

УДК 631.731

Д. В. Степанов, к. т. н.;

Л. А. Боднар, бакалавр

ТЕПЛООБМІННІ ПРИСТРОЇ В СИСТЕМІ БІОКОНВЕРСІЇ

Розглянуто різні варіанти конструкцій теплообмінників в системі біоконверсії. Виявлено найбільш оптимальний варіант теплообмінника. Досліджено його характеристики для кліматичних умов України.

В Україні особливої актуальності набувають нетрадиційні джерела енергії, серед яких значний інтерес викликає біогаз. Оскільки біогаз отримується в процесі анаеробної ферментації органічної маси, в тому числі відходів, то використання цієї біотехнології дає можливість вирішити комплексно енергетичну, екологічну і економічну проблему, а також забезпечити високу культуру виробництва [1].

Але, з огляду на закордонний досвід проектування та експлуатації установок анаеробної біоконверсії недостатня увага до таких теплотехнічних питань, як підтримання сталого температурного режиму, якість теплоізоляції біореакторів тощо призводить до суттєвого зниження рентабельності установок [2].

Температура в середині реактора — один з найважливіших параметрів, що визначає швидкість процесу ферментації і, відповідно, продуктивність біогазової установки. Метанове зброджування може відбуватись в таких температурних режимах: психрофільному ($20\text{ }^{\circ}\text{C}$ і нижче); мезофільному ($33 \pm 2,8\text{ }^{\circ}\text{C}$); термотолерантному ($40 \pm 1,5\text{ }^{\circ}\text{C}$); термофільному ($53 \pm 1\text{ }^{\circ}\text{C}$) [3]. Крім того під час експлуатації біогазової установки необхідно забезпечити стабільний температурний режим за умов різних температур навколишнього середовища і коливання температур в реакторі не повинно виходити за вищенаведені діапазони. Забезпечення такого режиму можливе за умов застосування ефективних теплообмінних пристроїв з великими поверхнями теплообміну, оскільки температурні напори незначні.

На сьогоднішній день відомо багато можливих способів підведення теплової енергії до біогазової установки: винесені та внутрішні рекуперативні теплообмінні пристрої; безпосереднє введення струменів гарячої води, пари, підігрітого біогазу в об'єм реактора тощо.

Винесені рекуперативні теплообмінники вимагають використання додаткового насосного обладнання для циркуляції субстрату, що суттєво зменшує енергетичну ефективність біогазової установки. Внутрішні теплообмінні поверхні мають меншу інтенсивність тепловіддачі, вимагають використання корозійностійких матеріалів, ускладнюють компоновку та обслуговування реактора. Підігрів струменями пари і гарячої води приводить до підвищення коефіцієнта теплопередачі, але збільшуються витрати на додаткове осушування біогазу. Підігрів субстрату струменями попередньо підігрітого біогазу вимагає використання потужного компресорного обладнання.

Експериментальні дослідження, проведені авторами [4] показали, що власні потреби в тепловій енергії складають (% від виробленої з біогазом енергії):

- підігрів середовища біореактора паром, яка рухається по змійовиковому теплообміннику — 98 %;
- підведення струменів пари в об'єм реактора і додаткової енергії через вбудований теплообмінник — 43 %, але відбувалось зменшення виходу біогазу;
- попередній підігрів чергової порції субстрату ззовні реактора за рахунок утилізації теплоти відхідних газів котла і підведення теплової енергії для термостабілізації реактора з гарячою водою в змійовиковому теплообміннику — 72 %.

Метою даної роботи є дослідження впливу конструкції теплообмінника на характеристики системи теплотапобезпечення реальної біогазової установки, а також дослідження показників оптимального варіанта.

Біогазова установка складається з двох горизонтальних циліндричних сталевих біогазових реакторів діаметром 1,5 м і довжиною 5 та 6 м, водогрійного котла, ємностей для підігріву субстрату і підігріву води.

Для реальної біогазової установки розроблені математичні моделі чотирьох конструкцій: 1) вбудований в нижню частину реактора змійовиковий теплообмінник, по якому рухається гаряча вода; 2) вбудований в об'єм реактора теплообмінник для димових газів; 3) трубний теплообмінник розташований під реактором, в якому рухається гаряча вода; 4) виносний рекуперативний теплообмінник типу «труба в трубі», в якому вода нагріває частину субстрату, що відбирається з реактора.

В процесі побудови математичних моделей використані залежності та обмеження описані в [5, 6]. Крім того використані відомі критеріальні формули для визначення тепловіддачі в умовах вимушеної та вільної конвекції [7].

Всі варіанти розраховані для однакових початкових умов: температура навколишнього середовища $2\text{ }^{\circ}\text{C}$; температура в реакторах $35\text{ }^{\circ}\text{C}$; теплопровідність стінки реакторів $45\text{ Вт}/(\text{м}\cdot\text{К})$; товщина теплоізоляційного шару $0,08\text{ м}$; теплопровідність теплоізоляції $0,05\text{ Вт}/(\text{м}\cdot\text{К})$; температура гарячої води на вході в теплообмінник $70\text{ }^{\circ}\text{C}$; параметри димових газів відповідають спалюванню біогазу з коефіцієнтом надлишку повітря $2,0$; температура газів на вході в теплообмінник $650\text{ }^{\circ}\text{C}$; діаметри трубних водяних теплообмінників $0,03\text{ м}$; діаметр каналу димових газів $0,1\text{ м}$; діаметр внутрішнього каналу для субстрату теплообмінника типу «труба в трубі» $0,04\text{ м}$, а зовнішнього каналу для гарячої води $0,05\text{ м}$.

Як показали розрахунки, для варіанту трубного теплообмінника в повітряному прошарку під реакторами необхідна площа поверхні нагріву складає $4,17\text{ м}^2$, а коефіцієнт теплопередачі $8,44\text{ Вт}/(\text{м}^2\cdot\text{К})$. Показники вбудованого трубного теплообмінника, по якому рухається гаряча вода, відповідно $3,19\text{ м}^2$ і $17,42\text{ Вт}/(\text{м}^2\cdot\text{К})$. За умов застосування теплообмінника типу «труба в трубі» площа нагріву $5,65\text{ м}^2$, коефіцієнт теплопередачі $22\text{ Вт}/(\text{м}^2\cdot\text{К})$. Для варіанту теплообмінника, де теплоносієм є димові газы, відповідно $0,584\text{ м}^2$ та $10,6\text{ Вт}/(\text{м}^2\cdot\text{К})$.

Особливістю теплообмінників двох останніх варіантів, на відміну від інших є те, що вони забезпечують не тільки покриття тепловтрат через огороження реакторів, але й підігрів свіжої порції сировини до температури зброджування в реакторі.

Аналізуючи результати, можна сказати, що найдоцільнішим є використання трубного теплообмінника під реакторами, оскільки з незначно більшою поверхнею теплообміну такий варіант є найпростішим за конструкцією та в експлуатації.

Для умов вбудованого в об'єм реактора теплообмінника на початку експлуатації слід очікувати кращий теплообмін і меншу необхідну площу поверхні нагріву, але з часом може виникнути шар шламу на поверхні, який погіршить коефіцієнт теплопередачі.

Теплообмінник «труба в трубі» металосмийний, має складну компоновку, потребує додаткової кількості теплоізоляції та нагнітального пристрою для циркуляції субстрату.

При використанні димових газів для обігріву реактора площа поверхні теплообміну невелика, проте висока температура стінки може негативно впливати на життєдіяльність метаноутворювальних бактерій, а отже, і на вихід біогазу. Також необхідно організувати перемішування субстрату, оскільки виникає нерівномірність температур субстрату в реакторі.

Для оптимального варіанта системи теплотабезпечення біогазової установки проведено дослідження впливу опору теплоізоляції з теплопровідністю $0,05\text{ Вт}/(\text{м}\cdot\text{К})$ на витрату біогазу для термостабілізації біореакторів (рис. 1).

Згідно з розрахунками біотехнологічних процесів в біореакторах питомий вихід біогазу з одиниці об'єму реактора складає $1...1,5\text{ м}^3/(\text{м}^3\cdot\text{добу})$.

Таким чином, середній добовий вихід біогазу складе $19...27\text{ м}^3/\text{добу}$. Тобто за відсутності шару теплоізоляції реактора в максимальному зимовому режимі ($t_{\text{nc}} = -20\text{ }^{\circ}\text{C}$) на термостабілізацію буде витрачатись $70...95\%$ виробленого біогазу, а якщо товщина теплоізоляції 100 мм лише $22...32\%$. Аналогічно для літнього ре-

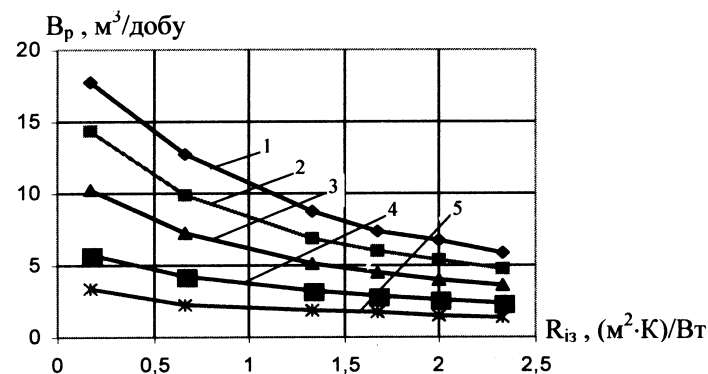


Рис. 1. Залежність витрати біогазу V_p на термостабілізацію реактора від опору ізоляції $R_{\text{із}}$ для температури навколишнього середовища t_{nc} : 1) $-20\text{ }^{\circ}\text{C}$; 2) $-10\text{ }^{\circ}\text{C}$; 3) $0\text{ }^{\circ}\text{C}$; 4) $10\text{ }^{\circ}\text{C}$;

жиму (20 °С) витрати біогазу на термостабілізацію реактора складають відповідно 13...18,5 % та 7,5...10,5 %.

Зіставлення витрат на теплообмінник і теплоізоляцію реакторів з витратами на біогаз, що треба спалювати для термостабілізації, дозволило визначити опір теплоізоляції, що близький до оптимального (рис. 2).

В процесі розрахунку вартість біогазу перерахована за теплою згорання і вартістю природного газу для населення.

Вартість теплоізоляційного матеріалу 150 грн/м³, вартість металу 1000 грн/т, витрати на монтаж та налагоджування 25 % від вартості матеріалів. Питомий вихід біогазу 1 м³/(м³·добу). Термін роботи системи термостабілізації прийнятий 5 років.

Результати розрахунків показали, що близька до оптимальної товщина теплоізоляції складає 70...90 мм.

Висновки

Згідно з вітчизняним та закордонним досвідом раціональний вибір теплообмінних пристроїв та товщини теплоізоляції реакторів біогазових установок значною мірою визначає доцільність створення та ефективність використання анаеробної біоконверсії органічних речовин. Питання вибору способу підведення теплоти до біореактора в літературі мало досліджені. Тому для умов України математичне моделювання процесів теплообміну в таких системах є актуальним.

Аналіз результатів числових експериментів для чотирьох конструкцій теплообмінних пристроїв систем термостабілізації на базі реальної біогазової установки виявив, що найоптимальнішим є варіант влаштування трубної теплообмінної поверхні, по якій рухається гаряча вода, під біореакторами. Такий теплообмінник зручний в обслуговуванні, і найбільше відповідає особливостям процесу анаеробної біоконверсії, оскільки підтримує достатньо рівномірний розподіл температур в біореакторі.

Числові дослідження вищевказаного варіанта показали, що якісна теплоізоляція біореакторів (товщиною 70...90 мм) зменшує витрати біогазу на термостабілізацію в 1,24...4,32 рази і складає до 32 %, якщо температура навколишнього середовища — 20 °С, і відповідно 10,5 % при +20 °С.

СПИСОК ЛІТЕРАТУРИ

1. Гелетуха Г. Г., Марценюк З. А. Энергетический потенциал биомассы в Украине // Пром. теплотехника. — 1998. — № 4. — С. 52—55.
2. Нинс Е.-Дж. Успехи и недостатки биогазовых установок в Европе. Парадокс тщательно разработанной технологии / Доклады научно-технической конференции. Университет г. Лувен, Бельгия. Секция биотехники. — 1990. — С. 150—59.
3. Семененко И. В. Проектирование биогазовых установок. — К.: Техніка, 1992.—346 с.
4. Дубровский В. С., Виестур У. Э. Метановое сбраживание сельскохозяйственных отходов. — Рига : Зинатне, 1988. — 204 с.
5. Степанов Д. В. Моделювання системи термостабілізації реактора біогазової установки // Вісник ВПІ. — 2000. — № 6. — С. 25—29.
6. Ткаченко С. Й., Степанов Д. В., Резидент Н. В. Залежності для оцінки значень коефіцієнтів тепловіддачі в системах термостабілізації біогазового реактора // Вісник ВПІ. — 2004. — № 2. — С. 65—70.
7. Исаченко В. П. и др. Теплопередача. Учебник для вузов, изд. 3-е, перераб. и доп. — М.: Энергия, 1975. — 488 с.

Рекомендована кафедрою теплоенергетики

Надійшла до редакції 2.11.04.
Рекомендована до друку 15.11.04.

Степанов Дмитро Вікторович — доцент кафедри теплоенергетики; **Боднар Лілія Анатоліївна** — магістрант Інституту магістратури, аспірантури та докторантури.

Вінницький національний технічний університет

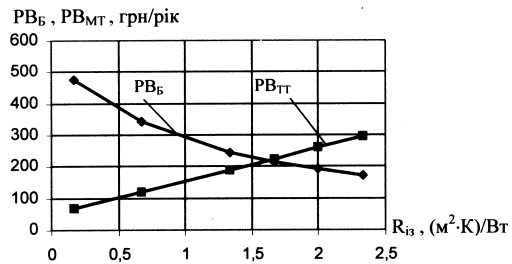


Рис. 2. Залежність річних витрат на термостабілізацію реактора від опору ізоляції R_{із}: 1 — витрати на біогаз РВБ; 2 — витрати на теплообмінник та теплоізоляцію реактора РВТТ