

УДК 664.2.032.1

Золотовская Е.В.*(Днепропетровский государственный аграрный университет)***Слипченко Н.В.****Сайко Е.Н.***(Днепродзержинский государственный технический университет)*

ОПТИМИЗАЦИЯ ПРОЦЕССА ТЕПЛОМАССОБМЕНА ДИСПЕРСНОГО МАТЕРИАЛА В ПОТОКЕ ТЕПЛОНОСИТЕЛЯ

У статті представлена технологія отримання паливного газу з відходів рослинної біомаси шляхом термічної обробки для подальшого використання у промисловому виробництві. Наведена оптимізацій-на задача, яка дозволяє прогнозувати рівень значення параметрів.

The technology of reception of fuel gas from vegetative biomass waste by its thermal decomposition for further use in industrial production is presented in this article. The optimization task, which allows to predict the level of parameters values, is shown.

Введение

Растущая потребность промышленности в энергии приводит к увеличению потребления ископаемых топливно-энергетических ресурсов и соответственно к увеличению выбросов в атмосферу продуктов сгорания, в том числе парниковых газов. Замена ископаемого топлива на нетрадиционные источники энергии, в частности на биомассу, может привести к снижению объемов парниковых газов и экономии традиционных видов топлива.

В промышленности, сельском хозяйстве всё больший интерес вызывает использование нетрадиционных источников энергии, к которым можно отнести биогаз, полученный путём термической обработки отходов сельского хозяйства, в частности перерабатывающих предприятий.

Преобразование биомассы в биотопливо осуществляется различными термохимическими и биохимическими способами.

Каждый из способов переработки имеет преимущества и недостатки. Так, например, технологии ферментации биомассы основывается на способности микроорганизмов расщеплять простые сахара в отсутствие кислорода до этанола и диоксида углерода. Однако при этом происходят технологические процессы, требующие применения концентрированных кислот для ускорения гидролиза. В связи с этим возникает необходимость в использовании дополнительных специальных конструкционных материалов. Также стоимость получения продукта ферментации в настоящее время еще очень высока, а разработанные на их основе процессы малопроизводительны.

С помощью технологий анаэробного сбраживания сельскохозяйственных и органических бытовых отходов можно получить биогаз с высоким содержанием метана. Однако производство его, базирующееся на локальных ресурсах сырья, как правило, невелико. Кроме того, анаэробное сбраживание является периодическим процессом, и состав получаемого газа трудно контролировать.

Термохимическая газификация представляет собой процесс частичного окисления углеродсодержащего сырья в диапазоне температур 300-1300°C. При температуре 300°C в присутствии кислорода образуется в основном диоксид углерода. При повышении температуры получается смесь газов, в которой помимо CO₂ присутствуют H₂, CH₄, CO и

тяжелые углеводороды. Однако выход газообразных продуктов при этом не превышает 40%(масс) на сырье. В связи с этим теплота сгорания полученного газа составляет 10-12 МДж/м³. Поэтому, несмотря на проводимые во многих странах исследования и конструкторские работы в этой области, процессы газификации биомассы пока не получили широкой промышленной реализации.

Наряду с прямым сжиганием и газификацией [1], окислительный пиролиз является одним из эффективных методов термической переработки растительной биомассы и одновременно одним из наименее развитых в Украине технологий энергетического использования биомассы. Данная технология позволяет получать качественное, экологически безопасное газообразное топливо из практически любого сырья, содержащего органические вещества, так как использование относительно низких температур означает, что в атмосферу попадает малое количество загрязнителей.

Анализ большого числа пиролизных установок различной конструкции показал, что многие из них не отвечают основным требованиям технологии пиролиза. В литературе [2] приводится описание получение топливного газа. Однако, приведенные способы и устройства имеют ряд недостатков. Это несовершенство технологических режимов с малым выходом газообразного топлива (30%-40% от массы органического вещества), осуществляемых без учета изменения влажности. Так же не рассматриваются теплообменные процессы при термическом разложении органического сырья. В работах [3,4] не предусмотрены меры оперативного реагирования на текущее изменение физико-механических свойств в потоке сырья и коррекции параметров технологического процесса пиролиза с целью достижения требуемых оптимальных результатов. Цель работы при производстве топливного газа – это решение оптимизационных задач, позволяющих прогнозировать уровень значений параметров, которые позволят повысить количество и качество пиролизного газа.

Результаты работы.

Для исследования технологического процесса окислительного пиролиза была создана опытная установка, представленная на рисунке 1.

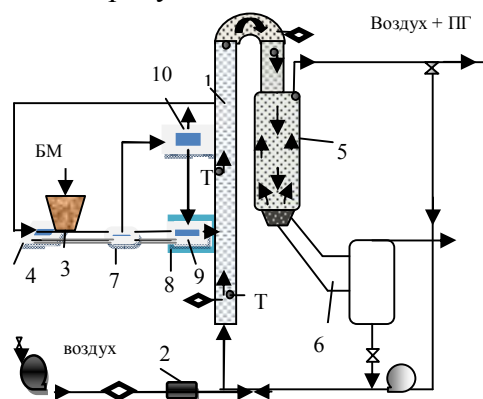


Рис.1 – Технологическая схема пиролизной установки

Установка представляет собой П-образную камеру пиролиза 2, внутренний диаметр которой равен 100 мм, а общая длина – 5,7 м. В нижнюю часть пиролизной камеры подается воздух, предварительно нагретый в электрокалорифере 1. Воздух проходит через слой керамических колец, что приводит к выравниванию профиля скоростей воздуха по сечению трубы. С помощью шнека-дозатора 3 в камеру пиролиза подаются отходы биомассы. Конструкция шнека-дозатора позволяет регулировать скорость подачи и обеспечивает герметичность загрузки. На входе камеры пиролиза устанавливается датчик поточного влагомера 7. Таким образом, сырье подаваемое шнеком-дозатором в зону нагрева 9 камеры удаления влаги 8, проходит при своем движении через зону действия датчика влажности 7. Электрический сигнал датчика влажности поступает в преобразователь 10, которые вырабатывает сигналы управления механизмом подачи 4 органического сырья.

В камере пиролиза организуется спутно-подъемное движение частиц и воздуха. Скорость воздушного потока превышает скорость витания частиц биомассы в 1,5-2 раза. В процессе движения газозвеси происходит сушка, нагрев и частичный пиролиз биомассы. На выходе из камеры установлен циклон 5, где происходит разделение газообразной и твердой фаз. Твердые частицы поступают в бункер циклона 6, где в плотном слое происходит дальнейшее выделение летучих компонентов, вплоть до полного разложения. Смесь воздуха и летучих продуктов пиролиза составляет 85% и удаляется с помощью дымососа в дымовую трубу, а 10% от общей газозвеси возвращается для обогащения получаемого газа, при этом повышая теплотворную способность. Для того, чтобы избежать конденсацию смол, входящих в состав летучих продуктов пиролиза, циклон, камеру пиролиза, бункер и трубопроводы по которым проходит топливный газ, выполнены теплоизолированными.

Предлагаемая технология позволяет получить пиролизный газ калорийностью 18,5 МДж для дальнейшего его сжигания в отопительных котлоагрегатах. Общая схема технологии показана на рис.2.

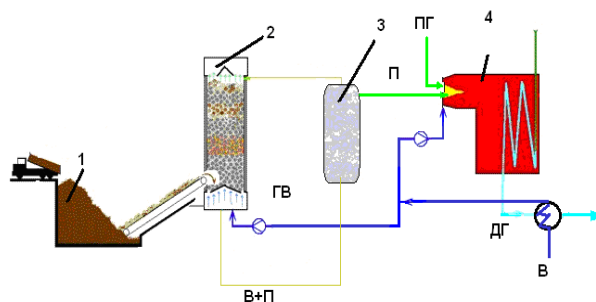


Рис. 2 – Общая схема получения топливного газа для отопительных котелен

На рис. 2 применены следующие обозначения: 1 – загрузка перерабатываемого сырья, 2 – энергоустановка, 3 – блок очистки и обогащения газа, 4 – котёл; В – воздух, ГВ – горячий воздух, П – пирогаз, ПГ – природный газ, ДГ – дымовые газы.

Нагрев биомассы приводит к удалению влаги (ярко выраженный эндотермический процесс), где влажность, в свою очередь, является одним из важных показателей состояния материалов растительного происхождения, используемых в экспериментальной установке при производстве биотоплива. Она влияет на такие показатели как время подогрева сырья, скорость витания частиц, суммарный выход летучих компонентов пиролиза, газопроницаемость слоя отходов и его гидравлическое сопротивление, расход воздуха и биомассы, начальная температура подогрева воздуха, удельный расход биомассы. Процесс пиролиза происходит при существенно изменяющемся давлении, поэтому при достижении предельной температуры возможно воспламенение частиц. Для поддержания необходимой температуры в пиролизной камере, необходимо обеспечить оптимальное соотношение значений теоретически необходимого количества воздуха и подаваемого сырья.

Процесс пиролиза и выход продуктов зависит от характеристик сырья и режимов процесса пиролиза.

В качестве показателей процесса были взяты летучие компоненты исследуемого газа: водород Y_1 , метан Y_2 , оксид углерода Y_3 , двуокись углерода Y_4 , азот Y_5 , тяжелые углеводороды Y_6 , сероводород Y_7 .

В качестве факторов, влияющих на показатели Y , использованы количество воздуха X_1 , температура воздуха X_2 , влажность материала X_3 и перепад давления воздуха X_4 .

В режимах пиролиза главную роль играет процесс разложения биомассы с выделением летучих компонентов, таких как водород Y_1 , метан Y_2 и частично тяжелых углеводородов Y_6 . Поскольку на выход летучих, кроме температуры – X_1 , оказывают влияние X_1 -количество воздуха, X_3 -влажность, X_4 -давление, то очевидно, что управлять интенсивностью



масоотдачі можна изменением параметров X_1, X_3, X_4 . Для построения регрессионных уравнений применены ортогональные композиционные планы второго порядка с ядром 2^4 . Так как регрессионные зависимости для всех показателей оказались адекватными (проверка по критерию Фишера), то это позволило использовать их для управления процессом разложения с целью его оптимизации. В качестве функции цели взято количество водорода Y_1 в пиролизном газе, остальные показатели включены в ограничения. В результате получена следующая оптимизационная модель выхода смеси пирогаза.

$$\left\{ \begin{aligned} \max Y_1 &= 4,124 - 0,3312X_1 + 0,1X_2 - 0,315X_3 - 0,1415X_4 - 1,0455X_1^2 - 0,7952X_2^2 - \\ & - 0,2935X_3^2 - 0,7933X_4^2 - 0,5562X_1X_2 - 0,9512X_1X_3 - 0,933X_1X_4 - 0,1071X_2X_3 \\ Y_1 &= 2,4334 - 0,1319X_1 + 0,0634X_2 - 0,2551X_3 - 0,5382X_4 - 0,764X_1^2 - 0,514X_2^2 - \\ & - 0,637X_3^2 - 0,514X_4^2 + 0,1251X_1X_2 - 0,6062X_1X_3 - 0,0987X_1X_4 \geq 16,7 \\ Y_2 &= 4,132 - 0,1574X_1 + 0,0713X_2 - 0,2484X_3 - 0,95989X_4 - 0,9307X_1^2 - 0,961X_2^2 - \\ & - 0,554X_3^2 - 0,595X_4^2 - 0,1059X_1X_2 - 0,759X_1X_3 - 0,188X_1X_4 - 0,095X_2X_3 \geq 20,8 \\ Y_3 &= 3,6176 + 0,3233X_1 - 1,1171X_2 + 0,2184X_3 - \\ & - 0,5341X_4 + 0,9044X_1^2 + 0,6554X_2^2 + 0,7794X_3^2 + 0,7669X_4^2 - 0,0344X_1X_2 - 0,0794X_1X_3 - \\ & - 0,4144X_1X_4 - 0,0906X_2X_3 + 0,122X_2X_4 - 0,359X_3X_4 \leq 19,12 \\ Y_4 &= 0,1997 + 0,0184X_1 - 0,087X_2 + 0,0075X_3 - 0,4082X_4 + 0,56X_1^2 + 0,0441X_2^2 + \\ & + 0,015X_3^2 - 0,015X_4^2 - 0,017X_1X_2 \leq 2,19 \\ Y_5 &= 3,2531 + 0,075X_1 + 0,462X_2 - 0,2996X_3 - 0,331X_4 - 0,6334X_1^2 - 0,581X_2^2 - 0,254X_3^2 - \\ & - 0,444X_4^2 + 0,094X_1X_2 - 0,1025X_1X_3 - 0,0775X_1X_4 \geq 15,54 \\ Y_6 &= 0,4483 + 0,0136X_1 - 0,0071X_2 - 0,0703X_3 + 0,0933X_4 + 0,12X_1^2 - 0,075X_2^2 - \\ & - 0,057X_3^2 - 0,1365X_4^2 \geq 2,65 \end{aligned} \right.$$

Параметры Y_i летучих связаны между собой, причем эта связь более или менее тесная. Это проявляется в виде тенденции, то есть при равномерном увеличении водорода (Y_1) в среднем будет сопутствовать пропорциональное увеличение метана (Y_2) и C_nH_m (Y_6). Поэтому необходимо количественно оценить меру стохастической связи между компонентами, то есть уровень их взаимной корреляции.

Численные значения ограничений приняты после суммирования средних величин с интервалами разбросов. Учитывая принятые допущения, функция Лагранжа примет следующий вид

Для водорода
 $L_1 = Y_1 + \lambda_1(Y_2 + X_3 + 20,8) + \lambda_2(Y_4 + X_6 - 19,2) + \lambda_3(Y_5 + X_7 + 15,54)$

Для метана
 $L_2 = Y_2 + \lambda_1(Y_3 + X_5 + 20,8) + \lambda_2(Y_4 + X_6 - 19,2) + \lambda_3(Y_5 + X_7 + 15,54)$

Для тяжёлых углеводородов
 $L_3 = Y_6 + \lambda_1(Y_3 + X_5 + 20,8) + \lambda_2(Y_4 + X_6 - 19,2) + \lambda_3(Y_5 + X_7 + 15,54)$

Для определения оптимальных значений X_k получены системы уравнений

$$\left\{ \begin{aligned} \frac{\partial L_1}{\partial X_1} &= -0,332 - 1,08X_1 - 0,666X_2 - 0,63X_3 - 0,094X_4 - 0,16X_1 - 1,66X_1\lambda_1 - 0,11X_2\lambda_1 - \\ & - 0,76X_3\lambda_1 - 0,185X_4\lambda_1 + 0,31\lambda_2 + 0,13X_2\lambda_2 - 0,084X_3\lambda_2 - 0,079X_4\lambda_2 + 0,02\lambda_3 + \\ & + 0,006X_1\lambda_3 - 0,02X_2\lambda_3 = 0 \\ \frac{\partial L_2}{\partial X_2} &= 0,1 - 1,59X_2 - 0,55X_3 - 0,12X_4 + 0,07\lambda_1 - 1,46X_2\lambda_1 - 0,11X_3\lambda_1 - 0,095\lambda_2X_1 - \\ & - 1,12\lambda_2 + 1,3X_3\lambda_2 - 0,09X_4\lambda_2 - 0,087\lambda_3 = 0 \\ \frac{\partial L_3}{\partial X_3} &= 0,32 - 0,6X_3 - 0,90X_4 + 0,12X_2 - 0,25\lambda_1 - 1,11X_3\lambda_1 - 0,76X_4\lambda_1 + 0,2\lambda_2 + \\ & - 1,56X_2\lambda_2 - 0,03X_4\lambda_2 + 0,0075\lambda_3 + 1,12X_2\lambda_3 + 0,075X_4\lambda_3 - 0,017X_2\lambda_3 = 0 \\ \frac{\partial L_4}{\partial X_4} &= -0,14 - 1,6X_4 - 0,1X_1 - 0,56X_2 - 1,112X_3 - 0,185X_4\lambda_1 - 0,095X_2\lambda_1 - 0,53\lambda_2 + \\ & - 1,53X_3\lambda_2 - 0,41\lambda_3 + 0,05X_1\lambda_3 - 0,02X_2\lambda_3 - 0,02X_3\lambda_3 = 0 \end{aligned} \right. \tag{1}$$



$$\left\{ \begin{aligned} \frac{\partial L_1}{\partial X_1} &= -0,137 - 0,15X_1 + 0,115X_2 - 0,405X_3 - 0,16X_4 - 0,16X_1X_2 - 0,11X_1X_3 - \\ & 0,76X_1X_4 - 0,195X_1X_2 + 0,32X_2 + 0,19X_1X_3 - 0,094X_1X_4 - 0,075X_1X_3 + 0,02X_1 \\ & + 0,016X_1X_4 - 0,02X_1X_3 = 0 \\ \frac{\partial L_1}{\partial X_2} &= 0,063 - 0,1X_1 + 0,125X_2 - 0,1X_3 + 0,07X_4 - 0,116X_1X_2 - 0,11X_1X_3 - \\ & 0,085X_1X_4 - 1,12X_2 + 1,3X_3X_4 - 0,084X_1X_3 - 0,087X_1X_4 = 0 \\ \frac{\partial L_1}{\partial X_3} &= -0,26 - 1,3X_1 - 0,606X_2 - 0,1X_4 - 0,25X_1 + 1,56X_1X_2 - 0,759X_1X_3 + 0,25X_1 + \\ & 1,56X_1X_4 - 0,08X_1X_2 + 0,007X_1 + 1,112X_1X_4 + 0,016X_1 - 0,017X_1 = 0 \\ \frac{\partial L_1}{\partial X_4} &= -0,44 - 1,08X_1 - 0,56X_2 - 1,11X_1X_2 - 0,185X_1X_3 - 0,085X_1X_4 - 0,53X_1 + \\ & 1,54X_1X_2 - 0,41X_1 + 0,044X_1X_2 - 0,018X_1X_3 - 0,017X_1X_4 = 0 \end{aligned} \right. \quad (2)$$

$$\left\{ \begin{aligned} \frac{\partial L_2}{\partial X_1} &= 0,075 - 1,39X_1 - 0,284X_2 - 0,044X_3 + 0,095X_4 - 0,16X_1 - 1,56X_1X_2 - 0,11X_1X_3 - \\ & 0,76X_1X_4 - 0,195X_1X_2 + 0,32X_2 + 1,3X_3X_4 - 0,084X_1X_3 - 0,075X_1X_4 + 0,02X_1 + \\ & 0,016X_1X_4 - 0,02X_1X_3 = 0 \\ \frac{\partial L_2}{\partial X_2} &= 0,442 - 1,16X_1 - 0,284X_2 - 0,1X_3 + 0,07X_4 - 1,16X_1X_2 - 0,11X_1X_3 - 0,085X_1X_4 - \\ & 1,112X_2 + 1,3X_3X_4 - 0,075X_1X_3 - 0,087X_1X_4 = 0 \\ \frac{\partial L_2}{\partial X_3} &= -0,26 - 0,04X_1 - 0,1X_2 - 0,08X_3 - 0,25X_1 + 1,56X_1X_2 - 0,075X_1X_3 + 0,25X_1 + \\ & 1,56X_1X_4 - 0,08X_1X_2 + 0,0075X_1 + 1,112X_1X_4 + 0,016X_1 - 0,017X_1 = 0 \\ \frac{\partial L_2}{\partial X_4} &= -0,33 + 0,095X_1 - 0,08X_2 - 0,56X_3 - 1,112X_1X_2 - 0,185X_1X_3 - 0,085X_1X_4 - 0,53X_1 + \\ & 1,54X_1X_2 - 0,41X_1 + 0,044X_1X_2 - 0,018X_1X_3 - 0,017X_1X_4 = 0 \end{aligned} \right. \quad (3)$$

В результате решения данной системы уравнений (1-3) получена стационарная точка функции Лагранжа ($X_1=10,44\%$, $X_2=396^\circ\text{C}$, $X_3=3,35\%$, $X_4=0,153$).

Как видно, из представленных зависимостей, выразить показатель U_1 через $U_2, U_3, U_4, U_5, U_6, U_7$ сложно. Поэтому применялся регрессионный подход, то есть величина U_1 оценивалась при одних и тех же условиях. Из приведенных систем уравнений следует, что влажность материала (фактор X_3) оказывает наибольшее влияние на скорость выделения летучих компонентов, и её решено включить в модель в виде W^2 . Поэтому на мультиколлинеарность проверялась по методу Фаррара-Глобера [5] три системы уравнений. Корреляционная матрица между этими переменными имела вид:

$$R = \begin{pmatrix} 1 & 0,58 & -0,63 & -0,8 \\ 0,58 & 1 & -0,67 & -0,86 \\ -0,63 & -0,67 & 1 & 0,79 \\ -0,8 & -0,86 & 0,79 & 1 \end{pmatrix}$$

Так как

$$\begin{aligned} X_{p2} &= -[n - 1 - (2m + 5)/6] \ln|R| = 67, \\ X_{p2} &> X_{кр2}(6; 0,95) = 12,59 \end{aligned}$$

эта система мультиколлинеарна с достоверностью 0,95. Частные коэффициенты корреляции W^2 и U_2, U_3 оказались равными, соответственно, -0,6; -0,72, и значимо отличающимися от нуля. Поэтому рассматривались 3 системы уравнений: в системе (1) U_1 стремится к максимуму при ограничениях U_3, U_4, U_5 ; в системе (2) U_2 стремится к максимуму при ограничениях U_3, U_4, U_5 ; в системе (3) U_6 стремится к максимуму при ограничениях U_3, U_4, U_5 . Показатель U_7 не был связан с технологическими режимами пиролиза, так как зависит только от химического состава исходного сырья, поэтому U_7 из оптимизационной системы уравнений исключен.



Выводы

1. В результате исследований технологических режимов пиролиза биомассы было выявлено бурный распад биомассы с образованием газообразных продуктов в пределах температур 200 – 420°C.

2. Процесс пиролиза происходит при существенно изменяющемся давлении, поэтому при достижении предельной температуры возможно воспламенение частиц. Для поддержания необходимой температуры в пиролизной камере, необходимо обеспечить оптимальное соотношение значений теоретически необходимого количества воздуха и подаваемого сырья. Также, регулируя пульсации давления можно регулировать состав получаемой смеси газа с воздухом.

3. Предложенная методика и решение позволят прогнозировать интенсивность массообмена, а с помощью переменных X_1 , X_2 , X_3 , X_4 можно управлять данным процессом. Таким образом, полученные результаты дают основание утверждать, что оптимизировать параметры U_i можно не только повышением температуры, но и подбором исследуемых факторов.

Література

1. Гелетуха Г.Г. Современное состояние и перспективы развития биоэнергетики в Украине / Гелетуха Г.Г., Железна Т.А. // *Промышленная теплоэнергетика*. – 2005. – №1. – С. 78-85.
2. Карпенко Е.М. Основные этапы совершенствования способов сжигания твердых топлив и их наиболее перспективные современные направления / Карпенко Е.М., Мессерле В.Е., Перегудов В.С. // *Теплоэнергетика*. – 2003. – №12. – С. 42.
3. Кожурин В.Н. Пиролизный газ из отходов растениеводства / Кожурин В.Н. // *Энергообеспечение и энергоснабжение в сельском хозяйстве*. – 2006. – №4. – С. 319-324.
4. Стеблинин А.Н. Технология быстрого низкотемпературного превращения растительного сырья в жидкое топливо / Стеблинин А.Н., Миневиц И.Э. // *Энергообеспечение и энергоснабжение в сельском хозяйстве*. – 2006. – №4. – С. 345-349.
5. Хартман К. Планирование эксперимента в исследовании технологических процессов / Хартман К. – М.: Мир, 1977. – 552 с.