому температури (до $1^\circ\text{C}/\text{c}$) і розрахований темп прогрівання шару біомаси різної початкової вологості (рисунок 3.9), та виходу продуктів піролізу (рисунок 3.10) по довжині піролізної камери.

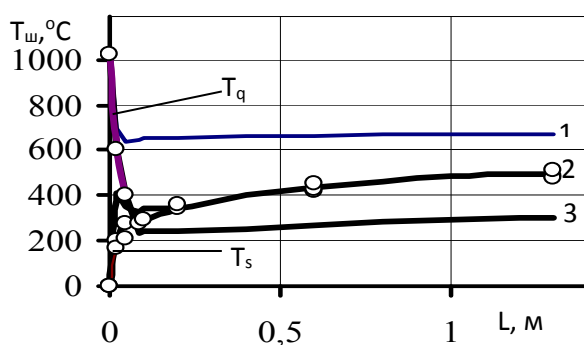


Рисунок3.9 Вплив початкової вологості біомаси (W_p) на середню температуру її прогрівання, по довжині реактора(L), $W_p, \%$: 1-20, 2-30, 3-40

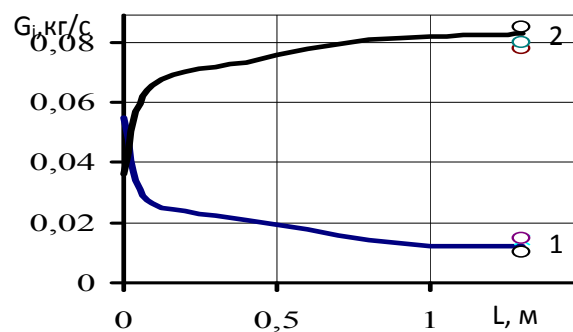


Рисунок3.10 Вихід біовуглецю(1) і летких (2) з біомаси вологістю 30%, по довжині реактора (L),

Показано, що поблизу вхідного перерізу реактора процесу прогрівання біомаси і виходу продуктів піролізу мають високу інтенсивність і за 25-30 хвилин шар біомаси з 30% вологістю нагрівається до температури 450-500°C.

Підтверджено вплив температури процесу і вологості вихідної біомаси на вихід піролізного газу (рисунок 3.11).

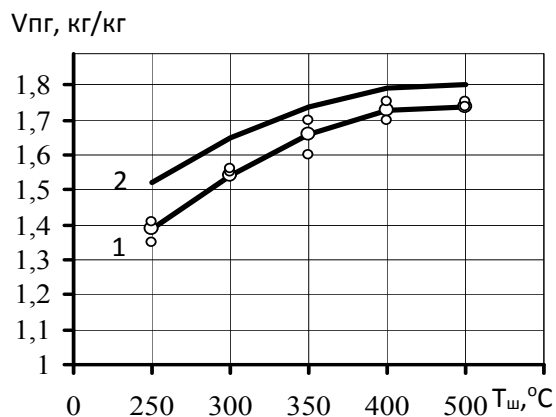


Рисунок 3.11 Залежність виходу піролізного газу ($V_{пг}$) від температури процесу і вихідної вологості біомаси, $W_p, \%$: 1-30, 2-45 (розрахунок)

Як видно, експериментальні результати (о-експериментальні точки) добре корелюються з результатами розрахункових досліджень (розбіжність в межах 15-20%), що вказує на адекватність математичної моделі реальному процесу.

3.2.5 Висновки до розділу

1. Розроблена математична модель і програма розрахунку процесу термохімічної конверсії рослинної біомаси в шнековому реакторі з комбінованим підведенням теплоти, через стінку реактора і при фільтрації газового теплоносія у вигляді продуктів неповного згоряння вуглеводневого газу через затиснутий рухомий шар біомаси дозволили отримати залежності нестационарного розподілення температур газу і твердих частинок, та їх виходу по довжині реактора.

2. Результати попередніх експериментальних досліджень процесу в стаціонарному режимі на лабораторній установці і результати аналітичних досліджень з використанням розробленої математичної моделі процесу термохімічної конверсії рослинної біомаси і програми його розрахунку, дозволили створити експериментальну модельну шнекову установку, з

повномасштабною реакційною камерою ($D_1=0,309\text{м}$, $D_2=0,325\text{м}$, $L=1,3\text{м}$), яка призначалася для відпрацювання технології процесу і уточнення його параметрів в динаміці, в реальних умовах, та відпрацювання конструктивних особливостей установки, а також верифікації математичної моделі і програми розрахунку процесу.

3.Проведені аналітичні та експериментальні дослідження дозволили визначити технологічні параметри процесу і розрахувати конструктивні особливості обладнання для його реалізації. Так, наприклад, для термохімічної конверсії рослинної біомаси, при витраті $0,06\text{кг/с}$ і температурі процесу ($T_{\text{ш}}=450\text{-}500^\circ\text{C}$), час перебування біомаси в піролізній зоні становить до 30 хвилин. Для цього довжина реакційної зони (діаметром $D_1=0,295\text{ м}$) повинна бути не менше $L=1,3\text{м}$, де товщина затиснутого шару становить $1,2\text{-}1,5$ діаметру розвантажувального шнеку ($0,285\text{ м}$), яка формується відповідними характеристиками шнекового живильника (діаметр – $0,14\text{ м}$, крок витка – $0,11\text{ м}$, пресуюча спроможність – $14\text{-}15\%$, оберти шнеку – до 10 об/хв.).

4. Експериментальні результати (розбіжність з розрахунковими в межах $15\text{-}20\%$) дозволили верифікувати математичну модель і програму розрахунку процесу термохімічної конверсії рослинної біомаси в динаміці, в реальних умовах.

5.За результатами досліджень розроблені рекомендації по конструюванню шнекового реактора, та вибору допоміжного обладнання при створенні енерготехнологічних установок для термохімічної конверсії рослинної біомаси.

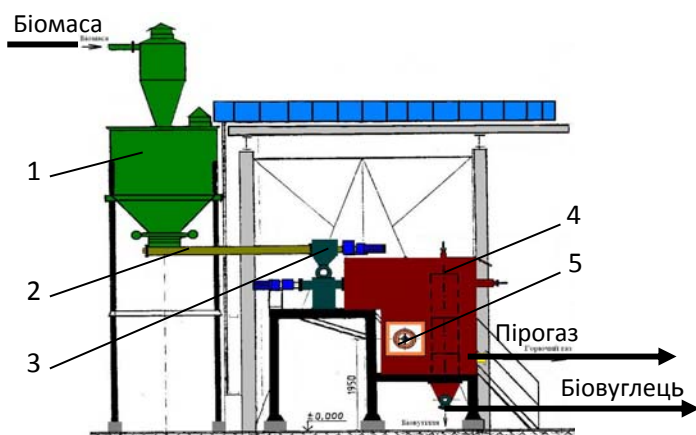
РОЗДІЛ 4

РОЗРОБЛЕНІ ЕНЕРГОТЕХНОЛОГІЧНІ УСТАНОВКИ, ТЕХНІКО – ЕКОНОМІЧНЕ І ЕКОЛОГІЧНЕ ОБҐРУНТУВАННЯ ЇХ ВПРОВАДЖЕННЯ

Проведені аналітичні і експериментальні дослідження дозволили розробити рекомендації щодо конструювання і створення шнекових енерготехнологічних установок для реалізації технології термохімічної конверсії рослинної біомаси в піролізний газ і біовуглець. Розроблені рекомендації узагальнені у вигляді технічного завдання на створення таких установок. (Додаток В1). Так, на їх базі розроблена енерготехнологічна установка для КП "Київзеленбуд" (Додаток В 2). Її опис та інструкція по експлуатації приведено в (Додатку В3).

4.1 Характеристика піролізної установки

Призначення установки – утилізація міських деревних відходів з одержанням піролізного газу та біовуглецю (рисунок 4.1). Окрім власне піролізної установки, до її складу входить також: склад деревних відходів (тріски), пневмотранспортна установка тріски і склад біовуглецю. Згідно проектної документації, установку планується встановлювати в приміщенні біля існуючої котельні, в безпосередній близькості до котлів ДКВР 10/13[97].



1-бункер; 2-шнековий живильник; 3-шлюзовий затвор-дозатор; 4-реактор; 5-пальник газований.

Рисунок 4.1 Енерготехнологічна установка ЕТУ-1 для термохімічної конверсії рослинної біомаси в піролізний газ і

Для контролю і регулювання технологічним процесом проектом передбачено щит керування, який складається з двох панелей. Прилади, які розташовані на панелі №1, використовуються для забезпечення процесу горіння, а також безпечної роботи піролізної установки. На панелі №2 розміщені прилади і регулятори контролю та регулювання технологічних параметрів для одержання продуктів піролізу з деревної тріски. Основні технічні характеристики установки наведені в таблиці 4.1.

Таблиця 4.1 Основні технічні характеристики піролізної установки

Найменування показника якості, розмірність	Значення
1. Продуктивність по деревній трісці, кг/год, до	200
2. Продуктивність по піролізному газу, нм ³ /год, до	350
3. Продуктивність по біовуглецю, кг/год	30-35
4. Калорійність піролізного газу, кДж/м ³ , до	6276
5. Термін роботи, годин/рік	8000
6. Витрата природного газу, м ³ /год, до	50
7. Тиск повітря, Па	3000-5000
8. Температура теплоносія, °С	1000-1100
9. Температура піролізного газу на виході, °С	300-400
10. Теплота згоряння тріски при вологості 30%, ккал/кг	2950
11. Довжина, мм	3840
12. Ширина, мм	2160
13. Висота, мм	4285
14. Маса, т	7

4.1.1. Принцип роботи установки

Тріска подається зі складу пневмотранспортом, продуктивністю 800т/год, через циклон в приймальний бункер, в якому додатково підігрівається та підсушується повітрям від охолоджуючої оболонки вивантажувального шнеку. З бункеру через шнековий дозатор і лопатевий затвор тріска за допомогою підживлювача попадає в реакційну камеру піролізної установки.

Процес піролізу деревини проводиться в середовищі високотемпературного (1000-1100 С) газового теплоносія у вигляді продуктів неповного згоряння природного газу (CO_2 , CO , H_2O , H_2 , N_2) при $\alpha_{\text{зар}}=0,5$.

Частина отриманого теплоносія надходить у реакційну камеру низькотемпературного піролізу, куди подається шнеком деревинна тріска. Гази проходять крізь шар тріски, підігріваючи її до 450-500°C. При цьому, проходять процеси сушіння, піролізу і часткової газифікації. Далі продукти піролізу (леткі та біовуглець) подаються в шахту високотемпературного піролізу, куди подається решта високотемпературного теплоносія. Процес проходить при температурі 700-800°C для піролізу смолистих речовин. Рівень шару біовуглецю в шахті підтримується періодичним включенням шнеку видалення. Піролізний газ без охолодження подається в топку котла.

Вивантаження біовуглецю з шахти проводиться шнеком в приймальний контейнер. Для часткового охолодження біовуглецю, шнек видалення обладнаний повітряною сорочкою, в яку нагнітається холодне повітря, після чого підігріте повітря використовується для технологічних потреб в установці.

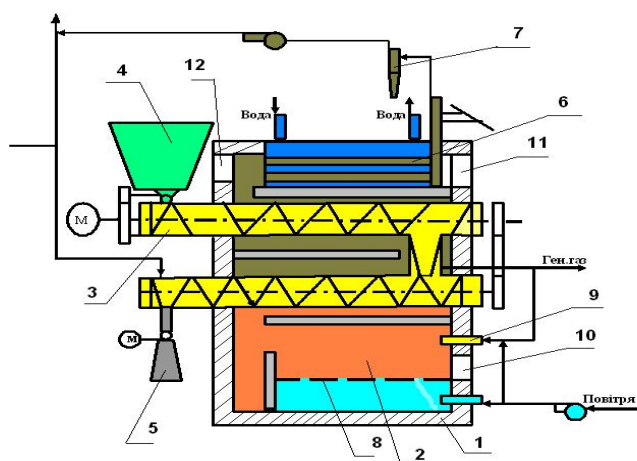
В приймальному контейнері розміщений електрод для контролю заповнення його біовуглицем. Після сигналу від електроду, оператор, який відповідальний за вивантаження, зупиняє шнек, герметично закриває контейнер спеціальною кришкою і переміщує його на спеціальну площадку, для охолодження до температури нижче 40 С. Після чого контейнер з біовуглицем транспортується до складу готової продукції.

Можливість введення в теплоносії надлишкової кількості природного газу дозволяє стабілізувати режим піролізу і покращити якість піролізного газу при зміні вологості біомаси чи технологічного режиму. Крім того, такий теплоносії можна використовувати для науглерожування біовуглецю, що дозволяє отримувати нові вуглемісткі матеріали з заданими механічними і теплотехнічними характеристиками.

Перспективного розвитку розроблена технологія отримала в експериментальній установці ЕТУ-200 [98] (ДодатокВ4), яка представлена на

(рисунок 4.2). Її продуктивність складає по: деревній біомасі – до 200кг/годину; біовуглецю – до 45 кг/годину горючому газу – до 160 м³/годину, з теплотою згоряння – до 8,5 МДж/м³.

Відмінність даної схеми полягає в тому, що теплоносієм є продукти неповного згоряння піролізного газу отриманого в ході термохімічної конверсії і основна маса (75-80%) їх теплоти передається шару біомаси через стінку. Решта теплоносія, після теплообмінника і очистки, фільтрується протитоком через затиснутий рухомий шар біовуглецю, для його охолодження і науглерожування. Це дозволяє зменшити розбавлення піролізного газу негорючими компонентами продуктів неповного згоряння і підвищити його теплоту згоряння більше як на 30%. Суттєвою перевагою такої схеми є відсутність необхідності підведення природного газу, що робить установку більш мобільною і наближеною до сировинної бази.



1-корпус, 2-технологічна топка, 3-модуль термохімічної конверсії біомаси, 4-модуль завантаження і подачі біомаси, 5-модуль видалення біовуглецю, 6-теплообмінник, 7-модуль видалення викидних газів, 8-колюча ґратка, 9-пальник, 10,11,12-технологічні отвори

Рисунок 4.2 Модель дослідної установки ЕТУ-200 для термохімічної конверсії рослинної біомаси в піролізний газ і біовуглець

4.1.2 Техніко-економічна оцінка використання установок

В даному розділі розглядається питання найбільш ефективної реалізації розробленої технології і установок при використанні енергії рослинної біомаси в теплоенергетиці.

Щоб відповісти на це питання, розглянемо відомі шляхи розвитку біоенергетики в світі і в Україні.

Один – це шлях, де біомаса розглядається як сировина для виробництва рідкого палива – енергоносія для транспортних засобів. Назвемо його традиційним.

Другий – де біомаса розглядається як тверде паливо для виробництва електричної і теплової енергії.

Як раніше вже зазначалося, найбільш відомою і технічно освоєною, хоча далеко і не найефективнішою технологією енергетичного використання біомаси є пряме спалювання. Для реалізації цієї технології, як мінімум, повинна бути наявність такої техніки. В той же час, основна маса існуючого енергетичного обладнання працює, або на природному газі, або на кам'яному вугіллі і чисто технічно не спроможне до прямого спалювання рослинної біомаси.

Тому, цілком закономірно, що найбільш перспективною технологією використання біомаси вбачається технологія, яка дозволить використовувати її енергію в існуючих енергетичних установках без суттєвої реконструкції.

Вочевидь, що це є технології, в яких внаслідок попередньої термохімічної конверсії біомаси утворюється горючий газ, який можна спалювати безпосередньо в існуючих установках.

На відміну від таких технологій, запропонована технологія передбачає, при термохімічній конверсії біомаси, виробництво піролізного газу і біовуглецю, які є енергоносіями для існуючих енергоустановок (газових і пилувугільних котлів). Назвемо цей варіант альтернативним і порівняємо їх.

В останні роки традиційним шляхом динамічно розвивається біоенергетика країн ЄС. Вже сьогодні значну частину своїх потреб у пальному для дорожнього транспорту задовольняють біопаливом Німеччина, Франція, Швеція, Іспанія та Італія. Швидке нарощування потужностей по виробництву рідкого палива з біомаси, з одного боку, пов'язано з нестабільністю світових цін на нафту і відсутністю власних, необхідних запасів нафти в більшості країн ЄС. З іншого боку, це дієвий шлях до зменшення шкідливих викидів у довкілля. Разом з тим, навряд чи можна визнати, що обраний традиційний шлях розвитку біоенергетики є найбільш ефективним, якщо врахувати наступне.

За оцінками фахівців ЄС для виробництва тих обсягів біопалива, що забезпечили б визначений у Директиві 2003/30/ЄС рівень заміщення рідкого палива викопного походження (25% у 2030р.), знадобиться задіяти від 4 до 13% усіх сільськогосподарських земель Європи [99]. З одного боку, це може призвести до розвитку сільськогосподарського сектору, створення робочих місць та покращення інфраструктури цих районів. З іншого боку, це може викликати скорочення виробництва продуктів харчування.

В умовах України, при врожайності (наприклад, ріпаку) у 1,5 – рази нижчій, ніж європейська, ці площі будуть ще більшими. Так, для еквівалентної заміни близько 1,9млн.т дизельного палива, що споживається аграрним сектором щорічно [100], необхідно виробити майже 2,2млн.т біодизеля, для чого потрібно було б засівати ріпаком від 25 до 42% всіх орних земель.

Істотно знижує ефективність традиційної технології те, що внаслідок розосередження і великої вологості біомаси витрати на її збір і транспортування зростають до величини, що складає більше ніж 50% вартості кінцевого продукту. Ще більше знижує економічну ефективність велика енергоємність виробництва. Так, наприклад, при виробництві біоетанолу витрачається стільки ж (чи навіть більше) енергії, скільки її міститься в отриманому спирті[101].

Крім того, біоенергетика побудована на традиційній технології має і низьку енергетичну ефективність. Так, якщо прийняти, що ефективність перетворення енергії біомаси в енергію рідкого біопалива складає 90% (це дуже оптимістична оцінка), а ефективність перетворення енергії рідкого біопалива в двигуні внутрішнього згоряння дорівнює 40% (і навіть менше), то загальна ефективність використання енергії біомаси складе всього 36%.

В протипагу, в альтернативній технології перетворення енергії біомаси відбувається з більш високою енергетичною ефективністю. Так, якщо енергетична ефективність перетворення енергії біомаси по запропонованій технології, складає 90%, а енергетичну ефективність використання енергії продуктів термохімічної конверсії на ТЕЦ, прийняти на рівні 75%, то загальна енергетична ефективність складе 67,5% [100]. Тобто, енергетична ефективність

альтернативної технології майже удвічі вище традиційної. Крім того, при порівнянні з традиційною технологією видається, що альтернативна технологія є більше підготовленою до широкого впровадження. Справа в тому, що за альтернативною технологією виробництво електричної і теплової енергії з біомаси реалізується в два етапи. Перший – це етап перетворення біомаси в нове паливо (горючий газ і біовуглець) і другий – це етап спалювання нового палива в сучасних існуючих енергоустановках (газових і пиловугільних котлах). Тому для другого етапу не потрібно ні створювати, ні будувати нове енергетичне обладнання. А для здійснення енерготехнологічного перетворення біомаси на першому етапі можна задіяти запропоновані установки.

4.1.3 Технологічні схеми впровадження установок

На рисунку 4.3 представлено схему адаптації газового котла до використання рослинної біомаси як альтернативного палива, за допомогою енерготехнологічної установки (ЕТУ).

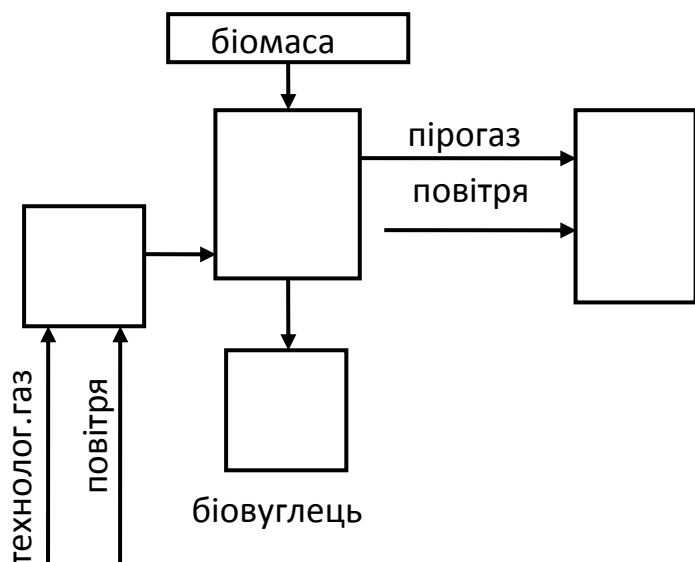


Рисунок 4.3 Технологічна схема агрегування установки ЕТУ з газовим котлом

Нижче приведено техніко-економічну оцінку такої схеми (в цінах 2016р.).

1. Вихідні дані для розрахунків

а) продуктивність установки ЕТД-1 $g_p = 200$ кг/годину;

- б) вихід біовуглецю (на робочу масу) $\psi_p=0,18$; витрати технологічного газу на ЕТД-1 $k=0,05$ нм³/кг (по експериментальним даним ІТТФ НАНУ);
- в) теплота згоряння: природного газу $Q_n=8000$ ккал/нм³, біовуглецю $Q_c=5912$ ккал/нм³, відходів деревини $Q_p=3000$ ккал/нм³;
- г) річна кількість годин використання установки $\tau=5000$ год/рік;
- д) ціна: природного газу $p_n=6,88$ грн/ нм³, біовуглецю $p_c=1,5$ грн/кг, відходів деревини, з урахуванням виробництва тріски і транспортування $p_p=1000$ грн/т;
- е) вартість установки ЕТД-1 (K) за даними ІТТФ близько 560 тис. грн.;
- ж) коефіцієнт корисної дії котла на природному газі $\eta_g=0,92$;
- з) коефіцієнт нарахувань на зарплату $\omega=0,37$;
- і) частка неврахованих і непередбачених витрат $\chi=0,1$.

2. Обчислення капіталовкладень і експлуатаційних витрат.

Приймаємо, що установка ЕТД-1 агрегується безпосередньо до котла, що працює на потужності $q=0,5$ Гкал/год. При цьому капіталовкладення не потрібні (вважаємо, що котел є у замовника). Тут і нижче верхній індекс відповідає номеру варіанту. До експлуатаційних витрат відносимо не повні витрати, а суму тих складових, якими варіанти відрізняються один від одного.

Експлуатаційні витрати на природний газ:

$$C_f^1 = 10^3 \cdot \frac{p_n \tau q}{\eta_g Q_n} = 10^3 \cdot \frac{6880 \cdot 5000 \cdot 0,5}{0,92 \cdot 8000} = 2336956 \text{ грн/рік.}$$

Не враховані і непередбачені витрати:

$$C_u^1 = \chi C_f^1 = 0,1 \cdot 2336956 = 233696 \text{ грн/рік.}$$

$$\text{Всього: } C^1 = C_f^1 + C_u^1 = 2336956 + 233696 = 2570652 \text{ грн/рік.}$$

Тут не враховані витрати на вивезення і захоронення відходів деревини, які можуть бути значними.

Для обрахування витрат на природний газ в ЕТД-1 слід скласти тепловий баланс. Кількість теплоти, що переходить з 1 кг деревних відходів до піролізного газу, становить:

$$Q_{gp} = Q_p - \psi \cdot Q_c = 3000 - 0,18 \cdot 5912 = 1936 \text{ ккал/кг.}$$

Крім того, до піролізного газу переходить теплота технологічного газу:

$$Q_{gt} = k \cdot Q_n = 0,05 \cdot 8000 = 400 \text{ ккал/кг.}$$

Враховуючи, що витрата деревних відходів на установку становить 200 кг/год, знаходимо теплоту піролізного газу, що вноситься в топку котла:

$$q^0 = g_p (Q_{gp} + Q_{gt}) = 200(1936 + 400) = 467200 \text{ ккал/год} = 0,47 \text{ Гкал/год.}$$

Теплота яка виділиться при спалюванні піролізного газу забезпечить таку частину теплової потужності котла:

$$q^* = q^0 \eta_g = 0,47 \cdot 0,92 = 0,43 \text{ Гкал/год.}$$

Вважаємо, що установка працює весь час експлуатації котла.

Тоді витрати на технологічний газ складуть:

$$C_{ft}^2 = 10^{-3} \cdot p_n k g_p \tau = 10^{-3} \cdot 6880 \cdot 0,05 \cdot 200 \cdot 5000 = 344000 \text{ грн/рік.}$$

Крім того, щоб забезпечити необхідну теплову потужність котла, треба спалювати певну додаткову кількість природного газу вартістю:

$$C_{fn}^2 = 10^3 \cdot \frac{(q - q^*) \tau p_n}{\eta_g Q_n} = 10^3 \cdot \frac{(0,5 - 0,43) \cdot 5000 \cdot 6880}{0,92 \cdot 8000} = 327174 \text{ грн/рік.}$$

Вартість деревних відходів складе:

$$C_{fp}^2 = 10^{-3} g_p p_p \tau = 10^{-3} \cdot 200 \cdot 1000 \cdot 5000 = 1000000 \text{ грн/рік.}$$

Таким чином, загальна вартість палива:

$$C_f^2 = C_{ft}^2 + C_{fn}^2 + C_{fp}^2 = 344000 + 327174 + 1000000 = 1671174 \text{ грн/рік.}$$

Крім того, до експлуатаційних витрат включено заробітну плату додаткового персоналу з нарахуваннями C_{sl}^2 , амортизаційні відрахування C_{am}^2 та невраховані і непередбачені витрати C_u^2 . При обчисленні C_{sl}^2 вважаємо, що на додаток до персоналу котельні, для обслуговування установки ЕТД-1 потрібно 5 змін по 1 робітнику в кожній із зарплатою 3200 грн/міс. Тоді:

$$C_{sl}^2 = 12 \cdot 5 \cdot 1 \cdot 3200 \cdot (1 + \omega) = 263040 \text{ грн/рік;}$$

При розрахунку C_{am}^2 приймаємо, що термін служби установки становить 15 років, а її залишкова вартість -10% від початкової. Тоді норма амортизаційних відрахувань складе $n=(1-10/100)/15=0,06$, і

$$C_{am}^2 = n \cdot K = 48600 \text{ грн/рік.}$$

Додаткові витрати:

$$C_u^2 = \chi \cdot (C_f^2 + C_{sl}^2 + C_{am}^2) = 0,1 \cdot (1671174 + 263040 + 48600) = 198281 \text{ грн/рік.}$$

Загальні експлуатаційні витрати складуть:

$$C^2 = C_f^2 + C_{sl}^2 + C_{am}^2 + C_u^2 =$$

$$1671174 + 263040 + 48600 + 198281 = 2181095 \text{ грн/рік.}$$

Загальні експлуатаційні витрати слід зменшити на дохід від продажу біовуглецю:

$$C_c^2 = 10^{-3} \cdot p_c \cdot \psi_p \cdot g_p \cdot \tau = 10^{-3} \cdot 1500 \cdot 0,18 \cdot 200 \cdot 5000 = 270000 \text{ грн/рік.}$$

Тоді:

$$C^2 = 2181095 - 270000 = 1911095 \text{ грн/рік.}$$

Термін окупності установки складе:

$$T = \frac{K}{C^1 - C^2} = \frac{810000}{2570652 - 1911095} = 1,23 \text{ року}$$

Як видно, використання рослинної біомаси в теплоенергетиці дозволяє зменшити використання природного газу, зменшити вартість виробництва теплової і електричної енергії, а також покращити екологічну обстановку за рахунок утилізації відходів рослинної біомаси і скорочення шкідливих викидів в атмосферу. Термін окупності установки до 2 років.

По схемі наведеній на рисунку 4.4 використання енергії рослинної біомаси пропонується здійснити в дві стадії. На першій стадії в піролізній установці (ЕТУ) одна частина енергії рослинної біомаси перетворюється в енергію піролізного газу, а друга – в енергію коксового залишку (біовуглецю). На другій стадії енергія піролізного газу перетворюється в теплоту в газовому котлі, а енергія біовуглецю – в електроенергію за допомогою газогенератора і

газового двигуна з електрогенератором (тобто це когенераційна система – міні ТЕЦ).

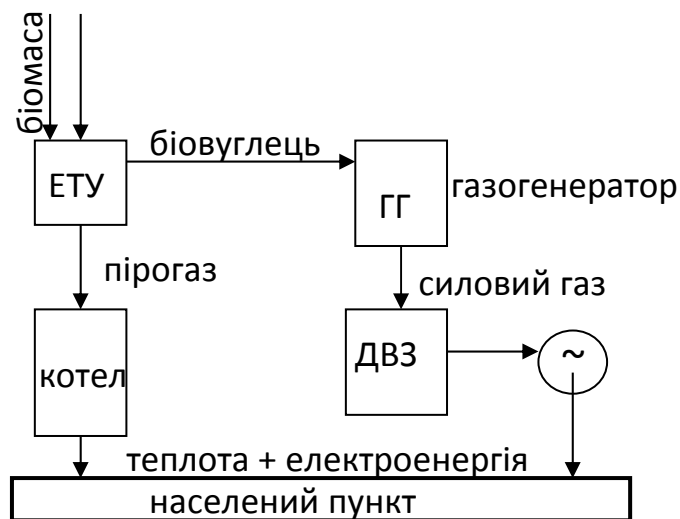


Рисунок 4.4 Технологічна схема використання енерготехнологічної установки в системах когенераційного виробництва теплової і електричної енергії

Оцінка економічної ефективності заміни традиційних видів палива біомасою, по запропонованій схемі, проведена на прикладі забезпечення населеного пункту на 1000 мешканців, тепловою і електричною енергією.

У відповідності з [102] потреба в цих видах енергії на найближчу перспективу складе $Q^0=2,6 \times 10^4$ ГДж/рік ($q^0=3$ ГДж/год) і $E^0=615000$ кВт-год/рік.

Для порівняння були розглянуті наступні варіанти:

- 1) теплозабезпечення здійснюється від котельні, що працює на природному газі, а електрозабезпечення від енергосистеми;
- 2) теж саме, але котельня працює на вугіллі;
- 3) заміна традиційного джерела енергії (варіанти 1, 2) деревною біомасою шляхом її прямого спалювання в спеціальному котлі;
- 4) заміна традиційного джерела енергії деревною біомасою шляхом двостадійної конверсії згідно з наведеної схеми.

Аналіз і розрахунки приведених варіантів детально розглянуті в статті [103].

Показано, що варіант прямого спалювання деревної біомаси в котлі (імпортного) має термін окупності більше 7 і 15 років при заміні відповідно природного газу і вугілля. В той же час економічна ефективність варіанту (4)

дуже висока: при заміні природного газу капіталовкладення окуповуються за період до 2 років, а при заміні вугілля-приблизно за 2,5-3 роки. Крім того, заміна природного газу відновлюваним джерелом енергії, при збереженні того ж рівня рентабельності дозволить знизити тарифи приблизно на 20%.

Висока ефективність впровадження розробленої установки досягається і при її агрегуванні з пиловугільними котлами (рисунок 4.5), де продукти термохімічної конверсії рослинної біомаси використовують для заміщення природного газу [104] (Додаток В5).

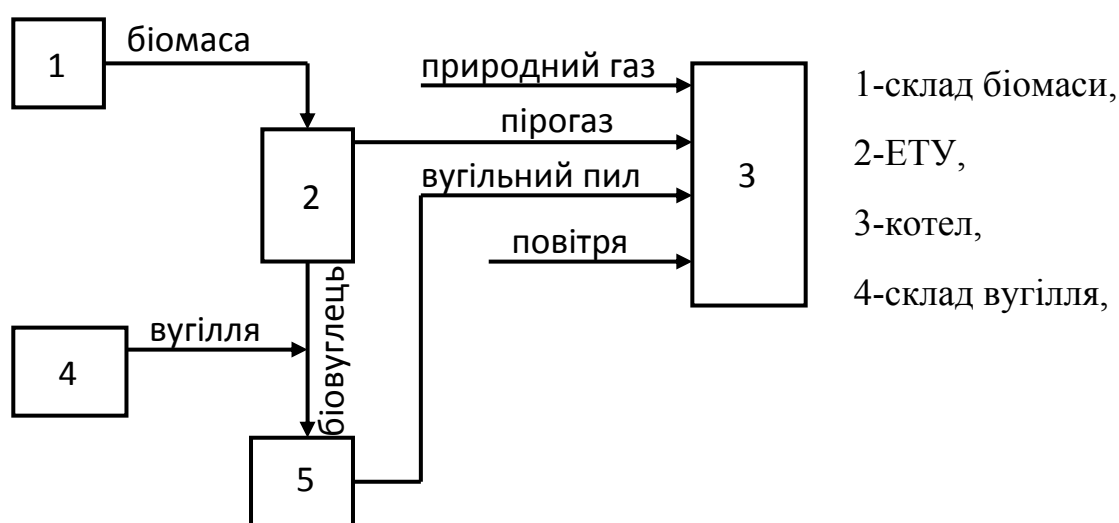


Рисунок 4.5 Технологічна схема використання енерготехнологічної установки ЕТУ в системах живлення пиловугільних котлів

Справа в тому, що під час спалювання низькосортного вугілля в пиловугільних котлах електростанцій витрачається значна кількість природного газу для підсвітки. Ця обставина суттєво підвищує вартість виробництва теплоти і електроенергії.

По першому варіанту передбачається, що продукти термохімічної конверсії рослинної біомаси, надходять в пиловугільний котел наступним чином. Піролізний газ, з установки, подається прямо в топку пиловугільного котла, в гарячому стані, а біовуглець спочатку змішується з вихідним низькосортним вугіллям. Потім ця суміш подрібнюється в існуючій системі пилоприготування і після чого, у вигляді пилу надходить в топку котла. Наявність в паливній суміші пилу біовуглецю, з високорозвинутою

внутрішньою поверхнею частинок, суттєво підвищує реакційну здатність паливної суміші в цілому. Це сприяє більш повному вигорянню вихідного вугілля і суттєвому зниженню механічного і хімічного недопалу. Ефективність даної технології розглянута на прикладі котла БКЗ-160 [105]

Ефективність використання деревної біомаси в пиловугільних котлах електростанції, по розробленій технології, визначалася шляхом розрахунку необхідних витрат природного газу на підсвітку, в залежності від частки теплоти привнесеної в котел рослинною біомасою (таблиця 4.2).

Таблиця 4.2 Результати розрахунків ефективності використання продуктів конверсії рослинної біомаси в пиловугільному котлі БКЗ-160

Варіанти	Витрати деревини на підсвітку кг/год	Частка теплоти яка подається з деревиною в котел, $Q_{др}/Q_i$	Витрати природного газу на котел, $m^3/год$	Скорочення витрат природного газу на котел, $\Delta V_{г},\%$	Прибуток від скорочення витрат природного газу, тис.дол.США/рік
1	0	0	5967	0	0
2	500	0,0114	5780	3,2	343,3
3	1000	0,0227	5592	6,3	688,5
4	1500	0,0341	5405	9,4	1033,7

Ефективність такої підсвітки ілюструється графіком, приведеним на (рисунок 4.6).

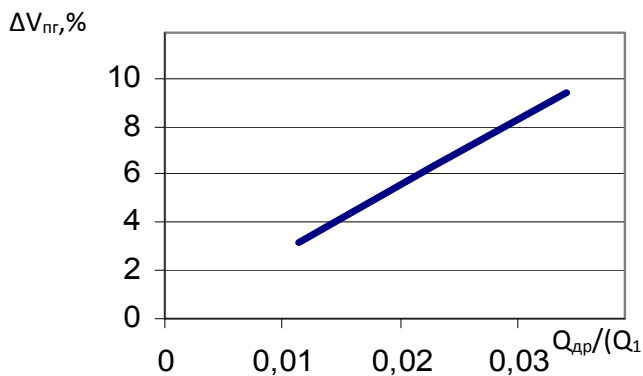


Рисунок 4.6 Залежність скорочення витрат природного газу ($\Delta V_{гг}$), від відношення теплоти привнесеної з біомасою деревини ($Q_{др}$), до теплоти всього палива, що подається в топку котла (Q_1)

Видно, що заміщення природного газу в залежності від частки теплоти привнесеної в котел рослинною біомасою може сягати до 10%.

Висока ефективність використання цієї технології може бути досягнута під час утилізації міських деревинних відходів (обрізки дерев, деревна частина міського сміття, відходи деревопереробних підприємств та ін.). При цьому вирішується задача, як утилізації деревних відходів і поліпшення екологічного стану навколишнього середовища, так і скорочення витрат природного газу на котлі. Наприклад, при продуктивності установки 1000 кг/год деревних відходів, яка працює з котлом БКЗ-160 на протязі 7200 годин на рік, є можливість утилізувати більше 16 тис.м³ таких відходів, При цьому, витрати природного газу будуть скорочені на 2-2,7млн.м³/рік.

Попередні розрахунки показують, що два котла БКЗ-160 повністю можуть вирішити проблему утилізації деревних відходів, такого міста як Київ. Необхідно зазначити, що запропонована технологія і установка, дозволяють використовувати в пиловугільних котлах не тільки деревну біомасу, але й іншу рослинну біомасу (листя, соломку, стебла соняшника, кукурудзи та ін.).

По другому варіанту реалізації розробленої технології, установка встановлюється там, де деревні відходи накопичуються у великій кількості, наприклад у містах. В цьому випадку, піролізний газ отриманий при термохімічній конверсії рослинної біомаси, використовується на місці в існуючих опалювальних котлах, а біовуглець транспортується до пиловугільного котла.

Таким чином, запропонована технологія і розроблена установка при використанні продуктів термохімічної конверсії в пиловугільних котлах, дозволяють суттєво підвищити ефективність спалювання низькосортного вугілля (зменшення механічного недопалу до 1-1,5%) і більше ніж на 10% зменшити витрати природного газу на підсвітку, а також зменшити шкідливі викиди, як від спалювання традиційних викопних палив, так і при утилізації відходів біомаси.

4.4 Оцінка впливу на навколишнє середовище

Під час експлуатації об'єкту – дослідно-експериментальної енерготехнологічної установки, продуктивністю 200 кг/год деревної біомаси, що агрегується з котлом ДКВР-10, передбачений вплив на повітряне середовище. Оцінка впливу на навколишнє середовище (ОВНС) розроблено ВАТ «Укргіпроцукор» [105] з безпосередньою участю автора дисертаційної роботи.

Основним впливом на навколишнє середовище (ОВНС) є викиди шкідливих речовин в атмосферу з димовими газами від котельні з врахуванням спалювання піролізного газу в існуючому котлі ДКВР-10.

Джерелом викидів забруднюючих атмосферу шкідливих речовин, а саме діоксиду азоту, оксиду азоту та оксиду вуглецю, є димова труба котельні, через яку здійснюється відвід продуктів згоряння природного та піролізного газу.

За даними ДСП 201-97 «Державні санітарні правила охорони атмосферного повітря населених місць (від забруднення хімічними і біологічними речовинами)» зазначені речовини мають такі максимально гранично допустимі концентрації для атмосфери населених місць (таблиця 4.3).

Таблиця 4.3 Максимальні-гранично допустимі концентрації для атмосфери населених місць

	Найменування речовини	Гранично допустимі концентрації максимально разові ГДК мр в повітрі населених місць, мг/м ³	Клас небезпеки
1	Діоксид азоту	0,085	2
2	Оксиду азоту	0,4	3
3	Оксид вуглецю	5	4

1. Підстава для проведення ОВНС.

1.1 Розробка об'єкта – експериментальної енерготехнологічної установки для конверсії деревини в піролізний газ і біовуглець виконана на підставі:

- Постанова №263 від 10.07.98 р. Президії НАН України;

- Постанова №1596 від 31.07.98р. Київської міської адміністрації «Про подальший розвиток співробітництва Національної академії наук України з Київською міською адміністрацією;

- Договору з ДКО «Київзеленбуд» про створення установки для утилізації відходів деревини.

- Листа Центральної геофізичної обсерваторії №12/101-А від 14.08.01.

ОВНС, що виконується для даного об'єкту, виконана за нормами:

- ДБН А 2.2.1-95. Склад і зміст матеріалів оцінки впливу на навколишнє середовище (ОВНС) при проектуванні і будівництві підприємств і споруд.

- ОНД-86-Методика розрахунків концентрації в повітрі шкідливих речовин, які містяться у викидах підприємств. Л., Держкомгідромет, 1987 р.;

- «Правила будови та безпечної експлуатації парових та водогрійних котлів», затверджених Держкомохорони праці 23.06.96 р.;

- БНІП II-35-76 «Котельні установки. Норми проектування»;

- «Методические указания по расчету выбросов загрязняющих веществ при сжигании топлива в котлах производительностью до 30 т/ч»;

- LCG-201-97 Державні санітарні правила охорони атмосферного повітря населених місць(від забруднення хімічними і біологічними речовинами)»;

- Інструкція щодо оформлення та змісту проекту нормативів гранично допустимих викидів забруднюючих речовин у атмосферне повітря від стаціонарних джерел(наказ Мінекобезпеки від 18.07.96 р. №75)»;

- Постанова Кабінету Міністрів від 1.03.1999 р. №303 -«Порядок встановлення нормативів збору за забруднення навколишнього природного середовища і стягнення цього збору».

2. Фізико-географічна та кліматична характеристика ділянки розміщення дослідно-експериментальної енерготехнологічної установки.

2.1 Фізико-географічна характеристика ділянки.

Місцезнаходження дослідно-експериментальної енерготехнологічної установки для утилізації відходів деревини – передбачається на території котельні «Водогону», Мінського району м. Києва.

Будова, в якій розміщена установка для утилізації відходів деревини, знаходиться в окремо стоячій будівлі.

2.2 Кліматична характеристика ділянки розміщення дослідно-експериментальної енерготехнологічної установки:

Клімат – помірно-континентальний.

Середня температура за рік складає 7,2 °С

Найбільш холодним місяцем є січень (-5,9°С), найбільш теплим-липень (+ 19,8°С).

Розрахункова температура найбільш холодної п'ятиденки: $t_{н.о} = -22^{\circ}\text{C}$.

Середня температура опалювального періоду: $T_{\text{ср}} = -1,1^{\circ}\text{C}$.

Тривалість опалювального періоду до 187 діб.

Переважає напрямок вітру:

- у липні-північно-західний, з середньою швидкістю вітру-3,3м/с;
- у січні-західний, з середньою швидкістю вітру-4,2м/с.

3. Загальна характеристика дослідно-експериментальної енерготехнологічної установки та зона її впливу.

Основні будівлі та технологічні рішення установки для утилізації відходів деревини визначені в пояснювальній записці тепломеханічної частини.

Загальна встановлена потужність установки становить по утилізації тріски – 200 кг/годину, витрати газу – до 50 м³/годину, витрати повітря – 400м³/год, температура піролізного газу на виході 300-400°С, склад піролізного газу: СН₄-4,99%, СО-15,25%, Н₂-18,78%, С₂Н₆-0,15%, С₃Н₈-0,14%, О₂-0,06%, СО₂-12,2%, N₂-47,93%, теплота згоряння піролізного газу - 5,7 МДж/м³, 1370 ккал/м³.

Дослідно-експериментальна енерготехнологічна установка призначена для утилізації подрібнених відходів деревини – тріски. Тріска подається зі складу пневмотранспортом через циклон в приймальний бункер. З бункеру через шнековий дозатор тріска подається в реакційну зону установки, де відбувається процес піролізу органічної частини за рахунок теплоти газового теплоносія утвореного при неповному згорянні природного газу. Піролізний

газ, який утворюється в установці направляється в топку котла ДКВР-10 існуючої котельні. Біовуглець накопичується в спеціальних ємкостях.

3.1 Характеристика району розташування котельні та дослідно-експериментальної установки.

За даними Центральної геофізичної обсерваторії-лист №12/101-А від 14.08.01 значення фонових концентрацій по місту становлять для двоокису азоту-0,1387 мг/м³, для окису вуглецю-4,3205 мг/м³, звідки видно, що концентрації діоксиду азоту перевищують найбільшу дозовану концентрацію цієї шкідливої речовини в атмосферному повітрі населених пунктів, яка становить згідно з ДСП-201-97-0,085 мг/м³.

3.2 Вплив на повітряне середовище котельні та дослідно-експериментальної установки

Джерелом викидів забруднюючих атмосферу шкідливих речовин є димова труба котельні, через яку здійснюється відвід продуктів згорання природного газу від котлів котельні ДКВР-10.

Забруднюючі атмосферу викиди котельні та установки розраховуються за «Методическими указаниями по расчету выбросов загрязняющих веществ при сжигании топлива в котлах производительностью до 30т/ч»

Для визначення впливу установки на повітряне середовище проводимо спочатку визначення впливу котельні.

За даними проекту гранично-допустимих викидів при роботі котельні на максимальну потужність спалюється 1650 м³/годину природного газу (при температурі повітря -22°C) та 1000м³/годину (при температурі повітря -5,9°C).

Максимально разові розрахункові викиди оксиду вуглецю в атмосферне повітря при роботі котельної при середній температурі самого холодного місяця -5,9°C становитимуть:

$$M_{CO} = 0,001 \times V \times Q_n \times K_{CO} (1 - q_4 : 100), \text{ де}$$

V – витрата палива (в нашому випадку 1000 м³/год);

$$Q_n^p = 33,7 \text{ МДж/м}^3;$$

K_{CO} -кількість CO, що утворюється на одиницю теплоти-0,25 кг/ГДж (прийнято для парових та водогрійних котлів);

$$q_4 = 0,5\%.$$

Таким чином:

$$M_{CO} = 0,001 \times 1000 \times 33,7 \times 0,25 (1 - 0,5 : 100) = 7 \text{ кг/год} = 1,94 \text{ г/с};$$

Максимально разові викиди оксиду вуглецю в атмосферне повітря при роботі котельні при температурі найбільш холодної п'ятиднівки -22°C і при максимальній витраті природного газу $1650 \text{ м}^3/\text{год}$ становитимуть:

$M_{CO} = 0,001 \times 1650 \times 33,7 \times 0,25 (1 - 0,5 : 100) = 12 \text{ кг/год} = 3,33 \text{ г/с}$, а з врахуванням спалювання піролізного газу – $3,26 \text{ г/с}$.

За проектом ГДВ, де встановлюють викиди за вимірами, та лімітами №12252 від 12.10.2000 р. викиди оксиду вуглецю становлять – $0,5595 \text{ г/с}$, $1,14187 \text{ т/рік}$. Відповідно розрахунковий викид оксиду вуглецю від котельні в рік становитиме $6,796 \text{ т}$, а з врахуванням утилізації піролізного газу $6,67 \text{ т}$.

Максимально разові розрахункові викиди окислів азоту в атмосферне повітря при роботі котельні при середній температурі самого холодного місяця $-5,9^\circ\text{C}$ становитимуть:

$$M_{NOx} = 0,001 \times V \times Q_H \times K_{NOx}, \text{ де}$$

V -витрата палива(в нашому випадку $1000 \text{ м}^3/\text{годину}$):

$$Q_H^p = 33,7 \text{ МДж/кг};$$

K_{NOx} -кількість окислів азоту, що утворюється на одиницю теплоти-0,1 кг/ГДж.

Таким чином,

$$M_{NOx} = 0,001 \times 1000 \times 33,7 \times 0,1 = 3,37 \text{ кг/годину} = 0,94 \text{ г/с}.$$

Максимально разові викиди окислів азоту в атмосферне повітря при роботі котельної при температурі найбільш холодної п'ятиднівки -22°C і під час максимальної витрати природного газу, рівній $1650 \text{ м}^3/\text{год}$ становитимуть:

$$M_{NOx} = 0,001 \times 1650 \times 33,7 \times 0,11 = 6,11 \text{ кг/годину} = 1,7 \text{ г/с}$$
, а з врахуванням утилізації піролізного газу – $1,67 \text{ г/с}$.

За проектом ГДВ, де встановлюють викиди за вимірами, та лімітами №12252 від 12.10.2000р викиди діоксиду азоту котельні становлять –

0,931610 г/с, 3,071573 т/рік. Відповідно розрахунковий викид діоксиду азоту в рік становитиме 5,6 т, а з врахуванням утилізації піролізного газу – 5,488 т.

При загальній встановленій потужності дослідно-експериментальної установки по утилізації тріски-200 кг/годину, на котел ДКВР-10 буде передано на спалювання 300м^3 піролізного газу з температурою в середньому 350°C та теплоємністю $0,25\text{ккал/м}^3\text{хград}$, з тепловим потоком, що становитиме:

$$300 \times 1570 + 350 \times 0,25 \times 300 = 497250 \text{ккал/годину}, \text{ що дорівнює в еквіваленті } 62 \text{ м}^3/\text{годину} \text{ природного газу.}$$

Тобто, за рахунок утилізації теплоти піролізного газу потреба в природному газі котельні зменшиться і становитиме $1650 - 62 = 1588 \text{м}^3/\text{годину}$.

Від спалювання піролізного газу розрахункова кількість шкідливих викидів становитиме:

$$M_{\text{NO}_x} = 0,001 \times 300 \times 6,57 \times 0,08 = 0,16 \text{ кг/годину} = 0,04 \text{ г/с};$$

$$M_{\text{CO}} = 0,001 \times 300 \times 6,57 \times 0,25(1 - 0,5:100) = 0,49 \text{ кг/годину} = 0,14 \text{ г/с}.$$

При цьому, при температурі повітря $-5,9^\circ\text{C}$ викиди оксидів азоту за розрахунками складуть:

$$M_{\text{NO}_x} = 0,001 \times 928 \times 33,7 \times 0,1 + 0,16 = 3,28 \text{кг/годину} = 0,91 \text{г/с}, \text{ що становить } 98\% \text{ від викидів існуючої котельні,}$$

Викиди оксиду вуглецю за розрахунками складуть:

$$M_{\text{CO}} = 0,001 \times 928 \times 33,7 \times 0,25(1 - 0,5:100) + 0,49 = 8,27 \text{кг/годину} = 2,29 \text{г/с}, \text{ що становить } 98\% \text{ від викидів існуючої котельні.}$$

Так як основне навантаження котельні становить теплопостачання по опалювальному графіку, тому відповідно до листа Державного комітету УССР з охорони природи №9-9-273 від 25.12.89 р. при встановленні нормативів ГДВ відповідно з п.2.4 ОНД -86 для котельних, що працюють в основному по опалювальному графіку, розрахунок забруднення атмосфери виконується при середній температурі навколишнього середовища самого холодного місяця року $-5,9^\circ\text{C}$.

Відповідно до роз'яснення Начальника Управління регулювання природокористування Мінекобезпеки (п 2 листа №11-6=121 від 25.10.96 р)

«Оцінка ступеню впливу окислів азоту на рівень забруднення атмосферного повітря (РЗА), з застосуванням відповідних програм РЗА на ЕОМ, проводиться окремо для окису азоту і двоокису азоту. Це пов'язано з тим, що гранично допустима концентрація (ГДК) у атмосферному повітрі населених місць встановлена для окису азоту і двоокису азоту окремо».

Приймається, що окисли азоту складаються на 80% з діоксиду азоту(NO_2) та на 13% з оксиду азоту(NO).

Таким чином, при спалюванні природного та піролізного газу за розрахунками в котельні при середній температурі самого холодного місяця $-5,9^\circ\text{C}$, буде утворюватися така кількість шкідливих речовин:

- діоксиду азоту-0,73 г/с;
- оксиду азоту-0,12 г/с;
- оксиду вуглецю-1,9 г/с.

В зв'язку з врахуванням спалювання піролізного газу дослідно-експериментальної установки в діючій котельні зменшиться вплив викидів шкідливих речовин від котлоагрегатів котельні на 2%.

Згідно «Методиці розрахунків концентрацій в атмосферному повітрі шкідливих речовин, які містяться у викидах підприємств» (ОНД-86.Держкомгідромет, п 5.21) та інструкції щодо оформлення та змісту проекту нормативів гранично допустимих викидів забруднення речовин у атмосферному повітрі (наказ №75 від 18.07.96 р.), величина забруднення залежить від висоти труби. $M_i/\text{ГДК}_i$ менше 0,01Н,

де $M_i(G_i)$ сумарне значення розрахункових викидів шкідливої (забруднюючої) речовини від котельні з урахуванням утилізації теплоти піролізного газу, (г/с) при температурі повітря $-5,9^\circ\text{C}$;

ГДК_i -гранично допустимі концентрації максимально разові для населених місць і-ої забруднюючої речовини, $\text{мг}/\text{м}^3$;

Н-висота викидів,м. Викид димових газів від котлів проводиться через димову трубу висотою 40 м.

Коефіцієнт доцільності проведення розрахунків розсіювання на ЕОМ для приземного шару визначається за даними таблиці 4.4.

Таблиця 4.4 Коефіцієнт доцільності проведення розрахунків розсіювання для приземного шару

№ пп	Найменування забруднюючої речовини	Доцільність проведення розрахунків розсіювання М/ГДК
1	Оксид вуглецю CO	$1,9:5=0,38 < 0,4$ -недоцільно
2	Діоксид азоту	$0,73:0,085=8,59 > 0,4$ -доцільно
3	Оксид азоту	$0,12:0,4=0,3 < 0,4$ -недоцільно

Таким чином, розрахунки концентрації в приземному шарі атмосферного повітря шкідливих речовин від димової труби котельні з врахуванням утилізації теплоти піролізного газу (на ЕОМ по програмі ЕОЛ) не потребуються для оксиду азоту та оксиду вуглецю в зв'язку з їх незначною кількістю.

В розрахунках бралися до уваги тільки значення діоксиду азоту, так як вони найнебезпечніші (ГДК $m_p=0,085$ мг/м³ населених місць і в абсолютних величинах максимально – разові викиди становлять найбільшу величину).

Розрахунок максимальних приземних концентрацій шкідливих речовин при викиді з точкового джерела (димова труба котельні) виконується згідно з ОНД-86 при спалюванні природного газу в самий холодний місяць (температура повітря $-5,9^{\circ}\text{C}$) «Методика розрахунків концентрації в атмосферному повітрі шкідливих речовин, які містяться в викидах підприємств».

Програма розрахунку дозволяє визначити максимальні концентрації діоксиду азоту при найбільш небезпечних швидкостях і напрямках вітру з перевіркою небезпечних швидкостей при круговому русі вітру. Розрахункові параметри розсіювання зведені в таблицю 4.5.

Таблиця 4.5 Розрахункові параметри розсіювання

№пп	Найменування	Позначення	Розмірність	Величина
1	Витрата палива на котельню	B	м ³ /год	928
2	Об'єм димових газів*	V	м ³ /с	5,74
3	Висота димової труби	H	М	40
4	Діаметр димової труби	D	М	2
5	Температура димових газів	O	град С	110
6	Температура навколишнього середовища	t _п	град С	5,9
7	Різниця між температурою, що викидається газоповітряної суміші і температурою навколишнього середовища	T = O - t _п	град С	116
8	Нижча теплота згоряння палива	Q	МДж/м ³	33,7
9	Коефіцієнт, який залежить від температурної стратифікації	A		180
10	Коефіцієнт, враховуючий швидкість осідання шкідливих речовин в повітрі	F		1
11	Коефіцієнт, враховуючий вплив рельєфу місцевості	N		1,0
12	Розрахункова кількість діоксиду азоту	M _{NO2}	U с	0,73

*Об'єм димових газів приймається при спалюванні 1650м³/годину природного газу (9,357м³/с). Відповідно при спалюванні 928м³ природного газу та 300м³ піролізного газу, об'єм димових газів становитиме 5,74м³/с.

Розрахунок концентрації охоплює територію розміром 2000x2000м. Приземні концентрації для діоксиду азоту (найгірший варіант) не перевищуватимуть 0,1ГДК максимально разових для населених місць.

Тобто, рівень забруднення атмосфери населених місць від котельні з врахуванням утилізації піролізного газу дослідно-експериментальної установки за визначенням ДСП-201-97 відносяться, щодо рівня забруднення -до допустимого, щодо ступеню небезпечності – до безпечної.

Оцінка нормативів збору за забруднення навколишнього природного середовища викидів забруднюючих речовин в атмосферу визначається платою за забруднення навколишнього середовища від димової труби котельні і виконується за постановою Кабінету Міністрів від 1.03.1999 р №303 «Порядок встановлення нормативів збору за забруднення навколишнього природного середовища і стягнення цього збору».

З урахуванням зазначених в «Порядку» базових нормативів та коригуючих коефіцієнтів для м.Києва нормативи збору за забруднення викидами забруднюючих речовин в атмосферу існуючої котельні наведені в таблиця 4.6.

Таблиця 4.6 Нормативи збору за забруднення викидами забруднюючих речовин котельні

Назви забруднюючих речовин	Фактичні обсяги викидів, за рік, т	Нормативи збору (Н _{баз.}) за викиди	Коригувальні коефіцієнти	Коефіцієнт кратності збору за понадлімітні викиди стаціонарними джерелами	Загальні суми збору, грн./рік
Оксид вуглецю	1,14186	2	1,8x1,25=2,25	1	5,14
Окиси азоту NO _x	3,07157	53		1	366,28
Всього	4,21343				371,42

З урахуванням зазначених в «Порядку» базових нормативів та корегуючи коефіцієнтів для м. Києва нормативи збору за забруднення викидами забруднюючих речовин в атмосферу від існуючої котельні з врахуванням утилізації теплоти піролізного газу наведені в таблиця 4.7.

-Таблиця 4.7 Нормативи збору за забруднення викидами забруднюючих речовин котельні з врахуванням утилізації теплоти піролізного газу.

Назви забруднюючих речовин	Фактичні обсяги викидів, за рік, т	Нормативи збору ($H_{\text{бг}}$) за викиди, грн./т	Коригувальні коефіцієнти	Коефіцієнт кратності збору за понадлімітні викиди стаціонарними джерелами	Загальні суми збору, грн./рік
Оксид вуглецю	1,119	2	$1,8 \times 1,25 = 2,25$	1	5,04
Окиси азоту NO _x	3,01	53		1	358,94
Всього	4,129				363,98

Таким чином, при введенні в дію дослідно-експериментальної установки плата за забруднення навколишнього середовища від димової труби котельні буде зменшена до 3%.

4.5 Висновки до розділу

Показано, що запропонована технологія використання рослинної біомаси має хорошу перспективу для широкого впровадження в теплоенергетику при заощадженні традиційних палив і скороченні шкідливих викидів у довкілля..

Вона дозволяє агрегувати розроблені установки з існуючими котлами без їх суттєвої реконструкції.

Технологія дозволяє отримувати з високим ККД корисну енергію в існуючих енергетичних установках практично з любых видів деревних відходів. В перспективі технологія може бути застосована і для інших видів біомаси (стебла кукурудзи і соняшника, солома, лушпиння, некондиційне насіння буряку та ін.). В даній дисертації результати таких досліджень не наведені.

Технологія дозволяє зменшити забруднення навколишнього середовища і скоротити кількість викидів парникових газів, оскільки продукти згоряння викидаються в атмосферу після їх очистки в існуючих фільтрах котельних установок. При цьому, плата за забруднення навколишнього середовища від димової труби котельні буде зменшена до 3%.

Техніко-економічний аналіз показав, що впровадження розробленої технології не тільки енергетично і екологічно виправдано, але й економічно обґрунтовано. Очікуваний економічний ефект від впровадження тільки однієї установки продуктивність 200 кг/годину тріски складається з вартості заміщеного природного газу (біля 300 тис. нм³) і вартості біовуглецю (250-280 т/рік). Термін окупності установки до 2 років.

Таким чином, використання розробленої технології і установок в теплоенергетиці дозволяє зменшити використання природного газу, зменшити вартість виробництва теплової і електричної енергії, а також покращити екологічну обстановку за рахунок утилізації відходів рослинної біомаси і скорочення шкідливих викидів в атмосферу.

ВИСНОВКИ

У дисертаційній роботі представлено рішення актуальної науково-технічної задачі щодо удосконалення піролізного процесу термохімічної конверсії рослинної біомаси в піролізний газ і біовуглець в енерготехнологічній установці шнекового типу.

Відповідно до поставленої мети в роботі отримано такі наукові та практичні результати.

1. Показано, що одним з найбільш ефективних шляхів використання рослинної біомаси є її комплексна піролізна конверсія в енергетичні і супутні продукти з високими споживчими характеристиками.

2. Удосконалено технологію термохімічної конверсії рослинної біомаси в піролізний газ і біовуглець на базі піролізного процесу, що реалізується в шнековому реакторі з комбінованим підведенням теплоти через стінку і при фільтрації газового теплоносія через затиснутий рухомий шар біомаси, що дозволило підвищити ефективність конверсії біомаси і зменшити питомі масогабаритні показники обладнання.

3. Вперше досліджено і випробувано використання продуктів неповного згоряння вуглеводневих газів як газового теплоносія, що дозволило підвищити стабільність процесу і характеристик піролізного газу та покращити механічні характеристики біовуглецю.

4. Вперше експериментально отримано газовий теплоносій при змішаній конверсії природного газу в продуктах неповного згоряння з загальним надлишком повітря 0,5, що дозволило підвищити його теплотехнічні характеристики;

5. Експериментально досліджені і уточнені основні гідромеханічні характеристики полідисперсного шару тріски нерегулярної форми, дозволили визначити граничні параметри шару (товщину, характерний розмір частинок біомаси і дійсну швидкість фільтрації);

6. Розроблена математична модель і програма розрахунку запропонованого процесу термохімічної конверсії, були побудовані на стехіометричній схемі ендотермічних реакцій і розрахунку констант швидкостей реакцій в ареніусівському наближенні, завдяки чому удосконалено і спрощено розрахунки піролізного процесу;

7. На базі запропонованого методу розрахунку та експериментальних досліджень визначені основні технологічні параметри процесу (температура: теплоносія - 1000-1100 °С, процесу піролізу – 450-500 °С, час конверсії – до 30 хвилин), та конструктивні особливості (реакційна зона не менше 1,3 м, зона, яка необхідна для формування затиснутого шару складає 1,2 – 1,5 діаметру шнеку).

8. На основі виконаних досліджень розроблено рекомендації щодо розрахунку технологічних параметрів процесу, основ конструювання реактора, вибору допоміжного обладнання та запропоновані технологічні схеми використання установок.

9. Розроблена, виготовлена і випробувана установка продуктивністю до 200 кг/год рослинної біомаси, яка продукує до 300 м³/год горючого газу, з теплотою згоряння до 6,6 МДж/м³ і 30-35 кг/годину біовуглецю і дозволяє до 40% скоротити шкідливі викиди. Термін окупності установки біля 2 років

10. Вперше розроблена і створена діюча модель енерготехнологічної установки, де в якості газового теплоносія є продукти неповного згоряння власного піролізного газу, яка є мобільною і наближеною до ресурсної бази біомаси.

СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ

1. Карп И.Н. Проблемы эффективности использования природного газа в народном хозяйстве // Экотехнологии и ресурсосбережение.-1998.-№5.-С.3-8.
2. Калетнік Г.М. Біопаливо. Продовольча, енергетична та економічна безпека України: монографія / Г.М. Калетнік.-К.: Хай-Тек Прес, 2010.-516 с.
3. Менделеев Д.И. Основы фабрично-заводской промышленности. С-Петербург, 1897.Сочинения, т, XI, Изд-во АН СССР, 1949.-201с/
4. Статистичні дані Міжнародного Енергетичного Агентства <http://www.iea.org/stats/index.asp>
5. EU Energy in Figures. Statistical Pocketbook 2012. Publication of European Commission,2012 http://ec.europa.eu/energy/observatory/statistics/statistics_en.htm
6. Енергетичний баланс України за 2011 рік. Експрес-випуск № 08/4-16/290 від 20.12.2012. Державна служба статистики України www.ukrstat.gov.ua
7. Renewables Information. Publication of International Energy Agency. - 2011.-P.497. http://www.planbleu.org/portail_doc/renewables_information_2011.pdf
8. RE-Thinking 2050. A 100% Renewable Energy Vision for the European Union. Publication of European Renewable Energy Council, 2010 http://www.rethinking2050.eu/fileadmin/documents/ReThinking2050_full_version_final.pdf
9. Аналітична записка БАУ №1 «Місце біоенергетики в проекті оновленої Енергетичної стратегії України до 2030 року» www.uabio.org/activity/uabio-analytics.
10. Равич М.Б. Топливо и эффективность его использования. Изд-во «Наука», 1971.-358 с.
11. Тепловой расчет котлов (Нормативный метод)-3-е изд.доп. и перераб.-СПб: НПО ЦКТИ, 1998.-256 с.
12. Козлов В.Н. Пиролиз древесины. Изд-во АН СССР, 1952.-.283 с.

13. Крамар В.Г., Жовмир Н.М., Зубенко В.И., Чаплыгин С.М. Топливные свойства пожнивных остатков кукурузы. Промышленная теплотехника, 2009. т 31, №5.- С.76-80.
14. Саранчук В.І., Ільяшов М.О., Ошовський В.В., Білецький В.С. Хімія і фізика горючих копалин.-Донецьк:Східний видавничий дім, 2008.-600 с.
15. Гелетуха Г.Г., Долинский А.А.: Доклад на Третьей международной конференции "Энергия из биомассы", 18-20 сентября 2006 г., Киев, Украина
16. Химическая технология твердых горючих ископаемых /Под ред. Г.Н. Макарова, Г.Д. Харлампович. М.: Химия,1986.-496с.
17. Гелетуха Г.Г., Железна Т.А., Олійник Є.М. Перспективи виробництва теплової енергії з біомаси в Україні .Аналітична записка БАУ №6: www.uabio.org/activity/uabio-analytics.
18. Статистичний щорічник України за 2008-2010 рр. www.ukrstat.gov.ua.
19. Березовска Ю. Спасительный лес / Альтернативное топливо, №4 (32), апрель 2010.-С.32-37.
20. Померанцев В.В., Арефьев К.М., Ахмедов Д.Б. и др. Основы практической теории горения. Л.: Энергоатомиздат. 1986.-312 с.
21. Щеголев М.М. Топливо, топки и котельные установки. М.; Госэнергоиздат. 1953.-544 с.
22. Кнорре Г.Ф. Топочные процессы. Л.: Госэнергоиздат. 1959.-396 с.
23. Нечаев Е.В., Лубнин А.Ф. Механические топки для котлов малой и средней мощности. Л.: «Энергия»,1968.-311 с.
24. Толубинский В.И., Кочережко А.Н. Механизация сжигания твердых топлив в промышленных установках. Изд-во АН УССР. Киев, 1961.-112 с.
25. Железная Т.А., Гелетуха Г.Г. Обзор современных технологий газификации биомассы // Промышленная теплотехника.-2006.-т.28, №2.-С.61-75.
26. Перелетов И.И., Юровкин Л.А., Розенгарт Ю.И. и др. Высокотемпературные теплотехнологические процессы и установки.-М.: Энергоатомиздат, 1989.-336 с.
27. Промышленное производство древесного угля.-Экспресс-информ.: Заруб.Опыт.-М.: ВНИИПИЭИлеспром,-1987.-20 с.-Лесохимия и подсочка; Вып.3.

28. Дослідження технологій абляційного піролізу біомаси / Т.А. Железна, Г.Г. Гелетуха, О.І. Дроздова // Промышленная теплотехника.-2011.-т. 33, № 3.-С.53-59.
29. Прокопьев С.А. Разработка технологии ультраоксипиролиза древесной биомассы для получения бионефти и древесного угля. Автореф. дис. канд. техн. наук: Санкт-Петербургская государственная лесотехническая академия им. С.М.Кирова.-Санкт-Петербург, 2007.-20 с.
30. Чуханов З.Ф. Основы теории термической переработки топлив. Изв. АН СССР, ОТН, №8, 1954.-С.7-22.
31. Соколовская Ю.Г., Фалюшин П.Л. Пиролиз отходов мебельного производства / Природопользование. Выпуск 20, 2011, Минск.- С. 143-146
32. Василевич С.В. Исследование влияния влажности биомассы на состав продуктов газификации / Весці НАН Беларусі. Сер. Фіз.-тэхн. Навук-2006.-№5.- С.17-19.
33. Гелетуха Г.Г., Железная Т.А. Обзор современных технологий получения жидкого топлива из биомассы быстрым пиролизом. Часть 1// Экотехнологии и ресурсосбережение. № 2, 2000, Киев.-С.3-10.
34. Басков В.Н., Панцхава Е.С. Моторные биотоплива: состояние и перспективы развития технологии в мире и в России // Теплоэнергетика, 2013, № 4.-С.43-47.
35. Рахманкулов Д.Л., Вильданов Ф.Ш., Николаева С.В., Денисов С.В. Успехи и проблемы производства альтернативных источников топлива и химического сырья. Пиролиз биомассы // Башкирский химический журнал. 2008.-Том 15.-№2.- С.36-52.
36. Ульзутуева Л.П., Голыпмидт Ю.М., Хулова Е.В. и др. Древесносмоляной лак на основе отстойной смолы // Гидролиз, и лесо-хим. промы-ть. 1986. № 3.-С.12-14.
37. Bridgwater A.V. Biomass Fast Pyrolysis. Thermal Science.:Vol. 8 (2004), No. 2, pp. 21-49.
38. Mohan D., Pittman Ch.U., Jr. Steele P.H. Pyrolysis of Wood/Biomass for Bio-oil: A Critical Review. Energy & Fuels. No 20 (2006), pp. 848-889.
39. Prakash N., Karunanithi T. Kinetic Modeling in Biomass Pyrolysis-A Review. J.Appl.Sci.Res., Vol.4, No.12 (2008), pp. 1627-1636.

40. Hanger A., Graham R.G. Liquid biofuel for diesel power production: A techno-economic assessment// The Proceedings of the 9th European Bioenergy Conference. Copenhagen. Denmark.-1996.-V. 3.-1614 p.
41. Панцхава Е.С., Пожарнов В.А. В перспективе Россия крупнейший поставщик биотоплива на мировой рынок // Энергия: экономика, техника, экология. 2005.- №6.-С.10-19.
42. Tonsing R. Biomass CHP. Fast Pyrolysis maximizes bio-oil production // Cogeneration and on-site power. 2005.-Jan.-Feb.-65 p.
43. Dr. Lynn Fuller (March 27, 2010). "*Rapid Thermal Processing (RTP)*" <http://people.rit.edu/lffeee>
44. Bridgewater A.V., Peacocke G.V. Production of liquids in high yields by ablative fast pyrolysis // The Proceedings of the 8th European Bioenergy Conference. Vienna. Austria. 1994.-V.3.-1749 p.
45. Bridgewater A.V., Peacocke G.V. Status of fast pyrolysis for biomass // Renewable and Sustainable Energy Reviews.-2000.- № 4.- 173 p.
46. Славянский, А.К. Химическая технология древесины / А.К. Славянский, В.И. Шарков, А.А. Ливеровский. М.: Гослесбумиздат, 1962.-579 с.
47. Патент 2459145 RU, МПК C10 J 3/00, F 23 B 30/06, F 27 D 3/08 Способ многоступенчатого разложения твердого топлива окислением и устройство для его осуществления / С.Н.Зотов, В.Н.Дзюба, С.В.Жерняк. Заявл. 02.01.2011, опубл. 20.08.2012
48. Патент №2441053 RU, МПК C10 B 57/00, F 23 G 5/027, B 09 B 3/00 Пиролизная печь/ А.И.Голодяев. Заявл. 30.12.2010, опубл. 27.01.2012.
49. Шишаков Н.В. Основы производства горючих газов / Н.В.Шишаков. Госэнергоиздат, 1948.-479 с.
- 50 Чуханов З.Ф. Комплексное энерго-химико-технологическое использование твердого топлива. Вест.Академии наук СССР, 1949, №9,-62 с.
51. Патент UA 102789 C2 Україна, МПК C10B 51/00, C10B 53/02, C10B 53/00, C10J 3/00, F23J 15/00, F23G 5/027, F23G 7/00, F23L 15/00. Спосіб енерготехнологічної переробки біомаси [Текст] / Носач В.Г., Басок Б.І., Білека

- Б.Д., Демиденко С.К., Погожев В.М., Скляренко Є.В.-№ а201207752; заявл.: 25.06.2012; публ.: 12.08.2013, Бюл. № 15.
52. Патент UA 52297 А Україна, МПК F23B1/14. Спосіб двоступеневого спалювання твердого палива [Текст] / Носач В.Г., Скляренко Є.В., Родіонов В.І.;- № 2002042675; заявл.: 03.04.2002; публ.: 16.12.2002, Бюл. № 12.
53. Патент 43070 А Україна, МПК C10B 53/02 Спосіб піролізу деревини [Текст] / Носач В.Г., Іванова Л.І., Яворовський П.П., Скляренко Є.В., Родіонов В.І. -№ 2001020750; заявл. 02.02.2001; публ.: 15.11.2001, Бюл. № 10.
54. Кашуличев А.П., Суханов В.Ф. Влияние скорости нагревания топливных частиц на процесс термического разложения их. Докл. АН СССР, т.101,№1,1955.
55. Кузнецов Н.В.Тепловой расчет котельных агрегатов (нормативный метод). / Н.В.Кузнецов. М.-Л.: Энергия, 1973.-256 с.
56. Kimura M., Mowo K., Kaneda T. Chem. Eng, Japan, 19. 1955.-397pp.
57. Venenati R.F., Broselow G.B. Am. Inst. Chem. Eng. J., 8. 1962.-359pp.
58. Kozeny J.S. Akad. Wiss Wien (Abt. IIa), 136, 1927.-271pp.
59. Carman P.C. Flow of Gases through Porous Media, London, 1956.-182pp.
60. Коллеров Д.К. Хим.пром. №2, 1959.- 163с.
61. Happel J. Am. Inst. Chem. Eng. J., 4, 1958.-197pp.
62. Green G., Duwer P. Journal of applied Mechanics. 1951. vol. 18, №1.
63. Ильин Ю.В. Течение газа через пористые металлические стенки. Известия высших учебных заведений. Авиационная техника. 1959, №1. С. 65-73.
64. Лукьянов П.И. Аппараты с движущимся зернистым слоем. М.: Машиностроение, 1974.-181 с.
65. Torobin L.V., Gauvin W.H. Canad. J., Chem.Eng., 38, 1960.-142pp.
66. Пористые проницаемые материалы: Справ. изд./Под ред.С.В.Белова М.: Металлургия, 1987.-С.28-40.
67. Бернштейн Р.С., Померанцев В.В., Шагалова С.Л. Сб. «Вопросы аэродинамики и теплопередачи в котельно-топочных процессах» Госэнергоиздат, 1958.-267 с.
68. Ишкин И.П., Каганер М.Г. Кислород, №3, 1952. -8с.

69. Китаев Б.И. О выносе горючих компонентов из кислородной зоны. Тезисы доклада на 3-й научно-технической конференции по газификации твердого топлива, Москва, 1955.
70. Лавров Н.В. Влияние концентрации кислорода и температуры реакции на скорость окисления углерода. Диссертация МХТИ, 1939. Известия АН СССР, ОТН, 1940, 8. -83 с.
71. Щоголев Г.М., Лавров П.И. Энерготехнологическое использование фрезерного торфа и бурых углей-новейший метод переработки низкокалорийных горючих ископаемых. В книге «Новые методы рационального использования местных топлив»./ Под. ред. А Тейтельбаум. АН Латвийской ССР. Рига. 1959.- С.5-17.
72. Козлов В.Н., Нимвицкий А.А. Технология пирогенетической переработки древесины. М.-Л.: Гослесбумиздат, 1954.-620 с.
73. Фалюшин П.Л., Дударчик В.М., Тановицкий В.И. и др.. Экспериментальная установка по термохимической переработке бурых углей и результаты ее испытаний// Природопользование. Минск, 2009. Вып. 15. С.211-217.
74. Зайченко В.М., Косов В.В., Косов В.Ф., Синельщиков В.А., Сокол Г.Ф. Экспериментальное обоснование технологии комплексной переработки древесных отходов и природного газа // Теплоэнергетика. 2008. № 7.-С.47-52.
75. Бербенев В.И. Сжигание газа в печах безокислительного и малоокислительного нагрева.-Л.: Недра, 1988.-175 с.
76. Копытов В.Ф. Нагрев стали в печах. М.: Metallurgizdat, 1955.-264 с.
77. Лункин В.Н., Удалов В.П., Жебрак Ю.А. Воздушно-кислородная конверсия природного газа. Изд-во Саратов. ун-та, 1986.-128 с.
78. Подовани С., Сальви Г., Фиумара А. Теоретическое и опытное исследование неполного окисления метана кислородом.-В кн.: IV Международный нефтяной конгресс.-Гостоптехиздат, 1956, т.5.-С.91-108.
79. Карп И.Н., Сорока Б.С. Кислородная и воздушно-кислородная конверсия метана.-Киев: Наукова думка, 1976.-61 с.

80. Фьюмара А., Сальви Г. Термодинамика и стехиометрия неполного окисления метана свободным кислородом, IV Международный нефтяной конгресс т.5, М.; 1956.
81. Кузнецов И.Е. Защита воздушного бассейна от загрязнения вредными веществами химических предприятий/ И.Е.Кузнецов, Т.М.Троицкая.-М.: Химия, 1979.- 344 с.
82. Билека Б.Д., Кабков В.Я., Скляренко Е.В., Погожев В.Н. Пути улучшения тепловых и экологических характеристик когенерационных установок с приводом от газотурбинных и газопоршневых двигателей. / Б.Д. Билека, В.Я. Кабков, Е.В. Скляренко, В.Н. Погожев //Авиационно-космическая техника и технология.- 2011.-№ 10.-С.34-37.
83. Федосеев С.Д., Чернышев А.Б. Полукоксование и газификация твердого топлива.-М.: Гостоптехиздат, 1960.-326 с.
84. Китайцев В.А., Гурвич Р.М., Корольков И.В. Теплотехника и тепловые установки в промышленности строительных материалов М.; Промстройиздат, 1954.-500 с.
85. Прокопьев С.А. Разработка технологии ультрапиролиза древесного сырья в формованном слое.//Известия СПбГЛТА. Сборник докладов молодых ученых.- 2006 г.- вып. 10.-С. 46-51.
86. Nosach V. G., Shraiber A. A., Sklyarenko E. V. Mathematical modelling of heat and mass transfer in a concentrated disperse system with chemical reactions // Proc. 10th Workshop “Two-Phase Flow Predictions”. Halle: Martin-Luther University, 2002. P. 412-417.
87. Шрайбер А.А., Носач В.Г. Математическое моделирование тепломассообменных процессов при внутриотвальной газификации углесодержащих отходов // V Минский междунар. форум по тепло-и массообмену, Минск, 2004.-т.4.-С.1-10.
88. Гольдштик М.А. Процессы переноса в зернистом слое.-Новосибирск: Институт теплофизики СО АН СССР, 1984.-163 с.
89. Теплотехнический справочник.-Москва: Энергия, 1976.-Т. 2.-896 с.

90. Аэров М. Э., Годес О. М., Наринский Д. А. Аппараты со стационарным зернистым слоем.-Ленинград: Химия, 1979.-176 с.
91. Кассандрова О.Н., Лебедев В.В. Обработка результатов наблюдений/ О.Н.Кассандрова, В.В.Лебедев – М.: Наука,1970.-102с.
92. Деденко Л.Г., Керженцев В.В. Математическая обработка и оформление результатов эксперимента/Л.Г.Деденко, В.В.Керженцев.–М.: изд.МГУ,1977.-112с.
93. Жукаускас А.А. Конвективный перенос в теплообменниках.-М.: Наука, 1982.-472 с.
94. Гордов А.Н., Малков Д.В., Эргард Н.Н. и др. Точность контактных методов измерения температуры.-М: Изд-во стандартов, 1976.-232 с.
95. Носач В.Г. Исследование термохимической переработки древесины в зажатом подвижном и фильтруемом слое / В.Г. Носач, Е.В. Скляренко, В.И. Родионов // Промышленная теплотехника. - 2005. – т.27, №5. – С. 66 - 69.
96. Скляренко Е.В. Исследование процесса термохимической конверсии растительной биомассы в горючий газ и биоуглерод на установке шнекового типа / Е.В.Скляренко, Б.Д.Билека // Энерготехнологии и ресурсосбережение.-2016.-№2.-С. 43-49.
97. ІТТФ НАНУ, ВАТ УКРГПРОЦУКОР. Установа газифікатора утилізації деревних відходів / Є. І. Шкабара, І. С. Тригуб.-Арх. № 24082.-2002.
98. Патент на корисну модель UA 79797 U Україна, МПК C10B 51/00. Установа для енерготехнологічної переробки біомаси [Текст] / Білека Б.Д., Погожев В.М., Скляренко Є.В.-№ u 2012 14465; заявл.: 17.12.2012; публ.: 25.04.2013, Бюл. №8.
99. Біопальне в Євронейському Союзі: Перспектива//Теорія і практика ринків. - 2007(2).-№1.-С.26-36.
100. Носач В.Г. Биоэнергетика будущего / В.Г. Носач, Є.В. Скляренко // Энергетика та електрифікація.-2008.-№4.-С.39-42.
101. Терентьев Г.А. и др. Моторные топлива из альтернативных сырьевых ресурсов./ Г.А.Терентьев, В.М. Тюков, Ф.В. Смаль-М.: Химия, 1989.-272 с.
102. Агеева Т.П. Методические основы оценки энергосбережения и прогнозирования энергопотребления в сфере жилищного и коммунально-

бытового обслуживания населения Украины.-Дисс. Канд.техн. наук, ИОЭ НАНУ, К., 2002.-171 с.

103. Носач В.Г., Шрайбер А.А., Скляренко Е.В. Об эффективности производства тепловой и электрической энергии из древесины //Промышленная теплотехника.-2004.-т.26, №3.-С.54-57.

104. Патент UA 41705 Україна, МПК F 23 В 90/00 Спосіб використання біомаси для отримання теплоти [Текст] / В.Г. Носач, Є.В. Скляренко; -№ U 2008 09636; заявл.:23.07.2008; публ.: 10.06.2009, Бюл.№ 11.

105. Носач В.Г., Рудник А.А., Скляренко Е.В. Использование продуктов термохимической переработки древесины в пылеугольных котлах электростанций для подсветки, вместо природного газа, при сжигании низкосортных углей // Промышленная теплотехника.-2008.-т.30,№3.-С.27-29.

ДОДАТКИ

Додаток А1

Спосіб енерготехнологічної переробки біомаси



Продовження додатку А1

(11) **102789**(19) **UA**

(51) МПК (2013.01)
C10B 51/00
C10B 53/02 (2006.01)
C10B 53/00
C10J 3/00

F23J 15/00
F23G 5/027 (2006.01)
F23G 7/00
F23L 15/00

(21) Номер заявки: **а 2012 07752** ✓(22) Дата подання заявки: **25.06.2012** ✓(24) Дата, з якої є чинними права на винахід: **12.08.2013**(41) Дата публікації відомостей про заявку та номер бюлетеня: **25.10.2012, Бюл. № 20**(46) Дата публікації відомостей про видачу патенту та номер бюлетеня: **12.08.2013, Бюл. № 15** ✓

(72) Винахідники:

Носач Вільям Григорович, UA,
Басок Борис Іванович, UA,
Білка Борис Дмитрович, UA,
Демиденко Сергій Каленикович, UA,
Погожев Володимир Миколайович, UA,
Скляренко Євген Валентинович, UA

(73) Власник:

ІНСТИТУТ ТЕХНІЧНОЇ ТЕПЛОФІЗИКИ НАН УКРАЇНИ,
 вул. Желябова, 2-а, м. Київ-57,
 03057, UA

(54) Назва винаходу:

СПОСІБ ЕНЕРГОТЕХНОЛОГІЧНОЇ ПЕРЕРОБКИ БІОМАСИ

(57) Формула винаходу:

Спосіб енерготехнологічної переробки біомаси, в якому біомасу піддають піролізу з одночасним одержанням пірогазу і біовуглецю шляхом проходження гарячого газового теплоносія, утвореного при спалюванні технологічного газу, крізь рухомий, затиснутий шар біомаси, який відрізняється тим, що фізичною теплою продуктів піролізу підігривають повітря, частину якого використовують для спалювання технологічного газу з коефіцієнтом надлишку повітря $\alpha < 1$, а частину для підсушування вихідної біомаси.

Додаток А2

Патент на винахід. Спосіб піролізу деревини



УКРАЇНА

(19) (UA)

(11) **43070 A**

(51) 7 C10B53/02

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І
НАУКИ УКРАЇНИ

ДЕРЖАВНИЙ ДЕПАРТАМЕНТ
ІНТЕЛЕКТУАЛЬНОЇ
ВЛАСНОСТІ

**Деклараційний патент
на винахід**

видано відповідно до Закону України
"Про охорону прав на винаходи і корисні моделі"

Голова Державного Департаменту
інтелектуальної власності


М. Паладій

(21) 2001020750

(22) 02.02.2001

(24) 15.11.2001

(46) 15.11.2001. Бюл. № 10

(72) Носач Вільям Григорович, Іванова Лариса Іванівна, Яворовський Петро Петрович,
Скляренко Євген Валентинович, Родіонов Володимир Іванович

(73) МАЛЕ СПІЛЬНЕ НАУКОВО-ВИРОБНИЧЕ ПІДПРИЄМСТВО "ЕКОТЕРМ"
НАЦІОНАЛЬНОЇ АКАДЕМІЇ НАУК УКРАЇНИ

(54) СПОСІБ ПІРОЛІЗУ ДЕРЕВИНИ

УКРАЇНА



Продовження додатку А2

(21) 2001020750

(54) (57)

Дата прийняття
рішення
" 25 ВЕР 2001 р.

ПАТЕНТ УКРАЇНИ
№ 43070А
«15» 11 2001 р.

Спосіб піролізу деревини шляхом спалювання в топці суміші палива з повітрям, проходження нагрітого інертного теплоносія крізь шар деревини, який відрізняється тим, що нагрітий інертний теплоносій розділяють на два потоки у співвідношенні $0,5+0,75 : 0,25+0,5$, з яких, відповідно, перший потік направляють на змішування з деревиною і формування зони низькотемпературного піролізу з температурою $450 - 550$ °С, а другий потік направляють на змішування з продуктами піролізу низькотемпературної зони і формування зони високотемпературного піролізу та газифікації з температурою $700 - 800$ °С.

Додаток АЗ

Патент на винахід Спосіб двоступеневого спалювання твердого палива



УКРАЇНА

(11) 52297 А

(19) (UA)

(51) 7 F23B1/14

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І
НАУКИ УКРАЇНИДЕРЖАВНИЙ ДЕПАРТАМЕНТ
ІНТЕЛЕКТУАЛЬНОЇ
ВЛАСНОСТІ

Деклараційний патент на винахід

видано відповідно до Закону України
"Про охорону прав на винаходи і корисні моделі"

Голова Державного Департаменту
інтелектуальної власності



М. Паладій

(21) 2002042675

(22) 03.04.2002

(24) 16.12.2002

(46) 16.12.2002. Бюл. № 12

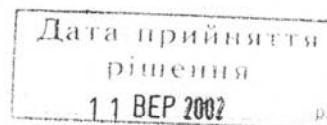
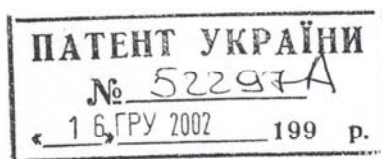
(72) Носач Вільям Григорович, Скляренко Євген Валентинович, Родіонов Володимир Іванович

(73) Інститут технічної теплофізики Національної Академії наук України, МАЛЕ СПІЛЬНЕ НАУКОВО-ВИРОБНИЧЕ ПІДПРИЄМСТВО "ЕКОТЕРМ" НАЦІОНАЛЬНОЇ АКАДЕМІЇ НАУК УКРАЇНИ

(54) СПОСІБ ДВОСТУПЕНЕВОГО СПАЛЮВАННЯ ТВЕРДОГО ПАЛИВА

Продовження додатку А3

(21) 2002042675
(57)



Спосіб двоступеневого спалювання твердого палива, що включає перший і другий ступені спалювання, який відрізняється тим, що вихідне тверде паливо до спалювання на першому ступені піддають піролізу при температурі 450-500°C шляхом його змішування з високотемпературними 1000-1100°C продуктами згоряння, які отримують при спалюванні твердих продуктів піролізу на першому ступені, причому на першому ступені спалюють 5-30 % твердих продуктів піролізу, а решту (70-95 %) в суміші з продуктами піролізу направляють на другий ступінь спалювання.

Виконавець

В.А. Скринченко

Додаток Б1

Таблиця Б1 Результати числових досліджень термохімічної
конверсії рослинної біомаси

№ п/п	G _{s0} , кг/с	Ψ ₁₀	П	П _w	D1, м	G _f , кг/с	α	T _S , °C	Q _{пр} , ккал /НМ ³
1	0,05556	0,3	0,7	0,75	0,309	0,00398	0,51	490	1478,8
2	0,05556	0,3	0,6	0,65	0,309	0,00398	0,51	488	1478,6
2а	0,05556	0,3	0,5	0,55	0,309	0,00398	0,51	489	1478,5
3	0,05556	0,3	0,8	0,84	0,309	0,00398	0,51	494	1479,2
4	0,05556	0,3	0,7	0,75	0,2	0,00398	0,51	548	481,3
5	0,05556	0,3	0,7	0,75	0,15	0,00398	0,51	575	1481,8
6	0,05556	0,4	0,7	0,75	0,309	0,00398	0,57	490	1206,7
6а	0,05556	0,4	0,7	0,75	0,309	0,00512	0,51	490	1231,0
7	0,05556	0,5	0,7	0,75	0,309	0,00398	0,64	490	964,2
7а	0,05556	0,5	0,7	0,75	0,309	0,00632	0,51	490	1039,3
8	0,02778	0,3	0,7	0,75	0,309	0,00398	0,40	490	1477,9
9	0,08333	0,3	0,7	0,75	0,309	0,00398	0,61	490	1491,1
10а	0,05556	0,3	0,7	0,75	0,309	0,00597	0,4	335	1363,1
10б	0,05556	0,3	0,7	0,75	0,309	0,00597	0,43	466	1491,8
10в	0,05556	0,3	0,7	0,75	0,309	0,00597	0,45	555	1461,6
10г	0,05556	0,3	0,7	0,75	0,309	0,00597	0,48	626	1436,6
10д	0,05556	0,3	0,7	0,75	0,309	0,00597	0,5	673	1436,5
10е	0,05556	0,3	0,7	0,75	0,309	0,00597	0,53	701	1456,0
11а	0,05556	0,3	0,7	0,75	0,309	0,00298	0,5	267	1178,9
11б	0,05556	0,3	0,7	0,75	0,309	0,00298	0,53	300	1221,4
11в	0,05556	0,3	0,7	0,75	0,309	0,00298	0,55	350	1302,7
11г	0,05556	0,3	0,7	0,75	0,309	0,00298	0,58	456	1466,4
11д	0,05556	0,3	0,7	0,75	0,309	0,00298	0,6	521	1460,6
11е	0,05556	0,3	0,7	0,75	0,309	0,00298	0,63	587	1442,3
11ж	0,05556	0,3	0,7	0,75	0,309	0,00298	0,65	638	1441,0
11з	0,05556	0,3	0,7	0,75	0,309	0,00298	0,68	671	1459,9
12	0,05556	0,3	0,7	0,75	0,309	0,00398	0,45	288	1254,6
13	0,05556	0,3	0,7	0,75	0,309	0,00398	0,48	342	1319,6
14	0,05556	0,3	0,7	0,75	0,309	0,00398	0,5	457	1475,0
15	0,05556	0,3	0,7	0,75	0,309	0,00398	0,53	535	1461,1
16	0,05556	0,3	0,7	0,75	0,309	0,00398	0,55	603	1440,1
17	0,05556	0,3	0,7	0,75	0,309	0,00398	0,58	653	1439,9

Продовження таблиці Б1

№п/п	Gg	Gs	Gst	CO ₂	CO	N ₂	H ₂
1	0,0820	0,0113	0,0011	0,1222	0,0758	0,2421	0,2133
2	0,0820	0,0113	0,0011	0,1222	0,0758	0,2421	0,2133
2а	0,0820	0,0113	0,0011	0,1222	0,0758	0,2421	0,2134
3	0,0820	0,0113	0,0011	0,1223	0,0757	0,2420	0,2134
4	0,0821	0,0112	0,0011	0,1223	0,0761	0,2418	0,2138
5	0,0821	0,0112	0,0011	0,1223	0,0762	0,2418	0,2139
6	0,0877	0,0101	0,0010	0,1034	0,0660	0,2581	0,1703
6а	0,0945	0,0101	0,0010	0,0958	0,0756	0,2712	0,1865
7	0,0933	0,0089	0,0008	0,0872	0,0566	0,2717	0,1330
7а	0,1076	0,0089	0,0008	0,0752	0,0757	0,2948	0,1658
8	0,0530	0,0056	0,0006	0,0969	0,0997	0,2870	0,2523
9	0,1101	0,0169	0,0017	0,1365	0,0632	0,2162	0,1983
10а	0,0784	0,0234	0,0007	0,0853	0,0976	0,2885	0,2391
10б	0,0922	0,0118	0,0011	0,1070	0,0907	0,2633	0,2401
10в	0,0953	0,0112	0,0011	0,1071	0,0894	0,2728	0,2308
10г	0,0982	0,0110	0,0011	0,1059	0,0911	0,2824	0,2236
10д	0,1013	0,0104	0,0011	0,1042	0,0980	0,2900	0,2212
10е	0,1047	0,0095	0,0011	0,1021	0,1088	0,2958	0,2227
11а	0,0480	0,0357	0,0004	0,0859	0,0822	0,3075	0,1871
11б	0,0554	0,0295	0,0006	0,0966	0,0749	0,2794	0,1830
11в	0,0649	0,0211	0,0008	0,1102	0,0689	0,2494	0,1852
11г	0,0748	0,0121	0,0011	0,1304	0,0665	0,2261	0,1996
11д	0,0770	0,0112	0,0011	0,1322	0,0653	0,2309	0,1962
11е	0,0783	0,0111	0,0011	0,1318	0,0657	0,2377	0,1922
11ж	0,0799	0,0109	0,0011	0,1309	0,0697	0,2434	0,1917
11з	0,0817	0,0104	0,0011	0,1295	0,0781	0,2476	0,1952
12	0,0580	0,0318	0,0005	0,0844	0,0895	0,2994	0,2098
13	0,0689	0,0223	0,0007	0,0992	0,0808	0,2664	0,2049
14	0,0806	0,0120	0,0011	0,1207	0,0764	0,2407	0,2147
15	0,0831	0,0112	0,0011	0,1220	0,0752	0,2472	0,2091
16	0,0849	0,0111	0,0011	0,1212	0,0761	0,2552	0,2039
17	0,0870	0,0107	0,0011	0,1196	0,0815	0,2616	0,2028

Продовження таблиці Б1

№п/п	H ₂ O	CH ₄	φ1	φ2	φ3	Φ4
1	0,2764	0,0700	0,00110	0,00110	0,00438	0,01890
2	0,2764	0,0700	0,00111	0,00111	0,00443	0,01908
2а	0,2764	0,0701	0,00111	0,00111	0,00442	0,01906
3	0,2764	0,0700	0,00108	0,00108	0,00430	0,01855
4	0,2757	0,0702	0,00107	0,00107	0,00426	0,01837
5	0,2756	0,0702	0,00107	0,00107	0,00426	0,01837
6	0,3452	0,0570	0,00094	0,00094	0,00376	0,01621
6а	0,3186	0,0523	0,00094	0,00094	0,00376	0,01620
7	0,4063	0,0452	0,00078	0,00078	0,00313	0,01350
7а	0,3501	0,0384	0,00078	0,00078	0,00313	0,01350
8	0,2113	0,0528	0,00110	0,00110	0,00438	0,01890
9	0,3068	0,0791	0,00110	0,00110	0,00438	0,01890
10а	0,2443	0,0453	0,00832	0,00832	0,03327	0,14341
10б	0,2389	0,0600	0,00142	0,00142	0,00569	0,02454
10в	0,2401	0,0598	0,00107	0,00107	0,00426	0,01837
10г	0,2383	0,0587	0,00107	0,00107	0,00426	0,01837
10д	0,2294	0,0572	0,00107	0,00107	0,00426	0,01837
10е	0,2151	0,0556	0,00107	0,00107	0,00426	0,01837
11а	0,2924	0,0449	0,01362	0,01362	0,05447	0,23481
11б	0,3136	0,0525	0,01104	0,01104	0,04416	0,19037
11в	0,3244	0,0619	0,00721	0,00721	0,02886	0,12440
11г	0,3021	0,0753	0,00165	0,00165	0,00662	0,02853
11д	0,2993	0,0760	0,00107	0,00107	0,00426	0,01837
11е	0,2975	0,0751	0,00107	0,00107	0,00426	0,01837
11ж	0,2904	0,0739	0,00107	0,00107	0,00426	0,01837
11з	0,2772	0,0724	0,00107	0,00107	0,00426	0,01837
12	0,2726	0,0445	0,01200	0,01200	0,04800	0,20692
13	0,2939	0,0549	0,00782	0,00782	0,03129	0,13490
14	0,2783	0,0693	0,00162	0,00162	0,00650	0,02801
15	0,2769	0,0697	0,00107	0,00107	0,00426	0,01837
16	0,2750	0,0687	0,00107	0,00107	0,00426	0,01837
17	0,2669	0,0674	0,00107	0,00107	0,00426	0,01837

Продовження таблиці Б1

№ п/п	φ_5	φ_6	Ψ_1	φ_{1co}	$\rho_g,$ кг/м ³	$\rho_g,$ кг/нм ³
1	0,00271	0,14987	0,01500	0,01990	0,333	0,930
2	0,00274	0,14984	0,01500	0,01989	0,333	0,930
2а	0,00273	0,14980	0,01500	0,01989	0,333	0,930
3	0,00266	0,14990	0,01500	0,01992	0,331	0,930
4	0,00263	0,14953	0,01500	0,01993	0,309	0,929
5	0,00263	0,14944	0,01500	0,01993	0,299	0,929
6	0,00232	0,12842	0,02000	0,01706	0,337	0,943
6а	0,00232	0,12841	0,02000	0,01706	0,334	0,933
7	0,00194	0,10695	0,02500	0,01421	0,341	0,953
7а	0,00194	0,10694	0,02500	0,01422	0,335	0,935
8	0,00271	0,14980	0,01500	0,01990	0,324	0,905
9	0,00271	0,14990	0,01500	0,01990	0,336	0,939
10а	0,02056	0,15000	0,04663	0,01268	0,404	0,901
10б	0,00352	0,14995	0,01500	0,01958	0,336	0,910
10в	0,00263	0,14895	0,01500	0,01992	0,303	0,920
10г	0,00263	0,14464	0,01500	0,01987	0,282	0,929
10д	0,00263	0,13435	0,01500	0,01977	0,270	0,936
10е	0,00263	0,11902	0,01500	0,01963	0,263	0,940
11а	0,03367	0,15000	0,13287	0,00738	0,476	0,941
11б	0,02730	0,15000	0,08639	0,00996	0,448	0,939
11в	0,01784	0,15000	0,03405	0,01379	0,410	0,937
11г	0,00409	0,14997	0,01500	0,01934	0,351	0,937
11д	0,00263	0,14963	0,01500	0,01993	0,324	0,943
11е	0,00263	0,14787	0,01500	0,01990	0,301	0,949
11ж	0,00263	0,14289	0,01500	0,01983	0,285	0,953
11з	0,00263	0,13391	0,01500	0,01971	0,276	0,954
12	0,02967	0,15000	0,10281	0,00900	0,449	0,922
13	0,01934	0,15000	0,04071	0,01318	0,410	0,923
14	0,00402	0,14997	0,01500	0,01937	0,346	0,927
15	0,00263	0,14942	0,01500	0,01992	0,316	0,934
16	0,00263	0,14684	0,01500	0,01989	0,293	0,941
17	0,00263	0,13996	0,01500	0,01980	0,279	0,946

Додаток Б2

Протокол випробувань із визначення вологості, зольності та теплоти згоряння біовуглецю

ЗАТВЕРДЖУЮ

Заступник директора Інституту
технічної теплофізики НАН України,
чл.-кор. НАНУ



В.П. Бабак

2016 р.

ПРОТОКОЛ № 5/2016

випробувань із визначення вологості, зольності та теплоти згоряння біовуглецю

м. Київ

вересень 2016 р.

Свідоцтво про атестацію випробувальної лабораторії ІТТФ НАНУ № ПТ-458/13 від 26.12.2013 р.

1 Замовник: відділ ТДОЕ ІТТФ НАН України.**2 Об'єкт досліджень:** наданий Замовником зразок біовуглецю, отриманий методом низько-температурного піролізу на установці ЕТУ-1 з відходів деревини різних порід лісопаркової зони міста Києва.**3 Методики випробувань.**

З наданого зразку підготовлені аналітичні проби шляхом подрібнення до розміру частинок (0,1...0,3) мм та витримки у тонкому шарі в лабораторних умовах протягом двох діб до досягнення повітряно-сухого стану.

Методика визначення вологості полягає у зважуванні наважки зразка досліджуваного матеріалу, сушінні його при температурі $(105 \pm 2)^\circ\text{C}$ до постійної маси та у зважуванні наважки сухого зразка. За знайденими масами вологого та абсолютно сухого зразка визначають відносну вологість.

Розрахунок вологості W проводять за формулою:

$$W = \frac{m_1}{m} \cdot 100,$$

де m_1 – зміна маси наважки зразка під час сушіння; m – початкова маса наважки зразка.

Паралельно проводять вимірювання не менше ніж на двох наважках зразка, а за результат приймається середнє двох вимірювань.

Методика відповідає вимогам ГОСТ 27314-91 «Топливо твердое минеральное. Методы определения влаги».

Зольність зразків визначена методом повільного озолення згідно з вимогами ГОСТ 11022-95 (ИСО 1171-97) «Топливо твердое минеральное. Методы определения зольности». Тигель або човник з наважкою зразка зважують та поміщають у муфельну піч, яку протягом 60 хвилин нагрівають до 500°C і витримують при цій температурі 60 хвилин, після чого протягом 60 хвилин піднімають температуру до $(815 \pm 10)^\circ\text{C}$ і витримують при цій температурі 2 години. Для різних видів традиційних палив рекомендовані різні тривалості витримки, зазвичай від 30 хвилин до 2 годин, для випробувань біовуглецю вибрана найбільша тривалість – 2 години. Після

втримки тиглі або човники виймають з печі, охолоджують 5 хвилин на керамічній або металевій підставці, а потім у закритому ексикаторі до кімнатної температури та зважують.

Розрахунок зольності аналітичної проби проводять за формулою:

$$Z_a = 100 \times \frac{m_3 - m_1}{m_2 - m_1},$$

де m_1 - маса тигля або човника;

m_2 - маса тигля з наважкою;

m_3 - маса тигля з золою.

Паралельно проводять вимірювання не менше ніж на двох наважках зразка, а за результат приймається середнє значення двох вимірювань. Зольність при довільній робочій вологості W_p визначається за формулою:

$$Z_p = Z_a \times \frac{100 - W_p}{100 - W_a}$$

Оскільки наданий зразок включав вкраплення сміття у вигляді піску та маленьких шматків цегли, зольність була визначена окремо для зразка у стані поставки і для зразка, попередньо очищеного від видимих часток сміття.

Методика визначення теплоти згоряння загалом відповідає стандартним методикам для твердих видів палива ГОСТ 147-95 (ИСО 1928-76) «Межгосударственный стандарт. Топливо твердое минеральное. Определение высшей теплоты сгорания и вычисление низшей теплоты сгорания». При обробці експериментальних даних для визначення поправок використовувалися значення вмісту сірки, азоту та водню, що наведені у технічних та нормативних літературних джерелах. Середній вміст сірки прийнятий 0,04 %, вміст водню на суху масу біовуглецю прийнятий 3,0 % у відповідності до літературних даних (Равич М.Б. Топливо и эффективность его использования. – Наука, 1971, 358 с.). Поправка на утворення азотної кислоти прийнята така, що визначена при градуванні калориметра.

При визначенні вологості та зольності проводять паралельно щонайменше два досліди і результат визначають як середнє значення. Оскільки при визначенні теплоти згоряння спостерігалася значна розбіжність між результатами внаслідок неоднорідності проб, проведено п'ять дослідів, а результат визначено як середнє значення.

Зольність та теплота згоряння розраховані на підставі експериментальних даних для сухого стану та для робочого стану при вологості $W_p = 8,5\%$.

4 Прилади та апаратура.

Теплоту згоряння зразків досліджено за допомогою калориметра для вимірювання теплоти згоряння палива моделі КТС-4 зав. №01 (свідоцтво про МА ДП Укрметртестстандарт №24.651.2010 від 28.12.2010 р.), до складу якого входить калориметрична бомба БКУ-2 №11 (атестат №24-2/5461).

Масу зразків, запального дроту та паперової упаковки визначено за допомогою ваг ВЛР-20 зав. №727.

При визначенні зольності та вологості зразків використовувалися ваги А500 фірми AXIS, зав. № 6902, шафа сушильна лабораторна СНОЛ-3,5 та піч муфельна.

5 Результати вимірювань.

5.1 Результати визначення вологості аналітичних проб біовуглецю наведені в таблиці 1.

Таблиця 1

Параметри, які вимірюються та розраховуються	Результати вимірювань та розрахунків			
	У стані поставки		В аналітичному стані	
	Наважка 1	Наважка 2	Наважка 1	Наважка 2
Маса пустої бюкси, г	159,83	154,15	164,43	156,86
Початкова маса бюкси з наважкою, г	163,7	158,49	169,75	162,25
Маса бюкси з висушеною наважкою, г	163,4	158,12	169,29	161,8
Вологість проби у досліді W_i , %	7,8	8,5	8,6	8,3
Середня вологість проби W , %	8,1		8,5	

5.2 Результати вимірювання зольності аналітичних проб (очищеної та такої, що поставлена) та розрахунків зольності сухого біовуглецю та у робочому стані представлені в таблиці 2.

Таблиця 2

Параметр	Поставлений зразок	Очищений зразок
Зольність аналітичної проби, %	15,39	5,00
Зольність у сухому стані, %	16,82	5,47
Зольність у робочому стані, %	15,45	5,02

5.3 При визначенні теплоти згоряння проби спалювалися в упаковці з паперу, яка була попередньо зважена.

Проведено п'ять дослідів спалювання аналітичних проб біовуглецю.

Результати вимірювань та розрахунків наведені в таблиці 3.

Питома теплота згоряння палива в бомбі розраховується за формулою:

$$q_6 = [Q_n - m_{уп} \cdot q_{уп} - q_{др} (m_1 - m_2)] / m_3, \quad (1)$$

де Q_n - загальна теплота, що виділилася при спалюванні проби за показами приладу;

$q_{др}$ = 2510 Дж/г - питома теплота згоряння запального дроту;

$q_{уп}$ = 15627 Дж/г - питома теплота згоряння упаковки;

m_1, m_2 - маси дроту до та після спалювання; m_3 - маса проби; $m_{уп}$ - маса упаковки

Середнє значення теплоти згоряння аналітичних проб біовуглецю у бомбі розраховано як середнє за результатами п'яти вимірювань.

Таблиця 3

№ п/п	Результати вимірювань				Покази приладу, Q_n , Дж	Результати обчислень Виміряна теплота згоряння в бомбі, q_6 , кДж/кг
	Визначення маси					
	Проби палива m_3 , Г	Паперової упаковки $m_{папир}$, Г	Дроту до згоряння m_1 , Г	Залишку дроту, що не згорів, m_2 , Г		
1	0,32594	115,61	0,016300	0,00510	9446	23559
2	0,64375	112,58	0,016050	0,00742	16540	23029
3	0,19464	108,30	0,013680	0,00601	7147	27925
4	0,188605	96,43	0,013235	0,00495	6320	25409
5	0,26631	111,68	0,013350	0,00500	9085	27482
Середнє значення q_6, кДж/кг						25481

Середнє значення теплоти згоряння біовуглецю у бомбі складає 25481 кДж/кг при середньоквадратичному відхиленні результатів (СКВ) – 8,71%.

Значна розбіжність результатів викликана неоднорідністю сировини, з якої отриманий біовуглець, та наявністю забруднень у пробах. Середнє значення теплоти згоряння біовуглецю приблизно відповідає літературним даним, а найбільший з отриманих результатів – чистому біовуглецю.

5.4 Розрахунок вищої та нижчої теплоти згоряння

Вища теплота згоряння аналітичної проби з врахуванням поправок на створення та розчинення кислот розрахована за формулою:

$$q_V^a = q_6 - (94 \cdot S + \alpha \cdot q_6) \quad (2)$$

де 94 – коефіцієнт, що враховує теплоту утворення сірчаної кислоти з діоксиду сірки та розчинення сірчаної кислоти у воді на 1% сірки, що перейшла при згорянні палива в сірчану кислоту, кДж/кг;

S – масова доля сірки в паливі, %;

$\alpha \cdot q_6$ – поправка, що враховує теплоту утворення та розчинення в воді азотної кислоти, прийнято $\alpha \cdot q_6 = 29$ кДж/кг.

Вміст сірки S_c прийнятий 0,04% на суху масу, як у деревини, а вміст водню $H_c = 3,0$ % на суху масу. При вологості W_a , вміст сірки та водню розраховується за формулами:

$$S_a = S_c \times \frac{100 - W_a}{100}, \quad H_a = H_c \times \frac{100 - W_a}{100} \quad (3)$$

Нижча теплота згоряння аналітичної проби розраховується за формулою:

$$q_H^a = q_V^a - 24,42 \cdot (8,94 \cdot H_a + W_a) \quad (\text{кДж/кг}) \quad (4)$$

В абсолютно сухому стані вища теплота згоряння складає:

$$q_V^c = q_V^a \times \frac{100}{100 - W_a} \quad (5)$$

В абсолютно сухому стані нижча теплота згоряння складає:

$$q_H^c = q_V^c - 24,42 \cdot 8,94 \cdot H_c \quad (6)$$

При довільній робочій вологості W_p , розрахунки проводяться за формулами:

$$\text{- вища теплота згоряння: } q_V^p = q_V^c \times \frac{100 - W_p}{100} \quad (\text{кДж/кг}) \quad (7)$$

$$\text{- вміст водню: } H_p = H_c \times \frac{100 - W_p}{100} \quad (8)$$

$$\text{- нижча теплота згоряння: } q_H^p = q_V^p - 24,42 \cdot (8,94 \cdot H_p + W_p) \quad (\text{кДж/кг}) \quad (9)$$

Узагальнені результати вимірювань та розрахунків властивостей зразків біовуглецю у аналітичному повітряно-сухому стані (in air dry), у сухому стані (dry basis) та у робочому стані наведені в таблиці 4.

Таблиця 4

Результати вимірювань та розрахунків властивостей зразків біовуглецю

Вологість аналітичної проби, %	8,5	
Вологість у робочому стані (поставка), %	8,1	
Зольність аналітичної проби, %	15,39	
Зольність у сухому стані, %	16,82	
Зольність у робочому стані (поставка), %	15,45	
Зольність очищеної аналітичної проби, %	5,00	
Зольність очищеної проби у сухому стані, %	5,47	
Зольність очищеної проби у робочому стані (поставка), %	5,02	
	МДж/кг	ккал/кг
Вища теплота згоряння аналітичної проби	25,45	6079
Вища теплота згоряння у сухому стані	27,81	6644
Вища теплота згоряння у робочому стані (поставка)	25,55	6103
Нижча теплота згоряння аналітичної проби	24,64	5887
Нижча теплота згоряння у сухому стані	27,16	6488
Нижча теплота згоряння у робочому стані (поставка)	24,75	5912

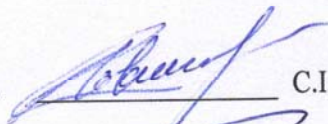
Примітка: Протокол випробувань стосується тільки зразків, підданих випробуванням.

Заст. завідувача відділу ТДОЕ ІТТФ НАНУ, д.т.н.



Л.В. Декуша

Нач. випроб. лаб. ІТТФ НАНУ, ст. наук. співроб., к.т.н.



С.І.Ковтун


Старший наук. співробітник ІТТФ НАНУ, к.т.н.



Р.В. Сергієнко

Додаток В1

"Утверждено"
 Директор правління - директор
 Інститут "Укргіпротектор"
 Ідентифікаційний код
 15476526
 Сібит М.Ф.



"Затверджую"
 Директор ІТТФ НАНУ
 академік НАНУ

Моліньський А.А.
 07.05.01

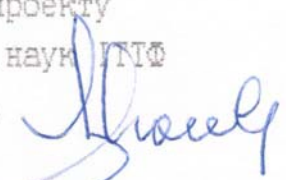


Робочий проект установки газифікатора
 утилізації деревних відходів

Технічне завдання

(технічні вимоги до договору N 250-01 від 06.05.01)

Керівник проекту
 докт. техн. наук ІТТФ
 Носач В.Г.



Відповідальний виконавець
 Складченко С.В.



Баст. директора
 МСНВП "Екотерм"
 Родіонов В.І.
 Ідентифікаційний код 15476526
 Пол. конструктор
 МСНВП "Екотерм"
 Погосев В.М.





Продовження додатку В1

1. Найменування галузь використання

Дослідно-експериментальна газифікаційна установка для утилізації відходів деревини (далі газифікатор).

Газифікатор може використовуватися для живлення котлів та інших енергоспоживаючих установок генераторним газом, який утворюється при газифікації відходів деревини, та для виробництва деревного вугілля(біовуглецю).

2. Підстава для розробки.

Розробка виконується на підставі Постанови №263 від 10.07.98 Президії НАН України та Постанови № 1596 від 31.07.98 Київської міської держадміністрації "Про подальший розвиток співробітництва Національної академії наук України з Київською міською державною адміністрацією", а також договору №2804 від 23.11.98 зДКО "Київзеленбуд" "Створення газифікатора для утилізації відходів деревини".

3. Мета та призначення розробки

Мета-створення дослідно-експериментальної газифікаційної установки для утилізації відходів деревини.

Призначення-одержання генераторного газу для живлення котла і для виробництва деревного вугілля.

4. Технічна характеристика газифікатора:

- продуктивність:

по трісці,	кг/год	- до 200;
по газу,	м ³ /год	до 300;
по деревному вугіллю,	кг/год	20-25;
- калорійність генераторного газу,	ккал/нм ³	до 1500;
- термін роботи,	год/рік	- 8000;
- витрати природного газу,	м ³ /год	до 50;
- тиск природного газу в газопроводі, Па		-2600;
- витрати повітря,	м ³ /год	- 400;

Продовження додатку В1

- тиск повітря,	Па	-3000-5000;
- температура теплоносія,	°С	1000-1100;
- температура генераторного газу на виході,		-300-400;
- параметри тріски:* довжина, м		- 0,025-0,03;
* товщина,	м	- 0,005-0,01;
* вологість,	%	- 30;
* питома вага тріски, абсолютно сухої	кг/м ³	- 150;
при вологості 30%		- 214;
*теплота згоряння тріски при вологості 30%,	ккал/кг	-2950;
- габаритні розміри газифікатора:		
- * довжина,	мм	- 3840;
- * ширина,	мм	- 2169;
- * висота,	мм	- 4285;
- вага,	кг	- 7000;
- площа розміщення,	м ² :	
*газифікатора		- 40-45;
*зона охолодження деревного вугілля		- 20-30;
*склад тріски		- запас тріски на 3 доби роботи;
* склад готової продукції		- 40-50.

5. Технічні вимоги

5.1. Газифікатор розташовується біля котельні на індивідуальному фундаменті (див. схему розташування ЕТ 19.00.000 СР) в окремому приміщенні і служить для живлення генераторним газом водогрійного котла (ДКВР-10/13).

5.2. Склад газифікатора та вимоги до його конструктивної будови.

5.2.1. Газифікатор включає:

- власне газифікатор;

Продовження додатку В1

- система подачі тріски;
- система видалення деревного вугілля;
- система живлення(природним газом, повітрям, електроенергією);
- система подачі генераторного газу в котел;
- система контролю та автоматики;
- будівельні споруди (приміщення для газифікатора, склад тріски, зона охолодження деревного вугілля, склад готової продукції, під'їдні шляхи).

5.2.1.1. Газифікатор (1) складається з реторти (2), шахти (3) та топки (4) з пальником (5), які розміщуються в загальному корпусі. Корпус має металевий каркас, обшитий металевим листом і футерований з внутрішньої сторони вогнетривкими і ізоляційними матеріалами.

5.2.1.2. Пальник (5), типу ГПП призначений для одержання теплоносія у вигляді продуктів неповного згоряння природного газу з температурою 1000-1100°C.

5.2.2. Система подачі тріски призначена для дозованої і безперервної подачі її (до 200 кг/год) зі складу (6) в газифікатор (1), а щільність її повинна виключати можливість витоку генераторного газу в атмосферу. Вона включає:

- склад тріски (6);
- пневмотранспортер (7);
- циклон (8);
- приймальний бункер (9);
- шнековий дозатор (10);
- лопатевий затвор (11);
- витратний бункер (12);
- шнековий живильник (13).

5.2.2.1. Склад тріски призначений для зберігання тріски(з розрахунку на 3 доби роботи) під навісом, в купі, висотою не більше 5 м.

5.2.2.2. Пневмотранспортер (7) призначений для подачі тріски з складу (6) в приймальний бункер (9).

Продовження додатку В1

5.2.2.3. Приймальний бункер (9) (місткістю 6-8м³ з розрахунку на 8 годин роботи) з циклоном (8) встановлюється на окремій рамі.

5.2.2.4. Шнековий дозатор (10) призначений для дозованої подачі тріски.

5.2.2.5. Лопатевий затвор (11) призначений для забезпечення щільності системи подачі тріски.

5.2.2.6. Шнековий живильник (13) призначений для подачі тріски в газифікатор.

5.2.2.7. Приводом шнекового живильника (13) є мотор-редуктор (14) (в наявності є мотор-редуктор МПЗ 2-80-45 з двигуном 4А132М4Р3 11 кВт).

5.2.2.8. Продуктивність шнекового живильника регулюється дискретним включенням мотор-редуктора через визначені проміжки часу, в залежності від рівня шару деревного вугілля в шахті (3) газифікатора, який регулюється в залежності від перепаду тиску в шахті.

5.2.3. Система видалення призначена для видалення гарячого (300-400°C) деревного вугілля з газифікатора. З її допомогою також підтримується визначений рівень шару деревного вугілля в шахті (3). Вона має ще й систему охолодження деревного вугілля. Вона включає:

- шнек видалення (15) з приводом (16);
- ущільнюючий затвор (17);
- приймальний контейнер (18);
- система охолодження (19);
- зона відстою для охолодження контейнерів з деревним вугіллям (20).

5.2.3.1. Рівень шару деревного вугілля в шахті підтримується шляхом дискретного включення шнеку видалення.

5.2.3.2. Система охолодження деревного вугілля виконана у вигляді повітряної сорочки шнеку видалення.

5.2.3.3. Подальше охолодження деревного вугілля проводиться в зоні відстою (20) контейнерів до температури нижче 40°C.

5.2.3.4. Ущільнюючий затвор (17) призначений для ущільнення газифікатора при заміні приймального контейнера (18).

Продовження додатку В1

5.2.3.5. Об'єм приймального контейнера забезпечує роботу газифікатора на протязі 1,5-2 години і дорівнює $0,26\text{м}^3$. Він повинен щільно закриватися і легко встановлюватися під завантаження.

5.2.3.6. Зона відстою для контейнерів повинна мати дві площадки. На першій-контейнери відстоюються 7-8 годин (попереднє охолодження). На другій-знаходяться до повного охолодження.

5.2.3.8. Розмір площадок визначається з розрахунку розміщення на ній 12 контейнерів.

5.2.3.8. Після охолодження деревне вугілля транспортується на склад готової продукції.

5.2.4. Система живлення призначена для забезпечення роботи пальника (газом і повітрям), роботи електричних споживачів електроенергією.

5.2.4.1. Газопровід (21) призначений для підведення природного газу до пальника (5), ЗЗП (22) та патрубку вторинного газу (23), в кількості до 50 м^3 з тиском 260 мм вод. ст.

5.2.4.2. Газопровід та арматура повинні відповідати вимогам ДОСТ і БНіП.

5.2.4.3. Повітропровід(24) підводить повітря від вентилятора ВВД-5 (25) спочатку в сорочку шнеку видалення (19), потім в пальник (5) в кількості до $300\text{ м}^3/\text{год.}$, в ЗЗП (22), безпосередньо в шахту (3) газифікатора (всього $400\text{м}^3/\text{год.}$). Після сорочки решта гарячого повітря подається в приймальний бункер(9) для підсушіння тріски.

5.2.4.4. Повітря, що надходить з вентилятора регулюється запірною і регулюючою арматурою.

5.2.5. Система подачі генераторного газу в котел забезпечує подачу генераторного газу в топку котла. Вона складається з газоходу (26), байпасної лінії (27) для аварійного викиду газу, запірною пристроєм (28,29), збірника конденсату (30) та пристроєм для введення генераторного газу в котел (31).

Продовження додатку В1

5.2.5.1. Газохід (26) виконується з нахилом (3-5°) в бік газифікатора. На вході в пристрій (31), що подає газ в котел, газохід виконується вертикально і на цій ділянці встановлюється запірний пристрій (29).

5.2.5.2. По газоходу проходить гарячий генераторний газ (300-350°C), тому його необхідно теплоізолювати і він повинен мати можливість компенсувати температурне розширення.

5.2.5.3. Газохід повинен мати байпасну лінію з запірним пристроєм, висота якої повинна забезпечувати викиди газу вище даху котельні.

5.2.5.4. Збірник конденсату (30) встановлюється в нижній частині газоходу і повинен мати кран зливу конденсату.

5.2.6. Система контролю та автоматики призначені для забезпечення безпечної роботи, регулювання та контролю процесу спалювання природного газу і процесу газифікації в газифікаторі. Вони повинні відповідати діючим нормативним документам.

5.2.6.1. Система контролю та автоматики процесу спалювання природного газу визначається температурою продуктів неповного згоряння на виході з топки (1000-1100°C), що контролюється термопарою (33). Така температура продуктів неповного згоряння досягається шляхом двостадійного спалювання природного газу. На першій стадії частина газу (13-30 нм³/год.) спалюється з $\alpha = 0,7-0,75$, а друга частина (20-35 нм³/год.) домішується до продуктів неповного згоряння першої частини в кількості достатній для одержання температури суміші 1000-1100°C.

5.2.6.2. Автоматика процесу газифікації в газифікаторі повинна давати можливість при заданій продуктивності (200 кг/год) підтримувати:

- температуру продуктів пролізу на виході з реторти (34) на рівні 450-500°C шляхом регулювання кількості природного газу, що спалюється в топці;
- температуру генераторного газу (300-350°C) в газоході на виході з газифікатора(35);

Продовження додатку В1

- підтримувати сталим рівень деревного вугілля в шахті, шляхом регулювання кількості тріски, що подається в газифікатор, та кількості деревного вугілля, що видаляється з шахти. Контроль рівня деревного вугілля в шахті здійснюється по перепаду тиску газу в шахті (36).

5.2.6.3. Контроль за роботою газифікатора та регулювання процесу проводиться з пульта керування, який розміщений в пультовій кабіні (32).

5.2.6.4. Подача тріски в газифікатор починається після його розігріву. Контроль за розігрівом проводиться по термометрі (37).

5.2.6.5. Контроль за рівнем завантаженням тріски в приймальному бункері здійснюється по перепаду тиску повітря між входом його та виходом з бункера (38). Показуючі прилади перепаду тиску в бункері встановлюються на пульті та на складі тріски.

5.2.6.6. Управління роботою шнекових приводів повинно передбачати можливість їх регулювання і відключення як безпосередньо в місці розміщення приводу, так і з центрального пульта керування.

6. Вимоги надійності.

6.1. Критерій відмови:

- відсутність процесу згоряння в топці (4) газифікатора;
- відсутня подача тріски (зависання в бункері, заклинення шнекового живильника, поломка шнеку чи його приводу, несправності пневмотранспорту);
- відсутність достатнього тиску в газопроводі природного газу;
- відсутність напруги в електромережі.

7. Умови експлуатації.

7.1. Функціонування газифікатора по температурі навколишнього середовища немає обмежень.

7.2. Газифікатор працює при роботі котла.

8. Вимоги безпеки, охорони здоров'я і природи.

8.1. Приміщення, де розміщується газифікатор, відноситься до категорії виробництва-II (СНП-II-35-76, СНП II-90-81).

Продовження додатку В1

8.2. Установка газового обладнання і його експлуатація, забезпечення вимог охорони здоров'я людини і природи регламентуються "Правилами безпеки систем газопостачання України", ДНАОП 0.00. 1. 20-98 та іншими діючими нормативними документами.

8.3. Перед пуском газифікатора проводиться його вентиляція повітрям протягом 5 хвилин. Викиди повітря в цей час здійснюються, або в топку працюючого котла, або в байпасну лінію.

8.4. При зупинці котла газифікатор теж зупиняється.

8.5. При подачі газу з газифікатора в котел він підлягає переналагодженню.

8.6. Зовнішні поверхні газифікатора не повинні мати температуру вище 45°C (СН-245-63).

8.7. Передбачити встановлення вибухового клапану для викиду газів з шахти газифікатора в зону, в якій відсутній персонал.

8.8. Конструкція газопроводів повинна забезпечувати можливість компенсації температурного розширення трубопроводів.

8.9. Ізоляція гарячих частин газифікатора повинна бути вогнетривка і не токсична.

9. Вимоги технологічності та метрологічного забезпечення.

9.1. Визначення ефективності роботи з котлом проводиться шляхом співставлення режимних карт роботи котла окремо, та разом з газифікатором. Наладка роботи газифікатора з котлом і складання режимних карт виконується згідно відповідних діючих нормативних документів.

9.2. Метрологічне забезпечення повинно відповідати ДОСТУ та відповідним діючим нормативним документам.

9.3. Параметри, що контролюються:

Продовження додатку В1

Найменування	Місце вимірювання	Середовище	Діапазон	Клас точності
Витрати природного газу	вузол обліку	природний газ	до 50 м ³ /год	клас прибору
Тиск природного газу в газопроводі	перед пальником	природний газ	0-2600 Па	1.0
Тиск повітря в повітропроводі	перед пальником	повітря	0-5000 Па	1.0
Температура повітря	перед пальником	повітря	0-200°C	0.5
Температура теплоносія	в топці	теплоносій	0-1200°C	0.5
Температура в газифікаторі	шахта(на виході з реторти)	суміш продуктів піролізу	0-700°C	0.5
Температура піролізного газу	на виході з газифікатора	піролізний газ	0-700°C	0.5
	перед котлом	піролізний газ	0-500°C	0.5
Температура кладки	посередині реторти	кладка	0-900°C	0.5
Тиск в газифікаторі	топка	теплоносій	0-5000 Па	1.0
	шахта	продукти піролізу	0-5000 Па.	1.0
	на виході	піролізний газ	0-5000 Па	1.0
	перед котлом	піролізний газ	0-5000 Па	1.0
	приймальний бункер (вхід-вихід)	повітря	-	-

9.3.1. Склад теплоносія в топці газифікатора і склад генераторного газу контролюється тільки під час наладки.

Продовження додатку В1

9.4. Параметри, що регулюються:

Найменування	Місце регулювання	Середовище	Діапазон
Витрати природного газу	перед пальником	природний газ	0-50 м ³ /год
Витрати повітря	перед пальником	повітря	0-300 м ³ /год
	вхідний штуцер шахти	повітря	0-100 м ³ /год
Витрати тріски	шнековий живильник	тріска	0-250 м ³ /год
Видалення деревного вугілля	шнек видалення	деревне вугілля	0-30 кг/год
Витрати теплоносія	шибера	продукти неповного згорання	

11. Вимоги уніфікації і стандартизації.

Використовується стандартна регулююча та запірна арматура, прилади автоматики і безпеки (бажано вітчизняного виробництва).

12. Будівельні споруди.

Призначені для укриття газифікатора, тріски і деревного вугілля від атмосферних опадів, а також для нормальної роботи автотранспорту (підвезення тріски, вивезення деревного вугілля).

Вони включають:

- приміщення для укриття газифікатора;
- склад тріски;
- зона охолодження деревного вугілля;
- склад готової продукції;
- під'їдні шляхи.
-

Продовження додатку В1

12.1 Приміщення для газифікатора будується з металевих конструкцій. Стіни і покрівля виконуються з хвильових азбоцементних листів (без утеплення).

Приміщення для електрощитової виконати з цегли.

12.2. Склад тріски у вигляді легкого навісу (для зберігання тріски в купі) з жолобом по периметру навісу.

12.3 Зона охолодження, розміщується вздовж стіни існуючої котельні . Площадка має бетонну підлогу і легкий навіс.

12.4. Склад готової продукції будується з металевих конструкцій. Стіни і покрівля виконуються з хвильових азбоцементних листів (без утеплення).

12.5. Розміщення приміщень на площадці газифікаційної установки повинно бути таким, щоб була можливість для легкого маневрування автотранспорту.

12.6. Будівельні споруди повинні відповідати всім будівельним нормам та стандартам з урахуванням специфіки виробництва.

13. Порядок контролю та приймання.

13.1. Приймання роботи проводить Інститут технічної теплофізики НАНУ.

13.2. Перелік документів, що подаються по закінченні роботи:

- комплект документів робочого проекту установки газифікатора для утилізації відходів деревини;
- акт здачі.

13.3. Робочий проект узгоджується з:

- Інститутом технічної теплофізики НАНУ;
- ДКП "Київжитлотеплокомуненерго";
- Державним управлінням екології та природних ресурсів в м.Києві;
- Київським окружним центром Державного газового нагляду України;
- Головкиївархітектурою;
- Міською СЕС.

Додаток В2

“Затверджено”

Генеральний директор
КО “Київзеленбуд”

П.П.Яворовський



16.10.2003р

Акт

приймальної комісії про прийняття експериментального
газифікатора для утилізації відходів деревини створеного
по договору від 28.11.1998 р. № 2804.

від “16” 10 2003 р.

м. Київ

Приймальна комісія, яка призначена наказом по КО “Київзеленбуд” від
“13” 10 2003 р. № 71 у складі:

Голови – Ткаченка М.Я. – гол. механіка КО “Київзеленбуд”,
заступника – Лукаша О.В., начальник відділу

членів комісії: Горохова В.Г. – гол. теплоенерг. КО “Київзеленбуд”,
Носача В.Г. – наукового керівника проекту, докт. техн. наук,
провідного наукового співробітника Інституту технічної
теплофізики НАН України,
Скляренка Є.В. – відповідального виконавця, наукового
співробітника Інституту технічної теплофізики НАН України,
Родіонова В.І. – заст. директора МСНВП “Екотерм” ІТТФ НАН
України,
Житаря І.М. – гол. технолога МСНВП “Екотерм” ІТТФ НАНУ.

встановила:

1. Інститутом технічної теплофізики НАН України пред’явлений до прийняття експериментальний газифікатор для утилізації відходів деревини. За адресою: 03057, м. Київ, вул. Желябова, 2а Інститут технічної теплофізики НАНУ.

2. Розробка газифікатора виконана на підставі Розпорядження Київської міської державної адміністрації від 23.11.1998р. №2290.

3. Будівництво здійснено Інститутом технічної теплофізики НАН України спільно з субпідрядними організаціями – МСНВП “Екотерм” ІТТФ НАНУ та ІВП “Газтеплокомплекс”.

4. Проектно-кошторисна документація на будівництво виконана ВАТ “Укргіпроцукор”.

5. Приймальній комісії пред’явлена документація:

- робочий проект експериментального газифікатора для утилізації відходів деревини № 24082;
- технічний опис та інструкція по експлуатації експериментального газифікатора для утилізації відходів деревини;
- програма та методика приймальних випробувань;
- паспорт вентилятора ВВД-5-01 02.00.00 ПС;

Продовження додатку В2

- паспорт мотор-редуктора ЗМЗ₃-160-16-110;
- технічний опис та інструкція по експлуатації перетворювача частоти для асинхронних двигунів ALTIVAR 28;
- технічний опис та інструкція по експлуатації прибору контролю полум'я та автоматичного розпалу газомазутних пальників малих котлів Ф24.2;
- паспорт клапана газового електромагнітного СВМ. Ду-15;
- паспорт клапана газового електромагнітного СВМГ Ду-50;
- паспорт електрозапальника газового ЕЗ-1;
- паспорт пальника ГППС-5;
- акт комплексного випробування газифікатора від 23 серпня 2003р.

6. Пред'явлений до приймання газифікатор має такі основні показники:

продуктивність	
по трісці	до 200 кг/год
по газу	до 700 м ³ /год
по деревному вугіллю	20-25 кг/год
витрати природного газу	до 50 м ³ /год
калорійність генераторного газу	до 1500 ккал/нм ³
витрати повітря	400 м ³ /год
температура генераторного газу на виході	300-400 °С

7. Заходи з охорони праці, забезпечення вибухобезпеки, пожежобезпеки, охорони навколишнього природного середовища, передбачені проектом виконані.


8. На розробку, проектування, виготовлення, монтаж та пусконаладжувальні роботи експериментального газифікатора для утилізації відходів деревини витрачено 290,9 тис. грн.

Рішення приймальної комісії:

1. Пред'явлений до приймання об'єкт "Експериментальний газифікатор для утилізації відходів деревини" збудований у відповідності з робочим проектом і відповідає вимогам ТЗ.

2. Доцільно звернутися в КМДА з пропозицією про використання розробки в комунальному господарстві міста.

Голова приймальної комісії



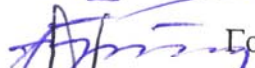
Ткаченко М.Я.

Заступник голови приймальної комісії



Лукаш О.В.

Члени приймальної комісії



Горохов В.Г.



Носач В.Г.



Скляренко Є.В.

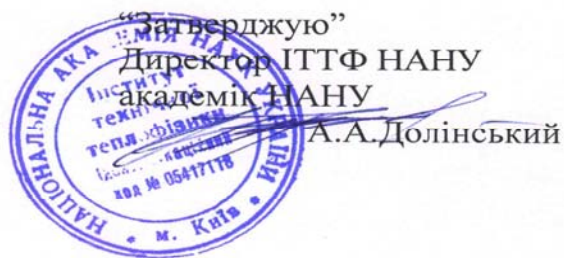


Родіонов В.І.



Житар І.М.

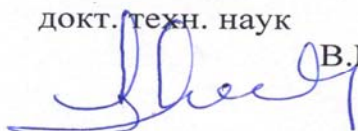
Додаток ВЗ



“Затверджую”
Директор ІТТФ НАНУ
академік НАНУ
А.А.Долінський

Дослідно-експериментальна
газифікаційна установка
відходів деревини.
Технічний опис та інструкція
по експлуатації.

Науковий керівник робіт
Провідний науковий співробітник
ІТТФ НАНУ
докт. техн. наук

 В.Г.Носач

Відповідальний виконавець
Науковий співробітник
ІТТФ НАНУ

 Є.В.Скляренко

Київ 2003р.

Продовження додатку В3

1. Загальні відомості.

1.1. Призначення дослідно-експериментальної газифікаційної установки – відпрацювання технологічних параметрів процесу утилізації деревних відходів з одержанням генераторного газу та деревного вугілля.

1.2. Вихідний матеріал – деревна тріска (довжина 0,025-0,03м, товщина 0,005-0,01м, вологість 30-35%).3

2. Будова установки.

Принципова схема будови дослідно-експериментальної газифікаційної установки (далі – газифікатор) приведена на рис. 1, де:

I – газифікатор, який включає: 1 – корпус; 2 – пальник (ГППН-5); 3 – запальник (ЕЗ-1); 4 – фотодатчик (ФД); 5 – вічко; 6 – патрубок вторинного газу; 7 – шибер (регулювання кількості теплоносія, який надходить із топки у піролізну камеру); 8 – шибер (регулювання кількості теплоносія, який надходить із топки у газифікаційну камеру); 9 – патрубок виходу генераторного газу з термопарою 10 та манометром 11; 12 – термопара і 13 – манометр (у топці); 14 – термопара і 15 – манометр (зовні піролізної камери); 16 – термопара і 17 – манометр (у газифікаційній камері); 18 – технологічний люк з вибуховим клапаном 19, патрубком шуровки - 20, патрубком вторинного повітря - 21, вічком - 22, термопарою - 23 і манометром - 24.

II – вузол дозованої подачі деревної тріски у газифікатор включає: 25 – бункер з люком 26; 27 – шнековий живильник; 28 – мотор-редуктор (ЗМВ₃ – 160 – 16 – 110).

III – система видалення деревного вугілля включає: 29 – приймальний патрубок з термопарою 30 та манометром 31; 32 – шнек; 33 – приймальний бункер.

IV – Система пуску та регулювання обертів шнекового живильника (згідно схеми рис. 2) включає: 34 – вимикач центральний; 35 – контрольна лампа; 36 – ALTIVAR (перетворювач частоти для асинхронних двигунів); 37 – кнопка включення ALTIVAR; 38 – кнопка виключення ALTIVAR; 39 – реостат ALTIVAR; 40 – кнопка пуску (RUN) двигуна; 41 – кнопка зупинки двигуна STOP; 42 – амперметр.

До роботи з ALTIVAR допускається персонал, який ознайомився з його інструкцією по експлуатації та набув навиків роботи.

V – Система допалювання генераторного газу включає: 43 – топку; 44 – пальник; 45 – черговий пальник; 46 – вічко; 47 – манометр.

VI – Газопровідна система (рис. 3) служить для підведення природного газу до установки і включає: 48 – центральний газопровід; 49 – кран запірний Ду-50; 50 – відсічний газовий клапан СВМГДу –50; 51 – діафрагма для вимірювання витрат природного газу на пальник 2; 52 – U-подібний рідинний манометр; для вимірювання витрат природного газу на пальник 2; 53 – кран шаровий запірний Ду-25; 54 – діафрагма для вимірювання витрат природного газу у патрубок вторинного газу (6); 55 – U-подібний манометр для вимірювання витрат вторинного газу; 56 – кран шаровий запірний газовий Ду-25 для регулювання витрат вторинного газу; 57 – кран шаровий запірний газовий Ду-15 подачі газу до запальника; 58 – відсічний соленоїдний клапан типу СВМ Ду-15, запальника; 59 – газопровід до запальника (3); 60 – свіча для продувки газопровідної системи з продувним краном

Продовження додатку В3

Ду-15 61; 62 – газопровід до чергового пальника 45 системи допалювання природного газу(V) з запірним краном 63.

64 – пульт управління розпалом включає: 65 – блок запалення та контролю факела Ф-24, який містить індикатор включення блока – 66; індикатор наявності полум'я 67; тумблер розпалу 68. Живлення блоку Ф-24 здійснюється від центрального вимикача 69 з контролем – наявності поданої напруги по лампочці 70; 71 – індикатор включення клапана запальника 58; 72 – індикатор включення відсічного клапана 50.

VII – Повітряна система рис. 3 служить для підведення повітря до установки і включає: 73 – вентилятор (ВВД-5); 74 – центральний повітропровід; 75 – повітропровід подачі повітря на пальник 2 газифікатора з діафрагмою 76 і U-подібним рідинним манометром 77, а також регулюючим краном 78; 79 – повітропровід підведення вторинного повітря до патрубку 21 з регулюючим краном 80; 81 – повітропровід підведення повітря до пальника 44 системи допалювання з регулюючим краном 82.

3. Принцип роботи установки.

Вихідний матеріал (деревинна тріска) з бункера 25, шнековим живильником 27 подається у газифікатор (I), де піддається газифікації при допомозі високотемпературного теплоносія одержуваного при згоранні природного газу у пальнику 2. Згорання природного газу проводиться з нестачею $\alpha=0,6-0,7$ повітря, з тим, щоб температура теплоносія була не вище 1000-1100 С. При необхідності зменшення температури і підвищення калорійності газу газифікації у топку подається вторинний природний газ, по патрубку (6). Частина отриманого теплоносія надходить через шибер 7 у піролізну камеру, де деревна тріска, яка подається шнековим живильником (27) нагрівається до температури в межах 400-450 С. Внаслідок цього проходять процеси сушки, відгонки летючих, піролізу вуглеводневих сполук. Твердий залишок (деревне вугілля) надходить у газифікаційну камеру куди подається інша частина теплоносія через шибер 8. У газифікаційній камері досягається температура в межах 700-800 С і проходить процес газифікації рідкої фази вуглеводневих сполук, а також часткової газифікації деревного вугілля. Після певної витримки деревного вугілля у газифікаційній камері проводиться перекачка його у приймальний бункер 33 при допомозі шнека 32. Отриманий генераторний газ надходить у систему допалювання (V), де спалюється, а продукти згорання видаляються в атмосферу.

4. Порядок роботи.

- 4.1. Підготовчі операції.
 - 4.1.1. Завантажити тріску в бункер 25, після чого щільно закрити люк 26.
 - 4.1.2. Порожній приймальний бункер 33 щільно під'єднати до приймального патрубка 29.
 - 4.1.3. Перевірити рівень рідини у U-подібних манометрах (при потребі довести рівень рідини до норми).
 - 4.1.4. Шибер 7 повністю відкрити, шибер 8 закрити.
 - 4.1.5. Кран 80 – підведення вторинного повітря у газифікатор – закрити.
 - 4.1.6. Газові крани 49, 53, 56, 57, 63 – закриті.

Продовження додатку В3

- 4.1.7. Перевірити наявність масла у редукторі (при необхідності долити до рівня).
- 4.1.8. Перевірити справність топки і газоходів, запірних і регулюючих приладів, вибухового клапана, заземлення ел. двигуна, газових та повітряних трубопроводів.
- 4.1.9. Переконатися у відсутності витікання газу з газопроводів, газового обладнання і арматури шляхом обмилювання нарізних і фланцевих з'єднань. Користування відкритим вогнем при виконанні цієї роботи категорично забороняється.
- 4.1.10. Включити пусковий автомат для подачі живлення у розподільчу шафу.

4.2. Порядок пуску.

- 4.2.1. Відкрити крани 78 та 82 повітряної системи.
- 4.2.2. Включити вентилятор витяжної вентиляції.
- 4.2.3. Включити вентилятор 73 і впродовж 5 хв провести вентиляцію газифікатора (I) і топки системи допалювання генераторного газу. (V).
- 4.2.4. На газопроводі (48) відкрити запірний кран 49. По манометру проконтролювати наявність газу у системі.
- 4.2.5. Відкрити продувний кран 61 і через свічу 60 провести продувку газопроводу на протязі 3 хвилин. після завершення продувки кран 61 закрити.
- 4.2.6. Кран 78 на повітропроводі 79 – прикрити (до відмітки на U-подібному манометрі (77) 70-75 мм.вод.ст.), а кран 82 на повітропроводі 81 закрити.
- 4.2.7. Відкрити вічко 46 системи допалювання (VI).
- 4.2.8. У патрубок вічка 46 ввести палаючий факел.
- 4.2.9. При наявності палаючого факела у топці 43 плавно відкрити газовий кран 63 і запалити черговий пальник 45.
- 4.2.10. Регулюючи витрати газу краном 63 досягти стійкості горіння чергового пальника у топці 43.
- 4.2.11. Перевести вимикач центральний 34 у положення (Вкл.) подачі електроживлення на систему пуску та регулювання обертів двигуна (IV). Наявність живлення проконтролювати по контрольній лампочці 35.
- 4.2.12. Перевести вимикач центральний 69 у положення (Вкл.) подачі електроживлення до блока Ф-24 (65). Наявність живлення проконтролювати по контрольній лампочці 70 і індикаторі 66.
- 4.2.13. Відкрити газовий кран 57 подачі газу до запальника (3).
- 4.2.14. Тумблер розпалу 68 перевести у ліве положення. При цьому повинен відкритися клапан 58, про що сигналізує індикатор 71 і газ подається на запальник, де в цей час працює високовольтна свіча розпалу. Газ загоряється, про що сигналізує індикатор 67. При відсутності полум'я клапан 58 закривається через 3-5 сек. Провести повторний пуск.
- 4.2.15. При наявності полум'я у топці поступово відкриваючи газовий кран 53 і повітряний кран 78 запалити пальник 2 вивести його на режим з температурою згоряння 1000-1100 С. Контроль температури вести по термометрі 12.

Продовження додатку В3

- 4.2.16. Прогрів газифікатора ведеться до температури необхідної для піролізу (400-450 С) тріски, що контролюється термопарами 14і 23.
- 4.2.17. При досягненні вказаної температури кнопкою 37 включити ALTIVAR 36. Про готовність до роботи свідчить загоряння світодіоду і висвічення на табло символів (rdy).
- 4.2.18. Натиснути кнопку 40 (RUN) і одночасно ручкою реостата 39 запустити двигун.
- 4.2.19. Реостатом 39 встановити необхідні оберти двигуна, що контролюється по табло. А навантаження на двигун контролюється по амперметру 42.
- 4.2.20. При досягненні показів амперметра 42, що становлять 1,2-1,3А. Шнек зу-пинити, або зменшити оберти, з тим, щоб на виході з піролізної камери встановилася температура в межах 400-450 С (що контролюється по термопарі 23).
- 4.2.21. Поступово відкриваючи кран 82 подачі повітря у пальник 44 досягти стабільного горіння у топці системи допалювання генераторного газу.

4.3. Робота.

- 4.3.1. При досягненні температури на виході з піролізної камери в межах 400-450 С (термопара 23) включити шнек подачі тріски на обертах визначеної продуктивності, але щоб температура не падала нижче 400° С.
- 4.3.2. Поступово відкривати шибер 8 з тим, щоб температура у газифікаційній камері встановилася в межах 700-800 С.
- 4.3.3. При неможливості стабілізації температури у газифікаційній камері в межах 700-800 С за рахунок кількості теплоносія (шибер 8). необхідно підвищити температуру у топці збільшуючи кількість поданого повітря, але не вище температури 1200° С.
- 4.3.4. При неможливості стабілізації температури у газифікаційній камері за рахунок підвищення температури теплоносія необхідно поступово відкривати кран 80 подачі вторинного повітря у газифікаційну камеру.
- 4.3.5. Постійно контролювати тиск у газифікаційній камері по манометру 17 і на виході з газифікатора по манометру 11. При досягненні тиску у газифікаційній камері (манометр 17) 100 мм вод. ст. Необхідно зупинити шнек (кнопка STOP). Стабілізувати температуру і знову включити шнек на ті ж оберти. Шнеком 32 перекачати частину деревного вугілля із газифікаційної камери у приймальний бункер 33 з тим, щоб тиск у газифікаційній камері впав до відмітки 70-80 мм.вод.ст.
- 4.3.6. При заповненні приймального бункера, про що сигналізує датчик, необхідно його замінити на порожній.

4.4. Порядок зупинки установки.

- 4.4.1. Натиснути кнопку STOP (41) і кнопку 38 виключення ALIVAR, а вимикач центральний 34 перевести у положення (Відкл.)
- 4.4.2. При допомозі шнека 32 перекачати деревне вугілля з газифікатора у приймальний бункер 33.
- 4.4.3. Вимикач центральний 69 перевести у положення (Відкл.). При цьому відсічні газові вентилі 50 і 58 закриваються.

Продовження додатку ВЗ

- 4.4.4. Повністю відкрити регулюючий кран 78 на повітропроводі 75. Охолодження газифікатора проводити до досягнення температури 100-150 С по показам термопари 10 на виході із газифікатора.
- 4.4.5. Закрити кран 63 на газопроводі 62.
- 4.4.6. Провітрити топку системи допалювання впродовж 5 хв.
- 4.4.7. відключити вентилятор.
- 4.4.8. відключити витяжку.
- 4.4.9. Після охолодження приймального бункера 33 до кімнатної температури від'єднати його, а пустий приймальний бункер поставити на місце.
- 4.4.10. Закрити газові крани 53, 56, 57 і 49.
- 4.4.11. Відкрити крани 61 і провести продувку системи впродовж 3 хв. Після чого крани закрити.

4.5. Аварійна зупинка.

- 4.5.1. Автоматика безпеки забезпечує аварійну зупинку установки у випадках:
 - погасання факела;
 - перебої з електроенергією.
- 4.5.2. У випадках:
 - зупинка вентилятора подачі повітря;
 - відключення витяжного вентилятора;
 - заклинення шнекового живильника;
 - розгерметизація корпусу газифікатора;
 - відсутність полум'я у системі допалювання;
 - загоряння тріски у бункері чи пожежа у приміщенні;
 здійснюється аварійна зупинка у ручному режимі, для чого:
- 4.5.3. Вимикач (69) ставиться у положення (Викл.) на пульті управління розпалом.
- 4.5.4. Натиснути кнопку STOP (41) виключення двигуна, а також кнопку виключення ALTIVAR (38).
- 4.5.5. Провітрювання установки проводити до досягнення температури 100-150 С по показам термопари (10) на виході із газифікатора, після чого вентилятор відключити.
- 4.5.6. При загорянні тріски у бункері необхідно залити її водою через люк (26).

5. Охорона праці та техніка безпеки.

- 5.1. Для управління та обслуговування установки допускаються працівники, які пройшли курс навчання і здали екзамен.
- 5.2. До обслуговування установки можуть бути допущені особи не молодші 18 років, які пройшли медичне обстеження з метою визначення їх фізичного стану та відповідності вимогам цих професій.
- 5.3. Оператор має бути забезпечений засобами індивідуального захисту.
- 5.4. Категорично забороняється користуватися відкритим вогнем при перевірці герметичності газопроводів та газифікатора.
- 5.5. Категорично забороняється проводити пуск установки без попереднього її провітрювання.

Продовження додатку В3

- 5.6. Категорично забороняється проводити пуск установки без наявності відкритого полум'я у топці системи допалювання.
- 5.7. Операторові забороняється залишати установку без нагляду при її роботі.
- 5.8. Забороняється завалювати приміщення, проходи у зоні установки.
- 5.9. В місцях, які знаходяться під напругою повинні бути резинові коврики або трапи.
- 5.10. Засоби пожежотушіння повинні бути у справному стані і доступному місці.
- 5.11. Наявність медичної аптечки обов'язкова.
- 5.12. Завантаження тріски у бункер і вивантаження деревного вугілля у приймальний бункер проводити у рукавицях.

6. Відповідальність.

- 6.1. Оператор установки навчений та атестований згідно з правилами, несе відповідальність за порушення вимог, викладених у даній інструкції, у відповідності з чинним законодавством.

Продовження додатку В3

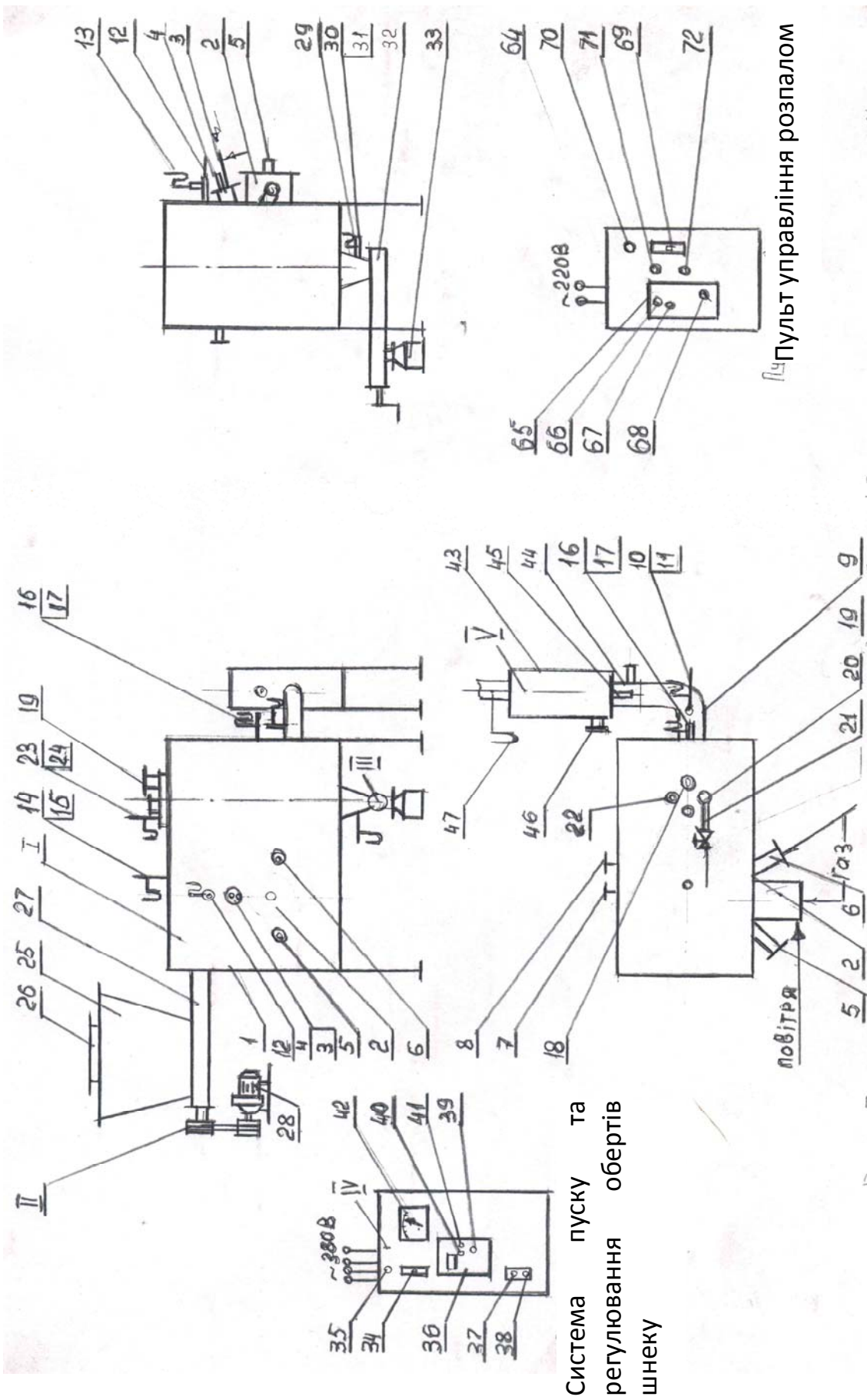


Рис.1 Принципова схема будови дослідно-експериментальної установки

Продовження додатку В3

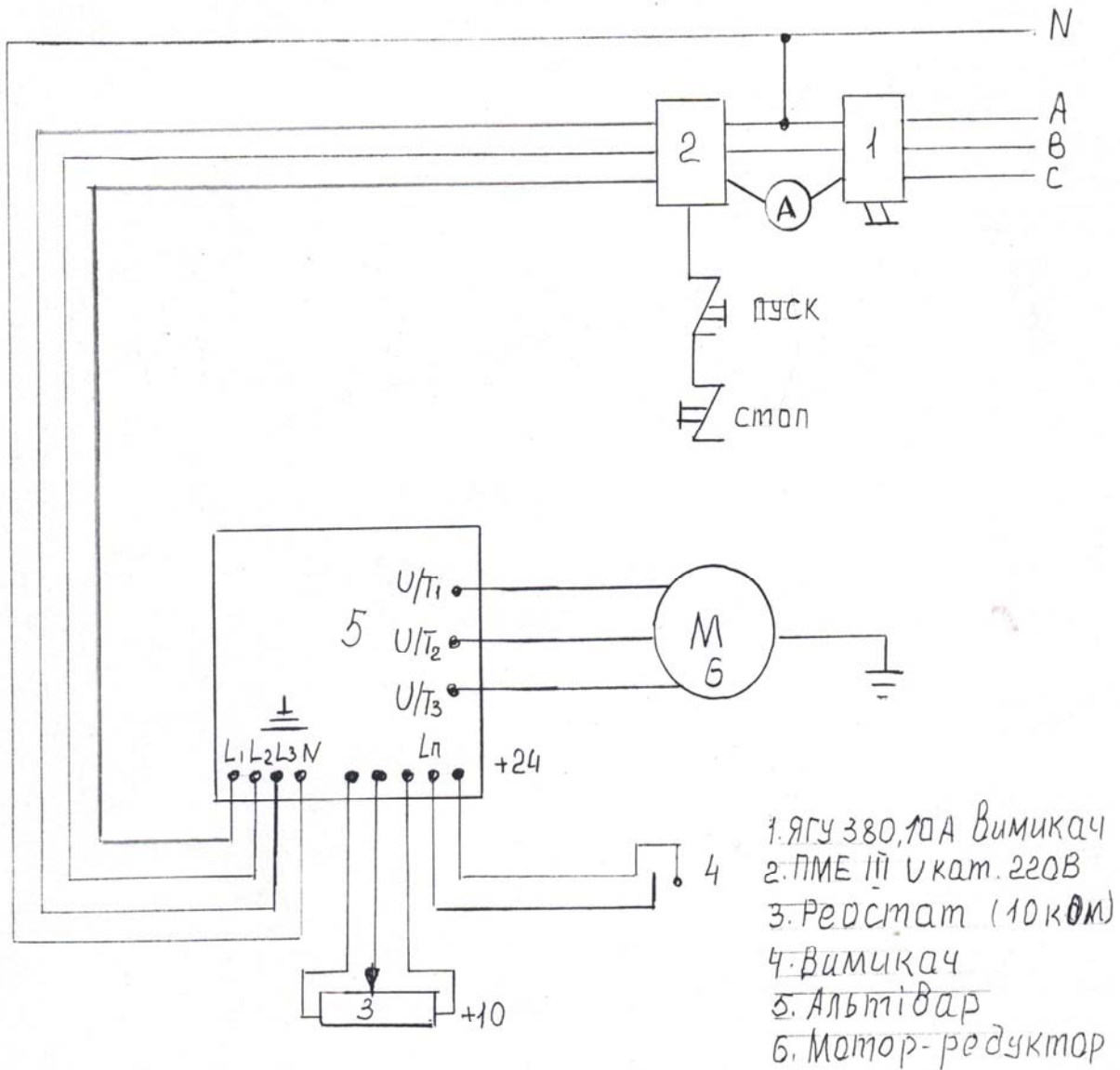


Рис.2 Схема підключення приборів системи пуску та регулювання обертів шнекового живильника

Продовження додатку В3

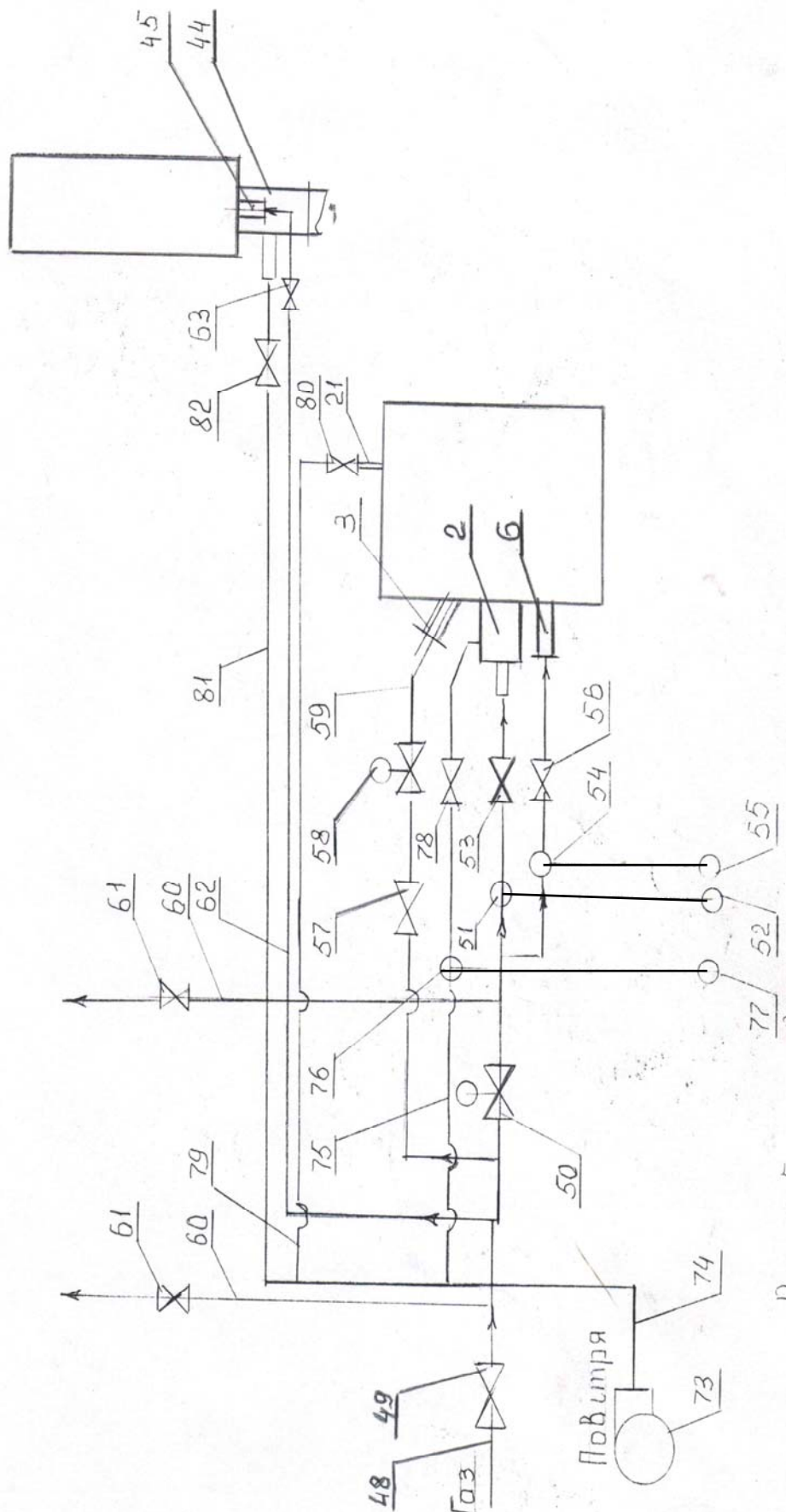
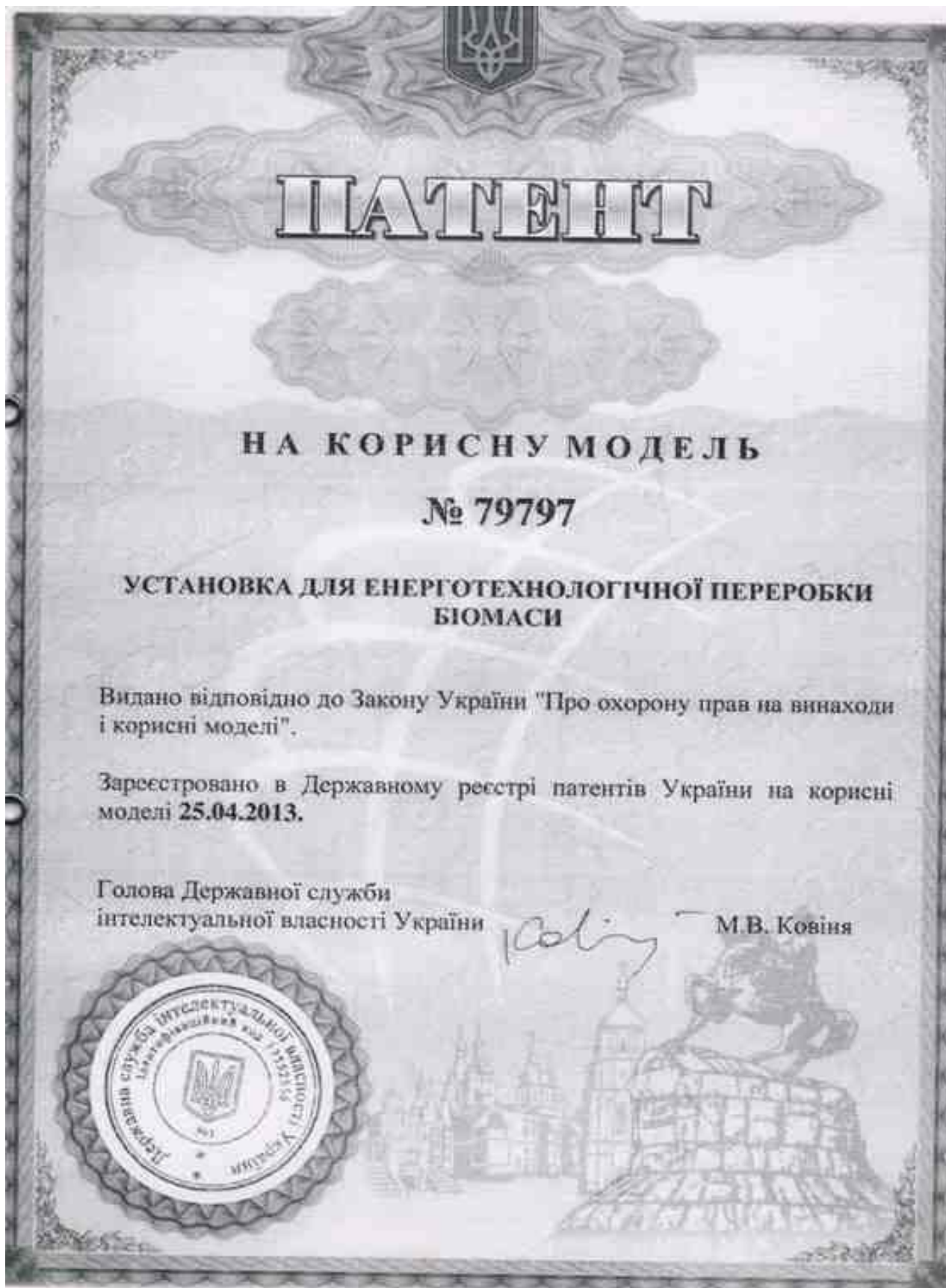


Рис.3 Газо-повітряна система установки

Додаток В4

Патент на корисну модель. Установа для енерготехнологічної переробки біомаси



Продовження додатку В4

(11) **79797**(19) **UA**(51) **МПК (2013.01)
С10В 51/00**(21) Номер заявки: **u 2012 14465**(22) Дата подання заявки: **17.12.2012**(24) Дата, з якої є чинними права на корисну модель: **25.04.2013**(46) Дата публікації відомостей про видачу патенту та номер бюлетеня: **25.04.2013, Бюл. № 8**(72) Винахідники:
**Білека Борис Дмитрович,
UA,
Погожев Володимир
Миколайович, UA,
Скляренко Євген
Валентинович, UA**(73) Власник:
**ІНСТИТУТ ТЕХНІЧНОЇ
ТЕПЛОФІЗИКИ НАН УКРАЇНИ,
вул. Желябова, 2-а, м. Київ-
057, 03057, UA**

(54) Назва корисної моделі:

УСТАНОВКА ДЛЯ ЕНЕРГОТЕХНОЛОГІЧНОЇ ПЕРЕРОБКИ БІОМАСИ

(57) Формула корисної моделі:

Установка для енерготехнологічної переробки біомаси, що включає технологічну топку, в якій розташована двоходова камера піролізу шнекового типу із зовнішнім обігрівом, що має камеру сухої перегонки і камеру прокалювання, завантажувальні і розвантажувальні пристрої, а також систему відведення горючого газу, яка відрізняється тим, що камера прокалювання має дві зони відновлювання довжиною 1,2-1,5 діаметра шнека, які утворюються в місцях розриву його витка, з яких одна зона відновлювання сполучена перехідним патрубком з камерою сухої перегонки, а друга зона відновлювання - з патрубком подачі додаткового дуття, а вхідний газовий патрубок системи відведення горючого газу розташовано між зонами відновлювання.

Додаток В5

Патент на корисну модель. Спосіб використання біомаси для отримання теплоти



Продовження додатку В5

(11) **41705**

(19) **UA** (51) МПК (2009)
F23B 90/00

(21) Номер заявки: **u 2008 09636** (72) Винахідники:
Носач Вільям Григорович
(UA),
Скляренко Євген
Валентинович (UA)

(22) Дата подання заявки: **23.07.2008**

(24) Дата, з якої є чинними
права на корисну модель: **10.06.2009**

(46) Дата публікації відомостей
про видачу патенту та
номер бюлетеня: **10.06.2009,
Бюл. № 11** (73) Власник:
ІНСТИТУТ ТЕХНІЧНОЇ
ТЕПЛОФІЗИКИ
НАЦІОНАЛЬНОЇ АКАДЕМІЇ
НАУК УКРАЇНИ,
вул.Желябова, 2а, м.Київ-57,
03057

(54) Назва корисної моделі:
СПОСІБ ВИКОРИСТАННЯ БІОМАСИ ДЛЯ ОТРИМАННЯ ТЕПЛОТИ

(57) Формула корисної моделі:

1. Спосіб використання біомаси для отримання теплоти, в якому біомасу піддають піролізу з отриманням пірогазу і деревного вугілля та їх наступним спалюванням у шаровій топці, який відрізняється тим, що отримане деревне вугілля подрібнюють до пилоподібного стану перед спалюванням у пиловугільній топці.
2. Спосіб за п. 1, який відрізняється тим, що перед спалюванням отримане деревне вугілля змішують з низькосортним кам'яним вугіллям, а одержану суміш подрібнюють.
3. Спосіб за пп. 1 та 2, який відрізняється тим, що отриманий пірогаз спалюють з пилоподібним деревним вугіллям.
4. Спосіб за п. 1 та 3, який відрізняється тим, що отриманий пірогаз спалюють з сумішшю пилоподібного деревного вугілля та низькосортного кам'яного вугілля.

Додаток В6

Акт про впровадження матеріалів дисертаційної роботи

Затверджую

Зав.кафедрою хімії і хімічної технології
 Інституту екологічної безпеки
 Національного авіаційного університету
 докт хім.наук, професор

 Чумак В.Л.
 «_10_»_жовтня_ 2016р.

АКТ

**про впровадження в навчальному процесі матеріалів
 кандидатської дисертаційної роботи
 Скляренка Євгена Валентиновича**

В навчальному процесі кафедри хімії і хімічної технології Інституту екологічної безпеки Національного авіаційного університету (НАУ) під час розробки лекційного матеріалу для студентів спеціальності 7.05130105 – хімічна технологія палива та вуглецевих матеріалів були впроваджені такі матеріали кандидатської дисертації Є.В.Скляренка:

- матеріали аналізу сучасного стану використання рослинної біомаси в паливному балансі України і методи її термохімічної конверсії в піролізний газ і біовуглець;
- матеріали по новій технології і конструктивній будові енерготехнологічної установки для термохімічної конверсії рослинної біомаси в піролізний газ і біовуглець;
- зразки біовуглецю для практичного застосування в навчальному процесі по його активації для отримання сорбентів і визначення їх характеристик.

Доцент кафедри хімії і хімічної технології
 канд.хім. наук



 Підпис: І.І.Войтко І.І.Войтко
 З а с в і д ч у ю
 Вчений секретар
 Національного авіаційного університету
 Г. Стетько