

Andrzej Białowiec

Tlenowa biostabilizacja odpadów komunalnych

Obliczenia projektowe i eksploatacyjne



Tlenowa biostabilizacja odpadów komunalnych

Andrzej Białowiec

Tlenowa biostabilizacja odpadów komunalnych

Obliczenia projektowe i eksploatacyjne



Autor
Andrzej Białowiec

Opiniodawcy:
prof. dr hab. inż. Jerzy Zwoździak
dr hab. inż. Eugeniusz Koda, prof. nadzw. SGGW

Redaktor merytoryczny
prof. dr hab. inż. Zygmunt Owskiak

Opracowanie redakcyjne i korekta
Elżbieta Winiarska-Grabosz

Zdjęcie na okładce
Adam Godzwa

DTP
Paweł Wójcik

Publikacja w wersji elektronicznej dostępna m.in. na platformach:
Dolnośląska Biblioteka Cyfrowa i e-Publikacje Nauki Polskiej

Monografie CCXI

© Copyright by Uniwersytet Przyrodniczy we Wrocławiu, Wrocław 2018

ISSN 2083-5531
ISBN 978-83-7717-281-0
DOI: 10.30825/1.4.2018

WYDAWNICTWO UNIwersYTETU PRZYRODNICZEGO WE WROCLAWIU

Redaktor Naczelny – prof. dr hab. inż. Andrzej Kotecki
ul. Sopocka 23, 50-344 Wrocław, tel. 71 328 12 77
e-mail: wyd@up.wroc.pl

Nakład 100 + 17 egz. Ark. wyd. 11,9 Ark. druk. 11,5

Kochanej Żonie Mai

Spis treści

Przedmowa	7
Wyjaśnienia	13
Spis stosowanych skrótów, oznaczeń i symboli	13
1. Gospodarka odpadami – wprowadzenie do biostabilizacji odpadów	21
2. Mechaniczno-biologiczne przetwarzanie odpadów	30
2.1. Ogólna charakterystyka	30
2.2. Uwarunkowania prawne	36
2.2.1. Spełnienie kryteriów najlepszej dostępnej techniki	36
2.2.2. Spełnienie kryteriów ustawy prawo ochrony środowiska	40
2.2.3. Spełnienie wymagań rozporządzenia Ministra Środowiska w sprawie mechaniczno-biologicznego przetwarzania zmieszanych odpadów komunalnych	41
3. Biostabilizacja tlenowa odpadów komunalnych	45
3.1. Wprowadzenie.	45
3.2. Charakterystyka	46
3.2.1. Fazy procesu	47
3.2.2. Przebieg procesu w ujęciu mikrobiologicznym	47
3.2.3. Podstawowa charakterystyka czynników wpływających na biostabilizację odpadów	50
3.2.3.1. Mikroorganizmy odpowiedzialne za biostabilizację tlenową odpadów	50
3.2.3.2. Czynniki oddziałujące na mikroorganizmy	52
4. Wskaźniki stopnia stabilizacji odpadów komunalnych	65
4.1. Ogólna charakterystyka wskaźników	65
4.2. Charakterystyka i znaczenie pomiaru aktywności oddechowej – AT_4	66
5. Obliczenia efektywności masowej instalacji MBP oraz parametrów technologicznych reaktorów do biostabilizacji odpadów komunalnych	71
5.1. Modelowanie efektywności masowej MBP odpadów komunalnych w zależności od przyjętej konfiguracji technologicznej	71

5.1.1. Rodzaje analizowanych instalacji	71
5.1.2. Założenia modelu bilansu masowego instalacji MBP odpadów	74
5.1.3. Wyniki modelowania bilansów masowych instalacji MBP	78
5.1.4. Podsumowanie modelowania bilansów masowych instalacji MBP	90
5.2. Projektowanie bioreaktorów do biostabilizacji tlenowej odpadów komunalnych	90
6. Modelowanie biostabilizacji tlenowej odpadów	96
6.1. Wprowadzenie	96
6.2. Modelowanie bioreaktorów z wymuszonym napowietrzaniem	97
6.2.1. Założenia do bilansu cieplnego	97
6.2.2. Założenia do bilansu masy	99
6.2.3. Parametry modelu	100
6.2.4. Zgodność modelu z danymi eksperymentalnymi	105
6.3. Modelowanie biostabilizacji odpadów w pryzmach przerzucanych	108
6.3.1. Budowa modelu BioDuCOM	109
6.3.2. Modelowanie transportu ciepła i masy	111
6.4. Wykorzystanie modelowania matematycznego w obliczeniach projektowych i eksploatacyjnych biostabilizacji odpadów	118
6.4.1. Symulacja przebiegu procesu biostabilizacji odpadów komunalnych w reaktorze laboratoryjnym	118
6.4.2. Obliczenia kinetyki rozkładu materii organicznej w warunkach operacyjnych	142
6.4.3. Modelowanie bilansu masy procesu biostabilizacji – przykłady obliczeń wstępnych	145
6.5. Podsumowanie	157
7. Sterowanie i eksploatacja procesu biostabilizacji odpadów	159
7.1. Wprowadzenie	159
7.2. Kontrola wsadu do reaktora	160
7.2.1. Kontrola jakości odpadów	160
7.2.2. Magazynowanie wsadu	164
7.3. Działania przygotowawcze w bioreaktorze po jego napełnieniu odpadami	164
7.4. Postępowanie w trakcie procesu biostabilizacji w bioreaktorze	165
8. Podsumowanie	173
9. Piśmiennictwo	176
Abstract	183
Streszczenie	184

Przedmowa

Odpady komunalne, z racji swojego pochodzenia oraz organicznej natury, potencjalnie stanowią źródło oddziaływania na środowisko. W wyniku rozkładu materii organicznej wydzielają się mogą różnorodne substancje, od prostych związków takich jak ditlenek węgla, metan, tlenek węgla, amoniak, siarkowodór, woda, po bardziej złożone, w tym kwasy organiczne, alkohole, aldehydy, różnego typu lotne związki organiczne i inne. Wiele z tych substancji powodować może uciążliwości odorowe, a także zagrożenia dla środowiska, życia i zdrowia ludzi. Stąd też dąży się do tego, aby ograniczać składowanie odpadów ulegających biodegradacji. Jednym z alternatywnych rozwiązań jest zastosowanie biostabilizacji w warunkach tlenowych. W Polsce biostabilizacja odpadów komunalnych stanowi główny filar systemu gospodarki odpadami. Jest to najczęściej stosowana metoda przygotowania odpadów do bezpiecznego dla środowiska składowania. Stąd też uzasadnionym jest przedstawienie zagadnień dotyczących znaczenia biostabilizacji odpadów w systemie gospodarki odpadami, a także uwarunkowań projektowania i eksploatacji instalacji biologicznego przetwarzania odpadów.

Gospodarka odpadami, jako jeden z elementów szeroko pojętej inżynierii środowiska, obejmuje rozbudowaną wiedzę dotyczącą zasad gospodarowania odpadami, hierarchii postępowania z odpadami, definicji odpadów, ich podziału i klasyfikacji, a także ich właściwości, produkcji oraz ponownego wykorzystania. W gospodarce odpadami omówić można również zagadnienia związane z logistyką, w tym gromadzenie (zbiórka nieselektywna, selektywna, zorganizowana, niezorganizowana, rodzaje pojemników, ...), systemy transportu odpadów (wymienny, niewymienny, transport pneumatyczny, hydrauliczny, transport na duże odległości, stacje transferowe, ...) oraz magazynowanie (przed unieszkodliwianiem, przed odzyskiem, przygotowanie odpadów do magazynowania, urządzenia prasujące, owijające, ...). Elementami gospodarki odpadami są też różnorodne techniki i technologie przetwarzania, obejmujące odzysk, w tym recykling i zagadnienia związane z utratą statusu odpadu (recykling materiałowy, recykling surowcowy, recykling organiczny, ...), oraz unieszkodliwianie. W ramach przetwarzania stosowane są różnorodne procesy, w tym mechaniczne (ręczne sortowanie, separacja optyczna, pneumatyczna, balistyczna, magnetyczna, indukcyjna, prasowanie, owijanie, rozdrabnianie, przesiewanie, ...), biologiczne (procesy rozkładu materii organicznej w warunkach tlenowych i beztlenowych), termiczne przekształcanie (spalanie, zgazowanie, piroliza). Procesy te mogą być ze sobą łączone, jak to ma miejsce w przypadku mechaniczno-biologicznego przetwarzania odpadów (MBP). W ramach MBP odpadów stosowane są procesy mechaniczne i biologiczne,

w tym biostabilizacji tlenowej, biostabilizacji beztlenowej oraz biosuszenia odpadów, przy czym jednym z kryteriów doboru technologii są docelowe właściwości stabilizatu – odpadu ustabilizowanego pod względem biologicznym. Często, w wyniku mechanicznego wydzielenia z odpadów komunalnych frakcji wysokokalorycznej, wytwarzane są ustandaryzowane paliwa stałe. System gospodarki odpadami umożliwia także konwersję odpadów w paliwa ciekłe i gazowe. Odpady stanowią zatem źródło energii i surowców, które efektywnie należy odzyskiwać i wykorzystywać. Część odpadów, których nie można poddać odzyskowi, kieruje się do unieszkodliwiania, a w ostateczności do składowania. Gospodarka odpadami obejmuje także składowanie odpadów. W tym zakresie rozpatrywać można różne typy składowisk, uwarunkowania prawne i technologiczne lokalizacji, budowy, eksploatacji oraz zamykania i rekultywacji składowisk odpadów. Działania związane z zagospodarowaniem odpadów stanowią wszelkie czynności, procedury, technologie, zmierzające do ograniczenia uciążliwości środowiskowych oraz zagrożeń życia i zdrowia ludzi wynikających z wytwarzania odpadów. Niemniej jednak same elementy gospodarki odpadami, stosowane techniki i technologie stanowią mogą źródło oddziaływań. Może to być zatem oddziaływanie instalacji i urządzeń do gromadzenia, transportu, magazynowania, mechanicznego przetwarzania, biologicznego przetwarzania, termicznego przekształcania czy też składowania odpadów, co obejmuje emisję gazów do atmosfery, produkcję ścieków i odcieków, zanieczyszczenie wód podziemnych, gleb oraz występowanie uciążliwości akustycznych.

Nadrzędnym celem gospodarki odpadami jest zatem utrzymanie określonego poziomu czystości środowiska przy zastosowaniu określonych procedur prawnych i logistycznych, technologii, technik i urządzeń prowadzących do unikania wytwarzania odpadów, minimalizacji szkodliwości, maksymalizacji recyklingu, odzysku, unieszkodliwiania odpadów, w tym przygotowania do bezpiecznego dla środowiska składowania. Jednym z zagadnień jest biostabilizacja odpadów jako efektywne przygotowanie odpadów do składowania.

Skuteczna realizacja inwestycji i eksploatacja instalacji tlenowej biostabilizacji odpadów wymaga prawidłowego zaprojektowania bioreaktorów, wspartego obliczeniami technologicznymi, optymalizacji procesów, z uwzględnieniem modelowania matematycznego przebiegu procesu i predykcji efektywności.

Niniejsza monografia stanowi zbiór wiedzy obejmującej zagadnienia teoretyczne i praktyczne związane z biostabilizacją tlenową odpadów komunalnych. Zaprezentowano procedury obliczeniowe projektowania i eksploatacji bioreaktorów, w tym bilanse masowe instalacji biostabilizacji, parametrów technologicznych bioreaktorów, efektywności zachodzących procesów, kinetyki biostabilizacji oraz rozbudowane modele matematyczne pozwalające na symulację przebiegu procesu i spodziewanych efektów.

W rozdziale pierwszym w sposób ogólny przedstawiono system gospodarki odpadami w kontekście prowadzenia biostabilizacji odpadów. W rozdziale drugim omówiono procesy przetwarzania odpadów w instalacjach MBP z uwzględnieniem zagadnień prawnych i rekomendacji branżowych. Rozdział trzeci dotyczy charakterystyki biostabilizacji tlenowej jako procesu. W rozdziale tym, w dużym stopniu, skoncentrowano się na ujęciu procesu biostabilizacji w aspekcie biotechnologicznym, przy omówieniu wpływu czynników środowiskowych na kinetykę procesu. Rozdział czwarty obejmuje omówienie wymaganego stopnia stabilizacji odpadów zarówno w ujęciu statycznym (po zakończeniu procesu), jak i dynamicznym (w trakcie jego trwania). W rozdziale piątym zaprezentowano proce-

dury obliczeń bilansów masowych instalacji MBP oraz projektowania parametrów technologicznych bioreaktorów do biostabilizacji, które z powodzeniem zostały zastosowane przez Autora przy projektowaniu instalacji biostabilizacji w Polsce. Rozdział szósty stanowi kompendium wiedzy dotyczącej modelowania matematycznego procesu biostabilizacji odpadów w bioreaktorach. W rozdziale przedstawiono modele matematyczne procesu biostabilizacji w bioreaktorach z wymuszonym napowietrzaniem oraz pryzmach przetrzucanych. Zaprezentowano wyniki przykładowych symulacji pracy bioreaktorów w zmiennych warunkach środowiskowych, szacowania kinetyki procesów oraz przewidywania zmian stopnia stabilizacji odpadów. Przedstawione i omówione obliczenia w rozdziałach piątym oraz szóstym stanowią zintegrowaną procedurę projektowania bioreaktorów do biostabilizacji, ale także do optymalizacji i sterowania pracą bioreaktorów. Stąd też w rozdziale siódmym omówiono zagadnienia związane ze sterowaniem biostabilizacją tlenową odpadów, w tym również przy wykorzystaniu algorytmów regulacji predykcyjnej.

Monografia skierowana jest zarówno do badaczy zajmujących się biologicznym przetwarzaniem odpadów w warunkach laboratoryjnych, prezentując wiedzę i doświadczenie zdobyte w praktyce przy projektowaniu i optymalizacji licznych instalacji do biostabilizacji odpadów, jak również do projektantów, operatorów i technologów, eksploatujących systemy biostabilizacji odpadów, prezentując pogłębione podstawy teoretyczne procesu biostabilizacji, które mogą być wdrożone do praktyki projektowania i eksploatacji bioreaktorów. Z punktu widzenia prezentowanych zagadnień o charakterze teoretycznym jak i praktycznym książka może stanowić materiał źródłowy dla studentów kierunków związanych z inżynierią środowiska, ochroną środowiska czy też biotechnologią środowiska.

Andrzej Białowiec

Wyjaśnienia

Stosowane kody odpadów są zgodne z rozporządzeniem Ministra Środowiska z dnia 9 grudnia 2014 r. w sprawie katalogu odpadów (Dz.U. 2014, poz. 1923).

Procesy odzysku definiowane są zgodnie z załącznikiem numer 1 do ustawy z dnia 14 grudnia 2012 r. o odpadach (Dz.U. 2016, poz. 1987).

Procesy unieszkodliwiania definiowane są zgodnie z załącznikiem numer 2 do ustawy z dnia 14 grudnia 2012 r. o odpadach (Dz.U. 2016, poz. 1987).

Spis stosowanych skrótów, oznaczeń i symboli

Skróty i oznaczenia

AB – beztlenowa biostabilizacja,

AT_4 – aktywność oddechowa, $\text{mgO}_2 \cdot \text{g}^{-1} \text{ s.m.}$,

ATP – adenozylo trójfosforan,

BAT – najlepsza dostępna technika (ang. Best Available Technique),

BD – biosuszenie,

BioDuCOM – ang. Bio Durability Concrete Models,

BMP – biologiczno-mechaniczne przetwarzanie odpadów,

C/N – stosunek masy węgla do azotu,

CTD – stałotemperaturowe reaktory różnicowe (ang. constant temperature difference),

CTMI – ang. the Cardinal Temperature Model with Inflexion,

D5 – składowanie na składowiskach w sposób celowo zaprojektowany (np. umieszczanie w uszczelnionych oddzielnych komorach, przykrytych i izolowanych od siebie wzajemnie i od środowiska itd.) (Dz.U. 2016, poz. 1987),

D8 – obróbka biologiczna, niewymieniona w innej pozycji niniejszego załącznika, w wyniku której powstają ostateczne związki lub mieszanki, które są unieszkodliwiane za pomocą któregośkolwiek spośród procesów wymienionych w pozycjach D1–D12 (Dz.U. 2016, poz. 1987),

DRI – Dynamiczny indeks oddechowy (ang. Dynamic Respiration Index), $\text{mgO}_2 \cdot \text{g}^{-1} \text{ s.m.} \cdot \text{h}^{-1}$

DRI_h – godzinowy dynamiczny indeks oddechowy, $\text{mgO}_2 \cdot \text{g}^{-1} \text{ s.m.} \cdot \text{h}^{-1}$,

DSOUR – specyficzna szybkość zużycia tlenu bez nawilżania próbki odpadów (ang. Dry Specific Oxygen Uptake Rate),

L – składowisko,
M – metale (kod odpadu 191202 lub 191203) (Dz.U. 2014, poz. 1923),
MBP – mechaniczno-biologiczne przetwarzanie odpadów,
MBS – biologiczno-mechaniczne procesy ze stabilizacją i biosuszeniem odpadów,
MES – metoda elementów skończonych,
MFS – mechaniczno-fizyczna stabilizacja z suszeniem termicznym odpadów,
MPC – algorytmy regulacji predykcyjnej (ang. Model Predictive Control),
MS/AS – ręczne sortowanie/automatyczne sortowanie,
MSW – zmieszane odpady komunalne (kod odpadu 200301) (Dz.U. 2014, poz. 1923),
OB1 – pierwszy etap tlenowej biostabilizacji w zamkniętych reaktorach napowietrzanych,
OB2 – drugi etap tlenowej biostabilizacji w pryzmach przerzucanych,
OD – zużycie tlenu (ang. Oxygen Demand), $\text{mgO}_2 \cdot \text{g}^{-1} \text{ s.m.}$,
OSF – frakcja nadsitowa (kod odpadu 191212) (Dz.U. 2014, poz. 1923),
OUR – szybkość zużycia tlenu (ang. Oxygen Uptake Rate), $\text{mgO}_2 \cdot \text{kg}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$,
P – papier (kod odpadu 191201) (Dz.U. 2014, poz. 1923),
PCV – polichlorek winylu,
PDRI – potencjalny dynamiczny indeks oddechowy (ang. Potential Dynamic Respiration Index), $\text{mgO}_2 \cdot \text{g}^{-1} \text{ s.m.} \cdot \text{h}^{-1}$,
PE – polietylen,
PET – politereftalanetylenu,
PID – struktury proporcjonalno-całkująco-różniczkujące (ang. Proportional-Integral-Derivative Controller),
PI – tworzywa (kod odpadu 191204) (Dz.U. 2014, poz. 1923),
PLC – ang. Programmable Logic Controller,
PP – polipropylen
preSRF – frakcja nadsitowa przygotowana do produkcji SRF (kod odpadu 191212) (Dz.U. 2014, poz. 1923),
PSZOK – Punkt Selektywnej Zbiórki Odpadów Komunalnych,
R1 – wykorzystanie głównie jako paliwa lub innego środka wytwarzania energii (Dz.U. 2016, poz. 1987),
R3 – recykling lub odzysk substancji organicznych, które nie są stosowane jako rozpuszczalniki (w tym kompostowanie i inne biologiczne procesy przekształcania) (Dz.U. 2016, poz. 1987),
R4 – recykling lub odzysk metali i związków metali (Dz.U. 2016, poz. 1987),
R10 – obróbka na powierzchni ziemi przynosząca korzyści dla rolnictwa lub poprawę stanu środowiska (Dz.U. 2016, poz. 1987),
R11 – wykorzystywanie odpadów uzyskanych w wyniku któregokolwiek z procesów wymienionych w pozycji R1–R10 (Dz.U. 2016, poz. 1987),
R12 – wymiana odpadów w celu poddania ich któremukolwiek z procesów wymienionych w pozycji R1–R11 (Dz.U. 2016, poz. 1987),
 R^2 – współczynnik determinacji,
RDF – frakcja paliwa alternatywnego (ang. Refuse Derived Fuel) niespełniająca standardów zgodnych z PN-EN 15359:2012,

RDRI – rzeczywisty dynamiczny indeks oddechowy (ang. Real Dynamic Respiration Index), $\text{mgO}_2 \cdot \text{kg}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$,
 RI37 – indeks oddechowy określany w temperaturze 37°C (ang. Respiration index of waste determined at 37°C), $\text{mgO}_2 \cdot \text{kg}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$,
 RIPOK – Regionalna Instalacja Przetwarzania Odpadów Komunalnych,
 RIT – indeks oddechowy określany w temperaturze reaktora kompostującego (ang. Respiration index determined at the in situ temperature of the composter at sampling), $\text{mgO}_2 \cdot \text{kg}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$,
 RSM – procesy mechaniczne do rozdzielania strumieni materiałowych odpadów,
 RTO – regeneracyjne utlenianie termiczne (ang. Regenerative Thermal Oxidation),
 SC 20 – przesiewanie przez otwory o średnicy 20 mm,
 SC 80 – przesiewanie przez otwory o średnicy 80 mm,
 Sh – rozdrabnianie,
 SOUR – specyficzna szybkość zużycia tlenu w zawiesinie wodnej (ang. Specific Oxygen Uptake Rate),
 SRF – frakcja paliwa alternatywnego (ang. Solid Recovered Fuel) spełniająca standardy zgodne z PN-EN 15359:2012,
 SRI – statyczny indeks oddechowy (ang. Static Respiration Index), $\text{mgO} \cdot \text{kg}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$
 SUSF 0–20 – ustabilizowana frakcja podsitowa o uziarnieniu 0–20 μm (kod odpadu 190503) (Dz.U. 2014, poz. 1923),
 SUSF 20–80 – ustabilizowana frakcja podsitowa o uziarnieniu 20–80 μm (kod odpadu 190599) (Dz.U. 2014, poz. 1923),
 TP – termiczne przekształcanie odpadów,
 USF – frakcja podsitowa (kod odpadu 191212) (Dz.U. 2014, poz. 1923),
 ZGO – zarządzanie gospodarką odpadami.

Symbole

10 – współczynnik przeliczeniowy z % objętościowego na $\text{ml} \cdot \text{dm}^{-3}$,
 22,4 – objętość molowa tlenu w warunkach normalnych, dm^3 ,
 24,42 – ciepło parowania wody w warunkach standardowych, $\text{kJ} \cdot \text{kg} \cdot \text{s.m.}^{-1}$,
 31,98 – masa cząsteczkowa tlenu, g,
 8,94 – współczynnik przeliczeniowy wodoru na wodę,
 a – frakcja wolnych przestrzeni powietrznych, $\text{m}^3 \cdot \text{m}^{-3}$,
 A – powierzchnia reaktora, m^2 ,
 a, b, c – stałe empiryczne równania Antoine'a o wartościach: -2238, 8,896 i 273 odpowiednio,
 A_p , K_T – stałe danej reakcji, czynniki przed wykładnicze,
 AW – pole przekroju poprzecznego pryzmy odpadów, m^2 ,
 b – oszacowany współczynnik regresji,
 $b_{(1-3)}$ – współczynniki regresji liniowej przypisane kolejnym zmiennym niezależnym,
 b^* – standaryzowany współczynnik regresji,
 b_4 – wyraz wolny równania,
 BVS – masa rozkładalnej materii organicznej, kg,

c – ciepło właściwe stabilizowanych odpadów, $\text{kJ}\cdot\text{kg}^{-1}\cdot\text{°C}^{-1}$,
 C – średnia objętościowa pojemność cieplna, $\text{J}\cdot\text{m}^{-3}\text{K}^{-1}$,
 Ca – ciepło właściwe powietrza suchego, $\text{kJ}\cdot\text{kg}^{-1}\cdot\text{°C}^{-1}$,
 $C_aH_bO_cN_d$ – wzór sumaryczny materii organicznej S ,
 C_h – przewodność cieplna materiału izolacyjnego, $\text{J}\cdot\text{m}^{-1}\text{s}^{-1}\text{K}^{-1}$,
 C_i – pojemność cieplna przepływającej masy składnika i , $\text{J}\cdot\text{kg}^{-1}\text{K}^{-1}$,
 C_{O_2} – pojemność tlenowa, wyrażona jako całkowita ilość tlenu w jednostce objętości, wyznaczona dla stanu quasi-równowagi,
 C_w – ciepło właściwe wody, $\text{kJ}\cdot\text{kg}^{-1}\cdot\text{°C}^{-1}$,
 $C_wH_xO_yN_z$ – wzór sumaryczny biomasy – produktu biostabilizacji X ,
 C_y – liczba cykli w roku, n ,
 d – pochylenie skarp przymy,
 D_{d0} – współczynnik dyfuzji tlenu w wodzie, $\text{m}^2\cdot\text{s}^{-1}$,
 D_{g0} – współczynnik dyfuzji w wolnej atmosferze, $\text{m}^2\cdot\text{s}^{-1}$,
 Dh – przewodnictwo cieplne w wyniku dyfuzji molekularnej, $\text{J}\cdot\text{m}^{-1}\text{s}^{-1}\text{K}^{-1}$,
 Dva – współczynnik dyfuzji pary wodnej w wolnej atmosferze, $\text{m}^2\cdot\text{s}^{-1}$,
 E_1, E_2 – energia aktywacji wzrostu komórkowego, $\text{J}\cdot\text{mol}^{-1}$,
 $f_{c1}, f_{c2}, f_{c3}()$ – różne funkcje korekcyjne ze względu na aktualną temperaturę, wilgotność i nasycenie tlenem,
 $f_i(I)$ – współczynnik redukcji ze względu na stężenie inhibitora,
 $f_{O_2}(O_2)$ – współczynnik redukcji ze względu na stężenie tlenu,
 $f_s(S)$ – współczynnik redukcji ze względu na stężenie substratu,
 $f_\theta(\theta)$ – współczynnik redukcji ze względu na zawartość wody,
 g – przyspieszenie ziemskie, $\text{m}\cdot\text{s}^{-2}$,
 Ga – przepływ wagowy suchego powietrza, $\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$,
 H – ukryte ciepło parowania, kondensacji wody, $\text{J}\cdot\text{kg}^{-1}$ lub $\text{J}\cdot\text{mol}^{-1}$,
 H – zawartość wodoru w odpadzie, %,
 Hc – ciepło generowane w wyniku przemian biologicznych, $\text{kJ}\cdot\text{kg}^{-1}$,
 h_{env} lub RH – wilgotność względna otoczenia, %,
 H_h – ciepło spalania, $\text{kJ}\cdot\text{kg s.m.}^{-1}$,
 Hi – entalpia doprowadzanego powietrza, $\text{kJ}\cdot\text{kg}^{-1}$,
 Ho – entalpia odprowadzanego powietrza, $\text{kJ}\cdot\text{kg}^{-1}$,
 H_{O_2} – stała Henry'ego, $\text{Pa}\cdot\text{kg}^{-1}\text{m}^{-3}$,
 Hs – wilgotność właściwa powietrza w danej temperaturze, $\text{kgH}_2\text{O}\cdot\text{kg}^{-1}$ s.m. powietrza,
 h_s – wilgotność względna powierzchni, %,
 i – składnik przepływającej masy (para wodna, woda),
 I – stężenie inhibitora, $\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$,
 J_h – wektor przepływu ciepła wewnątrz matrycy odpadów, $\text{J}\cdot\text{m}^{-2}\text{s}^{-1}$,
 $J_{h;\text{soł}}$ – ciepło dostarczane do lub rozpraszane na jednostkę powierzchni, $\text{J}\cdot\text{m}^{-2}\text{s}^{-1}$,
 $J_{h;\text{sur}}$ – wektor przepływu ciepła przez granicę powierzchni, $\text{J}\cdot\text{m}^{-2}\text{s}^{-1}$,
 J_i – całkowity przepływ masy składnika (para wodna, woda), $\text{m}^3\cdot\text{m}^{-2}\text{s}^{-1}$, lub $\text{kg}\cdot\text{m}^{-2}\text{s}^{-1}$,
 $J_{m;\text{sur}}$ – wektor przepływu wilgoci poprzez powierzchnię graniczną, $\text{m}^3\cdot\text{m}^{-2}\text{s}^{-1}$,
 J_{O_2} – całkowity przepływ tlenu w matrycy kompostowanych odpadów, $\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}\text{s}^{-1}$,
 $J_{O_2;\text{sur}}$ – całkowity przepływ tlenu poprzez powierzchnie graniczną przymy odpadów, $\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}\text{s}^{-1}$,

J_v – całkowity przepływ pary wodnej, $m^3 \cdot m^{-2} \cdot s^{-1}$ lub $kg \cdot m^{-2} \cdot s^{-1}$,
 k – stała szybkości reakcji, s^{-1} , h^{-1} lub d^{-1} ,
 $k(T, H_2O, O_2)$ – wartości współczynników korekcyjnych stałej szybkości reakcji ze względu na aktualną temperaturę, wilgotność i nasycenie tlenem, -,
 k_{20} – wartość stałej szybkości w temperaturze $20^\circ C$, s^{-1} , h^{-1} lub d^{-1} ,
 K_C – stała Contoisa,
 K_I – stała charakteryzująca aktywność inhibitora,
 K_o – współczynnik połowicznego nasycenia, który odpowiada takiemu stężeniu tlenu, przy którym specyficzne tempo wzrostu spada o połowę,
 k_{O_2} – stała szybkości zużycia tlenu dla modelu 1. rzędu, s^{-1} , h^{-1} lub d^{-1} ,
 k_{un} – przewodność hydrauliczna w strefie nienasyconej, $m \cdot s^{-1}$,
 k_{vT} – dyfuzyjność pary wodnej w wyniku gradientu temperatury, $m^3 \cdot m^{-1} \cdot s^{-1} \cdot K^{-1}$,
 $k_{v\theta}$ – dyfuzyjność pary wodnej w wyniku gradientu wilgotności, $m^3 \cdot m^{-1} \cdot s^{-1}$,
 L – ciepło parowania wody, $kJ \cdot kg^{-1}$,
 LT – czas napełniania reaktora, d ,
 M , lub MW_{H_2O} – masa cząsteczkowa wody, $kg \cdot mol^{-1}$,
 m – masa stabilizowanych odpadów, kg ,
 m, n – wykładniki zależne od wpływu wilgoci i rozmiarów porów,
 M_a – strumień masowy odpadów, $Mg \cdot rok^{-1}$,
 M_b – wilgotność odpadów, $kgH_2O \cdot kg^{-1}$ odpadów,
 M_{CHON} – masa cząsteczkowa substratu, $kg \cdot mol^{-1}$,
 M_o – masa odprowadzonych odcieków w jednostce czasu, $kg \cdot h^{-1}$,
 M_{O_2} – masa cząsteczkowa tlenu, $mg \cdot mol^{-1}$,
 $m_{s.m.}$ – masa suchej próbki, g ,
 M_{sm} – sucha masa w reaktorze, $Mg \text{ s.m.}$,
 M_w – masa wprowadzonej wody w jednostce czasu, $kg \cdot h^{-1}$,
 M_w_a – masa cząsteczkowa powietrza, g ,
 n – normalny wektor powierzchni granicznej, m ,
 n_I – współczynnik wykładniczy wpływający na aktywność inhibitora,
 NR_a – liczba reaktorów czynnych, szt.,
 O_2 – stężenie tlenu w formie gazowej, $m^3 \cdot m^{-3}$,
 O_{2e} – stężenie objętościowe tlenu w powietrzu w odpadach, % – zmierzone sondą tlenową,
 O_{2i} – stężenie objętościowe tlenu w powietrzu wchodzącym, %,
 OD – zużycie tlenu, $mgO_2 \cdot g^{-1} \text{ s.m.}$,
 OD_o – maksymalne zużycie tlenu, $mg O_2 \cdot g^{-1} \text{ s.m.}$,
 p_a – ciśnienie atmosferyczne, $mmHg$, – 760 mmHg ,
 p_e – przewodność elektryczna, S ,
 pH – odczyn środowiska,
 p_v – aktualna prężność pary wodnej, $mmHg$ lub Pa ,
 p_{vs} – maksymalna prężność pary wodnej w danej temperaturze, $mmHg$ lub Pa ,
 Q – przepływ powietrza, $m^3 \cdot h^{-1}$,
 $q_{g,env}$ – stężenie tlenu w fazie gazowej powietrza otaczającego, $m^3 \cdot m^{-3}$,
 q_b – ciężar nasypowy, $kg \cdot m^{-3}$ lub $Mg \cdot m^{-3}$,
 $q_{g,s}$ – stężenie tlenu w fazie gazowej na powierzchni przyzmy kompostowej, $m^3 \cdot m^{-3}$,

Q_h – objętościowe źródło/strata ciepła wewnątrz matrycy odpadów, $J \cdot m^{-3} \cdot s^{-1}$,
 Q_m – objętościowe źródło/strata wody w objętości odpadów, $m^3 \cdot m^{-3} \cdot s^{-1}$,
 Q_{O_2} – objętościowe źródło/ubytek (tempo zużycia tlenu) tlenu w matrycy biostabilizowanych odpadów, $kg \cdot m^{-3} \cdot s^{-1}$,
 q_w – ciężar nasypany, $kg \cdot m^{-3}$ lub $Mg \cdot m^{-3}$,
 R – uniwersalna stała gazowa, $J \cdot mol^{-1} \cdot K^{-1}$ lub $dm^3 \cdot hPa \cdot (K \cdot mol^{-1})$,
 R – współczynnik oporu cieplnego, $m^2 \cdot K \cdot W^{-1}$,
 RH – wilgotność względna powietrza, %,
 RL – długość reaktora, m,
 r_{OD} – aktualna szybkość zużycia tlenu, $mg \ O_2 \cdot g^{-1} \ s.m. \cdot h^{-1}$,
 RT_n – długość procesu netto, d,
 RW – szerokość reaktora, m,
 S – stężenie substratu, $kg \cdot m^{-3}$,
 S_a – zawartość suchej masy w odpadach (na podstawie badań), %,
 S_w – wymagana zawartość suchej masy w odpadach, %,
 S_{xi} – odchylenie standardowe zmiennej niezależnej i ,
 S_y – odchylenie standardowe badanej zmiennej zależnej,
 t – czas, s, h lub d,
 T – temperatura odpadów, K lub $^{\circ}C$,
 T_0 – temperatura odniesienia, K lub $^{\circ}C$,
 $t_{0,5}$ – czas połowicznego rozkładu materii organicznej, lub zużycia tlenu na rozkład materii organicznej, s, h lub d,
 T_1 – temperatura w warunkach normalnych 273,13 K,
 T_2 – temperatura w reaktorze – zmierzona sondą temperatury, K lub $^{\circ}C$,
 T_a – temperatura otoczenia, K lub $^{\circ}C$,
 T_{env} – temperatura otoczenia, K lub $^{\circ}C$,
 t_h – grubość materiału izolacyjnego, m,
 $T_{min}, T_{opt}, T_{max}$ – wartości temperatur, przy których wzrost mikroorganizmów jest optymalny, jak również graniczne minimalne i maksymalne wartości temperatur określające zakres aktywności mikroorganizmów,
 TNR – całkowita liczba reaktorów (NR_a + reaktor napełniany + reaktor opróżniany), szt.,
 T_s – temperatura powierzchni odpadów, K lub $^{\circ}C$,
 $T'T$ – sumaryczny czas procesu, d,
 T_w, T_o – temperatura wody wprowadzanej i odcieków opuszczających reaktor, $^{\circ}C$,
 U – współczynnik całkowitego transportu ciepła, $W \cdot m^{-2} \cdot K^{-1}$, lub $kJ \cdot h^{-1} \cdot m^{-2} \cdot ^{\circ}C^{-1}$, $kW \cdot m^{-2} \cdot ^{\circ}C^{-1}$,
 $u_1 = G_a(t)$ – wartość przepływu wagowego powietrza suchego, zmienna określająca ilość dostarczonego powietrza do reaktora, $kg \cdot h^{-1}$,
 UT – czas opróżniania reaktora, d,
 UVC – pojemność jednostkowa w cyklu, m^3 ,
 v – współczynnik przepływu masy,
 V_a – strumień objętościowy odpadów, $m^3 \cdot rok^{-1}$,
 V_{abs} – objętość absorbera i wewnętrznego wyposażenia pomocniczego, dm^3 ,
 V_{ges} – całkowita objętość naczynia pomiarowego, dm^3 ,
 V_{sample} – objętość próbki, dm^3 ,

V_t – objętość czynna reaktora, m^3 ,
 W – wilgotność odpadów, %,
 $WalW$ – robocza wysokość ścian reaktora, m,
 WD – ilość dni roboczych w trakcie procesu netto, d,
 WDY – czas pracy instalacji, d,
 WRV – robocza pojemność reaktora, m^3 ,
 $WstH$ – wysokość pryzmy odpadów w reaktorze, m,
 x – liczba dni wolnych w tygodniu,
 X – wyraża zawartość biomasy mikroorganizmów w jednostce objętości kompostu, $kg \cdot m^{-3}$,
 $x_1 = BVS(t)$ – zawartość biologicznie rozkładalnej suchej masy organicznej w odpadach w zależności od czasu trwania procesu, kg lub Mg,
 $x_2 = T(t) = y$ – temperatura odpadów w reaktorze, parametr zmienny w czasie, K lub $^{\circ}C$,
 $x_3 = M_b(t)$ – wilgotność odpadów umieszczonych w reaktorze, ulegająca zmianie przez czas trwania procesu biostabilizacji, kg lub Mg,
 x_i – wartości kolejnych zmiennych niezależnych,
 y – badana zmienna zależna (dm, lub Mbf lub BVSf, lub T_{20}),
 y – liczba tygodni w roku,
 $Y_{H_2O/BVS}$ – produkcja wody w wyniku przemian biologicznych, $kgH_2O \cdot kg^{-1} BVS$ usunięte,
 z – liczba dni świątecznych,
 $z_1 = T_a(t)$ – temperatura powietrza, które dostarczane jest do reaktora, będąca temperaturą powietrza otoczenia wentylatora, K lub $^{\circ}C$,
 $z_2 = RH(t)$ – wilgotność powietrza, które dostarczane jest do reaktora, będąca wilgotnością powietrza otoczenia wentylatora, %,

α – parametr równania,
 β – parametr równania,
 β_{max} – maksymalny współczynnik aktywności mikroorganizmów, -,
 γ_h – współczynnik przenoszenia ciepła, $J \cdot m^{-2} \cdot s^{-1} \cdot K^{-1}$,
 γ_m – współczynnik przenoszenia wilgoci, $kg \cdot m^{-2} \cdot s^{-1}$,
 ΔG° – wyraża zmianę wolnej energii Gibbsa, $J \cdot mol^{-1}$,
 ΔT – różnica temperatury pomiędzy wewnętrzną i zewnętrzną powierzchnią izolacji, K lub $^{\circ}C$,

ϵ_s – objętościowa zawartość frakcji stałej, $m^3 \cdot m^{-3}$,
 η – współczynnik wzmocnienia pary wodnej,
 θ – objętościowa zawartość wody w odpadach, $m^3 \cdot m^{-3}$,
 θ_{max} – maksymalna objętościowa zawartość wody, przy której mikroorganizmy nie są zdolne do wzrostu tlenowego,
 θ_{min} – minimalna objętościowa zawartość wody, przy której powierzchnia kontaktu pomiędzy ciałami stałymi a wodą w stanie ciekłym dostępna dla mikrobiologicznej aktywności wynosi 0,
 θ_{opt} – optymalna objętościowa zawartość wody, przy której woda w stanie ciekłym otacza całą dostępną powierzchnię ciał stałych,
 θ_w – objętościowa zawartość wody, $m^3 \cdot m^{-3}$,
 λ – przewodność cieplna, $J \cdot (m \cdot s \cdot K)^{-1}$ lub $W \cdot m^{-1} \cdot K^{-1}$,
 μ – zależna od warunków środowiskowych stała szybkości wzrostu mikroorganizmów, s^{-1} , h^{-1} lub d^{-1} ,

μ_d – stała szybkości wymierania mikroorganizmów, s^{-1} , h^{-1} lub d^{-1} ,
 μ_{max} – specyficzna szybkość wzrostu mikroorganizmów, s^{-1} , h^{-1} lub d^{-1} ,
 $\mu_T(T)$ – maksymalna szybkość wzrostu mikroorganizmów zależna od temperatury, s^{-1} ,
 h^{-1} lub d^{-1} ,
 ρ_g – stężenie tlenu w fazie gazowej, $kg \cdot m^{-3}$,
 Φ – porowatość, -,
 ψ_m – ciśnienie porowe, m słupa wody,
 ζ – wartość gdy O_2 dąży do nieskończoności,
 τ – krętość dyfuzji tlenu lub pary wodnej w fazie gazowej,
 τ_d – krętość dyfuzji tlenu rozpuszczonego w wodzie,
 γ_{O_2} – współczynnik przewodzenia tlenu, $m^3 \cdot m^{-3} s^{-1}$,
 T – wektor gradientu temperatury, $K \cdot m^{-1}$.

1. Gospodarka odpadami – wprowadzenie do biostabilizacji odpadów

W XXI wieku zintegrowane prowadzenie gospodarki odpadami stało się konieczne na każdym poziomie: od planowania, projektowania i wytwarzania produktów, przez ich użytkowanie, a następnie do wyczerpania ich użyteczności i uznania produktów za odpady, aż po procesy gromadzenia, transportu, odzysku, w tym recyklingu i unieszkodliwiania odpadów. Konsekwencją tego jest rozszerzenie spektrum nowych i istniejących strategii oraz metod zarządzania o działania mające na celu osiągnięcie/utrzymanie nie tylko dobrego stanu środowiska, ale także spełnienie założonych celów ekonomicznych. Taka uporządkowana ewolucja umożliwi firmom zajmującym się gospodarką odpadami oraz agencjom rządowym i samorządowym sprostać wspólnym potrzebom gospodarki odpadami, w tym:

- recyklingowi materiałów ze strumienia odpadów,
- zwiększaniu ilości odpadów wykorzystywanych jako odnawialne źródła energii,
- zmniejszaniu emisji gazów cieplarnianych,
- poszukiwaniu bardziej akceptowalnych społecznie i ekonomicznie rozwiązań,
- równoczesnego zachowania bioróżnorodności i naturalnego stanu ekosystemów [Pires i in. 2011].

Aby sprostać tym założeniom, wszystkie techniczne i nietechniczne aspekty systemów zarządzania gospodarką odpadami (ZGO) powinny być analizowane całościowo, ponieważ są powiązane ze sobą, a rozwój jednego sektora najczęściej wpływa na działania w innym sektorze [UNEP 2005].

Gospodarkę odpadami można ująć i przedstawić jako charakterystykę trzech przestrzeni funkcjonalnych:

- super-systemu,
- systemu,
- podsystemu.

Zaznaczyć należy, iż przestrzenie te nie są niezależne i niepowiązane, a uzupełniają się i wzajemnie przenikają. Stąd też, rozwiązywanie problemów gospodarki odpadami dotyczy podejmowania działań obejmujących częściej powiązania międzysystemowe niż zagadnienia rozpatrywane tylko na poziomie jednej z przestrzeni.

Obecnie, w ramach super-systemu gospodarki odpadami, zidentyfikować można:

- prawne zobowiązania wszystkich podmiotów, osób fizycznych, osób prawnych, przedsiębiorców, innych wytwórców i posiadaczy odpadów do postępowania zgodnego z określoną hierarchią gospodarki odpadami, w tym w pierwszej kolejności do unikania produkcji odpadów, następnie minimalizacji szkodliwości wytwarzanych odpadów, poddawaniu odpadów procesom recyklingu, wykorzystaniu pozostałych odpadów, w tym również energetycznym wykorzystaniu odpadów, przygotowaniu niewykorzystanych odpadów do procesów składowania i ostatecznym bezpiecznym dla środowiska zdeponowaniu ustabilizowanych odpadów na składowisku (Dz.U. 2013, poz. 21, z późn. zm.);
- prawne zobowiązania jednostek samorządu terytorialnego – gmin, do zapewnienia odbioru odpadów komunalnych od mieszkańców, w tym również wdrażania zbiórki selektywnej odpadów (Dz.U. 2011, nr 152, poz. 897);
- prawne zobowiązania gmin do osiągnięcia wymaganych poziomów recyklingu i odzysku określonych grup morfologicznych odpadów komunalnych – do końca roku 2020 konieczne jest osiągnięcie poziomu recyklingu i przygotowania do ponownego użycia następujących frakcji odpadów komunalnych: papieru, metali, tworzyw sztucznych i szkła w wysokości co najmniej 50% wagowo (Dz.U. 2011, nr 152, poz. 897);
- prawne zobowiązania gmin do ograniczenia masy odpadów biodegradowalnych kierowanych do składowania – do dnia 16 lipca 2020 r. – do nie więcej niż 35% wagowo całkowitej masy odpadów komunalnych ulegających biodegradacji przekazywanych do składowania – w stosunku do masy tych odpadów wytworzonych w 1995 r. (Dz.U. 2011, nr 152, poz. 897);
- wzrost gospodarczy i rozwój demograficzny miast i terenów wiejskich wpływający na zwiększanie wskaźników produkcji odpadów oraz ogólnej masy wytwarzanych odpadów;
- rozwój urbanistyczny, w tym również w kierunku budowy i utrzymania regionalnych instalacji przetwarzania odpadów komunalnych (RIPOK) oraz Punktów Selektywnej Zbiórki Odpadów Komunalnych (PSZOK), wpływający na zasięg geograficzny systemu odbioru odpadów i lokalizację RIPOK-ów oraz PSZOK-ów;
- wzrost świadomości ekologicznej, a co za tym idzie, oczekiwań społecznych do życia w czystym środowisku, w tym również do efektywnego, zgodnego z zasadami ochrony środowiska gospodarowania odpadami;
- globalny rozwój gospodarki środowiskowej, wynikającej z legislacji, przyjętych strategii, polityk władz państwa i regionów oraz aktywności organizacji pozarządowych;
- dostępność know-how i technologii stosowanych w gospodarce odpadami;
- kompetencje społeczeństwa w zakresie umiejętności przestrzegania wdrażanych procedur oraz umiejętności obsługi wdrażanych technologii.

Funkcjonowanie super-systemu gospodarki odpadami obejmuje kreowanie:

- polityki gospodarczej państwa i struktur międzynarodowych,
- polityki środowiskowej państwa i struktur międzynarodowych,
- polityki demograficznej oraz społecznej państwa i struktur międzynarodowych,
- polityki wzrostu poziomu wykształcenia społeczeństwa,

- polityki dotyczącej udziału społeczeństwa w procesach gospodarczych, ochrony środowiska i rozwoju technologii,
- polityki rozwoju dostępnego i przyszłego potencjału technologicznego, w tym innowacyjności,
- uwarunkowań legislacyjnych wpływających na gospodarkę, ochronę środowiska, politykę demograficzną i społeczną, edukację, rozwój technologii i inne przestrzenie aktywności ludzkiej, które mogą być powiązane pośrednio lub bezpośrednio z gospodarką odpadami.

W zakresie systemu gospodarki odpadami wyróżnić można:

- unikanie wytwarzania odpadów poprzez świadome podjęcie decyzji o uznaniu przez mieszkańców i innych podmiotów przedmiotu lub substancji za odpad,
- przygotowanie odpadów do ponownego użycia,
- odbiór i transport wytworzonych odpadów komunalnych poprzedzony zbiórką odpadów zarówno nieselektywną, jak i coraz częściej selektywną, w tym w PSZOK-ach,
- przetwarzanie, w tym recykling, odzysk i unieszkodliwianie wraz z ostatecznym składowaniem odpadów w RIPOK-ach,
- zarządzanie systemem odbioru i przetwarzania odpadów komunalnych w regionach,
- kontrolę funkcjonowania systemu gospodarki odpadami oraz sprawozdawczość w zakresie osiągniętych efektów określonych na poziomie super-systemu,
- informowanie społeczeństwa o funkcjonowaniu systemu oraz o osiągniętych efektach.

Funkcjonowanie systemu polega zatem na:

- wytwarzaniu odpadów przez mieszkańców i inne podmioty,
- podejmowaniu działań zmierzających do przygotowania odpadów do ponownego użycia,
- zbiórce odpadów, która ma charakter formalny, zorganizowany, nieselektywny bądź selektywny, w tym w PSZOK-ach,
- transporcie odpadów z miejsc gromadzenia, w tym z PSZOK-ów do RIPOK-ów i/ lub sortowni selektywnie zebranych odpadów,
- mechaniczno-biologicznym przetwarzaniu (MBP) lub termicznym przekształcaniu (TP) odpadów w RIPOK-ach lub instalacjach ponadregionalnych, jak to ma miejsce w przypadku TP, czego efektem jest przygotowanie odpadów do recyklingu, odzysku lub/i do unieszkodliwiania,
- unieszkodliwianiu ustabilizowanych odpadów poprocesowych poprzez ich składowanie,
- prowadzeniu ewidencji odpadów zarówno przez podmioty odbierające odpady komunalne, transportujące odpady, jak i przetwarzające odpady w RIPOK-ach i/lub instalacjach ponadregionalnych,
- opracowywaniu sprawozdań wynikających z prowadzonej ewidencji odpadów,
- kontroli podmiotów prowadzących działalność w zakresie gospodarki odpadami przez władze samorządowe oraz uprawnione jednostki kontrolne, zarówno w zakresie uzyskiwanych efektów, jak również funkcjonowania zgodnie z wydanymi decy-

- zjami środowiskowymi i w zakresie wydanych pozwoleń dotyczących zbiórki, transportu i przetwarzania odpadów,
- prowadzeniu akcji promocyjnych właściwych postaw w społeczeństwie w zakresie postępowania zgodnego z hierarchią gospodarki odpadami,
 - prezentacji informacji o funkcjonowaniu systemu i uzyskiwanych efektach.
- Składowymi elementami podsystemu są natomiast wszystkie stosowane procesy logistyczne, fizyczne, chemiczne i biologiczne. Podsystem gospodarki odpadami dotyczy:
- technologii i urządzeń zbiórki odpadów,
 - technologii i urządzeń transportu odpadów,
 - technologii i urządzeń/instalacji recyklingu odpadów,
 - technologii i urządzeń/instalacji odzysku odpadów,
 - technologii i urządzeń/instalacji unieszkodliwiania odpadów,
 - procedur obsługi technologii i urządzeń/instalacji gospodarowania odpadami,
 - kompetencji pracowników obsługujących technologie i urządzenia/instalacje gospodarowania odpadami,
 - bezpośredniej obsługi systemu monitoringu funkcjonowania systemu gospodarki odpadami i prowadzenia sprawozdawczości z osiągniętych efektów, których graniczne poziomy określono na poziomie super-systemu,
 - wynalazców, projektantów, konstruktorów technologii i urządzeń/instalacji gospodarowania odpadami,
 - innych działań bezpośrednich, w tym wpływających na poziom wykształcenia i poinformowania społeczeństwa w zakresie gospodarki odpadami.

Przykładem procesu w ramach podsystemu może być biologiczna stabilizacja odpadów, której jednym z celów jest obniżenie masy składowanych odpadów biodegradowalnych, a więc wypełnienie celów strategicznych ujętych w super-systemie gospodarki odpadami. Funkcjonowanie systemu, przy źle zaprojektowanych lub/i eksploatowanych elementach podsystemu (np. biostabilizacji odpadów), nie umożliwia zatem uzyskania zakładanych celów na poziomie super-systemu.

Przedstawione zależności wskazują, iż prawidłowe funkcjonowanie gospodarki odpadami wynikać powinno ze zrozumienia funkcjonowania i zależności pomiędzy systemem gospodarki odpadami, stosowanymi technologiami oraz otoczeniem prawnym, gospodarczym, społecznym i kulturowym.

Przykładowo, dyrektywa 2008/98/EC [UE 2008] odzwierciedla Strategie Zrównoważonego Rozwoju UE i dostarcza nowych wyzwań dla systemów ZGO. Określone nowe definicje odpadów, produktu ubocznego oraz utraty statusu odpadu powodują potrzebę wybrania właściwych technologii skierowanych na poprawę środowiska i ludzkiego zdrowia. Preferowanymi technologiami i rozwiązaniami logistycznymi powinny być te, które:

- pomagają zapobiegać powstawaniu odpadów,
- dotyczą ponownego wykorzystania i recyklingu odpadów,
- wspierają selektywną zbiórkę bioodpadów oraz wprowadzają zwiększoną odpowiedzialność producenta.

Ponadto, kluczowymi wyzwaniami związanymi z długotrwałą gospodarką odpadami są zużycie energii i kosztochłonność, łączące ZGO ze zwiększeniem odzysku energii lub też obniżeniem energochłonności i kosztów procesów zagospodarowania odpadów.

Jak wspomniano powyżej, dyrektywa 2008/98/EC dostarcza istotnych definicji elementów gospodarki odpadami. Odpady są zdefiniowane w artykule 3(1) [UE 2008]: „odpadem jest każda substancja lub przedmiot, którego posiadacz pozbywa się, zamierza się pozbyć lub do pozbycia jest zobowiązany”. Strategia ZGO powinna zachowywać hierarchie postępowania, jako priorytet:

- zapobieganie,
- przygotowanie do ponownego użycia,
- recykling,
- inne wykorzystanie, np. energetyczne,
- końcowe unieszkodliwianie, np. składowanie.

Zdefiniowano prawne zasady recyklingu i odzysku specyficznych frakcji odpadów. Regulacje określają ogólne kryteria utraty statusu odpadu, w tym: papieru, tworzyw, szkła, metali, opon i tekstyliów. W artykule 8 dyrektywy zapisano [UE 2008]: „Niektóre określone rodzaje odpadów przestają być odpadami [...] gdy zostały poddane procesowi odzysku, w tym recyklingu i spełniają ściśle kryteria, opracowane zgodnie z następującymi warunkami:

- a. dana substancja lub przedmiot są powszechnie stosowane do konkretnych celów,
- b. istnieje rynek takich substancji lub przedmiotów, bądź popyt na nie,
- c. dana substancja lub przedmiot spełniają wymagania techniczne do konkretnych celów oraz wymagania obowiązujących przepisów i norm mających zastosowanie do produktów,
- d. zastosowanie danej substancji lub przedmiotu nie prowadzi do ogólnych niekorzystnych skutków dla środowiska lub zdrowia ludzkiego”.

Zagospodarowanie odpadów podlega zatem szczególnym przepisom [UE 2008], w których sformułowano zasady postępowania z odpadami. Do najistotniejszych zasad, zebranych w sposób syntetyczny, należą:

1. wytwórca odpadów podejmujący działania powodujące lub mogące skutkować powstawaniem odpadów powinien takie działania planować, projektować i prowadzić, tak aby:
 - zapobiegać powstawaniu odpadów lub ograniczać ilość odpadów i ich negatywne oddziaływanie na środowisko przy wytwarzaniu produktów, podczas i po zakończeniu ich użytkowania,
 - zapewniać zgodny z zasadami ochrony środowiska odzysk, jeżeli nie udało się zapobiec powstawaniu odpadów,
 - zapewniać zgodne z zasadami ochrony środowiska unieszkodliwianie odpadów, których powstaniu nie udało się zapobiec, lub których nie udało się poddać odzyskowi;
2. odpady powinny być zbierane w sposób selektywny;
3. podmiot prowadzący działalność w zakresie odbierania odpadów komunalnych jest obowiązany do selektywnego odbierania odpadów oraz ograniczania ilości odpadów ulegających biodegradacji kierowanych do składowania;
4. do obowiązkowych zadań własnych gmin w zakresie gospodarki odpadami komunalnymi należą do 31 grudnia 2020 r.:
 - osiągnąć 50% poziomu recyklingu i przygotowania do ponownego użycia następujących frakcji odpadów komunalnych: papieru, metali, tworzyw sztucznych i szkła,

- zapewnić warunki ograniczenia masy odpadów komunalnych ulegających biodegradacji kierowanych do składowania – do nie więcej niż 35% wagowo całkowitej masy odpadów komunalnych, ulegających biodegradacji w stosunku do masy tych odpadów wytworzonych w 1995 roku.

Ostatnie, wymienione zadanie gmin w zakresie gospodarki odpadami determinuje wdrażanie podsystemów związanych z ograniczeniem składowania odpadów biodegradowalnych. Ograniczenie ilości składowanych odpadów ulegających biodegradacji może być realizowane na kilka sposobów:

1. bezpośredniego wykorzystania energii chemicznej zawartej w rozkładalnej i nierozkładalnej biologicznie organicznej frakcji odpadów, w tym:
 - odpady zmieszane mogą zostać przetworzone w wyniku termicznego przekształcania (piroliza, zgazowanie, spalanie, współspalanie), a pozostały odpad – popiół oraz inne odpady kierowane są do bezpiecznego dla środowiska odzysku lub unieszkodliwiania poprzez składowanie,
 - odpady zmieszane mogą zostać poddane mechanicznemu frakcjonowaniu oraz biologicznemu suszeniu w celu wytworzenia paliwa stałego, kierowanego dalej do odzysku energii (piroliza, zgazowanie, spalanie, współspalanie), a pozostały odpad – popiół oraz inne odpady kierowane są do bezpiecznego dla środowiska odzysku lub unieszkodliwiania poprzez składowanie;
2. pośredniego wykorzystania energii chemicznej zawartej w rozkładalnej biologicznie frakcji organicznej odpadów:
 - odpady zmieszane mogą zostać poddane mechanicznemu frakcjonowaniu oraz biologicznemu przetwarzaniu w warunkach beztlenowych w celu wytworzenia biogazu kierowanego do energetycznego wykorzystania oraz ustabilizowanego biologicznie materiału poprocesowego, tzw. stabilizatu, kierowanego dalej do bezpiecznego dla środowiska składowania;
3. biostabilizacji rozkładalnej biologicznie frakcji odpadów komunalnych:
 - odpady mogą zostać poddane mechanicznemu frakcjonowaniu oraz biologicznym (tlenowym) procesom stabilizacji w celu obniżenia zawartości rozkładalnej materii organicznej w odpadzie, obniżenia jej podatności na zagniwanie, a co za tym idzie, przygotowaniu uzyskanego odpadu, tzw. stabilizatu do bezpiecznego dla środowiska składowania.

Jest zatem kilka możliwości postępowania z odpadami, przy czym opisane działania powinny być realizowane w RIPOK. W ustawie o utrzymaniu czystości i porządku w gminach (Dz.U. 2011, nr 152, poz. 897) zapisano, iż gminy zapewniają budowę, utrzymanie i eksploatację własnych lub wspólnych z innymi gminami regionalnych instalacji do przetwarzania odpadów komunalnych. Pojęcie RIPOK zostało zdefiniowane zarówno w ustawie o utrzymaniu czystości i porządku w gminach (Dz.U. 2011, nr 152, poz. 897), jak i ustawie o odpadach (Dz.U. 2016, poz. 1987).

Zgodnie z definicją w ustawie (Dz.U. 2016, poz. 1987) „regionalną instalacją do przetwarzania odpadów komunalnych jest zakład zagospodarowania odpadów, o mocy przerobowej wystarczającej do przyjmowania i przetwarzania odpadów z obszaru zamieszkanego co najmniej przez 120 tys. mieszkańców, spełniający wymagania najlepszej dostępnej techniki, o której mowa w art. 207 ustawy z dnia 27 kwietnia 2001 r. – Prawo ochrony śro-

dowiska, lub technologii, o której mowa w art. 143 tej ustawy, w tym wykorzystujący nowe dostępne technologie przetwarzania odpadów lub zapewniający:

1. mechaniczno-biologiczne przetwarzanie zmieszanych odpadów komunalnych i wydzielenie ze zmieszanych odpadów komunalnych frakcji nadających się w całości lub w części do odzysku, lub
2. przetwarzanie selektywnie zebranych odpadów zielonych i innych bioodpadów oraz wytwarzanie z nich produktu o właściwościach nawozowych lub środków wspomagających uprawę roślin, spełniających wymagania określone w przepisach odrębnych, lub materiału po procesie kompostowania, lub fermentacji dopuszczonego do odzysku w procesie odzysku R10, spełniającego wymagania określone w przepisach wydanych na podstawie art. 30 ust. 4, lub
3. składowanie odpadów powstających w procesie mechaniczno-biologicznego przetwarzania zmieszanych odpadów komunalnych oraz pozostałości z sortowania odpadów komunalnych o pojemności pozwalającej na przyjmowanie przez okres nie krótszy niż 15 lat odpadów w ilości nie mniejszej niż powstająca w instalacji do mechaniczno-biologicznego przetwarzania zmieszanych odpadów komunalnych”.

Jednym z rozwiązań technologicznych RIPOK jest poddanie zmieszanych odpadów komunalnych mechaniczno-biologicznemu przetwarzaniu. W dniu 11 września 2012 roku Minister Środowiska wydał rozporządzenie w sprawie mechaniczno-biologicznego przetwarzania zmieszanych odpadów komunalnych (Dz.U. 2012, poz. 1052), które określało wymagania dotyczące prowadzenia mechaniczno-biologicznego przetwarzania zmieszanych odpadów komunalnych oraz wymagania dla odpadów powstających z procesów MBP. Owo rozporządzenie w latach 2012–2016 było podstawą prawną wydawania decyzji o środowiskowych uwarunkowaniach realizacji przedsięwzięć polegających na budowie instalacji MBP, a także pozwoleń na budowę oraz pozwoleń na przetwarzanie odpadów, w tym pozwoleń zintegrowanych. Ze względu na wagę tego aktu prawnego w procesie inwestycyjnym instalacji MBP odpadów w Polsce, pomimo iż od dnia 24 stycznia 2016 r. jest on nieobowiązujący, zostanie on uwzględniony w treści niniejszej książki.

W § 2.1 ww. rozporządzenia zdefiniowano MBP odpadów jako: „przetwarzanie zmieszanych odpadów komunalnych, składające się z procesów mechanicznego przetwarzania odpadów i biologicznego przetwarzania odpadów, połączonych w jeden zintegrowany proces technologiczny przetwarzania zmieszanych odpadów komunalnych w celu ich przygotowania do procesów odzysku, w tym recyklingu, odzysku energii, termicznego przekształcania lub składowania”. W § 4.1 ww. rozporządzenia zapisano, iż: „W procesie mechanicznego przetwarzania zmieszanych odpadów komunalnych wydziela się frakcję o wielkości co najmniej 0–80 mm (frakcja podsitowa) ulegającą biodegradacji, oznaczoną kodem 191212, wymagającą zastosowania procesów biologicznego przetwarzania, przez które rozumie się procesy prowadzone w warunkach tlenowych lub beztlenowych z udziałem mikroorganizmów, w wyniku których następują zmiany właściwości fizycznych, chemicznych lub biologicznych odpadów”. Z tego względu, niezbędnym elementem RIPOK jest linia technologiczna przeznaczona do biostabilizacji frakcji podsitowej odpadów komunalnych, przy czym istotnym aspektem jest to, aby proces biostabilizacji był zaprojektowany i eksploatowany w prawidłowy sposób. W przeciwnym razie niedotrzymane będą cele strategiczne gospodarki odpadami określone w ramach super-systemu. Dodatkowo,

na poziomie systemu występować mogą uciążliwości odorowe, negatywnie rzutujące na funkcjonowanie gospodarki odpadami.

Jednym z problemów związanych z funkcjonowaniem systemu gospodarki odpadami jest przetworzenie odpadów komunalnych przed ich bezpiecznym dla środowiska składowaniem. Działanie to polega kolejno na:

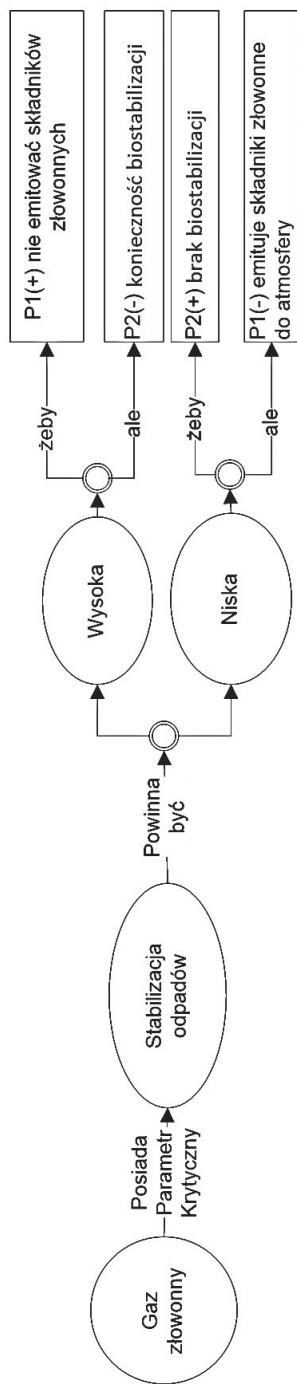
- wyodrębnieniu ze zmieszanych odpadów komunalnych, albo poprzez mechaniczną separację, albo poprzez wdrożenie selektywnej zbiórki, biologicznie rozkładalnej frakcji organicznej,
- poddaniu biostabilizacji tlenowej lub beztlenowej wyodrębnionej biologicznie rozkładalnej frakcji organicznej,
- laboratoryjnemu potwierdzeniu wymaganego stopnia stabilizacji biologicznie rozkładalnej frakcji organicznej,
- zdeponowaniu ustabilizowanych odpadów na składowisku.

Biostabilizacja odpadów, tak jak każde inne zagadnienie dotyczące gospodarki odpadami, może być rozpatrywana na poziomach:

- super-systemu (wdrażane strategie gospodarki odpadami i ochrony środowiska, procesy społeczne, rozwój gospodarczy, rozwój urbanistyczny, polityka państwa i regionu...),
- systemu (technologie gospodarki odpadami),
- podsystemu (stosowane procesy fizyczne, chemiczne, biologiczne oraz zarządzanie i kontrola).

Ponieważ jedną z cech odpadów komunalnych, wynikającą z obecności w ich składzie biologicznie rozkładalnej materii organicznej, jest podatność na zagniwanie, jednym z szybko odczuwalnych wskaźników nieprawidłowo funkcjonującej biostabilizacji odpadów jest emisja do atmosfery substancji odorotwórczych – gazów złowonnych. Jednym z warunków koniecznych do eliminacji uciążliwości odorowej przetwarzania odpadów jest wysoka efektywność procesów biostabilizacji. Gaz złowonny, w sposób pośredni, posiada parametr stabilizacji odpadów. Jego pojawienie się wynikać może z niskiej efektywności zachodzących procesów. Stabilizacja odpadów jest zatem krytycznym parametrem systemu gospodarki odpadami i powinna być wysoka, żeby nie emitować składników złowonnych do atmosfery. Warunkiem uzyskania wymaganego stopnia stabilizacji oraz niskiej emisji gazów złowonnych jest stosowanie efektywnych technologii biostabilizacji. W przypadku gdy stabilizacja odpadów jest niska, gdy nie prowadzi się efektywnej biostabilizacji odpadów, wówczas emitowane są składniki złowonne do atmosfery (rys. 1.1).

Analiza ta ukazuje potencjalne rozwiązanie – zwiększenie stopnia stabilizacji odpadów. Wskazuje także, jak istotnym zagadnieniem z punktu widzenia oddziaływania gospodarki odpadami na środowisko jest właściwie prowadzona biostabilizacja odpadów. Oczywiście, potencjalnych rozwiązań można poszukiwać na poziomie super-systemu, poprzez stosowanie regulacji prawnych czy też rekomendacji branżowych, których implementacja spowodować może unikanie wytwarzania odpadów, poddawanie odpadów recyklingowi, odzyskowi, tak aby do unieszkodliwiania pozostał już tylko niewielki strumień odpadów. Kluczowe jest jednak prawidłowe zaprojektowanie i eksploataowanie technologii na poziomie podsystemu, co zostanie omówione w kolejnych rozdziałach.



Rys. 1.1. Sprzeczność parametryczna problemu odorów w gospodarce odpadami z uwagi na efektywność biostabilizacji odpadów (opracowanie własne)

Fig. 1.1. Parametric contradiction in the problem of odours in waste management in relation to the effectiveness of waste biostabilization (own work)

2. Mechaniczno-biologiczne przetwarzanie odpadów

2.1. Ogólna charakterystyka

Jedną ze strategii postępowania z odpadami komunalnymi jest ich mechaniczno-biologiczne przetwarzanie. MBP odpadów było postrzegane jako integralna część nowoczesnej koncepcji gospodarki odpadami (rys. 2.1). Nowe zakłady MBP kładą nacisk na zwiększenie efektywności odzysku energii z odpadów komunalnych [Ritzkowski i in. 2006]. MBP



Rys. 2.1. Miejsce mechaniczno-biologicznego przetwarzania w gospodarce odpadami komunalnymi [Ritzkowski i in. 2006]

Fig. 2.1. A location of mechanical and biological treatment in municipal waste management [Ritzkowski et al. 2006]

odpadów jest techniką przetwarzania metodami mechanicznymi i biologicznymi, które konfigurowane są do rodzaju odpadów oraz do stawianych celów. Ze względu na uwarunkowania legislacyjne koncepcja MBP odpadów wynika głównie z doświadczeń europejskich, a szczególnie z krajów takich jak Niemcy, Włochy czy Austria.

Funkcjonuje wiele definicji koncepcji mechaniczno-biologicznego przetwarzania odpadów komunalnych, gdzie MBP oznacza wiele różnorodnych technik i sposobów obróbki odpadów.

Jędrzak [2007] wyjaśnia znaczenie słów mechaniczno-biologiczne przetwarzanie jako:

- M – „mechaniczne” obejmuje procesy rozdrabniania, przesiewania, sortowania, klasyfikacji i separacji – procesy te są ustawione w odpowiedniej konfiguracji w celu mechanicznego rozdzielania strumienia odpadów na frakcje dające się w całości lub w części wykorzystać materiałowo lub na frakcję ulegającą biodegradacji, odpowiednią do biologicznego przetwarzania;
- B – „biologiczne” odnosi się do tlenowego lub beztlenowego biologicznego przetwarzania frakcji odpadów ulegających biodegradacji w produkty podobne do kompostu, a w przypadku stosowania fermentacji również w biogaz;
- P – „przetwarzanie” wskazuje, że mechaniczne i biologiczne procesy jednostkowe są ze sobą zintegrowane i tworzą system MBP.

Litera B może zostać także umieszczona przed M, wówczas proces nazywany jest BMP, czyli biologiczno-mechaniczne przetwarzanie odpadów, w którym jako proces biologiczny stosuje się wstępne biosuszenie.

Z punktu widzenia umiejscowienia procesów mechanicznej i biologicznej obróbki odpadów wyróżnić można dwie generalne koncepcje:

- pierwszą opcją jest MBP, a więc w pierwszej kolejności następują sortowanie i klasyfikacja odpadów na dwie frakcje – surowcową i biologiczną (ta ostatnia trafia do biostabilizacji tlenowej lub beztlenowej);
- drugi wariant to przetwarzanie BMP, w którym odpady są poddane najpierw suszeniu biologicznemu, a następnie sortowane na frakcję surowcową, palną i przeznaczoną do składowania po ostatecznej stabilizacji biologicznej.

Inne definicje wprowadzają bardziej szczegółowe podziały MBP.

Adani i in. [2004] przedstawili pojęcie mechaniczno-biologicznego przetwarzania odpadów jako cztery koncepcje technologiczne, będące kombinacją procesów mechanicznych, biologicznych i termicznych:

- procesy mechaniczne do rozdzielania strumieni materiałowych (RSM) – w procesach RSM z odpadów wydzielone są wysokokaloryczne frakcje palne oraz inne wartościowe frakcje do recyklingu materiałowego (uzyskana z odpadów pozostałych frakcja niskokaloryczna jest przetwarzana metodami biologicznymi, prowadzącymi do mineralizacji i syntezy substancji humusowych, a w konsekwencji do składowania);
- biologiczno-mechaniczne procesy ze stabilizacją i biosuszeniem (MBS) – stosowane w celu termicznego wykorzystania zawartego w odpadach węgla, szczególnie biodegradowalnego i wytworzenie frakcji o wyższej wartości opałowej uzyskanej w wyniku biosuszenia (frakcja ta jest paliwem alternatywnym, przy czym stopień wysuszenia odpadów jest warunkiem efektywnego rozdzielania strumienia na frakcje palne, wartościowe materiałowo oraz obojętne);

- mechaniczno-fizyczną stabilizację (MFS) z suszeniem termicznym – zapewniającą całkowite wykorzystanie węgla organicznego jako frakcji paliwa alternatywnego (odpady są suszone energią wytworzoną ze spalania paliw kopalnych lub biogazu);
- mechaniczno-biologiczne przetwarzanie odpadów pozostałych jako obróbkę wstępną przed termicznym przekształceniem lub składowaniem odpadów.

Procesy MBP według Bernat i in. [2011] dzieli się na następujące kategorie:

- tlenowe MBP – to technologie przygotowujące materiały do recyklingu i/lub do produkcji paliwa alternatywnego, a ustabilizowaną metodami biologicznymi frakcję organiczną przeznaczają się do rekultywacji między innymi składowisk;
- beztlenowe MBP – technologie te przygotowują materiał do recyklingu i/lub użycia komponentu paliwa zastępczego, produkowany jest biogaz, a ustabilizowana frakcja organiczna jest przeznaczona do składowania;
- beztlenowe MBP z tlenową stabilizacją frakcji organicznej wydzielonej po fermentacji;
- biologiczne suszenie jako metoda przygotowująca paliwo alternatywne z odpadów pozostałych.

Ze względu na cel wdrożenia mechaniczno-biologicznego przetwarzania odpadów komunalnych Archer i in. [2005] wydzielają osiem najczęściej stosowanych opcji (tab. 2.1).

Biorąc pod uwagę złożoność przytoczonych definicji, zaproponować można uproszczone zdefiniowanie pojęcia mechaniczno-biologiczne przetwarzanie odpadów komunalnych jako technika przetwarzania odpadów metodami mechanicznymi i biologicznymi, które konfigurowane są do rodzaju przetwarzanych odpadów oraz stawianych celów.

Tabela 2.1
Table 2.1

Podstawowe cele oraz opcje instalacji MBP [Archer i in. 2005]
Basic aims, and options of MPT plants [Archer et al. 2005]

Rodzaj opcji MBP	Cel opcji MBP
Stabilizacja odpadów przed ich składowaniem	Obniżenie podatności na rozkład biologiczny odpadów komunalnych oraz odzysk części odpadów surowcowych
Wytwarzanie kompostu z odpadów	Uzyskanie materiału o właściwościach kompostu oraz odzysk części odpadów surowcowych
Wytwarzanie kompostu niespełniającego wymogów	Uzyskanie materiału o właściwościach podobnych do kompostu oraz odzysk części odpadów surowcowych
Produkcja RDF	Wytwarzanie paliwa alternatywnego z frakcji lekkiej odpadów oraz odzysk części odpadów surowcowych
Wytwarzanie paliwa SRF w procesie biosuszenia	Produkcja paliwa alternatywnego z lekkiej i organicznej frakcji odpadów oraz odzysk części odpadów surowcowych
Wspomaganie termicznego unieszkodliwiania odpadów	Podniesienie wartości opałowej odpadów kierowanych do instalacji termicznego unieszkodliwiania odpadów oraz odzysk części odpadów surowcowych
Produkcja biogazu	Wytwarzanie i odzysk energetyczny biogazu wytworzonego w warunkach beztlenowych oraz odzysk części odpadów surowcowych
Produkcja biogazu oraz kompostu niespełniającego wymogów	Wytwarzanie i odzysk energetyczny biogazu wytworzonego w warunkach beztlenowych, uzyskanie z pozostałości po fermentacyjnej materiału o właściwościach podobnych do kompostu oraz odzysk części odpadów surowcowych

Mechaniczno-biologiczne przetwarzanie odpadów komunalnych nie jest elementem niezależnym w systemie gospodarki odpadami. Pozyskanie z odpadów komunalnych surowców do przetworzenia, w tym do recyklingu, wymaga rozwoju technik separacji, w tym selektywnej zbiórki oraz mechanicznej segregacji odpadów. Co prawda, najczęściej mechaniczno-biologiczne przetwarzanie odpadów dotyczy odpadów zmieszanych (resztkowych), może być jednak ono skonfigurowane z systemem zbiórki selektywnej, co zwiększa efektywność przewidzianych procesów MBP. Przykładowo, wprowadzenie selektywnej zbiórki odpadów kuchennych umożliwia poddanie ich kompostowaniu, a w konsekwencji realizację recyklingu organicznego R3, który w odniesieniu do odpadów zmieszanych jest praktycznie nie do osiągnięcia. Według Bilitewskiego i in. [2006] można to realizować poprzez wdrożenie selektywnej zbiórki odpadów biodegradowalnych, czyli:

- bezpośrednio z domostw, zbiórka przy krawężniku, z wykorzystaniem pojemników na biomasę o pojemności od 40 do 120 dm³, worków plastikowych lub z materiałów ulegających biodegradacji;
- z zastosowaniem pojemników ustawionych w sąsiedztwie gospodarstw domowych, tzw. centra zbiórki, z wykorzystywaniem pojemników o pojemności od około 70 do 250 dm³, oznakowanych kolorami w zależności od grupy morfologicznej;
- poprzez bezpośrednią dostawę odpadów do obiektów odzysku, tzw. centra recyklingu, wykorzystywane do zbiórki odpadów podatnych na biodegradację z terenów wiejskich.

W prostszym, ale równie skutecznym wydaniu, strumień odpadów komunalnych, poprzez zastosowanie systemu dwupojemnikowego, można rozdzielić na odpady mokre (głównie spożywcze – ulegające intensywnej biodegradacji) oraz suche pozostałe (niewyselekcjonowane odpady). Wydzielenie odpadów biodegradowalnych istotnie przyspiesza procesy przemian biologicznych, dzięki czemu znacząco można skrócić czas zatrzymania w reaktorze oraz zwiększyć efektywność produkcji biogazu w przypadku procesów beztlenowych.

W przypadku nieselektywnej zbiórki zmieszanych odpadów komunalnych konieczne jest zastosowanie mechanicznych technik separacji. Techniki separacji mechanicznej umożliwiają wydzielenie z odpadów zmieszanych:

- strumienia bioodpadów,
- frakcji paliwa alternatywnego RDF (ang. Refuse Derived Fuel), niespełniających standardów zgodnych z PN-EN 15359:2012,
- frakcji paliwa alternatywnego SRF (ang. Solid Recovered Fuel), spełniających standardy zgodne z PN-EN 15359:2012,
- odpadów surowcowych, które po dodatkowej obróbce mającej na celu ich przygotowanie do włączenia w produkcję przemysłową utracić mogą status odpadu.

Do przesiewania odpadów komunalnych stosuje się różne typy sit, które służą do wstępnej klasyfikacji odpadów ze względu na wielkość uziarnienia. Na sitach wydzielane są:

- frakcja nadsitowa (lekka, surowcowa, palna – do dalszego sortowania, w tym produkcji paliw alternatywnych) o wielkości uziarnienia > 80 mm,
- frakcja podsitowa (organiczna o wysokiej zawartości substancji łatwo rozkładalnej) o średnicy ziaren do 80 mm.

Inną techniką jest separacja balistyczna, która pozwala na wyodrębnienie z masy odpadów zmieszanych frakcji palnych, np. kierowanych dalej do produkcji paliwa RDF [Müller

i in. 2003]. Separatory balistyczne wykorzystywane są również do wydzielenia ze strumienia odpadów zmieszanych, bioodpadów, których zanieczyszczenie jest niższe niż bioodpadów wydzielonych metodą przesiewania.

Najpopularniejsze systemy do segregacji materiałowej to: separacja magnetyczna do wydzielenia ferromagnetyków, indukcyjna do odzysku metali nieżelaznych, powietrzna do wydzielenia frakcji lekkiej wysokokalorycznej [Pretz i Onasch 2003], optyczna do wydzielenia tworzyw sztucznych, w tym polipropylenu (PP), polietylenu (PE), polichlorku winylu (PCV), politereftalanetylenu (PET) oraz papieru, kartonu, drewna, szkła [Crow i Kenny 1997].

Dodatkowo coraz częściej, w celu zwiększenia efektywności rozdziału odpadów biodegradowalnych od surowcowych, stosuje się metodę perkolacyjną, w wyniku której następuje rozpuszczenie rozkładalnych związków organicznych w wodzie. Bogata w substancje organiczne woda perkolacyjna przetwarzana jest biologicznie, zazwyczaj beztlenowo w celu produkcji biogazu [Busch 2014].

Szczegółowe analizy przeglądowe, dotyczące kryteriów doboru oraz efektywności mechanicznego sortowania odpadów komunalnych, w tym również produkcji paliw alternatywnych z odpadów, przedstawili Velis i in. [2010].

Jako procesy biologicznego przetwarzania stosuje się indywidualnie oraz w sekwencyjnych konfiguracjach:

- biologiczną stabilizację w warunkach tlenowych,
- biologiczną stabilizację w warunkach beztlenowych,
- biosuszenie.

Każdy z wymienionych procesów biologicznych, w zależności od konstrukcji reaktora, przepływu strumienia odpadów, wilgotności odpadów i temperatury procesu, dzieli się na wiele różnych typów, co zostało szczegółowo omówione przez Adani i in. [2004], Jędrzicka [2007] czy też Velisa i in. [2009].

Według Białowca [2012] oraz Koziółka i in. [2017] wybór konfiguracji mechaniczno-biologicznego przetwarzania odpadów komunalnych zależy od wielu czynników, w tym od:

- właściwości odpadów komunalnych,
- wymaganych poziomów odzysku i recyklingu oraz limitów w zakresie właściwości składowanych odpadów,
- możliwości wykorzystania produktów końcowych MBP.

Podjęcie decyzji o wyborze właściwej technologii MBP może być w zasadzie uproszczone do wyboru pomiędzy czterema generalnymi opcjami [Białowiec 2012, Koziółek i in. 2017]:

- nastawienie na produkcję biogazu i jego energetyczne wykorzystanie,
- nakierowanie przemian na wytwarzanie ustabilizowanego materiału do celów poprawy struktury próchnicznej gleby,
- nakierowanie na wytwarzanie wysokokalorycznego paliwa alternatywnego,
- konfiguracja procesów w celu uzyskania materiału w jak najwyższym stopniu ustabilizowanego biologicznie kierowanego do ostatecznego składowania.

Zazwyczaj podczas procesów MBP wydzielone są, jakby przy okazji, w wyniku segregacji pozytywnej materiały surowcowe takie jak: metale, szkło, ziemia, tworzywa lub też

w wyniku segregacji negatywnej materiały niebezpieczne, a także balast (materiały nieprzydatne i przeszkadzające zazwyczaj kierowane do składowania). Zastosowanie MBP powoduje rozdział głównego strumienia odpadów komunalnych na 4 bardziej homogeniczne, mniejsze strumienie odpadów, dzięki czemu następuje wzrost wartości użytkowych przetwarzanych odpadów. Białowiec [2012] oraz Koziółek i in. [2017] wskazują, iż wydzielone strumienie odpadów mogą znaleźć następujące zastosowanie:

1. produkcja biogazu i dalsze jego wykorzystanie poprzez:
 - wytwarzanie energii elektrycznej i ciepłej w układach niezależnych lub kogeneracyjnych,
 - wytwarzanie pary przegrzanej na cele przemysłowe,
 - wzbogacanie gazu składowiskowego lub gazu syntezowego ze zgazowania innych odpadów,
 - produkcja wzbogaconego paliwa na cele transportowe,
 - ujęcie i wykorzystanie w mobilnych systemach dystrybucji biogazu;
2. wytwarzanie z bioodpadów selektywnie zebranych produktów o właściwościach podobnych do kompostu i ich dalsze wykorzystanie:
 - w produkcji rolnej,
 - w produkcji leśnej,
 - w produkcji roślin energetycznych,
 - do poprawy struktury gleb oraz retencji wodnej,
 - do upraw roślin kwiatowych,
 - w ogrodach domowych,
 - jako nawozów ciekłych,
 - jako warstwa rekultywacyjna składowisk,
 - do kształtowania krajobrazu, terenów infrastrukturalnych przy budowie dróg i autostrad,
 - do rekultywacji terenów zdegradowanych;
3. wytwarzanie paliw alternatywnych i ich dalsze wykorzystanie poprzez:
 - współspalanie z paliwami konwencjonalnymi w ciepłowniach i elektrociepłowniach,
 - stosowanie jako główne paliwo w ciepłowniach i elektrociepłowniach,
 - zastosowanie jako paliwo w cementowniach,
 - zastosowanie jako paliwo na inne cele przemysłowe,
 - termiczną obróbkę w spalarniach odpadów,
 - gazyfikację i/lub pirolizę,
 - toryfikację;
4. wytwarzanie stabilizatu oraz jego unieszkodliwianie poprzez:
 - składowanie na składowisku odpadów po MBP.

Wydzielone w trakcie MBP odpady surowcowe zazwyczaj poddawane są recyklingowi, natomiast odpady niebezpieczne i ustabilizowany niskokaloryczny balast kierowane są do unieszkodliwiania poprzez składowanie.

Przedstawione w niniejszym rozdziale dane wskazują na dużą różnorodność rozwiązań jednostkowych oraz możliwych konfiguracji procesu. Z praktycznego punktu widzenia nie ma tu ograniczeń. O konfiguracji procesów jednostkowych decyduje inwestor na pod-

stawie analizy uwarunkowań prawnych, ekonomicznych, danych o właściwościach odpadów oraz przewidywanego do osiągnięcia celu środowiskowego. Przy czym istotnym czynnikiem wyboru powinna być przewidywana efektywność masowa, a co za tym idzie – ekonomiczna. Kluczowym elementem systemów MBP odpadów jest proces biostabilizacji wydzielonej mechanicznie frakcji podsitowej. Przykładową procedurę modelowania efektywności masowej instalacji MBP zaprezentowano w rozdziale 5.1.

2.2. Uwarunkowania prawne

2.2.1. Spełnienie kryteriów najlepszej dostępnej techniki

Spełnienie warunków Regionalnej Instalacji Przetwarzania Odpadów Komunalnych przez instalację mechaniczno-biologicznego przetwarzania odpadów komunalnych wymaga spełnienia kryteriów najlepszej dostępnej techniki [BAT 2006] lub technologii, o której mowa w art. 143 ustawy z 27 kwietnia 2001 r. – Prawo ochrony środowiska (Dz.U. 2001, nr 62 poz. 627, z późn. zm.).

Na poziomie Unii Europejskiej opracowany został dokument referencyjny BAT Waste Treatments Industries z sierpnia 2006 r., zawierający wymagania dla rozwiązań technicznych instalacji biologicznego przetwarzania odpadów oraz MBP. Obecnie trwają merytoryczne prace nad opracowaniem nowych rekomendacji BAT w zakresie przetwarzania odpadów, a ich efektem jest opracowanie w październiku 2017 r. finalnych zapisów [BAT 2017], które skierowane zostały do akceptacji politycznej w instytucjach UE.

Poniżej zestawiono wymogi BAT określone dokumentami referencyjnymi [BAT 2006], przy czym w niniejszym rozdziale skupiono się jedynie na tych wymogach, które bezpośrednio dotyczą samego biologicznego przetwarzania odpadów. Należy pamiętać, iż w zakresie instalacji MBP zastosowanie mają także inne BAT dotyczące np. procedur kontrolnych, przyjęcia odpadów, magazynowania odpadów, poboru próbek, kwalifikacji kadry itp.

W odniesieniu do biologicznego przetwarzania zapisano następujące wymogi:

BAT 65 – Stosowanie następujących technik gromadzenia i postępowania w przypadku systemów biologicznych [BAT 2006]:

- w przypadku odpadów o niskim potencjale odorotwórczym należy stosować automatyczne, szybko zamykające się drzwi (czas otwarcia drzwi należy ograniczyć do minimum) w połączeniu z odpowiednim system ujęcia powietrza powodującego wytworzenie podciśnienia w hali;
- odpady o wysokim potencjale odorowym należy rozładowywać do zamkniętych zasobni ze służą dla pojazdów;
- powietrze z hal i zasobni należy ujmować pod niewielkim podciśnieniem.

Komentarz do uwarunkowań spełnienia wymogów BAT

Stabilizacja frakcji podsitowej jest drugim etapem przetwarzania odpadów komunalnych w instalacjach MBP, poprzedzonym przez przyjęcie odpadów oraz ich mechaniczne przetworzenie. Kryterium to nie dotyczy bezpośrednio technologii biostabilizacji, wskazuje jedynie, iż przyjęcie i mechaniczne przetworzenie odpadów, przed biostabilizacją, powinno odbywać się w zamkniętej hali dostaw. Dostęp do wnętrza hali odbywać się powinien

za pomocą szybko zamykającej się bramy wjazdowej. Czas otwarcia powinien być ograniczony do minimum. Brama wjazdowa wyposażona powinna być w kurtynę powietrzną uniemożliwiającą wydostanie się powietrza z wnętrza hali na zewnątrz. Dodatkowo, z powodu uciążliwości zapachowej występującej wewnątrz hali dostaw, prowadzić się powinno zasysanie powietrza z hali; dzięki temu w hali wytwarzane jest podciśnienie, co umożliwia napływ świeżego powietrza z zewnątrz podczas rozładunku. Powietrze z hali dostaw ujęte powinno być w system wentylacyjny oraz oczyszczone zgodnie z rozdziałem 4.6 w BAT [2006] np. w biofiltrach. Możliwe jest także wykorzystanie powietrza ujmowanego z hali dostaw i/lub hali mechanicznego sortowania do napowietrzania reaktorów do biostabilizacji. Generalnie, omawiany BAT dotyczy zapewnienia hermetyzacji instalacji przetwarzania odpadów jako sposobu ograniczenia uciążliwości odorowej.

BAT 66 – Należy dostosować dopuszczalne rodzaje odpadów i procesy separacji do typu procesów biologicznego przetwarzania i możliwej do zastosowania techniki ograniczenia emisji (np. w zależności od zawartości odpadów nierozkładalnych) [BAT 2006]

Komentarz do uwarunkowań spełnienia wymogów BAT

Cele procesu MBP prowadzonego w instalacji są następujące: uzyskanie odpadów surowcowych, stabilizacja frakcji podsitowej przeznaczonej do bezpiecznego składowania jako stabilizat oraz dalsze zagospodarowanie frakcji nadsitowej, np. poprzez produkcję wysokokalorycznego paliwa alternatywnego. Mając na uwadze te cele, do procesu powinny być kierowane tylko te odpady, które nie zakłócają procesu. Są to zmieszane odpady komunalne oraz zbierane selektywnie odpady z nieruchomości zamieszkałych jak i niezamieszkałych. Osiągnięcie wysokich wartości opałowych paliwa alternatywnego zależy od kolejności separacji poszczególnych frakcji oraz ich rodzaju. Zgodnie z rozporządzeniem Ministra Środowiska w sprawie mechaniczno-biologicznego przetwarzania zmieszanych odpadów komunalnych z dnia 11 września 2012 r. (Dz.U. 2012, poz. 1052) do biostabilizacji powinna być kierowana frakcja 0–80 mm, która dzięki przesianiu na sicie uzyskuje większy stopień jednorodności niż materiał wejściowy – zmieszane odpady komunalne. Odsianie frakcji nadsitowej powoduje wzrost udziału odpadów ulegających biodegradacji we frakcji podsitowej. W tym przypadku BAT ten ma znaczenie w poprawie efektywności biostabilizacji poprzez homogenizację materiału kierowanego do bioreaktorów. Dzięki wydzieleniu frakcji podsitowej efektywność procesu biostabilizacji powinna być wyższa, a finalnie stabilizat powinien być uzyskany w krótszym czasie.

BAT 67 – Należy optymalizować mechaniczno-biologiczne przetwarzanie odpadów poprzez [BAT 2006]:

- stosowanie w pełni zamkniętych bioreaktorów;
- unikanie warunków beztlenowych podczas procesu tlenowej stabilizacji poprzez kontrolę przebiegu procesu i ilość wprowadzanego powietrza oraz dostosowanie napowietrzania do aktualnej intensywności biodegradacji;
- efektywne gospodarowanie wodą;
- izolowanie termiczne stropu hali, w której prowadzony jest tlenowy proces biologicznej stabilizacji;

- minimalizację ilości wytwarzanych gazów odlotowych do zakresu 2500–8000 Nm³·Mg⁻¹ odpadów;
- zapewnienie jednorodnego składu wsadu do procesu;
- recyrkulacja wody poprocesowej lub osadów w ramach instalacji tlenowej stabilizacji w celu wyeliminowania emisji tych wód na zewnątrz;
- prowadzenie ciągłego monitoringu korelacji pomiędzy kontrolowanymi parametrami biodegradacji i mierzonymi emisjami gazowymi;
- minimalizacja emisji związków azotu poprzez optymalizację stosunku C/N w przetwarzanych odpadach.

Komentarz do uwarunkowań spełnienia wymogów BAT

Wszystkie dostępne systemy biostabilizacji odpadów na polskim i europejskim rynku charakteryzują się ryzykiem wystąpienia nieszczelności i wzmożonej emisji zanieczyszczeń do atmosfery. Minimalizacja tego ryzyka zazwyczaj nie zależy od technologii, ale od człowieka, przestrzegania procedur, instrukcji obsługi czy też protokołu postępowania w przypadku awarii. Każdy system jest zatem wrażliwy na błędy ludzkie. Dodać należy, iż nigdzie, w żadnym miejscu dokumentu referencyjnego BAT [2006] nie wskazano, iż w pełni zamknięty reaktor to tylko taki, który wykonany jest w konstrukcji żelbetonowej lub stalowej. Zachowanie szczelności układu nie wynika tylko z rodzaju materiału, który jest stosowany do uszczelnienia, ale także z przestrzegania procedur i instrukcji obsługi.

Zgodnie z rozporządzeniem Ministra Środowiska w sprawie mechaniczno-biologicznego przetwarzania zmieszanych odpadów komunalnych z 11 września 2012 r. (Dz.U. 2012, poz. 1052) technologie biostabilizacji odpadów wymagają stosowania wymuszonego napowietrzania. Reżim oraz wydatek napowietrzania powinny być tak dobrane, aby wyeliminować występowanie stref beztlenowych w masie stabilizowanych odpadów. Wskazane jest, aby systemy sterowania wyposażone były w sensory pomiarowe mierzące poziom stężenia tlenu w gazie procesowym. Dzięki temu możliwe jest skorelowanie kontrolowanych parametrów biodegradacji z mierzonymi emisjami gazowymi. Proces biostabilizacji jest zazwyczaj sterowany automatycznie. Dzięki zainstalowanym czujnikom temperatury/tlenu ilość wprowadzanego powietrza jest dostosowywana do aktualnej intensywności procesu biostabilizacji.

W zakresie spełnienia uwarunkowań BAT wiele technologii umożliwia nawadnianie odpadów poprzez systemy rozdeszczowania, iniekcji lub też wstępne nawodnienie wsadu.

W wielu rozwiązaniach konstrukcyjnych bioreaktorów stosuje się izolację stropu. Wymóg ten wynika z konieczności eliminacji zjawiska kondensacji i wykraplania wilgoci na suficie, a co za tym idzie, ograniczenia zjawiska korozji.

Spełnienie wymogu BAT w zakresie uzyskania materiału wsadowego o stosunkowo jednorodnej konsystencji przed procesem biostabilizacji w instalacjach MBP uzyskuje się poprzez mechaniczne przetworzenie, odsianie frakcji o uziarnieniu co najmniej 0–80 mm i skierowanie tylko tego odpadu do bioreaktorów. Frakcja podsitowa jest dobrze zbilansowana w zakresie stosunku C/N (stosunek molowy węgla do azotu), który mieści się w zakresie od 20 do 30 [Jędrzak 2007], a co za tym idzie, spełnia wymagania BAT [2006], dzięki czemu emisja związków azotu jest ograniczona. Frakcja podsitowa odpadów komunalnych nie wymaga dodatkowego nawożenia azotem lub nawozem organicznym w celu

modyfikacji C/N. W wyniku przesiania frakcji podsitowej następuje jej homogenizacja, przez co uzyskuje stosunkowo jednorodny skład, co wykazano w literaturze [Białowiec i Templin 2010]. Z tego względu biostabilizacji poddawany jest materiał o zasadniczo przewidywalnym składzie i właściwościach.

W większości technologii biostabilizacji frakcji podsitowej warunek minimalizacji ilości wytwarzanych gazów poprocesowych jest spełniony, gdyż zazwyczaj ich ilość określa norma zawarta w dokumencie BAT [2006], tj. $2500\text{--}8000 \text{ Nm}^3\cdot\text{Mg}^{-1}$ odpadów.

W wielu technologiach stosowanych w Polsce powietrze poprocesowe kierowane jest do biofiltra, gdzie poddawane jest oczyszczeniu. Technologia biofiltracji jest technologią rekomendowaną w dokumencie BAT [2006], podobnie jak i inne techniki. Przy prawidłowej eksploatacji biofiltry są urządzeniami pozwalającymi na 99% efektywność usuwania zanieczyszczeń z powietrza.

Podsumowując, stwierdzić można, iż BAT ten dotyczy zarówno aspektów związanych z hermetyzacją procesów, jak i z utrzymywaniem wysokiej efektywności procesu biostabilizacji.

BAT 70 – Należy ograniczać emisje z mechaniczno-biologicznego przetwarzania odpadów do określonych poziomów [BAT 2006]:

- odory $<500\text{--}6000 \text{ ouE}\cdot\text{Nm}^{-3}$,
- $\text{NH}_3 <1\text{--}20 \text{ mg}\cdot\text{Nm}^{-3}$,
- lotne związki organiczne $7\text{--}20 \text{ mg}\cdot\text{Nm}^{-3}$ – dla niskich ładunków lotnych związków organicznych zakres może być rozszerzony do $50 \text{ mg}\cdot\text{Nm}^{-3}$,
- pyły (PM) $5\text{--}20 \text{ mg}\cdot\text{Nm}^{-3}$.

Komentarz do uwarunkowań spełnienia wymogów BAT

Wymienione poziomy zanieczyszczeń w powietrzu z instalacji biologicznego przetwarzania należy uzyskać poprzez zastosowanie kombinacji odpowiednich technik:

- utrzymanie prawidłowego zarządzania, co jest związane z BAT nr 3 [BAT 2006], który wskazuje na konieczność wdrożenia dobrej procedury zarządzania w instalacji obejmującej procedurę użytkowania, adekwatny program szkoleniowy, a w nim działania prewencyjne, które pracownicy muszą wykonać w celu ograniczenia ryzyka związanego z problemami zdrowotnymi, bezpieczeństwa pracy i zagrożeń środowiskowych;
- stosowanie techniki RTO (ang. regenerative thermal oxidation);
- usuwanie pyłu z placów, powierzchni hal i urządzeń;
- stosowanie technik prewencyjnych i osłabiających [rozdział 4.6 BAT 2006], gdzie wymieniono techniki, które możliwe są do zastosowania w celu zapobiegania i ochrony przed emisją głównie pyłu, odorów, lotnych związków organicznych i komponentów nieorganicznych z procesów biologicznego przetwarzania odpadów. Do technik tych należą: ogólna prewencja, adsorpcja, biofiltracja, zastosowanie chemicznych skrublerów, procesy pogłębionego utleniania, spalanie, utlenianie katalityczne, termiczno-regeneracyjne utlenianie i obróbka plazmą.

W celu zapobiegania i ochrony przed emisją głównie pyłu, odorów, lotnych związków organicznych i komponentów nieorganicznych z procesów biologicznego przetwarzania

odpadów, zgodnie z BAT 35–41, należy wymienić BAT 40 [BAT 2006], który bezpośrednio dotyczy bioreaktorów i wskazuje, iż bioreaktory powinny posiadać system detekcji przebić, przecieków oraz procedurę naprawy na miejscu w instalacji.

Omawiany BAT dotyczy zatem głównie utrzymywania wysokiego stopnia hermetyzacji procesu MBP.

BAT 71 – Zmniejszenie emisji związków azotu do wody [BAT 2006]

Komentarz do uwarunkowań spełnienia wymogów BAT

Ewentualne odcieki z odpadów powstające w procesie biostabilizacji, w przypadku większości technologii, są ujmowane systemem drenów do zbiornika bezodpływowego lub studzienki, z których kierowane są do zewnętrznej oczyszczalni ścieków. Część z nich może być zawrócona do procesu, dzięki czemu obniżona jest emisja azotu. Należy jednak zwrócić uwagę, iż prowadząc recyrkulację, zawracany jest do bioreaktora ładunek związków organicznych, które w przypadku odprowadzenia odcieków do oczyszczenia stanowiłyby rozchód w bilansie związków organicznych procesu.

Przedstawione rekomendacje BAT [2006] z jednej strony stanowią jedynie rekomendacje branżowe, jednakże z punktu widzenia prawnego muszą być brane pod uwagę przy wydawaniu decyzji o środowiskowych uwarunkowaniach realizacji inwestycji instalacji MBP odpadów, pozwolenia na budowę czy też pozwolenia na przetwarzanie odpadów w instalacji MBP. Stanowią one także punkt odniesienia w przypadku kontroli prawidłowości eksploatacji instalacji MBP odpadów.

2.2.2. Spełnienie kryteriów ustawy prawo ochrony środowiska

Uzyskanie statusu RIPOK przez instalację wymaga spełnienia kryteriów technologii, o której mowa w art. 143 ustawy z 27 kwietnia 2001 r. – prawo ochrony środowiska (Dz.U. 2001, nr 62 poz. 627, z późn. zm.), w tym:

- stosowania substancji o małym potencjale zagrożenia – w ramach technologii biostabilizacji tlenowej zazwyczaj nie są stosowane substancje zagrażające zdrowiu lub życiu ludzi;
- wdrożenia efektywnego wytwarzania oraz wykorzystania energii – proces biostabilizacji jest zazwyczaj zautomatyzowany i umożliwia optymalizację zużycia energii elektrycznej przez wentylatory przy maksymalnie wysokim efekcie stabilizacji oraz niskiej emisyjności;
- stosowania racjonalnego zużycia wody oraz innych surowców, materiałów i paliw – technologie biostabilizacji odpadów w warunkach tlenowych zazwyczaj nie zużywają dużych ilości surowców i energii, chyba że do biostabilizacji stosuje się wodę technologiczną (może to być zminimalizowane poprzez recyrkulację odcieków lub stosowanie wód opadowych);
- stosowania technologii bezodpadowych i małoopadowych oraz możliwości odzysku powstających odpadów – w instalacjach MBP zastosowane podstawowe urządzenia są przeznaczone do przygotowania odpadów do unieszkodliwiania, w efekcie ich użytkowania ograniczona zostaje objętość odpadów kierowanych do składowa-

nia i ich potencjalna szkodliwość (do składowania są kierowane odpady przetworzone i pozbawione szkodliwych składników, ustabilizowane), w przypadku biostabilizacji nie są to jednak procesy odzysku odpadów;

- działania zmierzające do ograniczenia rodzaju, zasięgu oraz wielkości emisji – w większości przypadków technologie biostabilizacji odpadów sprzężone są z systemem zarządzania odorami i oczyszczaniem powietrza procesowego;
- zastosowania porównywalnych procesów i metod, które zostały skutecznie wdrożone w skali przemysłowej – obecnie obserwowany jest intensywny rozwój, budowa instalacji MBP, gdzie stosowane są różnego rodzaju technologie biostabilizacji (wiedza w tym zakresie jest również dostępna i bogata).

Przytoczone uwarunkowania są również brane pod uwagę przy wydawaniu decyzji o środowiskowych uwarunkowaniach budowy instalacji MBP odpadów, pozwolenia na budowę czy też pozwolenia na przetwarzanie odpadów w instalacji MBP.

2.2.3. Spełnienie wymagań rozporządzenia Ministra Środowiska w sprawie mechaniczno-biologicznego przetwarzania zmieszanych odpadów komunalnych

Konfiguracja MBP przez ponad 3 lata regulowana była w Polsce odrębnymi przepisami. W dniu 11 września 2012 roku Minister Środowiska wydał rozporządzenie w sprawie mechaniczno-biologicznego przetwarzania zmieszanych odpadów komunalnych (Dz.U. 2012, poz. 1052), które określa wymagania dotyczące prowadzenia mechaniczno-biologicznego przetwarzania zmieszanych odpadów komunalnych oraz wymagania dla odpadów powstających z procesów MBP, w tym również warunki technologiczne procesu biologicznej stabilizacji odpadów. Co prawda, rozporządzenie to już nie obowiązuje, jednakże na podstawie zawartych w nim przepisów zaprojektowano i wybudowano w Polsce wiele instalacji MBP. Z tego względu dokument ten został omówiony.

Mechaniczno-biologiczne przetwarzanie odpadów zostało zdefiniowane w § 2.1. „Mechaniczno-biologiczne przetwarzanie zmieszanych odpadów komunalnych składa się z procesów mechanicznego przetwarzania odpadów i biologicznego przetwarzania odpadów połączonych w jeden zintegrowany proces technologiczny przetwarzania zmieszanych odpadów komunalnych w celu ich przygotowania do procesów odzysku, w tym recyklingu, odzysku energii, termicznego przekształcania lub składowania”.

W § 4.1 ww. rozporządzenia zapisano, iż: „W procesie mechanicznego przetwarzania zmieszanych odpadów komunalnych wydziela się frakcję o wielkości co najmniej 0–80 mm ulegającą biodegradacji, oznaczoną kodem 191212, wymagającą zastosowania procesów biologicznego przetwarzania, przez które rozumie się procesy prowadzone w warunkach tlenowych lub beztlenowych z udziałem mikroorganizmów, w wyniku których następują zmiany właściwości fizycznych, chemicznych lub biologicznych odpadów”. Dalej zapisano w punkcie 6 tego samego paragrafu, iż: „Biologiczne przetwarzanie frakcji ulegającej biodegradacji wydzielonej w mechanicznym przetwarzaniu odpadów jest klasyfikowane jako obróbka biologiczna, w wyniku której powstają odpady unieszkodliwiane za pomocą któregośkolwiek z procesów:

- składowania na składowiskach odpadów innych niż niebezpieczne i obojętne lub

- termicznego przekształcania odpadów w instalacjach lub urządzeniach zlokalizowanych na lądzie, albo
- inne działania polegające na wykorzystaniu odpadów w całości lub części, albo
- przetwarzanie odpadów w celu ich przygotowania do odzysku, w tym do recyklingu.

W § 4.2 zapisano: „Procesy biologicznego przetwarzania odpadów w warunkach tlenowych prowadzi się zgodnie z następującymi wymaganiami:

1. odpady, o których mowa w ust. 1 [frakcja podsitowa, przyp. autora], są przetwarzane z przerzucaniem odpadów przez okres od 8 do 12 tygodni łącznie;
2. przez co najmniej pierwsze 2 tygodnie proces odbywa się w zamkniętym reaktorze lub w hali, z aktywnym napowietrzaniem, z zabezpieczeniem uniemożliwiającym przedostawanie się nieoczyszczonego powietrza procesowego do atmosfery, do czasu osiągnięcia wartości AT_4 (rozumianej jako aktywność oddychania – parametr wyrażający zapotrzebowanie tlenu przez próbkę odpadów w ciągu 4 dni) poniżej 20 mg $O_2 \cdot g^{-1}$ suchej masy”.

To rozwiązanie technologiczne zobrazowano na rysunku 5.1.

W ww. rozporządzeniu wskazano także, iż czas określony w pkt. 1 może zostać skrócony lub wydłużony, w przypadku spełnienia warunków określonych dla stabilizatu w § 6 ust. 1. Możliwość skrócenia lub wydłużenia czasu trwania procesu jest słuszna, gdyż uwzględnia uwarunkowania odmiennych właściwości początkowych odpadów czy też rodzaju technologii.

Natomiast w § 4.3 uregulowano zapisy związane z biostabilizacją beztlenową (rys. 5.2), w tym: „W procesach biologicznego przetwarzania odpadów w warunkach beztlenowych odpady, o których mowa w ust. 1 [frakcja podsitowa – przyp. autora], są poddawane stabilizacji beztlenowej w procesie dwustopniowym:

- w pierwszym stopniu fermentacji mezofilowej przez co najmniej 20 dni lub fermentacji termofilowej przez co najmniej 12 dni;
- w drugim stopniu stabilizacji tlenowej w zamkniętym reaktorze lub w hali z aktywnym napowietrzaniem, z zabezpieczeniem uniemożliwiającym przedostawanie się nieoczyszczonego powietrza procesowego do atmosfery, przez okres co najmniej 2 tygodni, dopuszcza się w drugim stopniu stabilizacji tlenowej stabilizację w przyzmacach na otwartym terenie, napowietrzanych przez przerzucanie odpadów co najmniej raz w tygodniu, przez okres co najmniej 3 tygodni”.

Zaznaczyć w tym miejscu należy, iż omawiane rozporządzenie stoi w sprzeczności z rekomendacjami BAT [2006], gdyż dopuszcza biostabilizację w przyzmacach na terenie otwartym jako II stopień stabilizacji. Natomiast rekomendacje BAT 67 wskazują na konieczność stosowania w pełni zamkniętych bioreaktorów.

Innym procesem stosowanym w technologiach MBP jest biosuszenie odpadów. Biosuszenie jest jedną z opcji biologicznego przetwarzania odpadów. Głównym celem biosuszenia jest uzyskanie w jak najkrótszym czasie wysokojakościowego stałego paliwa alternatywnego przy udziale mikroorganizmów. Jest to osiągnięte poprzez:

- zwiększenie wartości opałowej w wyniku obniżenia zawartości wody w odpadach,
- ograniczenie pełnego rozkładu biochemicznego materii organicznej.

Dodatkowo, uzyskany wysuszony materiał jest łatwiejszy do przetwarzania w dalszych procesach mechanicznych (obniżona adhezja materiału). Co jest warte podkreśle-

nia, w wyniku wysuszenia materiał jest stabilny i przystosowany do krótkoterminowego magazynowania i transportu. Ze względu na termofilowe temperatury procesu zachodzi także częściowa sanityzacja materiału. Nie jest to jednak czynnik istotny w analizie efektywności procesu, gdyż uzyskany produkt zazwyczaj kierowany jest do termicznego przekształcania. Biosuszenie wykorzystuje wewnętrzne źródło ciepła, jakim są zachodzące w masie odpadów intensywne procesy biochemiczne. Wilgoć usuwana jest dwuetapowo. Najpierw cząsteczki wody odparowują z powierzchni odpadów do przestrzeni powietrznych pomiędzy ziarnami odpadów. Następnie są one transportowane i usuwane z układu przez przepływające powietrze [Velis i in. 2009].

Dodatkowo, niewielka ilość wody może się skraplać, przesiąkać przez odpady i odpływać z układu w postaci odcieków. Energia niezbędna do przejścia fazowego wody z postaci ciekłej do gazowej dostarczana jest głównie z procesów biologicznego rozkładu materii organicznej. Obecnie stosowane technologie komercyjne pozwalają w ciągu 5–15 dni w wyniku biosuszenia obniżyć masę wsadu od 25 do 35% masy. Głównymi produktami przemian, oprócz poprocesowej masy odpadów o wilgotności poniżej 20%, są para wodna oraz CO₂. Zazwyczaj bioreaktor, w którym zachodzi biosuszenie odpadów, zasilany jest jedynie rozdrobnioną frakcją nieposortowanych odpadów. Następnie wysuszony odpad o kodzie 190501 poddawany jest intensywnym procesom mechanicznym w celu oddzielenia frakcji wysokokalorycznej, pozyskania metali żelaznych i nieżelaznych oraz procesom biologicznym, w tym biostabilizacji tlenowej frakcji podsitowej w celu uzyskania stabilizatu o kodzie 190599, kierowanego następnie na składowisko (rys. 5.3).

Głównym kryterium oceny efektywności procesu biostabilizacji, oprócz technicznych uwarunkowań związanych z czasem zatrzymania, rodzajem reaktora i przerzucania, jest analiza stopnia ustabilizowania odpadów. Wartości graniczne charakteryzujące końcowe właściwości stabilizatu zestawiono w § 6.1. Wartości te wynoszą:

- straty prażenia stabilizatu są mniejsze niż 35% suchej masy, a zawartość węgla organicznego jest mniejsza niż 20% suchej masy lub
- ubytek masy organicznej w stabilizacie w stosunku do masy organicznej w odpadach mierzony stratą prażenia lub zawartością węgla organicznego jest większy niż 40%, lub
- wartość aktywności oddechowej – AT₄ jest mniejsza niż 10 mgO₂·g⁻¹ suchej masy.

Pomimo iż rozporządzenie w sprawie MBP nie obowiązuje, jednakże wiele instalacji MBP funkcjonuje, opierając się na pozwoleniach zintegrowanych lub sektorowych, wydane przez odpowiednie jednostki administracji samorządowej na podstawie omawianych rozporządzeń. Nadmienić trzeba, iż w trakcie przygotowania niniejszej monografii przyjęto nowelizację rozporządzenia Rady Ministrów zmieniającego rozporządzenie w sprawie opłat za korzystanie ze środowiska (Dz.U. 2017 poz. 723). W znowelizowanym rozporządzeniu, dla odpadu o kodzie 190599 (odnoszącego się do stabilizatu wytworzonego w instalacjach MBP), wskazano konieczność uzyskania wymaganego poziomu stabilizacji w odniesieniu do następujących wskaźników i ich wartości:

- aktywność oddechowa wyrażona jako AT₄, która powinna być niższa niż 10 mgO₂·g⁻¹ suchej masy,
- straty prażenia stabilizatu, które powinny być mniejsze niż 35% suchej masy,
- zawartość węgla organicznego mniejsza niż 20% suchej masy.

Nowelizacja przepisów podniosła w stopniu znacznym rygorę dotyczące uznania odpadów za ustabilizowane, gdyż wszystkie trzy wskaźniki muszą być spełnione łącznie, podczas gdy w poprzednich przepisach wystarczającym było osiągnięcie wartości tylko jednego wskaźnika.

Wobec przytoczonych w rozdziale 2.2 uwarunkowań biologicznego przetwarzania odpadów projektant technologii, jej dostawca oraz technolog powinni podejmować wszelkie działania umożliwiające osiągnięcie przez stabilizat właściwości charakteryzowanych przez powyższe wartości wskaźników stopnia rozkładu materii organicznej. Równocześnie, technologie biostabilizacji powinny spełniać obowiązujące rekomendacje BAT [2006] oraz przepisy ustawy prawo ochrony środowiska. Wobec zgodności polskiego prawa w zakresie ochrony środowiska z prawem unijnym, przy spełnieniu wymagań polskich przepisów dotyczących wszystkich komponentów środowiska (w tym m.in. ochrony powietrza, emisji hałasu, gospodarki wodno-ściekowej, gospodarki odpadami), można ocenić, że rozwiązania techniczne zastosowane w technologiach biostabilizacji odpadów mogą spełniać wymagania prawne i wymagania najlepszej dostępnej techniki dla zakładów odzysku i unieszkodliwiania odpadów. Przedstawiona analiza nie ma charakteru uniwersalnego, jest to tylko skrótowe przedstawienie najważniejszych kryteriów. Każdorazowo, indywidualnie planowaną do stosowania technologię należy przeanalizować odrębnie. Zaznaczyć także trzeba, iż ewentualne nieprawidłowości nie muszą wynikać z błędów konstrukcyjnych, a z błędów ludzkich w trakcie eksploatacji jako efekt nieprzestrzegania reżimu technologicznego. Błędy te powodować mogą występowanie niepożądanego uciążliwości odorowej. Jak wspomniano w rozdziale 1, jednym z rozwiązań problemu uciążliwości dla środowiska gospodarki odpadami jest zapewnienie wysokiego stopnia biostabilizacji odpadów (rys. 1.1).

3. Biostabilizacja tlenowa odpadów komunalnych

3.1. Wprowadzenie

Chcąc spełnić wymogi związane z ograniczeniem masy składowanych odpadów biodegradowalnych (ulegających biodegradacji), zrealizowano w Polsce liczne prace inwestycyjne w zakresie budowy i modernizacji instalacji mechaniczno-biologicznego przetwarzania odpadów. Centralną częścią instalacji MBP jest sekcja biologicznej obróbki odpadów. Biologiczne przetwarzanie odpadów (określane także mianem biostabilizacja organicznej frakcji odpadów komunalnych) polega na celowym wykorzystaniu mikrobiologicznych procesów przemiany materii do uzyskania rozkładu lub przekształcenia zawartych w odpadach substancji organicznych w produkty, które można zawrócić do naturalnego obiegu materii. Może ono być prowadzone w warunkach tlenowych (biostabilizacja, kompostowanie, biosuszenie) lub beztlenowych (fermentacja metanowa), a także w procesach będących ich kombinacją. Efekty procesów biologicznych są następujące:

- obniżona masa i objętość odpadów oraz wzrost ich gęstości nasypowej,
- obniżona zawartość składników biodegradowalnych w odpadach,
- obniżony potencjał emisji zanieczyszczeń (obniżona wymywalność zanieczyszczeń do odcieków, ograniczony potencjał produkcji biogazu, zmniejszona emisja odorów),
- możliwość pozyskania odpadów surowcowych, w tym frakcji palnej (głównie odpady lekkie, opakowaniowe), kierowanej następnie do odzysku energetycznego,
- zmniejszone procesy osiadania hałdy składowanych odpadów [Ritzkowski i in. 2006].

Zarówno kompostowanie bioodpadów, jak i biostabilizacja tlenowa organicznej frakcji odpadów komunalnych są mikrobiologiczną transformacją i stabilizacją różnorodnych stałych substratów organicznych, zachodzącą w warunkach tlenowych. Można to zdefiniować prościej: kompostowanie/biostabilizacja tlenowa to mikrobiologiczny rozkład substancji organicznych w kontrolowanych warunkach tlenowych. Oba te procesy, czyli biostabilizacja tlenowa i kompostowanie, procesowo i technologicznie są do siebie zbliżone, jednakże cechą wyróżniającą są: cel aplikacji procesu, właściwości substratów oraz właściwości produktów finalnych. W przypadku kompostowania cele są następujące:

- stabilizacja materii organicznej,
- higienizacja (zabicie mikroorganizmów patogennych zarówno dla ludzi, zwierząt, ale także dla roślin, w tym inhibicja wzrostu nasion chwastów),
- uzyskanie nawozu organicznego o dobrej strukturze, wysokiej zawartości humusu, zrównoważonej proporcji substancji biogennych i co ważne, niskiej zawartości związków toksycznych (metale ciężkie) czy patogennego materiału biologicznego.

Natomiast w przypadku biostabilizacji tlenowej głównym celem jest jedynie stabilizacja materii organicznej zawartej w przetwarzanej masie (odpadów). Efektem tego jest uzyskanie stabilizatu, odpadu o obniżonej uciążliwości dla środowiska w trakcie jego ostatecznego składowania.

W przypadku kompostowania wymogiem jest stosowanie czystych, niezanieczyszczonych bioodpadów pochodzących z pielęgnacji terenów zieleni miejskiej, odpadów żywnościowych i kuchennych selektywnie zebranych, osadów ściekowych i innych odpadów organicznych o niskim stopniu zanieczyszczenia i wysokiej homogeniczności. Do procesów biostabilizacji kierowana jest zazwyczaj frakcja podsitowa wydzielona mechanicznie ze zmieszanych odpadów komunalnych.

Produktem końcowym procesu kompostowania jest kompost – produkt spełniający kryteria nawozu organicznego. Po procesie biostabilizacji pozostaje natomiast stabilizat – odpad, który należy poddać ostatecznie bezpiecznemu dla środowiska składowaniu.

Z tego względu procesy kompostowania odpadów klasyfikowane są zgodnie z ustawą o odpadach (Dz.U. 2016, poz. 1987) jako proces R3 – recykling lub odzysk substancji organicznych, które nie są stosowane jako rozpuszczalniki (w tym kompostowanie i inne biologiczne procesy przekształcania). W procesie kompostowania następuje utrata statusu odpadu. Natomiast proces biostabilizacji tlenowej klasyfikowany jest zgodnie z ustawą o odpadach (Dz.U. 2016, poz. 1987) jako D8 – obróbka biologiczna, niewymieniona w innej pozycji niniejszego załącznika, w wyniku której powstają ostateczne związki lub mieszanki, które są unieszkodliwiane za pomocą któregośkolwiek spośród procesów wymienionych w pozycjach D1–D12. Proces biostabilizacji tlenowej stanowi zatem unieszkodliwianie odpadów. W wyniku procesu następują transformacja właściwości odpadów oraz zmiana klasyfikacji odpadu zgodnie z katalogiem odpadów (Dz.U. 2014, poz. 1923) z 191212 – inne odpady (w tym zmieszane substancje i przedmioty) z mechanicznej obróbki odpadów inne niż wymienione w 191211 – frakcja podsitowa wydzielona mechanicznie ze zmieszanych odpadów komunalnych do 190599 – inne niewymienione odpady (stabilizat).

Biostabilizacja tlenowa (kompostowanie) jest efektywnym, egzotermicznym procesem mikrobiologicznym przetwarzania odpadów organicznych w warunkach tlenowych powodującym zmniejszenie ich masy i objętości, wytworzenie stabilizatu, dwutlenku węgla i wody [Fialho i in. 2010, Hsu i Lo 1999, López i in. 2010].

3.2. Charakterystyka

W trakcie tlenowej biostabilizacji odpadów zachodzi rozkład materii organicznej przy jednoczesnej produkcji dwutlenku węgla, wody, jonów i innych związków. Ze względu na różny stopień podatności materii organicznej na rozkład biologiczny część materii organicznej, o ograniczonej biorozkładalności, nie ulega rozkładowi, pozostając w stabilizacie.

Jak podają Pilarska i Pilarski [2009], w wyniku prawidłowo przeprowadzonego kompostowania/biostabilizacji około 75–80% łatwo rozkładalnej materii organicznej powinno ulec mineralizacji. Jak wspomniano wcześniej, jest to proces egzotermiczny. W wyniku rozkładu materii organicznej, powodowanego aktywnością mikroorganizmów, dochodzi również do uwalniania ciepła.

3.2.1. Fazy procesu

Literatura nie wydzieliła w sposób jednoznaczny faz, etapów procesu biostabilizacji tlenowej i kompostowania. Występuje wiele podziałów tego procesu. Przykładowo Manczarski [2007] wyróżnia dwie fazy:

- I – kompostowanie wysokotemperaturowe – termofilowe, dynamiczne,
- II – kompostowanie niskotemperaturowe – mezofilowe „dojrzewanie”.

Jędrzak [2007] wprowadza bardziej dokładny podział na:

- fazę wstępną, w której dochodzi do gwałtownego wzrostu temperatury,
- fazę termofilną, w której następuje intensywny rozkład materii organicznej,
- fazę właściwą/fazę przemian, w której następuje degradacja substancji trudno rozkładalnych oraz obniżenie temperatury,
- fazę dojrzewania, w której materia organiczna ulega dalszej mineralizacji, odpady wychładzają i zaczynają się pojawiać nowe mikroorganizmy.

Cooperband [2002] dzieli proces biostabilizacji na fazę aktywną, która składa się z:

- etapu mezofilowego,
- etapu termofilowego.

Natomiast drugą fazą jest faza „utwardzania”, którą również dodatkowo dzieli na:

- fazę mezofilową,
- fazę dojrzewania.

Hassen i in. [2002] proponuje „klasyczny” podział na:

- fazę mezofilową,
- fazę termofilową,
- fazę chłodzenia.

Pomimo różnic w definiowaniu faz i etapów procesu biostabilizacji, w warunkach rzeczywistych, przebieg procesu jest zgodny z modelem wzrostu mikroorganizmów.

3.2.2. Przebieg procesu w ujęciu mikrobiologicznym

Przebieg procesu biostabilizacji może być opisany modelem kinetyki wzrostu mikroorganizmów Monoda. Proces podzielony może być na 4 fazy:

- lag-faza,
- faza intensywnego wzrostu,
- faza równowagi,
- faza wymierania.

Stężenie biomasy mikroorganizmów X zmienia się w wyniku przyrostu, który zależy od warunków środowiskowych. Przebieg wzrostu mikroorganizmów w czasie zaprezentowano na rysunku 3.1, za Michael i in. [2003]. Zawartość biomasy mikroorganizmów zarówno w fazie intensywnego wzrostu, jak i wymierania zmienia się wykładniczo, przy czym zależność ta przyjmuje postać w fazie intensywnego wzrostu:

$$\frac{dX}{dt} = \mu X \quad (3.1)$$

oraz w fazie wymierania:

$$\frac{dX}{dt} = -\mu_d X \quad (3.2)$$

Natomiast w trakcie lag-fazy oraz w fazie równowagi przyrost zawartości biomasy mikroorganizmów nie jest obserwowany, co opisuje zależność:

$$\frac{dX}{dt} = 0 \quad (3.3)$$

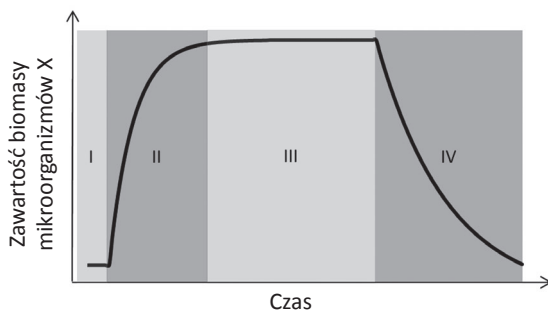
Wzrost mikroorganizmów może być zatem opisany równaniem I rzędu:

$$\frac{dX}{dt} = \alpha \mu X - \beta \mu_d X \quad (3.4)$$

Równanie wzrostu składa się z dwóch elementów:

- elementu wzrostu (pierwszy element prawej strony równania),
- elementu wymierania (drugi element prawej strony równania).

X wyraża zawartość biomasy mikroorganizmów w jednostce objętości kompostu, $\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$, μ - zależna od warunków środowiskowych stała szybkości wzrostu, s^{-1} , μ_d - stała szybkości wymierania, s^{-1} . Zazwyczaj przyjmuje się, iż ten parametr jest stały w trakcie całego procesu. W równaniu występują dwa parametry numeryczne α i β , które pozwalają kontrolować modelowanie procesu wzrostu mikroorganizmów. Oba parametry przyjmują wartości albo jeden, albo zero. Dzięki temu, w zależności od fazy wzrostu, elementy równania są włączane. W trakcie lag-fazy oraz fazy równowagi oba parametry α i β przyjmują wartość zero. W fazie wzrostu jedynie parametr α przyjmuje wartość jeden, natomiast w fazie wymierania β jest jednością. W modelu zakłada się, iż faza wzrostu przechodzi w fazę równowagi, gdy substrat S ulega całkowitemu rozkładowi.



Rys. 3.1. Typowy przebieg krzywej wzrostu mikroorganizmów w rozbiciu na fazy:
I - lag-faza, II - faza intensywnego wzrostu, III - faza równowagi, IV - faza wymierania
(opracowanie własne, za Michael i in. [2003])

Fig. 3.1. Typical course of the microbial growth curve divided on the following phases:
I - lag phase, II - intensive growth phase, III - equilibrium phase,
IV - extinction phase (own work, according to Michael et al. [2003])

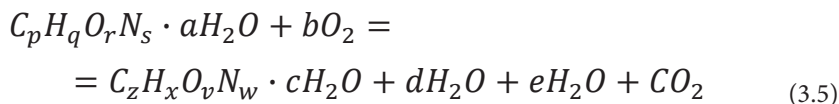
Z tego wynika, iż w pierwszej kolejności występuje tzw. lag-faza. Jest to faza inkubacyjna, zastoju, w trakcie której następują zasiedlenie i początkowe podziały komórkowe mikroorganizmów. Czas trwania lag-fazy jest różny, przy czym zależy od:

- temperatury,
- stopnia zasiedlenia odpadów mikroorganizmami,
- wilgotności i częstości podziałów komórkowych mikroorganizmów,
- biodostępności substratów,
- obecności substancji inhibitujących podziały komórkowe,
- składu gatunkowego mikroflory.

Długość lag-fazy wyznaczyć można doświadczalnie [Binner i in. 2012] na podstawie badań zużycia tlenu. Lag-faza kończy się, gdy średnia 3-godzinnego przedziału pomiaru osiąga 25% wartości średniej 3-godzinnego przedziału, w którym zapotrzebowanie tlenu było największe [Kilian i Macedowska-Capiga 2011].

Po zakończeniu lag-fazy rozpoczynają się procesy hydrolizy i utleniania materii organicznej. Procesy te prowadzone są przez heterotroficzne mikroorganizmy zasiedlające odpady, jak również wprowadzane z powietrzem poprzez system napowietrzania. Rozpoczyna się wykładniczy wzrost ilości mikroorganizmów, w wyniku czego następuje intensywny rozkład łatwo dostępnych związków organicznych. W tym okresie zachodzi konwersja materii organicznej w części w biomasę przyrastających mikroorganizmów, w części w prostsze związki organiczne. Część materii organicznej ulega utlenieniu do CO_2 i H_2O . Wydziela się także ciepło, czego efektem jest intensywny wzrost temperatury stabilizowanych odpadów. Następnie, uzyskane w procesach hydrolizy, rozpuszczalne w wodzie cukry proste, białka ulegają rozkładowi, w trakcie którego powstaje wiele różnego rodzaju związków, m.in. kwasów organicznych, aminokwasów, peptydów, alkoholi i innych lotnych związków organicznych. W wyniku nadmiernego wzrostu temperatury, wyczerpywania się dostępnych substancji organicznych oraz obniżania się odczynu aktywność mikroorganizmów maleje, rozpoczynają się procesy autolizy. Efektem jest spadek temperatury odpadów. Dominującą rolę zaczynają odgrywać grzyby, które zdolne są do rozkładu trudno rozkładalnych substancji organicznych takich jak lignina, lignoceluloza, związki alifatyczne i aromatyczne o niskiej masie cząsteczkowej (tab. 3.1). W tej fazie występuje rozkład odpornych substancji takich jak: celuloza, hemiceluloza, chityna, pektyny oraz bardzo odpornych, do których należą ligniny, keratyna i inne. Związki, które nie uległy całkowitemu rozkładowi, tworzą grupę (skomplikowanych polimerów) substancji organicznych zwanych humusem (kwasy huminowe i fulwowe). Przy niskiej dostępności materii organicznej rozwijają się zaczynają bakterie autotroficzne, dzięki czemu rozpoczynają się procesy nityfikacji.

W ujęciu stechiometrycznym proces biostabilizacji tlenowej materii organicznej opisać można równaniem (3.5) za Epsteinem [1996]:



Równanie to nie odzwierciedla jednak podatności materii organicznej na rozkład oraz kinetyki rozkładu mikrobiologicznego. W ujęciu ogólnym Epstein [1996] zaproponował

podział różnych związków organicznych pochodzenia naturalnego ze względu na podatność na rozkład biologiczny (tab. 3.1).

Na efektywność, a tym samym na szybkość procesów rozkładu materii organicznej w trakcie biostabilizacji tlenowej wpływa szereg czynników, w tym uwarunkowania środowiskowe procesu, właściwości substratu i parametry technologiczne, co zostanie kolejno omówione w dalszej części pracy.

Tabela 3.1

Table 3.1

Podatność związków organicznych na rozkład przy udziale mikroorganizmów [Epstein 1996]
Organic compounds' microbial biodegradability

Rodzaj związku organicznego	Podatność na rozkład
Cukry	Łatwe
Skrobia, pektyny, glikogen	Łatwe
Kwasy tłuszczowe, lipidy, tłuszcze, fosfolipidy	Łatwe
Aminokwasy	Łatwe
Kwasy nukleinowe	Łatwe
Białka	Zazwyczaj łatwe
Chemicaluloza	Zazwyczaj łatwe
Celuloza	Zazwyczaj łatwe
Chityna	Zazwyczaj łatwe
Lignina	Trudne
Ligninoceluloza	Trudne
Związki alifatyczne i aromatyczne o niskiej masie cząsteczkowej	Trudne

3.2.3. Podstawowa charakterystyka czynników wpływających na biostabilizację odpadów

W niniejszym rozdziale przedstawiono jedynie podstawową charakterystykę czynników wpływających na przebieg procesu biostabilizacji tlenowej. Zagadnienia te są powszechnie znane i szeroko opisane w literaturze przedmiotu [Jędrzak 2007]. W rozdziale 3.2.3.2 skupiono się natomiast na wpływie czynników środowiskowych na kinetykę procesu, co ujęto w opisie matematycznym, pozwalającym na wykorzystanie tych zależności w modelowaniu procesu biostabilizacji.

3.2.3.1. Mikroorganizmy odpowiedzialne za biostabilizację tlenową odpadów

Mikroorganizmy odgrywają kluczową rolę w procesie biostabilizacji. Odpowiadają one za rozkład większości substancji organicznych. Kolejno włączane szlaki metaboliczne przyczyniają się do zmiany właściwości fizycznych i chemicznych odpadów, co prowadzi do modyfikacji populacji mikroorganizmów w kolejnych etapach procesu [Chroni i in. 2009]. W początkowej fazie biostabilizacji tlenowej dominującą rolę odgrywają bakterie mezofilowe. Powodują one rozkład cukrów prostych i białek oraz wzrost temperatury. Podniesienie temperatury indukuje rozwój bakterii termofilowych, co następnie przyczynia się do dalszego

wzrostu temperatury i przyspieszenia rozkładu złożonych związków organicznych [Jędrzak 2007]. Do mikroorganizmów uczestniczących w procesach tlenowego rozkładu materii organicznej należą prokarioty jak i eukarioty, w tym: bakterie, grzyby, promieniowce, wrotki i pierwotniaki. W zależności od fazy procesu biostabilizacji dominują różne grupy mikroorganizmów, wśród których każda ma określone wymagania dotyczące warunków środowiskowych [Jędrzak 2007]. Zmienność składu gatunkowego mikroorganizmów w trakcie kompostowania, w zależności od temperatury, szczegółowo omówili Ryckeboer i in. [2003].

Bakterie, można podzielić na 3 grupy w zależności od preferencji temperaturowych:

- psychrofilowe $15-20^{\circ}\text{C}$,
- mezofilowe $20-45^{\circ}\text{C}$,
- termofilowe $45-80^{\circ}\text{C}$.

Bakterie termofilowe to grupa mikroorganizmów dominująca w trakcie faz intensywnego wzrostu i równowagi. Bakterie wytwarzają szeroką gamę enzymów rozkładających białka, węglowodany i tłuszcze. Uczestniczą aktywnie w cyklu biochemicznym związków azotu, przeprowadzając procesy amonifikacji, nityfikacji i denityfikacji. Bakterie są również najbardziej elastyczne pod względem troficznym, dlatego też stanowią najliczniejszą i najbardziej różnorodną populację mikroorganizmów w trakcie procesu biostabilizacji. Są jednak bardziej wrażliwe na niedobory substancji odżywczych, wody i wpływ innych czynników niż grzyby czy promieniowce [Jędrzak 2007, Schlegel 2002].

Rebollido i in. [2008] analizowali wpływ odczynu oraz temperatury na ilość bakterii w kompostowanej masie odpadów. Ustalono, iż odczyn pH i temperatura mają znaczący wpływ na liczbę bakterii znajdujących się w materiale kompostowym, co opisano równaniem:

$$\text{liczba bakterii} = 0,498 \cdot \text{pH} - 0,054 \cdot T \quad (3.6)$$

gdzie:

- T – temperatura, $^{\circ}\text{C}$,
- pH – odczyn środowiska.

Grzyby należą do eukariotów i są tlenowymi organizmami heterotroficznymi [Schlegel 2002]. Uczestniczą w rozkładzie znacznej części związków organicznych, przy czym są bardziej odporne na niesprzyjające warunki niż bakterie. Pojawiają się w dużej liczbie w chwili gdy spadają odczyn oraz wilgotność odpadów. Przeprowadzają wstępny rozkład trudno dostępnej dla bakterii materii organicznej, np. celulozy i ligniny [Jędrzak 2007]. Według Insama i de Bertoldiego [2008] grzyby są mniej odporne na niedobory tlenu aniżeli bakterie. Charakteryzują się także mniejszą termotolerancją. Efektem tego jest spadek ich aktywności podczas fazy termofilowej. Rebollido i in. [2008] zidentyfikowali związek pomiędzy poziomem pH, temperaturą, przewodnością elektryczną i wilgotnością a aktywnością grzybów, co ujęto w opis matematyczny:

$$\text{liczba grzybów} = 0,593 \cdot \text{pe} + 0,026 \cdot W - 0,228 \cdot \text{pH} - 0,014 \cdot T \quad (3.7)$$

gdzie:

- T – temperatura, $^{\circ}\text{C}$,
- W – wilgotność, %,
- pH – odczyn środowiska,
- pe – przewodność elektryczna, S.

Kolejną grupą mikroorganizmów biorących udział w procesie biostabilizacji odpadów są promieniowce. Są to organizmy tlenowe przypominające grzyby. Rozwijają się w koloniach, tworząc „pajęczynowatą” pseudogrzybnię. Są ważnym elementem populacji mikroorganizmów zaangażowanych w biostabilizację odpadów, gdyż prowadzą degradację chityny, celulozy, ligniny i papieru. Wytwarzają one enzymy rozkładające drewno i korę [Schlegel 2002]. We wspomnianych wcześniej badaniach przeprowadzonych przez Rebollido i in. [2008] wykazano, iż populacja promieniowców była drugą co do liczebności grupą mikroorganizmów i stanowiła 32,3%. Ich liczbę w kompostowanym materiale opisano zależnością:

$$\text{liczba promieniowców} = -9,788 + 1,561 \cdot \text{pH} - 0,030 \cdot T \quad (3.8)$$

gdzie:

T – temperatura, °C,

pH – odczyn środowiska.

Przedstawiony, skrócony opis nie ujmuje wszystkich biotycznych składowych ekosystemu przyzmy kompostowania/biostabilizacji odpadów. Występują tu także organizmy wyższe. Przykładowo pierwotniaki i wrotki pełnią pomocniczą rolę w procesach rozkładu materii organicznej. Źródłem ich pokarmu mogą być również grzyby i bakterie. Przyzmy kompostowanych odpadów są także licznie zasiedlane przez stawonogi czy też pierścienice. W przypadku tej ostatniej grupy zwierząt wyodrębniono nawet technologię wermikompostowania, co zostało szeroko omówione przez Alliego i in. [2015].

Pryzma biostabilizowanych/kompostowanych odpadów stanowi swoisty, ulegający dynamicznym transformacjom ekosystem. Jednakże z punktu widzenia obliczeń projektowych i eksploatacyjnych istotną informacją jest kinetyka procesu. Zależy ona oczywiście od składu gatunkowego mikroorganizmów oraz od czynników abiotycznych. Stąd też zagadnienia te zostaną omówione szerzej.

3.2.3.2. Czynniki oddziałujące na mikroorganizmy

Populacje mikroorganizmów ulegają zmianom w trakcie procesu biostabilizacji w zależności od chemicznych i fizycznych warunków oraz od właściwości substratów. Głównym czynnikiem determinującym wzrost mikroorganizmów, który również ulega zmianom, jest temperatura. Mikroorganizmy przeprowadzają tlenowe procesy, w wyniku których uwalniana jest energia. Część tej energii (ok. 50%) wykorzystywana jest przez mikroorganizmy do syntezy ATP (adenozyno trójfosforanu), pozostała część jest tracona jako ciepło. Uwalniane ciepło powoduje wzrost temperatury stabilizowanej masy odpadów, nawet do 80°C. Oprócz temperatury wiele innych czynników fizyczno-chemicznych ulega zmianom w trakcie procesu biostabilizacji, w tym:

- stężenie tlenu,
- wilgotność,
- stosunek C/N,
- odczyn,
- zawartość materii organicznej (ilość i jakość – podatność na biodegradację),
- dostępne substancje biogenne,
- struktura odpadów.

Zmienność tych czynników powoduje, iż biostabilizacja jest procesem nieciągłym (charakteryzującym się podziałem na fazy). Utrzymywanie i kontrola wymienionych parametrów jest jednym z najważniejszych czynników prowadzenia procesu. Populacje mikroorganizmów, które wzrastają lub ulegają zanikowi podczas procesu, poddane są silnej presji w wyniku zmian wymienionych czynników fizyczno-chemicznych. Każdy gatunek mikroorganizmów posiada optimum wzrostu w ściśle określonych warunkach oraz zakres wartości parametrów opisujących warunki biostabilizacji, w których mikroorganizmy rozwijają się, jednak z niższą efektywnością niż w warunkach optymalnych. Im dalej od warunków optymalnych, tym wzrost jest wolniejszy. Kiedy warunki zmieniają się na tyle, iż wartości parametrów je opisujących wychodzą poza zakres, wzrost mikroorganizmów zostaje zahamowany, a nawet w skrajnych przypadkach następuje ich śmierć [Bongochgetsakul i Ishida 2008].

Każdy organizm biorący udział w procesie biostabilizacji posiada swój własny, indywidualny zakres optymalnych wartości poszczególnych parametrów, który różni się od optimum wzrostu innych gatunków mikroorganizmów. Stąd też, niemożliwe jest uzyskanie takich warunków biostabilizacji, przy których wszystkie mikroorganizmy rozwijałyby się w sposób optymalny. Uzyskane warunki mogą być korzystne dla jednej grupy, natomiast niekorzystne czy wręcz szkodliwe dla innej grupy mikroorganizmów. Jest to główny powód obserwowanego zróżnicowania gatunkowego flory zasiedlającej stabilizowaną masę odpadów. Główną tego konsekwencją jest wydłużenie procesu.

Wiele istotnych czynników wpływa na proces biostabilizacji. Niektóre z nich zidentyfikowano jako czynniki wpływające bezpośrednio na wzrost mikroorganizmów. Są to:

- temperatura,
- dostępność wody,
- dostępność tlenu,
- stężenie substratu,
- stężenie inhibitorów.

Stała szybkości wzrostu mikroorganizmów może być wyrażona zatem jako [Bongochgetsakul i Ishida 2008]:

$$\mu = \mu_T(T) \cdot f_{O_2}(O_2) \cdot f_{H_2O}(\theta) \cdot f_S(S) \cdot f_I(I) \quad (3.9)$$

gdzie:

- μ – zależna od warunków środowiskowych stała szybkości wzrostu, s^{-1} ,
- $\mu_T(T)$ – maksymalna szybkość wzrostu mikroorganizmów zależna od temperatury, s^{-1} ,
- $f_{O_2}(O_2)$ – współczynnik redukcyjny ze względu na stężenie tlenu,
- $f_{\theta}(\theta)$ – współczynnik redukcyjny ze względu na zawartość wody,
- $f_S(S)$ – współczynnik redukcyjny ze względu na stężenie substratu,
- $f_I(I)$ – współczynnik redukcyjny ze względu na stężenie inhibitora,
- T – temperatura, K lub $^{\circ}C$,
- θ – objętościowa zawartość wody, $m^3 \cdot m^{-3}$,
- O_2 – stężenie tlenu w formie gazowej, $m^3 \cdot m^{-3}$,
- S – stężenie substratu, $kg \cdot m^{-3}$,
- I – stężenie inhibitora, $kg \cdot m^{-3}$.

Równanie 3.9 wylicza wartość stałej szybkości wzrostu na podstawie mnożenia maksymalnej szybkości wzrostu w danej temperaturze przez współczynniki redukcyjne, co oznacza, że wartość stałej szybkości wzrostu mikroorganizmów zależy liniowo od zmiennych środowiskowych. W przypadku gdy jeden z parametrów wynosi 0, stała szybkości wzrostu wyniesie 0.

Wpływ temperatury

Jednym z problemów procesu biostabilizacji jest uzyskanie temperatury, przy której następują zarówno higienizacja obecnych w odpadach patogenów, jak i stabilizacja materii organicznej. Przykładowo, porównując fazę mezofilową z termofilową, przy tej drugiej następuje od 2 do 5 rzędów wielkości większy stopień redukcji flory patogennej bakteryjnej niż w fazie mezofilowej. Temperatura jest najczęściej przytaczanym w literaturze czynnikiem odpowiedzialnym w procesie kompostowania/biostabilizacji za higienizację przetwarzanej masy odpadów. Głównymi konsekwencjami uzyskania wymaganego stopnia higienizacji i stabilizacji będą:

- dłuższy średni czas zatrzymania,
- zwiększenie objętości reaktorów oraz infrastruktury towarzyszącej,
- wyższe koszty inwestycyjne i eksploatacyjne,
- zwiększenie zapotrzebowania powierzchni,
- wzrost zużycia energii,
- wzrost ilości powietrza wymagającego oczyszczania w biofiltrach lub specjalistycznych płuczkach.

Wpływ temperatury na szybkość reakcji chemicznych opisany jest prawem Arrheniusa. Jednakże, równanie Arrheniusa jest niespełnione w przypadku opisu zależnych od temperatury procesów mikrobiologicznych, w sytuacji gdy temperatura wykracza poza optymalne wartości. Esener i in. [1981] zaproponowali założenie, iż enzymy uczestniczące w procesach mikrobiologicznych występować mogą w dwóch formach: aktywnej i nieaktywnej, które pozostają we wzajemnej równowadze. Wpływ temperatury na obie formy enzymów może być ujęty jako reakcje aktywacji lub dezaktywacji enzymów. Ze względu na to, iż jedynie aktywne enzymy wpływają na wzrost mikroorganizmów, równanie Arrheniusa zostało zmodyfikowane przez Mayo [1997]:

$$\mu_T(T) = \frac{A_T \cdot e^{-\frac{E_1}{RT}}}{1 + K_T \cdot e^{-\frac{E_2}{RT}}} \quad (3.10)$$

gdzie:

$\mu_T(T)$ – maksymalna szybkość wzrostu mikroorganizmów zależna od temperatury, s^{-1} ,

R – uniwersalna stała gazowa, $J \cdot mol^{-1} K^{-1}$,

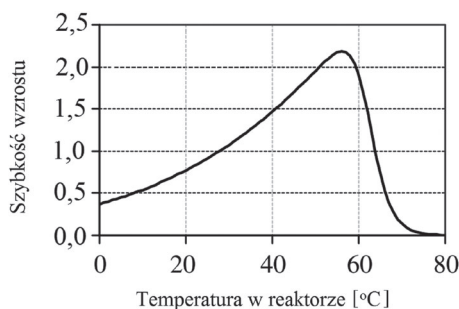
T – temperatura, K ,

A_p, K_T – stałe danej reakcji, czynniki przedwykładnicze,

E_1, E_2 – energia aktywacji wzrostu komórkowego, $J \cdot mol^{-1}$.

Przebieg szybkości wzrostu mikroorganizmów w zależności od temperatury panującej w reaktorze przedstawiono na rysunku 3.2. Widoczne jest tu wyraźne maksimum

w zakresie temperatur 57–59°C. Poza wymienionym zakresem temperaturowym szybkość wzrostu mikroorganizmów maleje, przy czym w temperaturach poniżej zakresu optymalnego spadek ten jest łagodny, natomiast powyżej następuje znaczne obniżenie szybkości wzrostu. Oznacza to, iż z punktu widzenia efektywności procesu utrzymywanie temperatury powyżej zakresu optymalnego jest skrajnie niekorzystne i może doprowadzić do znacznego spowolnienia procesu rozkładu materii organicznej.



Rys. 3.2. Zależność szybkości wzrostu mikroorganizmów $\mu_r(T)$ od temperatury w trakcie biostabilizacji tlenowej odpadów (opracowanie własne za Bongochgetsakul i Ishida [2008])

Fig. 3.2. The dependence of the growth rate of microorganisms $\mu_r(T)$ on the temperature during aerobic biostabilization of waste (own work according to Bongochgetsakul and Ishida [2008])

Jak wspomniano już wcześniej, temperatura jest najważniejszym czynnikiem determinującym procesy biostabilizacji, gdyż bezpośrednio wpływa na aktywność mikroorganizmów oraz ich bioróżnorodność. Determinuje ona efektywność procesu biostabilizacji. Biostabilizacja tlenowa odpadów może być zatem prowadzona w zakresie temperatur od 20 do 60°C. Gdy temperatura spada poniżej 20°C, aktywność mikroorganizmów ulega znacznemu spowolnieniu, przez co obserwować możemy wystąpienie długotrwałego okresu minimalnej aktywności organizmów, tzw. lag-fazy. Powyżej 60°C aktywność mikrobiologiczna również ulega spowolnieniu ze względu na to, iż termofilowe optimum mikroorganizmów jest przekroczone (rys. 3.2). Oczywiście, możliwe są odstępstwa od tego zakresu. Nawet gdy optymalne temperatury są przekroczone lub nie są dotrzymane, zróżnicowanie mikroorganizmów jest na tyle duże (aktywne są organizmy preferujące skrajne warunki termiczne), aby przemiany mogły zachodzić. Jednak szybkość rozkładu materii organicznej jest daleka od optymalnej.

Wysokie temperatury są pożądane w celu higienizacji patogenów. Generalnie, międzynarodowe wymogi dotyczące stopnia higienizacji kompostu określone są na podstawie warunków termicznych kompostowania oraz czasu trwania poszczególnych etapów. Badania wskazują, iż temperatura utrzymywana na poziomie powyżej 53°C przez okres 3 dni powoduje eliminację wszystkich patogenów [Bongochgetsakul i Ishida 2008].

Mikroorganizmy uczestniczące w procesie kompostowania mogą być podzielone na dwie zasadnicze grupy:

- mikroorganizmy mezofilowe,
- mikroorganizmy termofilowe.

Optymalizacja warunków korzystnych dla jednej z tych grup mikroorganizmów powoduje inhibicję wzrostu drugiej. Stąd też, ze względu na dynamikę zmian bioróżnorodności

w czasie organizmy te posiadają optima wzrostu w różnych etapach procesu kompostowania w tym samym reaktorze. Aby umożliwić ciągły wzrost tych dwóch grup mikroorganizmów na optymalnym poziomie, rozwiązaniem może być rozdzielenie wymienionych faz od siebie. Fazy termofilowa oraz mezofilowa mogą być prowadzone w dwóch niezależnych reaktorach. W ten sposób możliwe jest uniknięcie pośrednich temperatur, przy których mikroorganizmy rozwijają się wolniej niż w warunkach optymalnych. Wydaje się, iż pierwszym etapem powinna być faza termofilowa, z utrzymywaniem temperatury w zakresie 55–65°C. W drugim reaktorze natomiast panować powinny warunki optymalne dla organizmów mezofilowych (temperatura na poziomie 40°C). Przeprowadzone badania przez de Bertoldiego [2007], porównujące efektywność procesu kompostowania prowadzonego w reaktorze jednofazowym z reaktorem dwufazowym, wykazały korzystny wpływ zastosowania rozdziału reaktora na dwie fazy termofilową i mezofilową. W tabeli 3.2 przedstawiono właściwości wsadu i uzyskanego kompostu w wyniku kompostowania w reaktorze jednofazowym i dwufazowym.

Tabela 3.2

Table 3.2

Chemiczno-fizyczna oraz mikrobiologiczna charakterystyka odpadów i uzyskanego kompostu z reaktora jedno- i dwufazowego [de Bertoldi 2007]

Chemical, physical and microbiological characteristics of the waste input and the obtained compost from the one and two-phase reactor

Parametr	Odpady	Kompost	
		Reaktor jednofazowy	Reaktor dwufazowy
Wilgotność [%]	63	45	34
Węgiel organiczny [% s.m.]	41	32	28
Azot całkowity [% s.m.]	1,24	1,19	1,21
C/N	33	27	23
Listeria	$1,2 \cdot 10^3$	$1,4 \cdot 10^2$	Nie wykryto
E. coli	$6,2 \cdot 10^5$	$9,3 \cdot 10^2$	Nie wykryto
Enterokoki	$8,4 \cdot 10^4$	$3,2 \cdot 10^2$	$0,5 \cdot 10^1$
Enterobakterie	$3,5 \cdot 10^5$	$1,9 \cdot 10^2$	Nie wykryto

Zauważyć można, iż zastosowanie reaktora dwufazowego zwiększyło efektywność zarówno procesu higienizacji, jak i stabilizacji materii organicznej w porównaniu z reaktorem jednofazowym (tab. 3.2). Wilgotność materiału wsadowego była na poziomie 63%. W wyniku przemian oraz wzrostu temperatury uległa ona obniżeniu do poziomu 45 i 34%, odpowiednio w reaktorach jednofazowym i dwufazowym. Stopień mineralizacji węgla organicznego w reaktorze, gdzie wydzielono fazę termofilową, był wyższy niż w przypadku gdy procesy termofilowe i mezofilowe zachodzą w jednym reaktorze. Silniejsze obniżenie stosunku C/N w reaktorze dwufazowym związane jest zatem z większą efektywnością stabilizacji materii organicznej. Zaobserwowano również znacznie lepsze efekty higienizacji stosowanych w doświadczeniu odpadów w reaktorze z wydzieloną fazą termofilową niż w reaktorze jednofazowym. W przypadku wydzielenia fazy termofilowej utrzymująca się

stała temperatura powyżej 65°C oraz dodatkowo konkurencja międzygatunkowa spowodowały niemal całkowitą higienizację wsadu.

Przedstawiony system, z oddzielnie prowadzonymi fazami: termofilową i mezofilową w dwóch reaktorach, jest jedną ze strategii zwiększenia efektywności procesu kompostowania/biostabilizacji. W fazie termofilowej, trwającej kilka dni, materiał ulega higienizacji, rozpoczyna się także proces rozkładu długołańcuchowych związków organicznych. Właściwy proces biostabilizacji zachodzi w fazie mezofilowej. W pierwszym reaktorze temperatura oraz wzrost organizmów termofilowych powodują eliminację innych populacji organizmów. Podstawowe czynniki środowiskowe jak: temperatura, tlen, odczyn, C/N, wilgotność, biogeny pozostają na stosunkowo stabilnym poziomie. Stąd też wzrost organizmów zachodzi w warunkach bliskich optymalnym i może mieć charakter wzrostu wykładniczego. Do reaktora drugiego, gdzie panują warunki mezofilowe, dostają się również mikroorganizmy termofilowe. Z reguły pozostają one żywe, jednak charakteryzują się obniżoną aktywnością. W reaktorze tym rozwijają się natomiast organizmy, których optimum wzrostu jest bliskie temperatury 40°C. Organizmy te są mniej wrażliwe na mogące wystąpić zmiany temperatury. W fazie mezofilowej temperatura i poziom tlenu są stałe, jednak ze względu na rozpoczęcie właściwych procesów biostabilizacji pozostałe parametry fizyczno-chemiczne ulegają zmianom.

Innym ze sposobów optymalizacji procesu biostabilizacji jest uzyskanie fazy termofilowej w momencie najodpowiedniejszym dla mikroorganizmów. Powstaje pytanie, czy fazę tę należy uzyskać jak najszybciej po umieszczeniu wsadu w reaktorze, czy też z pewnym przesunięciem czasowym? Czy takie zróżnicowanie reżimu termicznego wpłynie na procesy rozkładu oraz inne czynniki fizyczne stabilizowanej masy odpadów? Przeprowadzone przez Chica i in. [2007] badania nad optymalizacją fazy termofilowej wykazały wpływ momentu wystąpienia tej fazy na intensywność przemian. Przeprowadzono doświadczenie nad efektywnością degradacji organicznej frakcji odpadów komunalnych przy dwóch reżimach temperaturowych: pierwszy – fazę termofilową uzyskano już 10 godzin po umieszczeniu odpadów w reaktorze; drugi – fazę termofilową uzyskano po 96 godzinach od umieszczenia odpadów w reaktorze. W obu przypadkach fazę termofilową utrzymywano przez 48 godzin, przy temperaturze 55°C. Doświadczenie prowadzono także przy różnych wartościach wilgotności wsadu: 35, 50 i 60% w/w. Najwyższą efektywność degradacji substancji organicznej uzyskano przy najwyższej wilgotności. Interesujące rezultaty osiągnięto natomiast po porównaniu danych z reaktorów różniących się momentem wystąpienia fazy termofilowej. Rozpatrując stopień degradacji związków organicznych, stwierdzono, iż efektywność procesu jest wyższa, gdy w pierwszej kolejności wystąpi faza mezofilowa, a dopiero po 4 dniach uzyskana zostanie faza termofilowa. Chica i in. [2007] podali następujące interpretacje obserwowanego zjawiska:

- w przypadku wprowadzenia fazy termofilowej od razu, na początku procesu, następowało większe wysuszenie wsadu w porównaniu z drugim wariantem, gdzie faza termofilowa wystąpiła z opóźnieniem, co skutkowało obniżeniem aktywności mikroorganizmów;
- wysoka temperatura na początku procesu ograniczyła rozwój lub nawet wyeliminowała bakterie mezofilowe, przez co wsad uległ znaczącej higienizacji, a bioróżnorodność mikroorganizmów się obniżyła;

- ze względu na obniżenie aktywności organizmów w wyniku wysuszenia oraz pasteryzacji, w fazie termofilowej (w wariancie, gdy faza wysokich temperatur wystąpiła na początku), wystąpił niedobór substratów (produktów hydrolizy wielkocząsteczkowych substancji takich jak celuloza i białka) dla mikroorganizmów termofilowych.

Przedstawione dane wskazują, iż biostabilizacja w układzie dwufazowym charakteryzuje się znacznie wyższą efektywnością zarówno higienizacji, jak i stabilizacji, w stosunku do układów, w których wszystkie fazy przemian zachodzą w jednym reaktorze. W układach dwufazowych możliwe jest zatem uzyskanie lepszej jakości kompostu w krótszym czasie niż w reaktorach jednofazowych. Konsekwencjami tego są skrócenie czasu zatrzymania oraz zmniejszenie objętości reaktora. Efekty takie uzyskano, gdy faza termofilowa wprowadzona została na początku, w pierwszym reaktorze. Inne badania wykazały jednak, iż można poprawić efektywność procesu poprzez opóźnienie wystąpienia fazy termofilowej.

Jak wspomniano wcześniej, pierwszym etapem optymalizacji jest dostosowanie technologii do substratu, jego jakości i ilości, możliwości technicznych, lokalnej infrastruktury oraz do tego, czy głównym celem działania jest higienizacja, czy też stabilizacja materii organicznej. W przypadku działań nakierowanych na wysoką higienizację zastanowić należałoby się nad układami dwureaktorowymi, z efektywną fazą termofilową. Gdy celem jest uzyskanie produktu o wysokim stopniu humifikacji, należy podjąć proces i prowadzić tak, aby w początkowym okresie utrzymywać warunki dogodne do wzrostu mikroorganizmów mezofilowych, a dopiero po czasie niezbędnym do hydrolizy długołańcuchowych związków organicznych podnieść temperaturę do zakresu termofilowego.

Co ważne, należy pamiętać, iż szybkość tlenowego rozkładu materii organicznej zależy od rozwoju mikroorganizmów. Stąd też, chcąc uzyskać wysoką intensywność przemian oraz dobrą jakość stabilizatu, należy prowadzić proces biostabilizacji w warunkach bliskich optymalnym do rozwoju mikroorganizmów, w tym również przy braku deficytu tlenowego.

Wpływ podaży tlenu

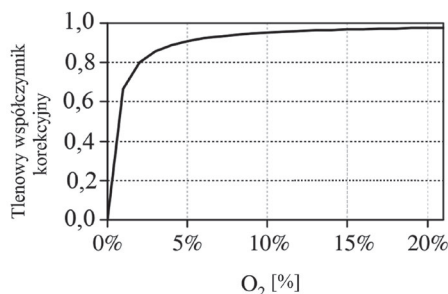
Szybkość wzrostu mikroorganizmów tlenowych, uzależniona od stężenia rozpuszczonego tlenu, opisana jest kinetyką Monoda [Li i in. 1992]. Zaobserwowano, iż specyficzne tempo wzrostu nie zależy od saturacji tlenem, jeżeli stężenie tlenu przekracza pewną krytyczną wartość. Jednakże, w przypadku gdy stężenie tlenu jest poniżej wartości krytycznej, nawet niewielkie zmiany zawartości tlenu wpłynąć mogą istotnie na zmianę lub zmiany metabolizmu komórkowego [Hwang i in. 1991, Alagappan i Cowan 2004]. W sytuacji gdy stężenie tlenu rozpuszczonego w wodzie jest w stosunku 1:1 ze stężeniem tlenu w fazie gazowej, w określonej temperaturze, uwzględniając prawo Henry'ego, do obliczeń zastosować można stężenie tlenu w fazie gazowej. Współczynnik redukcijny ze względu na stężenie tlenu może być zatem wyliczony na podstawie kinetyki Monoda, opierając się na równaniu 3.11 [Bongochgetsakul i Ishida 2008]:

$$f_{O_2}(O_2) = \frac{O_2}{K_o + O_2} \quad (3.11)$$

gdzie:

K_o – współczynnik połowicznego nasycenia, który odpowiada takiemu stężeniu tlenu, przy którym specyficzne tempo wzrostu spada o połowę.

Przebieg zależności tlenowego współczynnika korekcyjnego szybkości wzrostu mikroorganizmów od stężenia tlenu w powietrzu znajdującym się pomiędzy odpadami w reaktorze przedstawiono na rysunku 3.3.



Rys. 3.3. Wpływ stężenia tlenu w odpadach na wartości tlenowego współczynnika korekcyjnego $f_{O_2}(O_2)$ szybkości wzrostu mikroorganizmów (opracowanie własne za Bongochgetsakul i Ishida [2008])

Fig. 3.3. The effect of oxygen concentration in waste on the value of the oxygen correction factor $f_{O_2}(O_2)$ of the growth rate of microorganisms (own work according to Bongochgetsakul and Ishida [2008])

Wpływ zawartości wody

Zakładając, iż proces rozkładu materii organicznej w trakcie biostabilizacji zachodzi na styku pomiędzy ciałami stałymi a wodą, dostępność wody na powierzchni ciał stałych decyduje o aktywności mikroorganizmów. Szybkość reakcji spadnie o połowę w przypadku, gdy dostępna powierzchnia aktywności mikroorganizmów zostanie obniżona o połowę, w stosunku do całkowitej powierzchni ciał stałych biostabilizowanych odpadów. Zakłada się, iż powierzchnia kontaktu pomiędzy ciałami stałymi a wodą w stanie ciekłym jest największa, gdy zawartość wody jest na optymalnym poziomie, przy czym powierzchnia ta spada liniowo wraz ze spadkiem wilgotności odpadów. W sytuacji gdy zawartość wody w odpadach przekracza wartość optymalną, powierzchnia kontaktu pomiędzy ciałami stałymi a wodą w stanie ciekłym nie ulega zwiększeniu, jednakże grubość warstwy wody otaczającej odpady rośnie. Stąd też, wzrost grubości warstwy wodnej wydłuża drogę dyfuzji tlenu, co wpływa liniowo na spadek aktywności mikroorganizmów. Współczynnik redukcyjny ze względu na zawartość wody obliczony może być na podstawie dwuliniowego równania 3.12 [Bongochgetsakul i Ishida 2008].

$$f_{H_2O}(\theta) = \frac{\theta - \theta_{min}}{\theta_{opt} - \theta_{min}} : \theta_{min} \leq \theta \leq \theta_{opt} = \frac{\theta_{max} - \theta}{\theta_{max} - \theta_{opt}} : \theta_{opt} \leq \theta \leq \theta_{max} \quad (3.12)$$

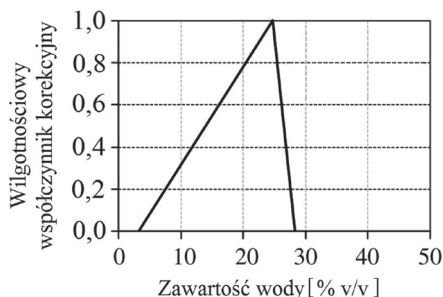
gdzie:

θ_{min} – minimalna objętościowa zawartość wody, przy której powierzchnia kontaktu pomiędzy ciałami stałymi a wodą w stanie ciekłym dostępna dla mikrobiologicznej aktywności wynosi 0;

θ_{opt} – optymalna objętościowa zawartość wody, przy której woda w stanie ciekłym otacza całą dostępną powierzchnię ciał stałych; zakłada się, iż posiada ona taką samą wartość jak optymalna zawartość wody, przy której procesy biostabilizacji zachodzą przy najwyższej możliwej szybkości wzrostu mikroorganizmów;

θ_{max} – maksymalna objętościowa zawartość wody, przy której mikroorganizmy nie są zdolne do wzrostu tlenowego.

Przebieg zależności wilgotnościowego współczynnika korekcyjnego szybkości wzrostu mikroorganizmów od objętościowej zawartości wody w odpadach w reaktorze przedstawiono na rysunku 3.4.



Rys. 3.4. Wpływ objętościowej zawartości wody w odpadach na wartości wilgotnościowego współczynnika korekcyjnego $f_{H_2O}(\theta)$ szybkości wzrostu mikroorganizmów (opracowanie własne za Bongochgetsakul i Ishida [2008])

Fig. 3.4. Influence of the volumetric water content in wastes on the value of the moisture correction coefficient $f_{H_2O}(\theta)$ of the growth rate of microorganisms (own work according to Bongochgetsakul and Ishida [2008])

Wpływ zawartości substratów

Procesy biostabilizacji, w trakcie których wzrost mikroorganizmów zachodzi na powierzchni ciał stałych, zachodzą inaczej niż w przypadku fazy ciekłej. W przypadku gdy wzrost mikroorganizmów jest ograniczony do określonej powierzchni fazy stałej oraz stężenie substratu jest wyższe niż określony graniczny poziom, szybkość wzrostu nie ulega zwiększeniu. Reakcje stechiometryczne sugerują, iż substraty są konwertowane w biomasę X oraz w inne produkty rozkładu. Z tego względu, ważne jest ujęcie wpływu stężenia substratu oraz zawartości biomasy mikroorganizmów w modelu kinetycznym Contoisa [1959]. Modyfikacją oryginalnego modelu kinetyki wzrostu Monoda uwzględniającą powierzchnię zachodzących procesów jest kinetyka wzrostu Contoisa [James i Davil 1986]. Stąd, współczynnik redukcyjny ze względu na stężenie substratu obliczony może być zgodnie z równaniem 3.13 [Bongochgetsakul i Ishida 2008]:

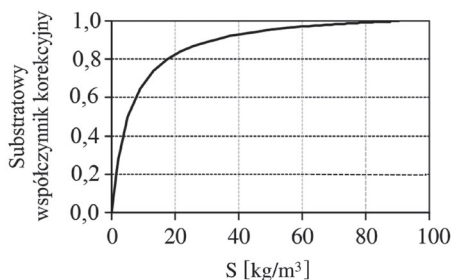
$$f_s(S) = \frac{S}{K_c X + S} \quad (3.13)$$

gdzie:

K_c – stała Contoisa.

W odróżnieniu od kinetyki Monoda kinetyka wzrostu Contoisa uwzględnia nie tylko stężenie substratu, ale także stężenie biomasy X , które ulega zmianom w zależności od różnych czynników środowiskowych, np. początkowe stężenie mikroorganizmów (biomasy).

Przebieg zależności substratowego współczynnika korekcyjnego szybkości wzrostu mikroorganizmów od zawartości substratów w jednostce objętości odpadów w reaktorze przedstawiono na rysunku 3.5.



Rys. 3.5. Wpływ zawartości substratów w jednostce objętości odpadów na wartości substratowego współczynnika korekcyjnego $f_s(S)$ szybkości wzrostu mikroorganizmów (opracowanie własne za Bongochgetsakul i Ishida [2008])

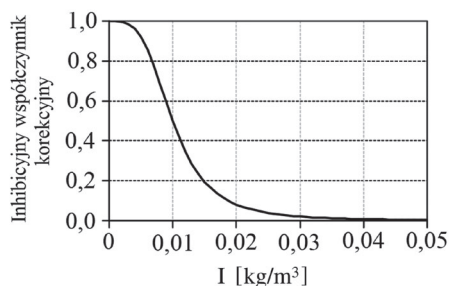
Fig. 3.5. Influence of the volumetric substrate content in wastes on the value of the substrate correction coefficient $f_s(S)$ of the growth rate of microorganisms (own work according to Bongochgetsakul and Ishida [2008])

Wpływ produktów rozkładu materii organicznej – inhibicja

Produkty rozkładu materii organicznej mogą powodować inhibicję wzrostu mikroorganizmów. Gdy następuje akumulacja inhibitora, aktywność mikroorganizmów ulega spowolnieniu i ustaje, gdy stężenie inhibitora osiąga określony graniczny poziom, co wynika z mechanizmów regulacji ekspresji genów w komórkach mikroorganizmów. W przypadku gdy masa stabilizowanych odpadów nie jest przewracana, mieszana, przerzucana, lub gdy produkty przemian metabolicznych nie są uwalniane przez wymuszone napowietrzanie, substancje takie jak np. wolny amoniak akumulują się w warstwie wody w stanie ciekłym. Akumulacja metabolitów wpływać może inhibująco na rozwój mikroorganizmów. Stężenie zakumulowanego inhibitora wyrażane jest literą I , $\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$. Współczynnik redukcyjny, ze względu na stężenie inhibitora, może być oszacowany równaniem 3.14, w którym uwzględniono dwie stałe K_I oraz n_I , wpływające na aktywność inhibitora [Bongochgetsakul i Ishida 2008]:

$$f_I(I) = \frac{1}{1 + \left(\frac{I}{K_I}\right)^{n_I}} \quad (3.14)$$

Przebieg zależności inhibicyjnego współczynnika korekcyjnego szybkości wzrostu mikroorganizmów od zawartości produktów rozkładu materii organicznej w jednostce objętości odpadów w reaktorze przedstawiono na rysunku 3.6.



Rys. 3.6. Wpływ zawartości produktów rozkładu materii organicznej w jednostce objętości odpadów na wartości inhibicyjnego współczynnika korekcyjnego $f_s(S)$ szybkości wzrostu mikroorganizmów (opracowanie własne za Bongochgetsakul i Ishida [2008])

Fig. 3.6. Influence of the volumetric organic matter decomposition products content in wastes on the value of the inhibitory correction coefficient $f_s(S)$ of the growth rate of microorganisms (own work according to Bongochgetsakul and Ishida [2008])

Wpływ pozostałych czynników

Ważnym czynnikiem jest optymalny skład substratu pod względem mikro i makroelementów. Do pierwiastków będących budulcem komórek mikroorganizmów należą: węgiel, potas, sód, fosfor, tlen, siarka, azot, magnez, wapń i żelazo czy też cynk, chrom, molibden [Schlegel 2002]. Najważniejszymi pierwiastkami stanowiącymi źródło energii i materiał budulcowy są węgiel i azot. Istotnym parametrem jest tu wzajemna proporcja tych pierwiastków, oznaczana jako stosunek molowy C/N. Jest to jeden z podstawowych parametrów, jaki należy kontrolować, aby mikroorganizmy mogły się prawidłowo rozwijać. Na początku procesu biostabilizacji stosunek C/N powinien przyjmować wartość około 30:1. Z upływem czasu, w wyniku rozkładu materii organicznej oraz utraty węgla w postaci CO_2 , stosunek C/N ulega obniżeniu. Pod koniec procesu stosunek C/N powinien zmniejszyć się o połowę i powinien wynosić 10–15:1. Richard [1993] podaje, że w przypadku zmieszanych odpadów komunalnych prawidłowy początkowy stosunek C/N mieści się w przedziale od 25:1 do 40:1. Garg i in. [2009] podają zakres 20–40:1. Istotne jest, aby kontrolować stosunek C/N, gdyż zbyt duży udział węgla w stosunku do azotu sprawia, że bakterie nie mają wystarczającej ilości materiału budulcowego – azotu (synteza aminokwasów i nukleotydów). Przy zbyt małym udziale węgla, istnieje ryzyko powstawania emisji amoniaku lub w ekstremalnych przypadkach zatrzymania procesu wywołanego toksycznym działaniem amoniaku na mikroorganizmy [Jędrszak 2007, Chen i in. 2011].

Chen i in. [2011] wskazują na możliwość organoleptycznego określenia występowania prawidłowego stosunku C/N. Odpady o zbyt wysokiej wartości C/N mają brązowy odcień, często są przesuszone i niezwiązłe. Materiał o zbyt niskim stosunku C/N ma zielony odcień, jest zwięzły i wydaje nieprzyjemny amoniakalny zapach.

Kolejnym istotnym czynnikiem jest odczyn stabilizowanych odpadów. De Bertoldi i in. [1983] podają, iż zakres tolerancji poziomu pH, przy którym proces biostabilizacji powinien przebiegać, jest w granicach od 3 do 11, jednakże większość mikroorganizmów nie toleruje

środowiska o odczynie zbyt kwaśnym <5 lub zbyt zasadowym >9. Wysoki odczyn, powyżej 8,5, może być powodem uwalniania amoniaku. Odczyn w trakcie biostabilizacji powinien mieścić się w zakresie 6,5–8,0 [Pace i in 1995], lub 5,5–8,0 [de Bertoldi i in. 1983]. Różne grupy mikroorganizmów mają własne preferencje optymalnego zakresu odczynu. Przykładowo, grzyby intensywniej rozwijają się w środowisku o odczynie bliższym kwaśnemu, a bakterie zasadowemu. W praktyce, jak podaje Cooperband [2002], nie ma potrzeby kontrolowania poziomu pH w trakcie procesu, jeśli do odpadów dostarczana jest wystarczająca ilość tlenu oraz jeśli odpady przed procesem nie były magazynowane przez okres, w którym mogłyby rozpocząć się procesy beztlenowych przemian materii organicznej.

Innym czynnikiem wpływającym na przebieg biostabilizacji jest porowatość, czyli udział wolnych przestrzeni powietrznych w stabilizowanej masie odpadów. Wolne przestrzenie powietrzne są miarą przestrzeni pomiędzy poszczególnymi cząstkami w odpadach, które może wypełniać woda i powietrze. Wolne przestrzenie określa się jako stosunek objętości gazu w odpadach do całkowitej objętości odpadów. Uważa się, że najwyższa efektywność biostabilizacji odpadów komunalnych zachodzi przy objętości wolnych przestrzeni powietrznych rzędu 20–35%. Według niektórych źródeł porowatość powinna wynosić 40–60%. Istotne jest, aby przestrzenie nie były ze sobą połączone. W przypadku gdy takie połączenia się utworzą, pojawić się może niekorzystne zjawisko preferencyjnego przepływu przez powstałe z połączenia wolnych przestrzeni kanaliki. Preferencyjny przepływ powodować może niedotlenienie w innych strefach stabilizowanej masy odpadów [Jędrzak 2007, Technical Document... 2013]. Porowatość Φ można obliczyć zgodnie z równaniem:

$$\phi = 1 - \frac{q_b}{q_w} \quad (3.15)$$

gdzie:

q_b – ciężar nasypowy, $\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$,

q_w – ciężar właściwy, $\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$.

Kolejnym czynnikiem mającym wpływ na tempo degradacji materii organicznej jest rozmiar cząstek odpadów. Materiał o drobnych ziarnach odznacza się większą powierzchnią, na której mogą bytować mikroorganizmy, w stosunku do takiej samej objętości materiału o większych ziarnach. Istnieje jednak dolna granica stopnia rozdrobnienia. Jędrzak [2007] podaje, iż rozmiar (średnica zastępcza) cząstek powinien wynosić od 3 do 75 mm. Podobne wartości określono w Technical Document... [2013]. Natomiast według Pace i in. [1995] rozmiar cząstek powinien wynosić od 3 do 50 mm.

Ostatnimi parametrami technicznymi, które mogą wywierać wpływ na przebieg procesu biostabilizacji, są wymiar i kształt reaktorów, w których prowadzony jest proces stabilizacji. Reaktory powinny być zaprojektowane w sposób uwzględniający pewne niekorzystne zjawiska. W zbyt małych reaktorach materiał wsadowy może być narażony na nadmierne wysychanie i utratę ciepła, natomiast w zbyt dużych reaktorach może występować problem z dystrybucją powietrza. Ponadto rozmiary i kształt reaktorów powinny być zaprojektowane w taki sposób, aby umożliwić kontrolę określonych parametrów w ich całym przekroju [Technical Document... 2013]. Wielkość reaktora wpływa na skalę prowadzenia procesu

biostabilizacji. Wprowadzono kategoryzację reaktorów do biostabilizacji/kompostowania ze względu na skalę procesu, przy czym parametrem determinującym przynależność do kategorii jest stosunek powierzchni do objętości reaktora (tab. 3.3).

Tabela 3.3

Table 3.3

Parametry technologiczne reaktorów do biostabilizacji odpadów w zależności od skali procesu [Mason i Milke 2005]

Technological parameters of waste biostabilization reactors in relation to process scale [Mason and Milke 2005]

Skala procesu	Objętość reaktora [m ³]	Stosunek powierzchni do objętości reaktora
Laboratoryjna	<0,1	>10:1
Pilotażowa	0,1–2,0	4–10
Techniczna	>2,0	<4

Badania wykazały, iż wielkość skali reaktora wywiera istotny wpływ na elementy bilansu cieplnego procesu biostabilizacji. Wykazano, iż w przypadku skali laboratoryjnej w bilansie cieplnym dominującym czynnikiem są straty ciepła poprzez ściany reaktora po stronie rozchodów ciepła. W przypadku reaktorów w skali technicznej po stronie strat ciepła dominuje ciepło zużywane na odparowanie wody (tab. 3.4).

Opisane czynniki wpływające na mikroorganizmy oraz na przebieg procesu biostabilizacji powiązane są ze sobą licznymi zależnościami, które wywoływać mogą efekty synergistyczne bądź antagonistyczne. Oznacza to, iż efektywność biostabilizacji odpadów regulowana jest zespołem czynników fizycznych, chemicznych i biologicznych, których wzajemne relacje i nasilenie wpływają na aktywność mikroorganizmów i ostatecznie na stopień stabilizacji odpadów.

Tabela 3.4

Table 3.4

Składniki rozchodów ciepła w bilansie cieplnym reaktorów do biostabilizacji odpadów w zależności od skali procesu [Bach i in. 1987]

Components of heat losses in the heat balance of reactors for biostabilization of waste depending on the scale of the process [Bach et al. 1987]

Składnik bilansu ciepła	Reaktor w skali technicznej		Reaktor w skali laboratoryjnej
	Reaktor pryzmowy	Reaktor wieżowy	Reaktor cylindryczny
Ogrzewanie powietrza	12,4	8,5	3,3
Straty ciepła poprzez ściany reaktora	10,9	3,9	61,6
Ciepło parowania wody	75,8	86,2	34,3
Ogrzewanie odpadów	0,9	1,4	0,8
Suma rozchodów ciepła	100,0	100,0	100,0

4. Wskaźniki stopnia stabilizacji odpadów komunalnych

4.1. Ogólna charakterystyka wskaźników

W literaturze stabilność materiału określa się jako: niezdolność do zagniwania [Siedłko i in. 2014], wysoki stopień mineralizacji materii organicznej czy brak zdolności do emitowania odorów [Jędrzczak 2007]. Określenie stopnia stabilności materiału jest istotne z punktu widzenia bezpiecznego deponowania odpadów na składowiskach. Ważne jest, aby nie mylić stabilności odpadów z dojrzałością, która określa możliwość rolniczego wykorzystania stabilizatu/kompostu i sprowadza się głównie do kontroli fitotoksyczności. Stabilność nie musi określać dojrzałości i odwrotnie [Oviedo-Ocaña i in. 2015].

Istnieje stosunkowo wiele metod badania stabilności odpadów. Do najprostszych, stosowanych głównie w krajach rozwijających, zaliczyć można metody organoleptyczne, które pozwalają na ocenę barwy, zapachu, wilgotności, struktury etc. [Oviedo-Ocaña i in. 2015]. Do bardziej zaawansowanych metod zalicza się metody termooanalityczne [Baffi i in. 2006].

W polskim prawodawstwie obowiązują trzy równorzędne metody kontrolowania stabilizatu:

- określenie strat przy prażeniu i zawartości węgla organicznego,
- ubytek masy organicznej w stabilizacie względem masy organicznej w odpadach,
- wyznaczenie wskaźnika AT_4 , będącego miarą aktywności oddechowej mikroorganizmów.

W praktyce niemal wszystkie problemy, które mogą wynikać z niestabilności odpadów (odory, samo ogrzewanie etc.), są bezpośrednio lub pośrednio związane z działalnością mikroorganizmów. Mając powyższe na uwadze, najtrafniejszą metodą badania stabilności odpadów jest określenie stopnia aktywności oddechowej [Baffi i in. 2006].

Na ogół aktywność oddechowa wyznaczana jest na podstawie określenia poboru tlenu lub produkcji dwutlenku węgla. Metody bazujące na wykrywaniu dwutlenku węgla są szeroko wykorzystywane w laboratoriach ze względu na prostotę i niewielkie koszty, jednak metody oparte na pomiarze poboru tlenu są bardziej rekomendowane ze względu na większą dokładność. Istnieje także metoda określania aktywności oddechowej na podstawie pomiaru ciepła wytworzonego w wyniku działalności mikroorganizmów, jednak jest ona rzadko spotykana i mało precyzyjna [Gómez i in. 2006]. Najpopularniejsze metody określania aktywności oddechowej przedstawia tabela 4.1.

Tabela 4.1

Table 4.1

Porównanie najpopularniejszych metod określania aktywności oddechowej mikroorganizmów opartych na poborze tlenu [Binner i in. 2012, Bożym 2012, Gómez i in. 2006, Ribeiro 2015]
Comparison of the most popular methods for determining respiratory activity of microorganisms based on oxygen uptake [Binner et al. 2012, Bożym 2012, Gómez et al. 2006, Ribeiro 2015]

Oznaczenie	Typ	Próbka				Warunki	
		Stan skupienia	Masa [g]	Wielkość frakcji	Wilgotność	Czas	Temperatura
O ₂ uptake	Statyczny	Stały	60 g	<9,5 mm	50–55%	16 h inkubacji + 1 h próby	37°C
SOUR	Statyczny	Ciekły	3–8 g	<9,5 mm	Roztwór	5–6 h	30°C
OD ₂₀	Statyczny	Ciekły	3–8 g	<9,5 mm	Roztwór	20 h	30°C
DSOUR	Statyczny	Stały	3–8 g	<9,5 mm	b.d.	20 h	30°C
DRI	Dynamiczny	Stały	Dowolna	<50 mm (nieobligatoryjnie)	<75%	53 h w ciągu 4 dni	Procesowa
SRI	Statyczny	Stały	Dowolna	<50 mm (nieobligatoryjnie)	<75%	3 h	Procesowa
RDRI	Dynamiczny	Stały	Dowolna	<50 mm (nieobligatoryjnie)		53 h	Procesowa
PDRI	Dynamiczny	Stały	Dowolna	<50 mm (nieobligatoryjnie)	Optymalna	53 h	Procesowa
AT ₄	Statyczny	Stały	50 g	<10 mm	40–50%	4 dni	20°C
RI _T	Statyczny	Stały	250 ml	<10 mm	40–55%	4 h inkubacji + 1,5 h próby	Procesowa
RI ₃₇	Statyczny	Stały	250 ml	<10 mm	40–55%	4 h inkubacji + 1,5 h próby	37°C

W Polsce do oznaczania aktywności biologicznej mikroorganizmów stosuje się metodę AT₄.

4.2. Charakterystyka i znaczenie pomiaru aktywności oddechowej – AT₄

Jak wspomniano wcześniej, jako metodę oceny stabilności biologicznej odpadów w krajach europejskich proponuje się analizę aktywności oddechowej – AT₄ [Schao i in. 2009]. Według Szpada i Jędrzaka [2008] AT₄ to „parametr wyrażający zapotrzebowanie tlenu przez próbkę odpadów w ciągu 4 dni”. Wskaźnik ten wyrażany jest w mgO₂·g⁻¹ suchej masy. Jest to metoda pośredniej oceny stopnia stabilizacji odpadu. Zachodzące w obrębie próbki procesy tlenowe rozkładu materii organicznej powodują, iż w ilości stechiometrycznej do zużytego tlenu powstaje dwutlenek węgla. Metoda polega na pomiarze spadku ciśnienia w szczelnym naczyniu, który spowodowany jest z kolei absorpcją powstałego dwutlenku węgla. Zgodnie

z równaniem 4.1 spadek ciśnienia przelicza się na ilość tlenu, który został zużyty podczas inkubacji przez badaną próbkę.

Oznaczenie przeprowadzić można m.in. z wykorzystaniem systemu SAPROMAT lub OxiTop.

Na system SAPROMAT składają się: naczynie reakcyjne, elektrolizer oraz manometr. W naczyniu reakcyjnym umieszczana jest badana próbka. Dodatkowo umieszcza się także absorbent, którego zadaniem jest wiązanie wydzielanego dwutlenku węgla. Elektrolizer natomiast wytwarza tlen, który zużywany jest w trakcie analizy. Próbka inkubowana jest w temperaturze ok. 20°C w łaźni wodnej. Całość podłączona jest do jednostki sterującej doprowadzaniem tlenu.

Możliwe jest także zastosowanie metody statycznej, w zamkniętych naczyniach typu OxiTop, w których monitoruje się zmianę ciśnienia spowodowaną absorpcją wytwarzanego CO₂, przy czym niezbędny dla mikroorganizmów tlen dostarczany jest do układu poprzez ręczne przewietrzanie. Zasada oznaczenia w systemie OxiTop opiera się na umieszczeniu w naczyniu reakcyjnym ok. 30–50 g próbki odpadu. Wyznacza się ilość zużytego tlenu (mgO₂·g⁻¹s.m.) przez drobnoustroje w ciągu 4 dni. Próbka odpadów przed umieszczeniem w naczyniu reakcyjnym wymaga odpowiedniego przygotowania. Procedura przygotowania próbki polega na:

- pobraniu reprezentatywnej próbki odpadów,
- wykonaniu analizy frakcyjnej,
- wykonaniu analizy morfologicznej,
- oddzieleniu szkła, metali oraz materiału inertnego,
- pobraniu z przesiewu o uziarnieniu <10 mm próbki o odpowiedniej masie,
- określeniu zawartości suchej masy oraz strat przy prażeniu,
- zapewnieniu odpowiedniej wilgotności próbki (40–50%),
- nastawieniu próbki w naczyniu reakcyjnym.

Czas trwania analizy wynosi zazwyczaj 5 dni, co jest związane z dynamiką rozwoju mikroorganizmów i występowaniem lag-fazy [Stegenta i in. 2016]. Ilość zużytego tlenu w ciągu 4 dni mierzy się od momentu, gdy kończy się tzw. lag-faza, która określana powinna być zgodnie z procedurą podaną przez Kilian i Macedowską-Capigę [2011]. W przypadku gdy przebieg reakcji jest 0 rzędu, wtedy nie występuje lag-faza. Sumaryczne zużycie tlenu w ciągu 4 dni (przy uwzględnieniu lag-fazy) może być obliczone zgodnie z równaniem [Binner i in. 2012]:

$$OD = \Delta p \cdot \frac{M_{O_2}}{R \cdot T} \cdot \frac{V_{ges} - V_{abs} - V_{sample}}{m_{s.m.}} \quad (4.1)$$

gdzie:

- OD – zużycie tlenu, mgO₂·g⁻¹ s.m.,
- M_{O₂} – ciężar molekularny tlenu, 31988 mg·mol⁻¹,
- R – uniwersalna stała gazowa, 83,14 dm³·hPa·(K·mol⁻¹),
- T – temperatura pomiaru, K,
- V_{ges} – całkowita objętość naczynia pomiarowego, dm³,
- Δp – zmiana ciśnienia w naczyniu, hPa,

V_{abs} – objętość absorbera i wewnętrznego wyposażenia pomocniczego, dm^3 ,
 V_{sample} – objętość próbki, dm^3 ,
 $m_{\text{s.m.}}$ – masa suchej próbki, g.

W procesie biologicznej stabilizacji frakcji organicznej odpadów komunalnych zmieszanych powstaje stabilizat – odpad o kodzie 190599 (Dz.U. 2014, poz. 1923). Przepisy prawne w wielu krajach Unii Europejskiej, w tym także w Polsce, określają koniec procesu intensywnej stabilizacji parametrem aktywności oddechowej, tzw. AT_4 . Im mniejsze zapotrzebowanie tlenu, tym lepiej ustabilizowana jest frakcja organiczna. Dodatkowo, stosuje się pomiar ogólnej zawartości materii organicznej wyrażonej jako strata przy prażeniu lub ogólny węgiel organiczny.

Zgodnie z rozporządzeniem Rady Ministrów, zmieniającym rozporządzenie w sprawie opłat za korzystanie ze środowiska (Dz.U. 2017, poz. 723), dla odpadu o kodzie 190599 (odnoszącego się do stabilizatu wytworzonego w instalacjach MBP), wskazano konieczność uzyskania wymaganego poziomu stabilizacji na poziomie:

- aktywności oddechowej wyrażonej jako AT_4 , która powinna być niższa niż $10 \text{ mgO}_2 \cdot \text{g}^{-1}$ suchej masy,
- strat prażenia stabilizatu, które powinny być mniejsze niż 35% suchej masy,
- zawartości węgla organicznego mniejszej niż 20% suchej masy.

Stopień stabilizacji odpadów określa się poprzez pomiar zapotrzebowania na tlen w czasie kilku dni, za pomocą respirometru. Jest to metoda statyczna – off-line. Możliwe jest także określenie aktywności mikroorganizmów on-line, w czasie rzeczywistym, poprzez wyznaczenie dynamicznego indeksu oddechowego DRI. Zaletą tego rozwiązania jest to, iż zużycie tlenu jest stale monitorowane podczas biostabilizacji, co pozwala oszacować pośrednio parametr AT_4 w trakcie trwania procesu. Warunkiem jest wyposażenie reaktora w sondę tlenową. Wykorzystując dane mierzone, za pomocą odpowiedniego algorytmu, możliwa jest wizualizacja w czasie rzeczywistym przybliżonej wartości AT_4 . Szacowane wartości AT_4 mogą być wyświetlane na ekranie systemu monitoringu instalacji biostabilizacji. Na tej podstawie możliwe jest podjęcie decyzji o rozładunku reaktorów z intensywną stabilizacją i skierowaniu odpadów do drugiego etapu – dojrzwania. Po zakończeniu etapu dojrzwania parametr AT_4 powinien być zbadany przez akredytowane laboratorium.

Poniżej przedstawiono procedurę określenia dynamicznego indeksu oddechowego DRI.

W pierwszej kolejności należy określić godzinowy indeks oddechowy DRI_h , $\text{mgO}_2 \cdot \text{g}^{-1} \text{ s.m.} \cdot \text{h}^{-1}$ wg równania Adaniego i in. [2006]:

$$DRI_h = \frac{Q \cdot 1000 \cdot ((O_{2i} \cdot 10) - (O_{2e})) \cdot 31,98}{\left(\left(22,4 \cdot \frac{T_2}{T_1} \right) \cdot M_{smo} \cdot 1000 \right)} \quad (4.2)$$

gdzie:

- Q – przepływ powietrza, $\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$,
- O_{2i} – stężenie objętościowe tlenu w powietrzu wchodzącym, % = 21%,
- O_{2e} – stężenie objętościowe tlenu w powietrzu w odpadach, % – zmierzone sondą tlenową,

- 10 – współczynnik przeliczeniowy z % objętościowego na ml·dm⁻³,
- 31,98 – masa cząsteczkowa tlenu, g,
- 22,4 – objętość molowa tlenu w warunkach normalnych, dm³,
- T₂ – temperatura w reaktorze K – zmierzona sondą temperatury,
- T₁ – temperatura w warunkach normalnych 273,13 K,
- M_{sm} – sucha masa w reaktorze wyrażona jako Mg suchej masy – określona przez eksploatatora,
- 1000 – współczynnik przeliczeniowy z m³ na dm³ oraz z Mg na kg.

Do równania (4.2) wprowadzono współczynnik przeliczeniowy *n* dla tych rozwiązań, w których wentylator pracuje interwałowo (równanie 4.3). W tym przypadku wartość nominalną wydatku wentylatora należy pomnożyć przez współczynnik *n*, którego wartość stanowi ułamek pracy wentylatora w ciągu godziny. Dodatkowo, do obliczeń należy stosować jedynie te wartości stężenia tlenu, które mierzone są w trakcie pracy wentylatora:

$$DRI_h = \frac{Q \cdot 1000 \cdot n \cdot ((O_{2i} \cdot 10) - (O_{2e})) \cdot 31,98}{\left((22,4 \cdot \frac{T_2}{T_1}) \cdot M_{smo} \cdot 1000 \right)} \quad (4.3)$$

DRI_h wyznaczany jest dla interwałów 2-godzinnych.

Następnie z wyznaczonych dwugodzinnych DRI_h wyliczyć należy średnią dobową wartość DRI:

$$DRI = \frac{\sum_{i=0}^{24} DRI_h}{12} \quad (4.4)$$

Wyniki DRI powinny mieścić się w zakresie od kilkuset do kilkunastu tysięcy mgO₂·g⁻¹ s.m. ·h⁻¹. Prowadząc równoległe badania statyczne wskaźnika AT₄, przy wielokrotnych powtórzeniach, możliwe jest zbadanie korelacji pomiędzy parametrem DRI a AT₄, a następnie z analizy regresji wyznaczenie współczynnika pozwalającego na przeliczenie mierzonej on-line wartości DRI na wskaźnik AT₄. W ten sposób uzyskać można narzędzie pozwalające na podejmowanie decyzji o zakończeniu procesu w momencie uzyskania odpowiedniego stopnia stabilizacji, co pozwala na optymalizację obciążenia reaktorów odpadami, czasów zatrzymania i całkowitej przepustowości instalacji biostabilizacji.

Pomiary aktywności oddechowej odpadów dostarczyć mogą także wielu innych przydatnych informacji. Przykładowo, wyznaczenie krzywej kumulacyjnej zużycia tlenu przez próbkę odpadów w czasie pozwala na estymację kinetyki zużycia tlenu w wyniku rozkładu materii organicznej, przy wykorzystaniu modelu matematycznego opartego na reakcji I rzędu [Stegenta i in. 2016] (równanie 4.5).

$$OD = OD_0 \cdot (1 - e^{-k_{O_2} \cdot t}) \quad (4.5)$$

gdzie:

OD – zużycie tlenu, mgO₂·g⁻¹ s.m.,

OD₀ – maksymalne zużycie tlenu, mg O₂·g⁻¹ s.m.,

K_{O_2} – stała szybkości zużycia tlenu dla modelu 1. rzędu, h^{-1} ,
 t – czas, h.

Na podstawie oszacowanej wartości stałej szybkości reakcji wyznaczyć można czas połowicznego zużycia tlenu na rozkład materii organicznej $t_{0,5}$, który może być obliczony zgodnie z równaniem:

$$t_{0,5} = \frac{\ln 2}{k_{O_2}} \quad (4.6)$$

Na podstawie równania (4.7) możliwe jest także wyznaczenie aktualnej szybkości zużycia tlenu $mg\ O_2 \cdot g^{-1}\ s.m. \cdot h^{-1}$:

$$r_{OD} = OD_0 \cdot k_{O_2} \quad (4.7)$$

Parametry te mogą być wykorzystywane do optymalizacji pracy instalacji biostabilizacji odpadów.

5. Obliczenia efektywności masowej instalacji MBP oraz parametrów technologicznych reaktorów do biostabilizacji odpadów komunalnych

5.1. Modelowanie efektywności masowej MBP odpadów komunalnych w zależności od przyjętej konfiguracji technologicznej

5.1.1. Rodzaje analizowanych instalacji

Jak wspomniano wcześniej, zagospodarowanie zmieszanych odpadów komunalnych prowadzone jest w obszarze regionów, w których zlokalizowana jest co najmniej jedna Regionalna Instalacja Przetwarzania Odpadów Komunalnych. Mechaniczno-biologiczne przetwarzanie odpadów jest najczęściej stosowaną opcją w RIPOK. W Polsce funkcjonuje 127 instalacji MBP o statusie RIPOK, o łącznych mechanicznych mocach przerobowych ok. 9,4 mln Mg-rok⁻¹, zaś biologicznych około 4,1 mln Mg-rok⁻¹ [KPGO 2016]. Warunki konfiguracji oraz eksploatacja MBP regulowane były rozporządzeniem Ministra Środowiska z 11 września 2012 r., w sprawie mechaniczno-biologicznego przetwarzania zmieszanych odpadów komunalnych (Dz.U. 2012, poz. 1052).

Pierwszą z dozwolonych konfiguracji była – chyba najbardziej uproszczona – forma, w której strumień zmieszanych odpadów dzielony jest w wyniku przesiania na dwie frakcje granulometryczne:

- frakcję nadsitową (kod 191212), która kierowana jest do ręcznego lub automatycznego sortowania z wydzieleniem odpadów surowcowych oraz frakcji palnej (stosowanej zazwyczaj jako substrat do produkcji RDF, lub SRF – substrat taki klasyfikowany jest jako odpad o kodzie 191212 oraz posiada branżową nazwę preRDF lub preSRF);
- frakcję podsitową (kod 191212), kierowaną do biostabilizacji (rys. 5.1).

Biostabilizacja odpadów może zachodzić w warunkach tlenowych i beztlenowych. W pierwszym przypadku frakcja podsitowa o uziarnieniu 0–80 mm jest poddawana tlenowej biostabilizacji w zamkniętych reaktorach, z ujęciem i oczyszczeniem gazów procesowych, przez okres co najmniej 2 tygodni. Proces powinien być jednak prowadzony tak długo, aż uzyskany stopień stabilizacji osiągnie graniczną wartość aktywności oddechowej w ciągu 4 dni – $AT_4 < 20 \text{ mgO}_2 \cdot \text{g.s.m.}^{-1}$. Po osiągnięciu wartości granicznej wstępnie ustabilizowana frakcja podsitowa kierowana jest do drugiego etapu biologicznego przetwarzania w pryzmach przerzucanych. Drugi stopień biostabilizacji prowadzony jest do momentu uzyskania wymaganego stopnia stabilizacji, przy czym może być on określony trzema alternatywnymi wskaźnikami:

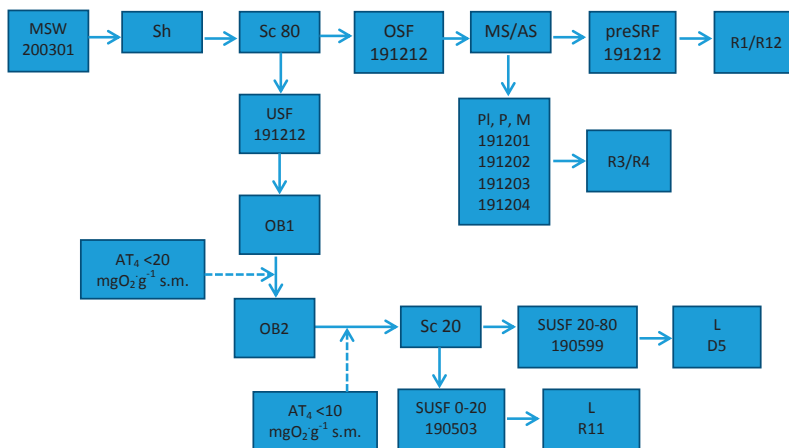
- $AT_4 < 10 \text{ mgO}_2 \cdot \text{g.s.m.}^{-1}$,
- straty przy prażeniu odpadów $< 35\% \text{ s.m.}$,
- ogólny węgiel organiczny w odpadach $< 20\% \text{ s.m.}$

Za zakończenie procesu biostabilizacji uznać można sytuację, gdy stopień usunięcia materii organicznej wynosi co najmniej 40%. Następnie, uzyskany stabilizat może zostać przesiany na sicie, celem wydzielenia frakcji 0–20 mm. Frakcja ta, jako odpad o kodzie 190503, może zostać poddana odzyskowi na terenie składowiska. Natomiast frakcja 20–80 mm, jako odpad o kodzie 190599, poddawana jest unieszkodliwianiu poprzez składowanie.

Druga opcja jest podobna, jednakże na początku zamiast tlenowej biostabilizacji frakcji podsitowej stosowana jest biostabilizacja beztlenowa z pozyskiem i wykorzystaniem biogazu (rys. 5.2). Zgodnie z nieobowiązującym już rozporządzeniem z dnia 11 września 2012 r. (Dz.U. 2012, poz. 1052) w przypadku zastosowania mezofilowej fermentacji metanowej minimalny hydrauliczny czas zatrzymania odpadów w reaktorze powinien wynosić 20 dni. Zastosowanie fermentacji termofilowej umożliwi skrócenie czasu zatrzymania do 12 dni. Dodatkowo, po beztlenowej biostabilizacji, koniecznym etapem jest zastosowanie tlenowej biostabilizacji pozostałości pofermentacyjnej. W tym przypadku możliwe są dwa scenariusze. Jeżeli stopień stabilizacji pozostałości pofermentacyjnej wyrażony jako AT_4 jest $< 20 \text{ mgO}_2 \cdot \text{g.s.m.}^{-1}$, stosuje się jedynie stabilizację w pryzmach przerzucanych do momentu uzyskania parametrów stabilizatu opisanych wcześniej. Natomiast gdy stopień stabilizacji pozostałości pofermentacyjnej nie spełnia kryterium $AT_4 < 20 \text{ mgO}_2 \cdot \text{g.s.m.}^{-1}$, konieczne jest zastosowanie pełnej stabilizacji tlenowej w reaktorach zamkniętych, a następnie w pryzmach przerzucanych.

Ostatnią, trzecią opcją konfiguracji instalacji MBP jest zastosowanie biosuszenia poprzedzającego mechaniczne przetwarzanie odpadów (rys. 5.3). W takim przypadku, zgodnie z zapisami rozporządzenia z dnia 11 września 2012 r. (Dz.U. 2012, poz. 1052), zmieszane odpady komunalne (po wstępnym rozdrobieniu) poddawane są biologicznemu suszeniu w zamkniętych reaktorach, z usuwaniem i oczyszczaniem powietrza procesowego, przez okres co najmniej 7 dni. Po zakończeniu biosuszenia odpady poddawane są mechanicznej obróbce, w ramach której strumień odpadów dzielony jest na dwie frakcje:

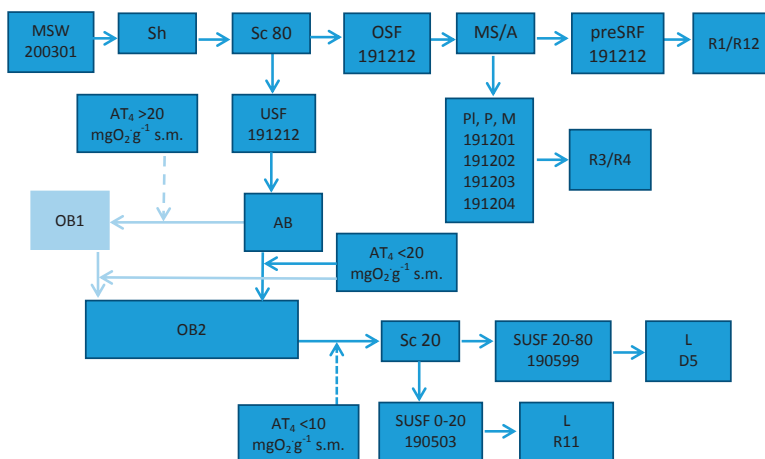
- frakcję nadsitową, o uziarnieniu co najmniej 80 mm, która poddawana jest mechanicznej obróbce w kierunku wydzielenia odpadów surowcowych oraz wytworzenia wysokojakościowego paliwa SRF;
- frakcję podsitową, o uziarnieniu 0–80 mm poddawaną następnie pełnej tlenowej biostabilizacji, podobnie jak w wariantcie pierwszym konfiguracji instalacji MBP.



Rys. 5.1. Konfiguracja instalacji MBP przeznaczony do tlenowej biostabilizacji frakcji podsitowej oraz odzysku odpadów surowcowych i preSRF z frakcji nadsitowej. Oznaczenia wyjaśniono w spisie stosowanych skrótów, oznaczeń i symboli. Podano kody odpadów zgodnie z (Dz.U. 2014, poz. 1923) (opracowanie własne)

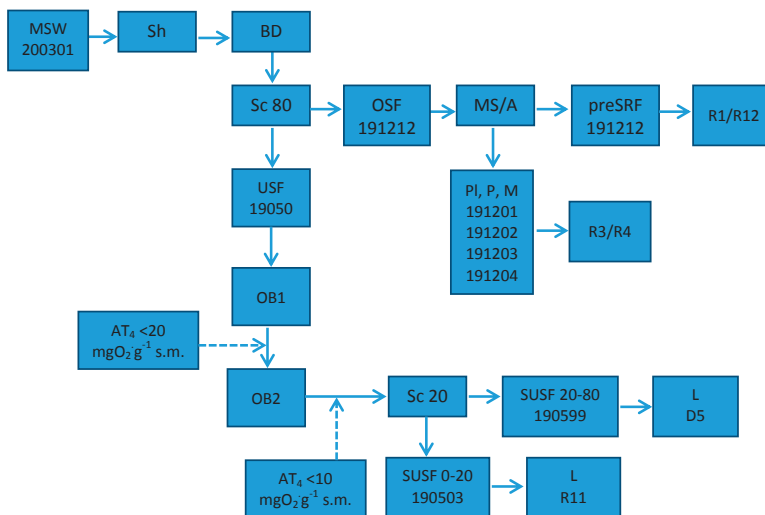
Fig. 5.1. Configuration of the MBT plant for aerobic biostabilization of the undersize fraction and recovery of valuable waste and preSRF from the oversize fraction.

The symbols are explained in the list of used abbreviations, markings and symbols. Waste codes are given according to (Journal of Laws 2014, item 1923) (own work)



Rys. 5.2. Konfiguracja instalacji MBP przeznaczony do beztlenowej biostabilizacji frakcji podsitowej z produkcją i wykorzystaniem biogazu, dodatkowej tlenowej biostabilizacji pozostałości pofermentacyjnej oraz odzysku odpadów surowcowych i preSRF z frakcji nadsitowej. Oznaczenia wyjaśniono w spisie stosowanych skrótów, oznaczeń i symboli. Podano kody odpadów zgodnie z (Dz.U. 2014, poz. 1923) (opracowanie własne)

Fig. 5.2. Configuration of the MBT plant for anaerobic biostabilization of the undersize fraction with additional aerobic biostabilisation of digestate and recovery of valuable waste and preSRF from the oversize fraction. The symbols are explained in the list of used abbreviations, markings and symbols. Waste codes are given according to (Journal of Laws 2014, item 1923) (own work)



Rys. 5.3. Konfiguracja instalacji MBP przeznaczonej do biosuszenia zmieszanych odpadów komunalnych, tlenowej biostabilizacji frakcji podsitowej oraz odzysku odpadów surowcowych i preSRF z frakcji nadsitowej. Oznaczenia wyjaśniono w spisie stosowanych skrótów, oznaczeń i symboli. Podano kody odpadów zgodnie z (Dz.U. 2014, poz. 1923) (opracowanie własne)
 Fig. 5.3. Configuration of the MBT plant for biodrying of mixed municipal waste with aerobic biostabilisation of undersize fraction and recovery of valuable waste and preSRF from the oversize fraction. The symbols are explained in the list of used abbreviations, markings and symbols. Waste codes are given according to (Journal of Laws 2014, item 1923) (own work)

Występować mogą oczywiście pewne modyfikacje przedstawionych konfiguracji. Przykładowo, stosować można sита umożliwiające odsianie frakcji nadsitowej o większym uziarnieniu (90 lub 100 mm) czy też rozdział frakcji podsitowej na dwa strumienie (0–20 mm i 20–80 mm), przy czym pierwsza frakcja poddawana jest tlenowej biostabilizacji, a druga kierowana jest do fermentacji metanowej. Możliwe modyfikacje ograniczone są jednak do dwóch głównych zasad:

- frakcja nadsitowa musi być przygotowana do odzysku materiałowego oraz do produkcji preSRF, kierowanego dalej do produkcji paliwa alternatywnego i odzysku energii;
- frakcja podsitowa musi zostać w pełni ustabilizowana przed poddaniem jej składowaniu.

Dla tak ograniczonych uwarunkowań, gdzie dostępne są tylko trzy konfiguracje instalacji MBP, można zadać pytanie, która z opcji jest rozwiązaniem o najwyższej efektywności, sprawności? Z tego względu, dla założonych teoretycznych warunków przeprowadzono porównawcze symulacje efektywności przetwarzania odpadów w odniesieniu do przepływu masy odpadów, stopnia usunięcia masy odpadów, efektywności odzysku i recyklingu odpadów oraz zmniejszenia masy składowanych odpadów.

5.1.2. Założenia modelu bilansu masowego instalacji MBP odpadów

Poniżej przedstawiono przykładowe obliczenia bilansu masowego instalacji MBP odpadów w zależności od trzech rodzajów konfiguracji:

- opcja 1. MBP – mechaniczne przetwarzanie, biologiczne przetwarzanie (tlenowa biostabilizacja frakcji podsitowej),
- opcja 2. MBP – mechaniczne przetwarzanie, biologiczne przetwarzanie (beztlenowa stabilizacja z dodatkową tlenową biostabilizacją frakcji podsitowej),
- opcja 3. MBP – biosuszenie zmieszanych odpadów komunalnych, mechaniczne przetwarzanie, biologiczne przetwarzanie (tlenowa stabilizacja frakcji podsitowej).

Przedstawione obliczenia wykonano dla założonych warunków inicjalnych, a uzyskane efektywności wynikają z przyjętych stałych szybkości rozkładu materii organicznej, których szczegółową analizę przedstawiono w rozdziałach: 3.2.2, 6.2.3, 6.2.4. W przypadku wykorzystania innych danych o właściwościach odpadów oraz o efektywności poszczególnych procesów jednostkowych uzyskane wyniki mogą mieć odmienny charakter niż prezentowane w rozdziale. Uzyskane wyniki nie mają charakteru uniwersalnego, a jedynie poglądowy jako przykład podstawowych estymacji technologicznych, których efektem może być podjęcie decyzji o wyborze konfiguracji instalacji MBP odpadów.

Bilanse masowe wykonane zostały na podstawie założonych parametrów odpadów:

- początkowy skład odpadów zmieszanych (tab. 5.1),
- początkowa wilgotność odpadów zmieszanych – 40%,
- początkowy ciężar nasypowy zmieszanych odpadów – $0,3 \text{ Mg}\cdot\text{m}^{-3}$,
- ciężar nasypowy frakcji podsitowej – $0,6 \text{ Mg}\cdot\text{m}^{-3}$,
- liczba dni pracy instalacji MBP – 250 d,
- liczba godzin pracy bioreaktorów – 8760 h,
- średnia temperatura powietrza – 10°C ,
- średnia wilgotność względna powietrza – 70%,
- czas połowicznego rozkładu biodegradowalnej materii organicznej w trakcie tlenowej i beztlenowej biostabilizacji oraz w trakcie biosuszenia odpadów (tab. 5.2),
- zawartość wody oraz udział materii organicznej w poszczególnych składnikach morfologicznych odpadów (tab. 5.2),
- średnia temperatura w reaktorze w trakcie biostabilizacji tlenowej – 50°C ,
- średnia temperatura w reaktorze w trakcie biostabilizacji beztlenowej – 37°C ,
- średnia temperatura w reaktorze w trakcie biosuszenia – 50°C ,
- średnia wilgotność względna powietrza procesowego z biostabilizacji tlenowej i biosuszenia – 100%,
- wilgotność odpadów po procesie biosuszenia $<20\%$,
- założono, iż efektywność usunięcia materii organicznej musi wynieść co najmniej 40% lub zawartość materii organicznej w stabilizacie nie może przekroczyć 35%,
- w przypadku biosuszenia utrata wody nie jest kompensowana poprzez nawadnianie odpadów,
- po procesie biosuszenia woda jest dodawana do frakcji podsitowej celem podniesienia wilgotności do 40%,
- w trakcie biostabilizacji tlenowej odpady są nawadniane celem kompensacji strat wody,
- ciepło spalania poszczególnych komponentów morfologicznych odpadów (tab. 5.2),
- zawartość wodoru w odpadach wynosi 7% s.m.,
- produkcja wody w wyniku tlenowego rozkładu materii organicznej wynosi $0,6 \text{ kgH}_2\text{O}\cdot\text{kg s.m.o.}^{-1}$,

- zastosowano model kinetyki I rzędu rozkładu materii organicznej, zgodnie z równaniem 6.16 [Mason 2008],
- wartość opałowa H_1 obliczana jest z uwzględnieniem wilgotności odpadu i zawartości wodoru wg równania (2.1) [Porowski 2016]:

$$H_1 = H_h - 24,42 \cdot (8,94 \cdot H + W) \quad (5.1)$$

gdzie:

H_h – ciepło spalania, $\text{kJ} \cdot \text{kg s.m.}^{-1}$,

H – zawartość wodoru w odpadzie, %,

W – zawartość wody w odpadzie, %,

24,42 – ciepło parowania wody w warunkach standardowych, $\text{kJ} \cdot \text{kg s.m.}^{-1}$,

8,94 – współczynnik przeliczeniowy wodoru na wodę.

Tabela 5.1

Table 5.1

Skład morfologiczny poszczególnych frakcji wielkościowych
zmieszanych odpadów komunalnych (badania własne)
The morphological composition of separated size fractions
of mixed municipal waste (own research)

Uziarnienie frakcji [mm]	Skład frakcyjny [%]	Skład morfologiczny [%]											
		Żywność roślinna	Żywność zwierzęca	Papier	Tworzywa	Tekstylia	Szkło	Metale	Organiczne pozostałe	Mineralne pozostałe	Niebezpieczne	Inne	Razem
>100	23,0	0,0	0,0	52,0	30,7	2,5	5,8	5,7	2,7	0,0	0,5	0,0	100,0
80–100	15,6	11,3	0,0	34,7	23,7	0,2	9,2	1,1	7,3	12,5	0,0	0,0	100,0
60–80	9,8	17,9	0,0	30,2	28,2	1,5	9,3	6,1	5,6	1,3	0,0	0,0	100,0
40–60	16,7	29,5	2,1	25,7	15,5	1,6	7,6	3,4	9,9	2,3	2,4	0,0	100,0
20–40	18,4	49,9	3,1	13,9	4,3	0,5	6,0	1,4	17,3	3,6	0,0	0,0	100,0
10–20	9,2	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	100,0	100,0
<10	7,4	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	100,0	100,0
Razem	100,0	18,4	0,9	26,4	16,9	1,3	6,6	2,4	6,7	2,9	0,6	16,8	100,0

Tabela 5.2

Table 5.2

Właściwości składników zmieszanych odpadów komunalnych (założenia własne)
 Properties of mixed municipal waste components (own assumptions)

Parametr	Składnik zmieszanych odpadów komunalnych										
	Żywność roślinna	Żywność zwierzęca	Papier	Tworzywa	Tekstylia	Szkło	Metale	Organiczne pozostałe	Mineralne pozostałe	Niebezpieczne	Inne
Czas połowicznego rozkładu odpadów biodegradowalnych w trakcie tlenowej biostabilizacji [d]	10	10	30	-	1000	-	-	20	-	-	20
Czas połowicznego rozkładu odpadów biodegradowalnych w trakcie beztlenowej biostabilizacji [d]	15	15	45	-	1000	-	-	30	-	-	30
Czas połowicznego rozkładu odpadów biodegradowalnych w trakcie biosuszenia [d]	20	20	50	-	1000	-	-	30	-	-	30
Zawartość wody [%]	54	54	54	0	54	0	0	54	54	54	54
Udział materii organicznej [% s.m.]	95	95	95	95	95	0	0	80	0	0	50
H_h [MJ·kg s.m. ⁻¹]	6	6	11	35	18	0	0	11	0	5	6

Modelowanie wykonano przy założeniu przepustowości instalacji MBP wynoszącej 90 000 Mg·rok⁻¹.

Założono, iż:

- efektywność pozytywnej separacji metali z frakcji nadsitowej wyniesie 90%, a papieru i tworzyw po 20%,
- efektywność negatywnej separacji mineralnych pozostałości, szkła oraz drobnej frakcji z frakcji nadsitowej wyniesie 90%.

Wyniki obliczeń bilansu masowego przedstawiono w jednostkach świeżej masy odpadów Mg·rok⁻¹, suchej masy odpadów Mg s.m.·rok⁻¹ oraz suchej masy organicznej Mg s.m.o.·rok⁻¹.

5.1.3. Wyniki modelowania bilansów masowych instalacji MBP

Opcja 1. MBP – mechaniczne przetwarzanie, biologiczne przetwarzanie – tlenowa biostabilizacja frakcji podsitowej

Wykonano badania modelowe dla pierwszego wariantu konfiguracji instalacji MBP (rys. 5.1), w którym zastosowano jedynie tlenową biostabilizację frakcji podsitowej. W tym przypadku efektywność odzysku papieru i tworzyw była bliska 13%. Większość, czyli około 51% składników organicznych stanowiło komponent preSRF (tab. 5.3 i 5.4).

Tabela 5.3

Table 5.3

Bilans masowy tworzyw w instalacji MBP z tlenową biostabilizacją – wariant 1.

(opracowanie własne zgodnie z rys. 5.1)

Mass balance of plastics in MBT plant with aerobic biostabilization

– variant 1 (own work according to Fig. 5.1)

Tworzywa	[Mg·rok ⁻¹]	[Mg s.m.·rok ⁻¹]	[Mg s.m.o.·rok ⁻¹]
Początkowa masa tworzyw	15 228,8	15 228,8	14 467,3
Przygotowanie tworzyw do recyklingu	1937,8	1937,8	1840,9
Tworzywa w preSRF	7751,2	7751,2	7363,6
Pozostałe tworzywa we frakcji podsitowej	5539,8	5539,8	5262,8
Usunięcie tworzyw z odpadów	9689,0	9689,0	9204,5
Efektywność usunięcia tworzyw z odpadów [%]	63,6	63,6	63,6
Efektywność odzysku tworzyw w preSR [%]	50,9	50,9	50,9
Efektywność recyklingu tworzyw [%]	12,7	12,7	12,7

Tabela 5.4

Table 5.4

Bilans masowy papieru w instalacji MBP z tlenową biostabilizacją – wariant 1.

(opracowanie własne zgodnie z rys. 5.1)

Mass balance of paper in MBT plant with aerobic biostabilization

– variant 1 (own work according to Fig. 5.1)

Papier	[Mg·rok ⁻¹]	[Mg s.m.·rok ⁻¹]	[Mg s.m.o.·rok ⁻¹]
Początkowa masa papieru	24 457,0	11 259,0	10 696,1
Przygotowanie papieru do recyklingu	3124,9	1438,6	1366,7
Papier w preSRF	12 499,8	5754,4	5466,7
Papier rozłożony w trakcie biostabilizacji	1036,1	1036,1	984,3
Papier pozostały we frakcji podsitowej	7796,3	3030,0	2878,5
Usunięcie papieru z odpadów	16 660,8	8229,1	7817,6
Efektywność usunięcia papieru z odpadów [%]	68,1	73,1	73,1
Efektywność odzysku papieru w preSRF [%]	51,1	51,1	51,1
Efektywność recyklingu papieru [%]	12,8	12,8	12,8

Materia organiczna usuwana była z odpadów w wyniku przygotowania papieru i tworzyw do recyklingu, odzysku papieru i tworzyw w postaci preSRF oraz w wyniku rozkładu substancji organicznej w trakcie biologicznej stabilizacji. Największy udział w usuwaniu materii organicznej miała produkcja preSRF stanowiąca 37% (tab. 5.5). Tylko 6,4% materii organicznej usunięto w wyniku przygotowania do recyklingu, a 8,9% zostało rozłożone w trakcie biostabilizacji tlenowej. Podobnie, biologicznie rozkładalna materia organiczna usunięta została w największym stopniu, około 30%, w wyniku produkcji preSRF (tab. 5.6).

Tabela 5.5
Table 5.5

Bilans masy materii organicznej w instalacji MBP z biostabilizacją tlenową – wariant 1.
(opracowanie własne zgodnie z rys. 5.1)
Mass balance of organic matter in MBT plant with aerobic
biostabilization – variant 1 (own work according to Fig. 5.1)

Materia organiczna	[Mg.rok ⁻¹]	[Mg s.m.·rok ⁻¹]	[Mg s.m.o.·rok ⁻¹]
Początkowa masa materii organicznej	78 662,0	44 430,9	38 681,8
Przygotowanie papieru do recyklingu	3124,9	1438,6	1366,7
Przygotowanie tworzyw do recyklingu	1937,8	1937,8	1840,9
Materia organiczna w preSRF	23 956,2	15 211,3	14 342,0
Materia organiczna rozłożona w trakcie biostabilizacji	6998,8	6998,8	6998,8
Materia organiczna pozostała we frakcji podsitowej	42 644,2	18 844,4	14 133,3
Usunięcie materii organicznej z odpadów	36 017,8	25 586,6	24 548,4
Efektywność usunięcia materii organicznej [%]	45,8	61,7	63,5
Efektywność odzysku materii organicznej [%]	36,9	44,8	45,4
Efektywność recyklingu materii organicznej [%]	6,4	8,1	8,3
Efektywność usunięcia materii organicznej z frakcji podsitowej [%]	14,1	27,1	33,1

Tabela 5.6
Table 5.6

Bilans masy materii organicznej biodegradowalnej w instalacji MBP z biostabilizacją tlenową – wariant 1. (opracowanie własne zgodnie z rys. 5.1)
Mass balance of biodegradable organic matter in MBT plant with aerobic
biostabilization – variant 1 (own work according to Fig. 5.1)

Materia organiczna biodegradowalna	[Mg.rok ⁻¹]	[Mg s.m.·rok ⁻¹]	[Mg s.m.o.·rok ⁻¹]
Początkowa masa materii organicznej biodegradowalnej	62 432,5	28 741,4	23 776,7
Przygotowanie papieru do recyklingu	3124,9	1438,6	1366,7
Materia organiczna biodegradowalna w preSRF	15 659,1	7208,8	6739,7
Materia organiczna biodegradowalna rozłożona w trakcie biostabilizacji	6997,0	6997,0	6997,0

Tabela 5.6 cd.
Table 5.6 cont.

Materia organiczna biodegradowalna pozostała we frakcji podsitowej	36 651,5	13 097,0	8673,4
Usunięcie materii organicznej biodegradowalnej z odpadów	25 781,0	15 644,4	15 103,3
Efektywność usunięcia materii organicznej biodegradowalnej [%]	41,3	60,7	70,5
Efektywność odzysku materii organicznej biodegradowalnej [%]	30,1	33,5	37,9
Efektywność recyklingu materii organicznej biodegradowalnej [%]	5,0	5,6	6,4
Efektywność usunięcia materii organicznej biodegradowalnej z frakcji podsitowej [%]	16,0	34,8	44,7

Przetwarzanie odpadów powoduje także usunięcie wody. Woda usuwana jest z odpadów jako wilgoć wraz z odzyskanym preSRE, wilgotnym papierem. Utrata wody następuje również w trakcie biostabilizacji wraz z wilgotnym powietrzem opuszczającym reaktor. Woda jest także wytwarzana w trakcie rozkładu materii organicznej. W celu podtrzymywania właściwego poziomu wilgotności w trakcie biostabilizacji zostało dodane około 3200 Mg-rok⁻¹ wody. Generalnie, woda usuwana była z wysoką efektywnością. Więcej niż 88% masy wody zostało usunięte z instalacji MBP (tab. 5.7).

Tabela 5.7
Table 5.7

Bilans masy wody w instalacji MBP z biostabilizacją tlenową – wariant 1.
(opracowanie własne zgodnie z rys. 5.7)
Mass balance of water in MBT plant with aerobic biostabilization
– variant 1. (own work according to Fig. 5.1)

Woda	[Mg-rok ⁻¹]
Masa początkowa	36 000,0
Woda usunięta w wyniku odparowania w trakcie biostabilizacji	21 406,1
Woda usunięta z papierem	1686,3
Woda usunięta z tworzywami	0,0
Woda usunięta z preSRE	9756,5
Całkowita masa wody usuniętej	32 849,0
Woda dodana do biostabilizacji	-3193,0
Woda wytworzona w wyniku rozkładu materii organicznej	4199,3
Woda usunięta w trakcie biostabilizacji	20 399,8
Woda dodana	1006,3
Woda pozostała	4157,4
Efektywność usunięcia wody [%]	88,5

Jednym z odpadów wytwarzanych w instalacji MBP jest preSRF. Z początkowej masy odpadów 90 000 Mg·rok⁻¹ blisko 29% stanowił wytworzony preSRF (tab. 5.8). Obliczenia wykazały, iż ciepło spalania preSRF powinno wynieść 17,67 MJ·kg s.m.⁻¹, jednakże wartość opałowa wyniosła jedynie 15,20 MJ·kg⁻¹ s.m. Spowodowane to jest wysoką wilgotnością preSRF-u wynoszącą 37,6%.

Tabela 5.8
Table 5.8

Produkcja preSRF w instalacji MBP z biostabilizacją tlenową – wariant 1.
(opracowanie własne zgodnie z rys. 5.1)
Production of preSRF in MBT plant with aerobic biostabilization
– variant 1 (own work according to Fig. 5.1)

preSRF	[Mg·rok ⁻¹]	[Mg s.m.·rok ⁻¹]	[Mg s.m.o.·rok ⁻¹]
Początkowa masa odpadów	90 000,0	54 000,0	38 681,8
Wytworzony preSRF	25 964,0	16 207,5	14 342,0
Efektywność odzysku [%]	28,8	30,0	37,1

Modelowanie wykazało, iż z 90 000 Mg·rok⁻¹ zmieszanych odpadów komunalnych możliwe jest odzyskanie około 1940 Mg·rok⁻¹ tworzyw, 3125 Mg·rok⁻¹ papieru oraz 25 964 Mg·rok⁻¹ preSRF-u. Blisko 20 400 Mg·rok⁻¹ masy odpadów stanowiła utrata wody. Około 7000 Mg·rok⁻¹ usunięto w trakcie rozkładu materii organicznej w warunkach tlenowych. Badania wykazały, iż około 31 575 Mg·rok⁻¹ (35,1%) musi być poddane składowaniu (tab. 5.9).

Tabela 5.9
Table 5.9

Bilans masowy instalacji MBP z biostabilizacją tlenową – wariant 1.
(opracowanie własne zgodnie z rys. 5.1)
Mass balance of MBT plant with aerobic biostabilization –
variant 1 (own work according to Fig. 5.1)

Składowe bilansu masowego	[Mg·rok ⁻¹]	[Mg s.m.·rok ⁻¹]	[Mg s.m.o.·rok ⁻¹]
Masa początkowa odpadów	90 000,0	54 000,0	38 681,8
Recykling tworzyw	1937,8	1937,8	1840,9
Recykling papieru	3124,9	1438,6	1366,7
Odzysk preSRF-u	25 964,0	16 207,5	14 342,0
Woda usunięta w procesach biologicznych	20 399,8		
Materia organiczna usunięta w procesach biologicznych	6998,8	6998,8	6998,8
Całkowita masa odpadów usuniętych i odzyskanych	58 425,4	26 582,7	24 548,4
Pozostałe odpady do składowania	31 574,6	27 417,3	14 133,3

Opcja 2. MBP – mechaniczne przetwarzanie, biologiczne przetwarzanie – beztlenowa stabilizacja z dodatkową tlenową biostabilizacją frakcji podsitowej

Jedną z opcji MBP odpadów jest poddanie frakcji podsitowej dwustopniowej stabilizacji, przy czym pierwsza zachodzi w warunkach beztlenowych z pozyskaniem

biogazu, a druga stanowi system tlenowej stabilizacji pozostałości po fermentacji (rys. 5.2). W tej opcji przetwarzanie mechaniczne ma podobny charakter jak w opcji 1., tylko z tlenową stabilizacją. Z tego względu efektywność przygotowania do recyklingu papieru i tworzyw oraz odzysku odpadów w postaci preSRF są podobne (tab. 5.10, 5.11, 5.15). Niemniej jednak efektywność usunięcia papieru z odpadów wzrosła w wyniku dodatkowej biologicznej stabilizacji z 68 do 70% (tab. 5.11).

Tabela 5.10

Table 5.10

Bilans masowy tworzyw w instalacji MBP z beztlenową i tlenową biostabilizacją – wariant 2. (opracowanie własne zgodnie z rys. 5.2)

Mass balance of plastics in MBT plant with anaerobic and aerobic biostabilization – variant 2 (own work according to Fig. 5.2)

Tworzywa	[Mg·rok ⁻¹]	[Mg s.m.·rok ⁻¹]	[Mg s.m.o.·rok ⁻¹]
Początkowa masa tworzyw	15 228,8	15 228,8	14 467,3
Przygotowanie tworzyw do recyklingu	1937,8	1937,8	1840,9
Tworzywa w preSRF	7751,2	7751,2	7363,6
Pozostałe tworzywa we frakcji podsitowej	5539,8	5539,8	5262,8
Usunięcie tworzyw z odpadów	9689,0	9689,0	9204,5
Efektywność usunięcia tworzyw z odpadów [%]	63,6	63,6	63,6
Efektywność odzysku tworzyw w preSRF [%]	50,9	50,9	50,9
Efektywność recyklingu tworzyw [%]	12,7	12,7	12,7

Tabela 5.11

Table 5.11

Bilans masowy papieru w instalacji MBP z beztlenową i tlenową biostabilizacją – wariant 2. (opracowanie własne zgodnie z rys. 5.2)

Mass balance of paper in MBT plant with anaerobic and aerobic biostabilization – variant 2 (own work according to Fig. 5.2)

Papier	[Mg·rok ⁻¹]	[Mg s.m.·rok ⁻¹]	[Mg s.m.o.·rok ⁻¹]
Początkowa masa papieru	24 457,0	11 259,0	10 696,1
Przygotowanie papieru do recyklingu	3124,9	1438,6	1366,7
Papier w preSRF	12 499,8	5754,4	5466,7
Papier rozłożony w trakcie biostabilizacji	1567,3	1567,3	1489,0
Papier pozostały we frakcji podsitowej	7265,0	2498,7	2373,8
Usunięcie papieru z odpadów	17 192,0	8760,3	8322,3
Efektywność usunięcia papieru z odpadów [%]	70,3	77,8	77,8
Efektywność odzysku papieru w preSRF [%]	51,1	51,1	51,1
Efektywność recyklingu papieru [%]	12,8	12,8	12,8

Podobnie jak w opcji pierwszej materia organiczna usuwana była z odpadów na drodze wydzielenia papieru, tworzyw, preSRF oraz rozkładu w wyniku biostabilizacji. Dzięki zastosowaniu dwóch stopni biostabilizacji: beztlenowej i tlenowej stopień usunięcia materii organicznej znacząco wzrósł (tab. 5.12). W wyniku procesów beztlenowych usunięto

około 7000 Mg s.m.o.-rok⁻¹. Zakładając udział węgla w rozłożonej materii organicznej na poziomie 50% oraz maksymalny potencjał produkcji biogazu na poziomie 1,87 m³·kg⁻¹ węgla organicznego, oszacowano roczny potencjał produkcji biogazu na poziomie 5,5 mln m³·rok⁻¹, co odpowiada około 628 m³·h⁻¹. Zakładając kaloryczność biogazu na poziomie 20 MJ·m⁻³, energia chemiczna w biogazie wynosi 3,84 MWh. W tych warunkach możliwa jest instalacja układu kogeneracyjnego o mocy elektrycznej na poziomie 1,3–1,4 MW_e. Jest to poziom mocy w zupełności wystarczający do pokrycia w 100% zapotrzebowania na energię elektryczną instalacji MBP o analizowanej przepustowości (przykładowo RIPOK w Kosinach Bartosowych, gdzie przetwarzanych jest 120 000 Mg odpadów zmieszanych w ciągu roku na drodze mechaniczno-biologicznej wraz z wytworzeniem gotowego SRF, posiada moc zainstalowaną 1 MW). Nadwyżka energii może być oddana do sieci. Wytworzone ciepło może być wykorzystywane do stabilizacji termicznej reaktora fermentacyjnego lub/i do suszenia wytworzonego preSRF-u.

Pozostała po procesach beztlenowych frakcja podsitowa jest dodatkowo stabilizowana w warunkach tlenowych, w wyniku czego usuwana jest materia organiczna w ilości 2600 Mg·rok⁻¹. Podobnie jak w przypadku opcji 1. usuwanie materii organicznej poprzez wytworzenie preSRF stanowi około 30%, jednakże usunięcie materii organicznej biodegradowalnej z frakcji podsitowej wzrosło do 22% (tab. 5.13).

Tabela 5.12

Table 5.12

Bilans masy materii organicznej w instalacji MBP z biostabilizacją beztlenową i tlenową – wariant 2. (opracowanie własne zgodnie z rys. 5.2)

Mass balance of organic matter in MBT plant with anaerobic and aerobic biostabilization – variant 2 (own work according to Fig. 5.2)

Materia organiczna	[Mg·rok ⁻¹]	[Mg s.m.o.-rok ⁻¹]	[Mg s.m.o.-rok ⁻¹]
Początkowa masa materii organicznej	78 662,0	44 430,9	38 681,8
Przygotowanie papieru do recyklingu	3124,9	1438,6	1366,7
Przygotowanie tworzyw do recyklingu	1937,8	1937,8	1840,9
Materia organiczna w preSRF	23 956,2	15 211,3	14 342,0
Materia organiczna rozłożona w trakcie biostabilizacji	9607,0	9607,0	9607,0
Materia organiczna pozostała we frakcji podsitowej	40 036,1	16 236,2	11 525,1
Usunięcie materii organicznej z odpadów	38 626,0	28 194,7	27 156,6
Efektywność usunięcia materii organicznej [%]	49,1	63,5	70,2
Efektywność odzysku materii organicznej [%]	36,9	41,8	45,4
Efektywność recyklingu materii organicznej [%]	6,4	7,6	8,3
Efektywność usunięcia materii organicznej z frakcji podsitowej [%]	19,4	37,2	45,5

Tabela 5.13
Table 5.13

Bilans masy materii organicznej biodegradowalnej w instalacji MBP z biostabilizacją beztlenową i tlenową – wariant 2. (opracowanie własne zgodnie z rys. 5.2)
Mass balance of biodegradable organic matter in MBT plant with anaerobic and aerobic biostabilization – variant 2 (own work according to Fig. 5.2)

Materia organiczna biodegradowalna	[Mg·rok ⁻¹]	[Mg s.m.·rok ⁻¹]	[Mg s.m.o.·rok ⁻¹]
Początkowa masa materii organicznej biodegradowalnej	62 432,5	28 741,4	23 776,7
Przygotowanie papieru do recyklingu	3124,9	1438,6	1366,7
Materia organiczna biodegradowalna w preSRF	15 659,1	7208,8	6739,7
Materia organiczna biodegradowalna rozłożona w trakcie biostabilizacji	9603,9	9603,9	9603,9
Materia organiczna biodegradowalna pozostała we frakcji podsitowej	34 044,5	10 490,1	6066,5
Usunięcie materii organicznej biodegradowalnej z odpadów	28 388,0	18 251,4	17 710,3
Efektywność usunięcia materii organicznej biodegradowalnej [%]	45,5	63,5	74,5
Efektywność odzysku materii organicznej biodegradowalnej [%]	30,1	30,1	34,1
Efektywność recyklingu materii organicznej biodegradowalnej [%]	5,0	5,0	5,7
Efektywność usunięcia materii organicznej biodegradowalnej z frakcji podsitowej [%]	22,0	47,8	61,3

Stopień usunięcia wody był nieznacznie mniejszy niż w przypadku opcji 1., głównie ze względu na zastąpienie części procesu biostabilizacji w warunkach tlenowych warunkami beztlenowymi (tab. 5.14).

Tabela 5.14
Table 5.14

Bilans masy wody w instalacji MBP z biostabilizacją beztlenową i tlenową – wariant 2. (opracowanie własne zgodnie z rys. 5.2)
Mass balance of water in MBT plant with anaerobic and aerobic biostabilization – variant 2 (own work according to Fig. 5.2)

Woda	Mg·rok ⁻¹
Masa początkowa	36 000,0
Woda usunięta w wyniku odparowania w trakcie biostabilizacji	21 406,1
Woda usunięta z papierem	1686,3
Woda usunięta z tworzywami	0,0
Woda usunięta z preSRF	9756,5
Całkowita masa wody usuniętej	32 849,0
Woda dodana do biostabilizacji	-3193,0
Woda wytworzona w wyniku rozkładu materii organicznej	5764,2
Woda usunięta w trakcie biostabilizacji	18 834,9

Tabela 5.14 cd.
Table 5.14 cont.

Woda dodana	2571,2
Woda pozostała	5722,3
Efektywność usunięcia wody [%]	84,1

Porównanie opcji 1. i 2. wskazuje, iż zmiana sposobu biologicznej stabilizacji nie wpływa na efektywność odzysku odpadów jako preSRF (tab. 5.15).

Tabela 5.15
Table 5.15

Produkcja preSRF w instalacji MBP z biostabilizacją beztlenową i tlenową – wariant 2.
(opracowanie własne zgodnie z rys. 5.2)
Production of preSRF in MBT plant with anaerobic and aerobic
biostabilization – variant 2 (own work according to Fig. 5.2)

preSRF	[Mg.rok ⁻¹]	[Mg s.m.·rok ⁻¹]	[Mg s.m.o.·rok ⁻¹]
Początkowa masa odpadów	90 000,0	54 000,0	38 681,8
Wytworzony preSRF	25 964,0	16 207,5	14 342,0
Efektywność odzysku [%]	28,8	30,0	37,1

Porównanie pomiędzy opcją 1. i 2. wskazuje, iż zmiana warunków biostabilizacji nie wpłynęła na efektywność odzysku papieru, tworzyw, preSRF. Zastosowanie procesów beztlenowych spowodowało nieznaczny spadek stopnia usunięcia wody z odpadów oraz zwiększenie usunięcia materii organicznej do 9600 Mg·rok⁻¹ (tab. 5.16). Finalnie uzyskano jednak około 1000 Mg·rok⁻¹ odpadów mniej do składowania. Dodatkową korzyścią jest możliwość pozyskania energii elektrycznej i ciepła z wytworzonego biogazu na potrzeby funkcjonowania instalacji oraz skierowania nadwyżki do sieci.

Tabela 5.16
Table 5.16

Bilans masowy instalacji MBP z biostabilizacją beztlenową i tlenową – wariant 2.
(opracowanie własne zgodnie z rys. 5.2)
Mass balance of MBT plant with anaerobic and aerobic biostabilization
– variant 2 (own work according to Fig. 5.2)

Składniki bilansu masowego	[Mg.rok ⁻¹]	[Mg s.m.·rok ⁻¹]	[Mg s.m.o.·rok ⁻¹]
Masa początkowa odpadów	90 000,0	54 000,0	38 681,8
Recykling tworzyw	1937,8	1937,8	1840,9
Recykling papieru	3124,9	1438,6	1366,7
Odzysk preSRF-u	25 964,0	16 207,5	14 342,0
Woda usunięta w procesach biologicznych	18 834,9		
Materia organiczna usunięta w procesach biologicznych	9607,0	9607,0	9607,0
Całkowita masa odpadów usuniętych i odzyskanych	59 468,6	29 190,9	27 156,6
Pozostałe odpady do składowania	30 531,4	24 809,1	11 525,1

Opcja 3. MBP – biosuszenie zmieszanych odpadów komunalnych, mechaniczne przetwarzanie, biologiczne przetwarzanie – tlenowa stabilizacja frakcji podsitowej

Trzecią możliwą opcją MBP odpadów jest ustawienie procesów w ciągu technologicznym: biosuszenie zmieszanych odpadów komunalnych, mechaniczne sortowanie, tlenowa biostabilizacja frakcji podsitowej (rys. 5.3). W tym przypadku, podobnie jak w dwóch pozostałych, stopień odzysku tworzyw jest podobny i wynosi 13% (tab. 5.17). W przypadku papieru efektywność jego przygotowania do recyklingu spadła z 13 do 8%, głównie w wyniku usunięcia wody z papieru oraz rozkładu w trakcie biosuszenia (tab. 5.18). Biosuszenie wpłynęło także na obniżenie udziału papieru w preSRF.

Tabela 5.17

Table 5.17

Bilans masowy tworzyw w instalacji MBP z biosuszeniem zmieszanych odpadów i tlenową biostabilizacją frakcji podsitowej – wariant 3. (opracowanie własne zgodnie z rys. 5.3)

Mass balance of plastics in MBT plant with biodrying of mixed municipal waste and aerobic biostabilization undersize fraction – variant 3 (own work according to Fig. 5.3)

Tworzywa	[Mg.rok ⁻¹]	[Mg s.m.·rok ⁻¹]	[Mg s.m.o.·rok ⁻¹]
Początkowa masa tworzyw	15 228,8	15 228,8	14 467,3
Przygotowanie tworzyw do recyklingu	1937,8	1937,8	1840,9
Tworzywa w preSRF	7751,2	7751,2	7363,6
Pozostałe tworzywa we frakcji podsitowej	5539,8	5539,8	5262,8
Usunięcie tworzyw z odpadów	9689,0	9689,0	9204,5
Efektywność usunięcia tworzyw z odpadów [%]	63,6	63,6	63,6
Efektywność odzysku tworzyw w preSRF [%]	50,9	50,9	50,9
Efektywność recyklingu tworzyw [%]	12,7	12,7	12,7

Tabela 5.18

Table 5.18

Bilans masowy papieru w instalacji MBP z biosuszeniem zmieszanych odpadów i tlenową biostabilizacją frakcji podsitowej – wariant 3. (opracowanie własne zgodnie z rys. 5.3)

Mass balance of paper in MBT plant with biodrying of mixed municipal waste and aerobic biostabilization undersize fraction – variant 3 (own work according to Fig. 5.3)

Papier	[Mg.rok ⁻¹]	[Mg s.m.·rok ⁻¹]	[Mg s.m.o.·rok ⁻¹]
Początkowa masa papieru	24 457,0	11 259,0	10 696,1
Papier rozłożony w trakcie biosuszenia	8985,0	670,3	636,8
Przygotowanie papieru do recyklingu	1976,9	1353,0	1285,3
Papier w preSRF	7907,6	5411,8	5141,2
Papier rozłożony w trakcie biostabilizacji	974,4	974,4	925,7
Papier pozostały we frakcji podsitowej	4613,1	2849,6	2707,1
Usunięcie papieru z odpadów	19 843,9	8409,4	7989,0
Efektywność usunięcia papieru z odpadów [%]	81,1	74,7	74,7
Efektywność odzysku papieru w preSRF [%]	32,3	48,1	48,1
Efektywność recyklingu papieru [%]	8,1	12,0	12,0

W opcji trzeciej MBP materia organiczna usuwana jest najefektywniej. Modelowanie wykazało, iż możliwe jest usunięcie nawet 66% (tab. 5.19). Powodem jest zastosowanie dodatkowego procesu biologicznego – biosuszenia do całej masy odpadów. Podobny wzrost efektywności obserwowano w przypadku biodegradowalnej materii organicznej (tab. 5.20).

Tabela 5.19

Table 5.19

Bilans masy materii organicznej w instalacji MBP z biosuszeniem zmieszanych odpadów i tlenową biostabilizacją frakcji podsitowej – wariant 3. (opracowanie własne zgodnie z rys. 5.3)
 Mass balance of organic matter in MBT plant with biodrying of mixed municipal waste and aerobic biostabilization undersize fraction – variant 3 (own work according to Fig. 5.3)

Materia organiczna	[Mg.rok ⁻¹]	[Mg s.m..rok ⁻¹]	[Mg s.m.o..rok ⁻¹]
Początkowa masa materii organicznej	78 662,0	44 430,9	38 681,8
Materia organiczna rozłożona w trakcie biosuszenia	23 918,4	2352,8	2041,3
Przygotowanie papieru do recyklingu	1976,9	1353,0	1285,3
Przygotowanie tworzyw do recyklingu	1937,8	1937,8	1840,9
Materia organiczna w preSRF	17 940,7	14 705,1	13 870,1
Materia organiczna rozłożona w trakcie biostabilizacji	6247,7	6247,7	6247,7
Materia organiczna pozostała we frakcji podsitowej	26 640,5	17 834,5	13 396,6
Usunięcie materii organicznej z odpadów	52 021,5	26 596,4	25 285,2
Efektywność usunięcia materii organicznej [%]	66,1	59,9	65,4
Efektywność odzysku materii organicznej [%]	27,8	40,5	43,9
Efektywność recyklingu materii organicznej [%]	5,0	7,4	8,1
Efektywność usunięcia materii organicznej z frakcji podsitowej [%]	19,0	25,9	31,8

Tabela 5.20

Table 5.20

Bilans masy materii organicznej biodegradowalnej w instalacji MBP z biosuszeniem zmieszanych odpadów i tlenową biostabilizacją frakcji podsitowej – wariant 3.
 (opracowanie własne zgodnie z rys. 5.3)
 Mass balance of biodegradable organic matter in MBT plant with biodrying of mixed municipal waste and aerobic biostabilization undersize fraction – variant 3
 (own work according to Fig. 5.3)

Materia organiczna biodegradowalna	[Mg.rok ⁻¹]	[Mg s.m..rok ⁻¹]	[Mg s.m.o..rok ⁻¹]
Początkowa masa materii organicznej biodegradowalnej	62 432,5	28 741,4	23 776,7
Materia organiczna biodegradowalna rozłożona w trakcie biosuszenia	23 576,8	2351,4	2039,9
Przygotowanie papieru do recyklingu	1976,9	1353,0	1285,3
Materia organiczna biodegradowalna w preSRF	9830,0	6703,4	6268,4

Tabela 5.20 cd.
Table 5.20 cont.

Materia organiczna biodegradowalna rozłożona w trakcie biostabilizacji	6245,8	6245,8	6245,8
Materia organiczna biodegradowalna pozostała we frakcji podsitowej	20 803,0	12 087,8	7937,3
Usunięcie materii organicznej biodegradowalnej z odpadów	41 629,5	16 653,6	15 839,5
Efektywność usunięcia materii organicznej biodegradowalnej [%]	66,7	57,9	66,6
Efektywność odzysku materii organicznej biodegradowalnej [%]	18,9	28,0	31,8
Efektywność recyklingu materii organicznej biodegradowalnej [%]	3,2	4,7	5,4
Efektywność usunięcia materii organicznej biodegradowalnej z frakcji podsitowej [%]	23,1	34,1	44,0

Proces biosuszenia dedykowany jest do usuwania wody z odpadów. Zaskakujące jest jednak to, iż globalnie, w całkowitym bilansie wodnym instalacji MBP, efektywność usunięcia wody była najniższa z badanych opcji – około 75% (tab. 5.21). Jest to efekt wysokiego stopnia usunięcia wody w trakcie biosuszenia z całej masy odpadów. Wpłynęło to na właściwości frakcji podsitowej i konieczność dostarczenia ponad 11 000 Mg-rok⁻¹ wody, celem nawodnienia frakcji podsitowej przed biostabilizacją tlenową. Wskazywać to może, iż w przypadku takiej konfiguracji, gdy celem biostabilizacji wstępnie wysuszonej frakcji podsitowej konieczne jest uzupełnienie wilgoci poprzez dodatek znacznych mas wody, nie jest możliwe spełnienie rekomendacji Najlepszych Dostępnych Technik [BAT 2006] wskazujących na minimalizację wykorzystania wody, co omówiono w rozdziale 2.2.

Tabela 5.21
Table 5.21

Bilans masy wody w instalacji MBP z biosuszeniem zmieszanych odpadów i tlenową biostabilizacją frakcji podsitowej – wariant 3. (opracowanie własne zgodnie z rys. 5.3)
Mass balance of water in MBT plant with biodrying of mixed municipal waste and aerobic biostabilization undersize fraction – variant 3 (own work according to Fig. 5.3)

Woda	[Mg-rok ⁻¹]
Masa początkowa	36 000,0
Woda usunięta w wyniku biosuszenia	24 091,7
Woda usunięta w wyniku odparowania w trakcie biostabilizacji	14 889,4
Woda usunięta z papierem	623,9
Woda usunięta z tworzywami	0,0
Woda usunięta z preSRF	3609,9
Całkowita masa wody usuniętej	43 214,9
Woda dodana do biostabilizacji	-11 104,0

Tabela 5.21 cd.
Table 5.21 cont.

Woda wytworzona w wyniku rozkładu materii organicznej w trakcie biosuszenia	1411,7
Woda wytworzona w wyniku rozkładu materii organicznej w biostabilizacji tlenowej	3748,6
Woda usunięta w trakcie biosuszenia	22 680,0
Woda usunięta w trakcie biostabilizacji	36,7
Woda dodana	16 264,3
Woda pozostała	9049,4
Efektywność usunięcia wody [%]	74,9

W opcji trzeciej, w porównaniu z dwoma poprzednimi, dzięki istotnemu usunięciu wody w trakcie biosuszenia, znaczącej poprawie uległy właściwości frakcji nadsitowej. Wilgotność preSRF wyniosła 18,7%, ciepło spalania 20,29 MJ·kg⁻¹ s.m., a wartość opałowa była na poziomie 18,30 MJ·kg s.m.⁻¹. Wyniki te są zdecydowanie lepsze niż bez biosuszenia. Uzyskana masa preSRF 19311 Mg·rok⁻¹ (tab. 5.22) jest mniejsza niż w przypadku dwóch pierwszych opcji, jednakże właściwości paliwowe materiału się poprawiły.

Tabela 5.22
Table 5.22

Produkcja preSRF w instalacji MBP z biosuszeniem zmieszanych odpadów i tlenową biostabilizacją frakcji podsitowej – wariant 3. (opracowanie własne zgodnie z rys. 5.3)
Production of preSRF in MBT plant with biodrying of mixed municipal waste and aerobic biostabilization undersize fraction – variant 3 (own work according to Fig. 5.3)

preSRF	[Mg·rok ⁻¹]	[Mg s.m.·rok ⁻¹]	[Mg s.m.o.·rok ⁻¹]
Początkowa masa odpadów	90 000,0	54 000,0	38 681,8
Wytworzony preSRF	19 311,2	15 701,3	13 870,1
Efektywność odzysku [%]	21,5	29,1	35,9

Tabela 5.23
Table 5.23

Bilans masowy instalacji MBP z biosuszeniem zmieszanych odpadów i tlenową biostabilizacją frakcji podsitowej – wariant 3. (opracowanie własne zgodnie z rys. 5.3)
Mass balance of MBT plant with biodrying of mixed municipal waste and aerobic biostabilization undersize fraction – variant 3 (own work according to Fig. 5.3)

Składniki bilansu masowego	[Mg·rok ⁻¹]	[Mg s.m.·rok ⁻¹]	[Mg s.m.o.·rok ⁻¹]
Masa początkowa odpadów	90 000,0	54 000,0	38 681,8
Recykling tworzyw	1937,8	1937,8	1840,9
Recykling papieru	1976,9	1353,0	1285,3
Odzysk preSRF-u	19 311,2	15 701,3	13 870,1
Woda usunięta w procesach biologicznych	22 716,7		

Tabela 5.23 cd.
Table 5.23 cont.

Materia organiczna usunięta w procesach biologicznych	7486,1	8600,5	8288,9
Całkowita masa odpadów usuniętych i odzyskanych	53 428,7	27 592,6	25 285,2
Pozostałe odpady do składowania	36 571,3	26 407,4	13 396,6

Na podstawie przeprowadzonego modelowania wykazano, iż w porównaniu z pozostałymi opcjami zastosowanie biosuszenia nie wpłynęło na odzysk tworzyw, jednakże obniżyło odzysk papieru i preSRF (uwzględniając mokłą masę). Usunięcie wody było najwyższe, jednakże konieczne jest znaczące jej uzupełnienie na etapie biostabilizacji tlenowej. Materia organiczna została usunięta w ilości około 7500 Mg-rok^{-1} , ale do składowania pozostało o 6000 Mg-rok^{-1} odpadów więcej niż w przypadku poprzednich dwóch opcji (tab. 5.23). Jest to efekt dodatkowego nawadniania frakcji podsitowej przed biostabilizacją tlenową.

5.1.4. Podsumowanie modelowania bilansów masowych instalacji MBP

Wykonane modelowanie wskazuje, iż z opcji MBP odpadów prawnie dozwolonych w Polsce opcją o najwyższej efektywności jest opcja 2., gdzie po mechanicznym sortowaniu zmieszanych odpadów komunalnych frakcja podsitowa jest w pierwszej kolejności poddawana biostabilizacji w warunkach beztlenowych z pozyskiem i wykorzystaniem biogazu, a następnie pozostałość pofermentacyjna, przed zdeponowaniem na składowisku, jest stabilizowana biologicznie w warunkach tlenowych. Główna zaleta tej opcji to produkcja biogazu, który może zapewnić samowystarczalność energetyczną instalacji oraz najmniejsza masa składowanych odpadów. Opcja trzecia z biosuszeniem zmieszanych odpadów i biostabilizacją tlenową frakcji podsitowej odpadów zapewnia uzyskanie preSRF o najlepszych właściwościach paliwowych, jednakże wymaga znacznych mas wody do uzupełnienia przy biostabilizacji frakcji podsitowej. Zwiększa to masę odpadów kierowanych do składowania. Opcja pierwsza, najprostsza, gdzie po mechanicznym sortowaniu zmieszanych odpadów komunalnych frakcja podsitowa poddawana jest biostabilizacji w warunkach tlenowych, nie wnosi żadnych dodatkowych korzyści z wyjątkiem zmniejszenia masy składowanych odpadów. Jakość preSRF jest niska, nie ma także produkcji paliwa gazowego.

Zaprezentowana analiza wykonana została jedynie w odniesieniu do trzech dostępnych opcji MBP. Wykorzystując zaprezentowany mechanizm modelowania, możliwe jest zbadanie innych opcji MBP odpadów oraz przeprowadzenie głębszych analiz już na poziomie konfiguracji poszczególnych urządzeń i procesów. Kolejnym elementem procedury projektowania instalacji MBP są obliczenia parametrów technologicznych reaktorów do biostabilizacji.

5.2. Projektowanie bioreaktorów do biostabilizacji tlenowej odpadów komunalnych

Dostępne technologie biostabilizacji zróżnicowane są pod względem technicznym. Są to zarówno technologie proste, jak i wymagające zaawansowanego sprzętu, umożliwiające prowadzenie procesu, jak i jego kontrolę. Do tych prostych zaliczyć można technolo-

gie otwarte, pryzmowe, a do tych zaawansowanych – systemy zamkniętych reaktorów. Zaawansowane technologie wykorzystują reaktory zarówno przepływowe, jak i okresowe, dzięki czemu eksploatator może w sposób bardziej dokładny kontrolować przebieg procesu w porównaniu z technologiami pryzmowymi. Możliwe jest także uniknięcie problemów występujących często przy systemach otwartych, takich jak:

- stosunkowo niska intensywność przemian,
- duże zapotrzebowanie na teren,
- zmienność temperatury wewnątrz stabilizowanej masy,
- brak gwarancji pełnej higienizacji,
- możliwa emisja odorów i bioaerozoli.

Jednak z drugiej strony, zaawansowane systemy reaktorowe są zazwyczaj dużo bardziej kosztowne niż inne metody, szczególnie gdy uwzględnia się całkowite koszty, w tym wydatki eksploatacyjne. Wynika to z faktu, iż reaktory jako urządzenia wyposażone w systemy podtrzymywania stałej temperatury, wilgotności, zawartości makroelementów oraz czujniki pomiarowe charakteryzują się wyższym zużyciem energii niż mniej zaawansowane pryzmy. W instalacjach biostabilizacji z reaktorami proces biostabilizacji podzielony jest zazwyczaj na dwa etapy:

- pierwszy, charakteryzujący się wysoką intensywnością przemian, prowadzony jest w reaktorze zamkniętym,
- drugi, proces dojrzewania odpadów najczęściej prowadzony w otwartych systemach pryzmowych (mogą być również zastosowane reaktory zamknięte – co jest zgodne z BAT [2006]).

Nie ma ostrej granicy pomiędzy tymi dwoma etapami (ustawodawca wprowadził wartość wskaźnika aktywności oddechowej AT_4 na poziomie $20 \text{ mgO}_2 \cdot \text{g}^{-1} \text{ s.m.}$), jednak ten pierwszy charakteryzuje się wysoką intensywnością biodegradacji, wysokim zapotrzebowaniem tlenu, wyższą temperaturą oraz potencjalną emisją odorów. W drugim etapie procesy rozkładu materii organicznej ulegają spowolnieniu, a temperatura obniżeniu. Etap intensywnych przemian w reaktorze może być także podzielony ze względu na temperaturę na: fazę termofilową, mezofilową i chłodzenia. Ze względu na zróżnicowanie reżimu temperaturowego w trakcie biostabilizacji tlenowej możliwych jest wiele konfiguracji i rozwiązań technicznych zmierzających do optymalizacji procesu. Jednakże, warto zauważyć, iż nie ma jednej, uniwersalnej metody biostabilizacji, którą można by zastosować we wszystkich sytuacjach. Wybór metody powinien być dostosowany do rodzaju odpadu, lokalnych warunków technicznych, przepisów prawnych oraz wymaganej jakości stabilizatu. Dostosowanie technologii do warunków lokalnych jest podstawowym (niezbędnym) elementem optymalizacji procesu.

Z definicji, bioreaktor jest to urządzenie umożliwiające prowadzenie procesów mikrobiologicznych, skonstruowane w sposób umożliwiający, poprzez pomiar i regulację parametrów, kontrolę procesu produkcyjnego i jego optymalny przebieg [Chmiel 1998]. Głównym zadaniem bioreaktora jest zapewnienie jak najlepszych parametrów, dzięki którym będzie możliwa intensyfikacja poszczególnych procesów biologicznych.

Bioreaktory mogą być podzielone na [Chmiel 1998]:

- przepływowe – substrat doprowadzony jest do reaktora w sposób ciągły, podobnie jak i produkt poreakcyjny jest z niego odprowadzany,

- okresowe – substrat doprowadzany jest do reaktora jednorazowo, następnie dopływ substratu na czas wymagany do zajścia reakcji biologicznych jest ograniczany, a po procesie stabilizacji reaktor jest opróżniany, po jednym cyklu zachodzi następny.

Ze względu na panujące warunki tlenowe reaktory mogą być tlenowe, beztlenowe lub też mieszane (hybrydowe). Również same rozwiązania konstrukcyjne wprowadzają dodatkowy podział na reaktory pryzmowe, kontenerowe, bębnowe, obrotowe, wieżowe, z naturalnym lub wymuszonym systemem napowietrzania (tłocznym lub ssawnym). Ze względu na bilans cieplny można podzielić reaktory wykorzystywane do przetwarzania odpadów na [Mason i Milke 2005]:

- reaktory z kontrolowaną temperaturą przemian,
- reaktory samozagrzewające się,
- reaktory wykorzystujące ciepło powstające w wyniku przemian biologicznych z dodatkowym utrzymywaniem optymalnej temperatury (połączenie dwóch powyższych rozwiązań).

Cechami reaktorów są [Mason i Milke 2005]:

- możliwość pełnej kontroli wsadu (konieczność jego przygotowania),
- możliwość kontroli zachodzących procesów poprzez utrzymywanie wymaganej temperatury, wilgotności, dostępności w substancje biogenne,
- możliwość pomiaru efektywności zachodzących procesów oraz warunków panujących w reaktorze,
- możliwość kontroli produktu końcowego.

W celu zaprojektowania ilości oraz gabarytów bioreaktorów do biostabilizacji tlenowej odpadów wykorzystać należy następujące parametry:

- M_a – strumień masowy odpadów, $Mg \cdot rok^{-1}$,
- Q_b – ciężar nasypowy odpadów, $Mg \cdot m^{-3}$,
- V_a – strumień objętościowy odpadów, $m^3 \cdot rok^{-1}$,
- RT_n – długość procesu netto, d,
- WD – liczbę dni roboczych w trakcie procesu netto, d,
- LT – czas napełniania reaktora, d,
- UT – czas opróżniania reaktora, d,
- TT – sumaryczny czas procesu, d,
- WDY – czas pracy instalacji, d,
- Cy – liczbę cykli w roku, n,
- NR_a – liczbę reaktorów czynnych, szt.,
- TNR – całkowitą liczbę reaktorów (NR_a + reaktor napełniany + reaktor opróżniany), szt.,
- UVC – pojemność jednostkową w cyklu, m^3 ,
- WRV – roboczą pojemność reaktora, m^3 ,
- WstH – wysokość pryzmy odpadów w reaktorze, m,
- WaW – roboczą wysokość ścian reaktora, m,
- RW – szerokość reaktora, m,
- AW – pole przekroju poprzecznego pryzmy odpadów, m^2 ,
- RL – długość reaktora, m.

Ponieważ bioreaktory mają wymiar objętościowy, w pierwszej kolejności na podstawie strumienia masowego oraz ciężaru nasypowego obliczyć należy strumień objętościowy odpadów:

$$V_a = \frac{M_a}{Q_b} \quad (5.2)$$

Następnie, na podstawie założonej długości procesu netto (metodologię określania długości netto przedstawiono w rozdziale 6.2.3.) wyliczyć należy liczbę dni roboczych w długości procesu netto (zaokrąglając do wartości całkowitej):

$$WD = RT_n - \left(\frac{RT_n}{7}\right) \cdot a \quad (5.3)$$

gdzie:

a – liczba dni wolnych w tygodniu.

Z kolei, dla wstępnie założonej liczby reaktorów wyliczyć należy czas napełniania reaktora, który zależy od liczby dni roboczych (kiedy pracuje część mechaniczna instalacji MBP i w którym wytwarzana jest frakcja podsitowa).

$$LT = \left(\frac{WD}{NR_a}\right) \quad (5.4)$$

Natomiast czas rozładunku (UT), który zależy od szybkości pracy operatora ładowarki, należy przyjąć w uzgodnieniu z inwestorem. Zazwyczaj bioreaktory opróżniane są z szybkością od 0,5 do 1 dnia roboczego.

Kolejnym działaniem jest wyliczenie sumarycznego czasu procesu:

$$TT = RT_n + LT + UT \quad (5.5)$$

Następnie wyznaczyć należy czas pracy instalacji, który zazwyczaj zależy od liczby dni wolnych w tygodniu oraz liczby świąt w roku. Wartość wyliczyć można z równania:

$$WDY = 365 - x \cdot y - z \quad (5.6)$$

gdzie:

x – liczba dni wolnych w tygodniu,

y – liczba tygodni w roku (52),

z – liczba dni świątecznych (11–12).

Na podstawie czasu pracy oraz sumarycznego czasu procesu wyliczyć należy liczbę cykli w roku:

$$C_y = \frac{WDY}{TT} \quad (5.7)$$

Przyjmując założoną liczbę reaktorów czynnych oraz dodając dwa reaktory (jeden napełniany, jeden opróżniany), wyznaczyć należy całkowitą liczbę reaktorów TRN.

Następnie, znając strumień objętościowy odpadów oraz liczbę cykli w roku, wyznaczeniu podlega pojemność jednostkowa w cyklu:

$$UVC = \frac{V_a}{C_y} \quad (5.8)$$

Z kolei, dzieląc pojemność jednostkową w cyklu przez całkowitą liczbę reaktorów, wyznaczyć można roboczą pojemność reaktora:

$$WRV = \frac{UVC}{TNR} \quad (5.9)$$

Na tej podstawie, przy założonych wartościach wysokości odpadów w reaktorze (zazwyczaj od 1,2 do 3,2 m) oraz szerokości reaktora (zazwyczaj od 6 do 10 m), wyliczyć należy pole przekroju poprzecznego przyzmy odpadów. Dla reaktorów zamkniętych, w których wysokość przyzmy odpadów równa jest roboczej wysokości ścian, pole przekroju poprzecznego przyzmy odpadów wylicza się z prostego wyliczenia pola prostokąta:

$$AW = RW \cdot WalW \text{ (lub } WstH) \quad (5.10)$$

W przypadku reaktorów, w których wysokość przyzmy odpadów przekracza roboczą wysokość ścian (na przykład w reaktorach, w których jako przykrycie stosuje się membrany półprzepuszczalne), przekrój poprzeczny przyzmy przyjmuje kształt trapezoidalny, AW może być obliczona na podstawie następującego równania:

$$AW = RW \cdot WstH - (WstH - WalW) \cdot d \cdot (WstH - WalW) \quad (5.11)$$

gdzie:

d – pochylenie skarp przyzmy (zazwyczaj przyjmuje wartość 1).

Poniżej przedstawiono przykładowe obliczenia gabarytów reaktorów do biostabilizacji tlenowej odpadów, dla przyjętych założeń w zależności od liczby reaktorów oraz czasu trwania procesu netto (tab. 5.24):

Tabela 5.24

Table 5.24

Wstępne założenia parametrów reaktorów do biostabilizacji tlenowej odpadów (opracowanie własne)
Initial assumptions of reactor parameters for the aerobic biostabilization of waste (own work)

Parametr	Wartość parametru								
M_r , [Mg-rok ⁻¹]	70 000								
Q_b , [Mg·m ⁻³]	0,5								
RT_n [d]	14	21	28	14	21	28	14	21	28
UT [d]	0,5								
NR_n [szt.]	10	10	10	12	12	12	14	14	14
WstH [m]	2,5								

Tabela 5.24 cd.
Table 5.24 cont.

WalW [m]	2,5
RW [m]	8
x	2
y	52
z	12

Wyniki obliczeń zestawiono w tabeli 5.25. Wykonane obliczenia wskazują, iż przy takiej samej liczbie reaktorów wydłużenie czasu trwania procesu zmniejsza dostępną liczbę cykli w roku, co przy stałych wartościach wysokości przyzmy odpadów, roboczej wysokości ścian oraz szerokości powoduje konieczność wydłużenia reaktorów. Wykazano także, iż zwiększenie liczby reaktorów powoduje skrócenie wymaganej długości reaktorów. Na podstawie przedstawionej procedury możliwe jest dostosowanie liczby oraz gabarytów, przy określonym czasie zatrzymania netto oraz innych parametrach pracy instalacji MBP do uwarunkowań terenowych danej lokalizacji.

Tabela 5.25
Table 5.25

Obliczenia technologiczne gabarytów bioreaktorów do tlenowej biostabilizacji frakcji podsitowej w zależności od czasu procesu netto oraz założonej liczby reaktorów (opracowanie własne)

Technological calculations of dimensions of bioreactors for aerobic biostabilization of undersize fractions depending on the net time of the process and the assumed number of reactors (own work)

M_a , [Mg.rok ⁻¹]	70 000	70 000	70 000	70 000	70 000	70 000	70 000	70 000	70 000
Q_b [Mg.m ⁻³]	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5
V_a [m ³ .rok ⁻¹]	140 000	140 000	140 000	140 000	140 000	140 000	140 000	140 000	140 000
RT_n [d]	14	21	28	14	21	28	14	21	28
WD [d]	10	15	20	10	15	20	10	15	20
LT [d]	0,8	1,3	1,7	0,7	1,1	1,4	0,6	0,9	1,3
UT [d]	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5
TT [d]	15	23	30	15	23	30	15	22	30
WDY [d]	249	249	249	249	249	249	249	249	249
Cy	16	11	8	16	11	8	16	11	8
NR_a [szt.]	12	12	12	14	14	14	16	16	16
TNR [szt.]	14	14	14	16	16	16	18	18	18
UVC [m ³]	8750	12 727	17 500	8750	12 727	17 500	8750	12 727	17 500
WRV [m ³]	625	909	1250	547	795	1094	486	707	972
WstH [m]	2,5	2,5	2,5	2,5	2,5	2,5	2,5	2,5	2,5
WalW [m]	2,5	2,5	2,5	2,5	2,5	2,5	2,5	2,5	2,5
RW [m]	8	8	8	8	8	8	8	8	8
AW [m ²]	20	20	20	20	20	20	20	20	20
RL [m]	31,3	45,5	62,5	27,4	39,8	54,7	24,3	35,4	48,6

6. Modelowanie biostabilizacji tlenowej odpadów

6.1. Wprowadzenie

W praktyce badawczej, przed przystąpieniem do właściwych prac laboratoryjnych weryfikujących postawione hipotezy badawcze, opierając się na dostępnych danych literaturowych czy też wcześniejszych wynikach podobnych badań, wykonuje się analizy symulacyjne przebiegu badanego procesu. Analizy takie prowadzi się w celu określenia przewidywanej kinetyki procesów, identyfikacji wartości kluczowych parametrów technologicznych, przy których spodziewana jest najwyższa efektywność procesu.

Parametry technologiczne procesu można zmierzyć na istniejącej instalacji poddanej analizie bądź założyć na podstawie posiadanej wiedzy ogólnej. Są jednak przypadki inne, gdy parametrów układu nie można zmierzyć bezpośrednio, lecz trzeba je oszacować na podstawie globalnego badania analizowanego obiektu bądź obiektu podobnego. Tak postępuje się w dynamice i sterowaniu maszyn oraz procesów. Opisując dowolny obiekt techniczny, należy pamiętać o jego przeznaczeniu. W tej fazie niezbędnym jest dokładne zbadanie otoczenia, w jakim będzie on eksploatowany, bowiem jeśli znany jest cel opisu technicznego, można wyłonić cechy istotne do realizacji tego celu i te, które są mniej ważne lub całkowicie nieistotne.

Początek modelowania to zbieranie informacji i ustalenie zakresu wiedzy oraz określenie stopnia niewiedzy o modelowanym obiekcie. Bez wymaganych informacji nie można opracować modelu odpowiedniego do potrzeb. Niezbędną wiedzę o problemie, układzie czy projektowanym systemie można uzyskać z takich źródeł jak techniczne czy ekonomiczne opracowania naukowe, specjalnie przeprowadzone eksperymenty, analiza podobnych problemów oraz wiedza i doświadczenia projektantów, badaczy.

Modelowanie to całokształt czynności związanych z tworzeniem modelu matematycznego na podstawie równań matematycznych i fizycznych, powiązanych między sobą zależnościami i określonych przez zbiór reguł. Na ich podstawie możliwa jest symulacja przebiegu procesu, który został zamodelowany. Wykorzystanie oprogramowania komputerowego pozwala dążyć do utworzenia kompletnego modelu, umożliwiają określenie stanu początkowego układu i wprowadzanie parametrów niezbędnych do działania modelu. Jednak aby utworzyć model odzwierciedlający proces rzeczywisty, potrzebna jest znajomość procesów zachodzących w modelowanym obiekcie, co niejednokrotnie jest trudne.

Dlatego tworzenie modelu powinno odbywać się etapowo z badaniami symulacji komputerowej, w celu sprawdzenia poprawności modelu.

W literaturze wielokrotnie przedstawiono próby symulacji przebiegu procesu kompostowania, biostabilizacji odpadów [Smith i Eilers 1980, Nakasaki i in. 1987, Roger 1993, Stombaugh i Nokes 1994, Kaiser 1996, Das i Keener 1997, Nakasaki i in. 2000, Kaneko i in. 2001, Li i Jenkins 2003, Sole-Mauri i in. 2007]. Próby te podejmowane były zarówno w odniesieniu do systemów w skali laboratoryjnej, jak i przemysłowej, z uwzględnieniem modelowania przemian pojedynczej cząstki, jak i całej matrycy reaktora. Modele te posiadały różną charakterystykę; przykładowo, kładły silny nacisk na modelowanie rozkładu materii organicznej, dotyczyły jedynie modelowania transportu masy i/lub ciepła, bez uwzględnienia zmienności przestrzennej.

Efektom modelowania matematycznego procesu biostabilizacji odpadów może być optymalizacja procesu, bez kosztownych prób technologicznych, prowadząca do obniżenia kosztów związanych z budową instalacji, prowadzeniem procesów czy też energochłonnością. Możliwe jest również obniżenie zagrożenia bezpieczeństwa i higieny pracy poprzez uzyskanie optymalnych warunków procesu. Wszystko to sprowadza się do efektywnego uzyskania odpadu poprocesowego o wymaganym stopniu ustabilizowania. Modelowanie dotyczyć może zarówno bioreaktorów z wymuszonym napowietrzaniem, jak również pryzm przrzuconych z napowietrzaniem pasywnym.

6.2. Modelowanie bioreaktorów z wymuszonym napowietrzaniem

Symulację procesu biostabilizacji organicznej frakcji odpadów komunalnych przeprowadzić można, opierając się na metodologii podanej przez Masona [2006]. Przebieg biostabilizacji optymalizuje się na podstawie bilansu ciepła oraz bilansu masowego przemian zachodzących w reaktorze. Równanie, na którym opiera się modelowanie, jest następujące:

$$\text{Akumulacja} = \text{substraty} - \text{produkty} \pm \text{przemiany} \quad (6.1)$$

6.2.1. Założenia do bilansu cieplnego

Składniki bilansu cieplnego modelowania procesów biostabilizacji to [Mason 2006]:

- ogrzewanie się składników reaktora,
- strumienie ciepła dostarczanego i traconego (dostarczane powietrze, para wodna, woda dostarczana w celu podniesienia wilgotności, uchodzące gazy i para wodna, odcieki),
- kondukcyjne i konwekcyjne straty ciepła,
- straty lub przychody ciepła w wyniku wymiany z otoczeniem przez ściany reaktora,
- ciepło parowania wody,
- ciepło wytwarzane w wyniku przemian biologicznych.

Udział poszczególnych procesów jednostkowych w bilansie cieplnym procesów biostabilizacji wg równania 6.1 przedstawiono w tabeli 6.1.

Ciepło tracone w wyniku odparowania wody liczone jest jako entalpia pary wodnej w powietrzu opuszczającym reaktor. Ciepło wytwarzane w wyniku przemian biologicznych, jak również straty ciepła w wyniku odparowania wody, uważane są w większości modeli za najważniejsze składniki w układach technicznych.

Tabela 6.1
Table 6.1

Składniki bilansu cieplnego modelu kompostowania [Mason i Milke 2005]
Components of the heat balance of the composting model [Mason and Milke 2005]

Akumulacja	Substraty	Produkty	Przemiany
Ogrzewanie się składników reaktora	Ciepło doprowadzanego suchego powietrza	Ciepło odprowadzanego suchego powietrza	Ciepło wytwarzane w wyniku przemian biologicznych
	Ciepło doprowadzanej pary wodnej	Ciepło odprowadzanej pary wodnej	
	Ciepło doprowadzanej wody	Kondukcyjne i konwekcyjne straty ciepła	
	Ciepło doprowadzanej masy odpadów	Ciepło poprocesowej masy odpadów	
	Ciepło dostarczane przez ściany reaktora	Ciepło tracone przez ściany reaktora	
	-	Straty ciepła w wyniku odparowania wody	

Ogólny model bilansu cieplnego procesu biostabilizacji tlenowej odpadów obrazuje równanie [Mason 2006]:

$$\frac{d(mcT)}{dt} = G_a H_i - G_a H_o - UA(T - T_a) + \frac{d(BVS)}{dt} H_c \quad (6.2)$$

gdzie:

- m – masa stabilizowanych odpadów, kg,
- c – ciepło właściwe stabilizowanych odpadów, $\text{kJ}\cdot\text{kg}^{-1}\cdot\text{°C}^{-1}$,
- T – temperatura stabilizowanych odpadów, °C ,
- t – czas, h,
- G_a – przepływ wagowy powietrza, $\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$,
- H_i ; H_o – entalpia doprowadzanego i odprowadzanego powietrza, $\text{kJ}\cdot\text{kg}^{-1}$,
- BVS – masa rozkładalnej materii organicznej, kg,
- H_c – ciepło generowane w wyniku przemian biologicznych, $\text{kJ}\cdot\text{kg}^{-1}$,
- U – współczynnik całkowitego transportu ciepła, $\text{kW}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{°C}^{-1}$,
- A – powierzchnia reaktora, m^2 ,
- T_a – temperatura otoczenia, °C .

W celu rozwiązania powyższego równania konieczna jest znajomość ilości ciepła wprowadzanego z powietrzem, strat ciepła przez ściany, wielkości produkcji ciepła w wyniku przemian biologicznych, jak również zmiany masy wilgoci i odpadów w trakcie procesu.

Rozwiązaniem dla danych związanych z entalpią jest zastosowanie modeli psychrometrycznych zależności ciśnienia pary od temperatury, w których konieczna jest znajomość wilgotności względnej (RH) w powietrzu opuszczającym reaktor, jak również RH i temperatura powietrza doprowadzanego.

Wielu autorów uważa wartość iloczynu m i c, z równania 6.2, za stałą, stąd też może ono przyjąć postać [Mason 2006]:

$$mc \left(\frac{dT}{dt} \right) = G_a H_i + \frac{dBVS}{dt} H_c - G_a H_o - UA(T - T_a) \quad (6.3)$$

a po przekształceniu:

$$\frac{dT}{dt} = \frac{G_a H_i + \frac{dBVS}{dt} H_c - G_a H_o - UA(T - T_a)}{mC} \quad (6.4)$$

Powyższy model może uwzględniać również ilość ciepła wprowadzonego z wodą oraz odprowadzonego z odciekami [Mason 2006]:

$$\frac{dT}{dt} = \frac{G_a H_i + \frac{dBVS}{dt} H_c - G_a H_o - UA(T - T_a) + M_w C_w T_w - M_o C_w T_o}{mC} \quad (6.5)$$

gdzie:

M_w, M_o – masa wprowadzonej wody i odprowadzonych odcieków w jednostce czasu, $\text{kg} \cdot \text{h}^{-1}$,

T_w, T_o – temperatura wody wprowadzanej i odcieków opuszczających reaktor, $^{\circ}\text{C}$,

C_w – ciepło właściwe wody, $\text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1} \cdot ^{\circ}\text{C}^{-1}$.

6.2.2. Założenia do bilansu masy

Założenia szacowania wilgotności bazują na analizach zawartości wilgoci w powietrzu doprowadzanym i odprowadzanym, jak również ilości wody wytwarzanej w wyniku przemian biologicznych. Podobne założenia przyjmuje się w przypadku szacowania zużycia tlenu jak i produkcji CO_2 . Kolejne równania obrazują bilans masowy wody [Mason 2006]:

$$\frac{dM_b}{dt} = \frac{G_a (H_{s(T_a)} - H_{s(T)}) + y_{H_2O/BVS} \frac{dBVS}{dt} + M_w - M_o}{\rho_{db} V_t} \quad (6.6)$$

gdzie:

M_b – wilgotność odpadów, $\text{kgH}_2\text{O} \cdot \text{kg}^{-1}$ odpadów,

H_s – wilgotność właściwa powietrza w danej temperaturze, $\text{kgH}_2\text{O} \cdot \text{kg}^{-1}$ s.m. powietrza,

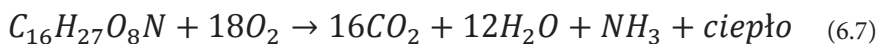
$y_{H_2O/BVS}$ – produkcja wody w wyniku przemian biologicznych, $\text{kgH}_2\text{O} \cdot \text{kg}^{-1}$ BVS usunięte, na podstawie równania (6.7) przyjęć można $y_{H_2O/BVS}$ na poziomie = 0,6, $\text{kgH}_2\text{O} \cdot \text{kg}^{-1}$ BVS usunięte,

BVS – masa rozkładalnej materii organicznej, kg,

V_t – robocza objętość reaktora, dm^3 ,

ρ_{db} – ciężar nasypowy suchych odpadów, $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$.

Ilość wody powstającej w wyniku przemian oraz zapotrzebowanie na tlen określić można stechiometrycznie z równania reakcji:



Oznacza to, iż na kg BVS powstanie około 0,6 kg wody.

6.2.3. Parametry modelu

Parametry modelu mogą być pogrupowane na trzy główne kategorie:

1. opisujące podstawowe właściwości, jak: ilość powietrza, wody, materiał izolacyjny i związane z nimi np.: ciepło właściwe wody, gęstość powietrza, przewodnictwo cieplne;
2. opisujące właściwości materiału stabilizowanego, jak: gęstość nasypowa, porowatość;
3. zależne od intensywności przemian mikrobiologicznych i szybkości rozkładu materii organicznej.

Poniżej zestawiono parametry związane z podstawowymi właściwościami układu oraz właściwościami stabilizowanych odpadów należące do kategorii 1. i 2., charakteryzujące reaktor poddawany modelowaniu:

- V_t – objętość czynna reaktora, m^3 ,
- A – powierzchnia reaktora, m^2 ,
- U – współczynnik całkowitego transportu ciepła przez izolacyjną warstwę odpadów. Znając miąższość warstwy izolacyjnej, wyliczyć można wartość współczynnika oporu cieplnego (R) $m^2 \cdot K \cdot W^{-1}$, wg równania:

$$R = \frac{d}{\lambda} \quad (6.8)$$

Współczynnik całkowitego transportu ciepła (U), $W \cdot m^{-2} \cdot K^{-1}$, lub $kJ \cdot h^{-1} \cdot m^{-2} \cdot ^\circ C^{-1}$, wyliczyć można wg równania:

$$U = \frac{1}{R} \quad (6.9)$$

Kolejnymi parametrami są:

- m – masa stabilizowanych odpadów, kg,
- ρ_{db} – ciężar nasypowy odpadów, $kg \cdot m^{-3}$,
- c – ciepło właściwe stabilizowanych odpadów, $kJ \cdot kg^{-1} \cdot ^\circ C^{-1}$ – 2,038 $kJ \cdot kg^{-1} \cdot ^\circ C^{-1}$ [Sangsurasak i Mitchell 1998],
- T – temperatura stabilizowanych odpadów, $^\circ C$ – początkowo równa temperaturze wprowadzanego powietrza (zmienna niezależna), następnie w trakcie kolejnych iteracji zmienia się,
- t – czas, h,
- G_a – przepływ wagowy suchego powietrza, $kg \cdot h^{-1}$. Przy obliczeniach wielkości przepływu wagowego suchego powietrza uwzględnić należy zmianę gęstości powietrza suchego w zależności od zmian temperatury wg [Krygier i in. 2007].

W symulacjach należy uwzględniać parametry wilgotnościowe powietrza oraz wpływ na bilans cieplny zjawiska parowania. Stąd też, za Mason [2009]:

H_s – wilgotność właściwa powietrza, $kgH_2O \cdot kg^{-1}$ s.m. powietrza – wielkość wyliczona na podstawie równań 6.10, 6.11 i 6.12:

$$pvs = 10 \left(\left(\frac{a}{T+c} \right) + b \right) \quad (6.10)$$

$$pv = pvs \cdot RH \quad (6.11)$$

$$H_s = \left(\frac{MW_{H_2O}}{MW_a} \right) \left(\frac{pv}{pa - pv} \right) = 0,662 \cdot \left(\frac{pv}{pa - pv} \right) \quad (6.12)$$

gdzie:

- a, b, c – stałe empiryczne równania Antoine'a o wartościach: -2238, 8,896 i 273 odpowiednio,
 - pvs – maksymalna prężność pary wodnej w danej temperaturze, mmHg,
 - pv – aktualna prężność pary wodnej, mmHg,
 - pa – ciśnienie atmosferyczne, mmHg, – 760 mmHg,
 - RH – wilgotność względna, % (zmienna niezależna). Założyć można, iż wilgotność względna powietrza opuszczającego reaktor przyjmuje wartości na poziomie 100%.
 - MW_{H₂O} – masa cząsteczkowa wody – 18,0 g,
 - Mw_a – masa cząsteczkowa powietrza – 27,2 g,
 - Hi; Ho – entalpia doprowadzanego i odprowadzanego powietrza, kJ·kg⁻¹,
- Wartości entalpii określić można zgodnie z procedurą podaną przez Hauga [1993]. Kolejne równania opisują tę procedurę:

$$H = ((C_a + (H_s \cdot C_w)) \cdot T) + (H_s \cdot L) \quad (6.13)$$

gdzie:

- Ca, Cw – ciepło właściwe powietrza suchego i wody, kJ·kg⁻¹·°C⁻¹: 1,004 i 4,184 kJ·kg⁻¹·°C⁻¹ [Haug 1993] odpowiednio,
- L – ciepło parowania wody, kJ·kg⁻¹ obliczane wg równania 6.14 [Haug 1993]:

$$L = \left(1093,7 - 0,6683 \cdot (T + 32) \frac{9}{5} \right) \cdot \frac{1055}{454} \quad (6.14)$$

gdzie:

- T – temperatura odpadów w reaktorze, °C – początkowo wartość stała, a potem symulowana wg modelu (6.5).

Do parametrów modelu należą także:

- BVS – masa rozkładalnej materii organicznej, kg·kg⁻¹ s.m. Początkowo we wsadzie do reaktora jej zawartość przyjmuje się np. na podstawie badań kg·kg⁻¹ s.m., następnie w trakcie stabilizacji ulega ona zmianie wg równania (6.15),
- Hc – ciepło generowane w wyniku przemian biologicznych, kJ·kg⁻¹.

Ilość wydzielonego ciepła w trakcie przemian biologicznych mieści się w zakresie od 17,8 do 24,7 kJ·g⁻¹ s.m. usuniętej, w przeliczeniu na usuniętą BVS wartość ta może sięgać

28,0 kJ·g⁻¹ BVS usuniętego [Tita i in. 2007]. Na potrzeby modelowania przyjmować można Hc na poziomie 21,0 kJ·g⁻¹ BVS usuniętego.

Ta – temperatura otoczenia, °C – przyjmuje się na poziomie temperatury wprowadzanego powietrza.

Mb – wilgotność odpadów, kgH₂O·kg⁻¹ odpadów – początkowa wilgotność wsadu do reaktora przyjęta np. na podstawie badań kgH₂O·kg⁻¹ odpadów, a potem symulowana wg modelu 6.6.

Poniżej przedstawiono parametry kinetyczne opisujące przebieg tlenowego rozkładu substancji organicznych należące do kategorii 3 parametrów modelu.

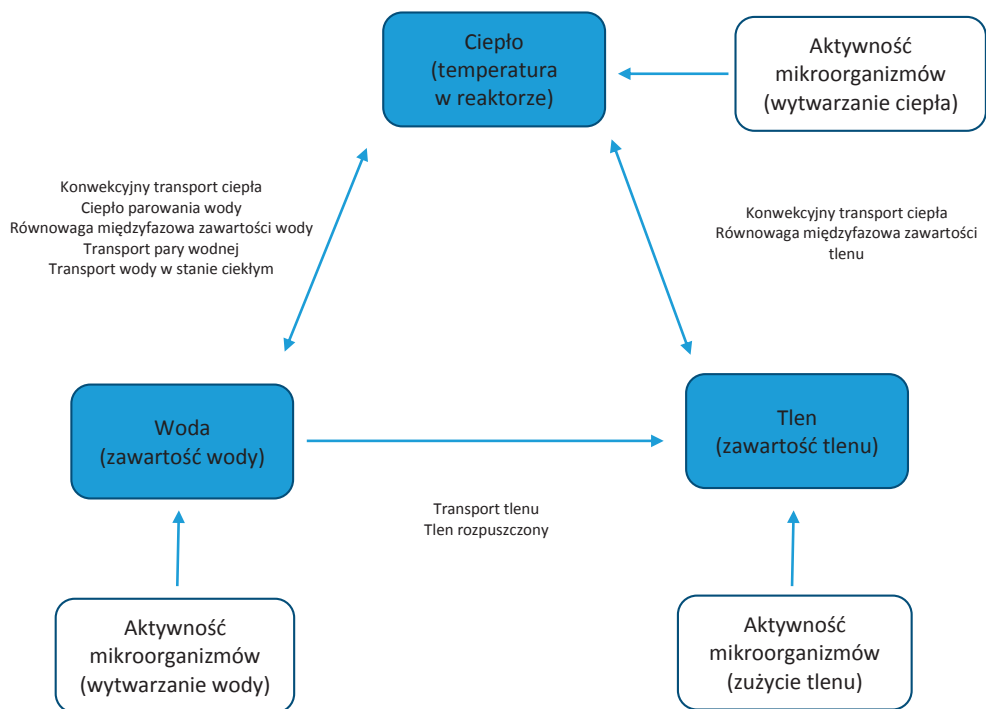
Najczęściej stosowaną funkcją opisującą kinetykę rozkładu substancji organicznych jest model reakcji I rzędu określonej równaniem:

$$\frac{dBVS}{dt} = -k \cdot BVS \quad (6.15)$$

gdzie:

k – stała szybkości reakcji, h⁻¹, d⁻¹.

Wartość stałej szybkości reakcji mieści się w zakresie od 0,002 do 0,15 d⁻¹ [Haug 1993]. Stała szybkości reakcji (k), jak również maksymalna, specyficzna szybkość wzrostu (μ_{\max}), oraz maksymalny współczynnik aktywności mikroorganizmów (β_{\max}) przedstawione w [Mason 2008] są znane z tego, że ich wartości ulegają zmianie i są zależne od wielu czynników środowiskowych. Zazwyczaj wartości stałych szybkości wzrostu czy też procesu kompostowania są modyfikowane w zależności od temperatury, wilgotności oraz nasycenia tlenem za pomocą współczynników, funkcji korekcyjnych [Mason 2006]. Zakłada się, iż funkcje korekcyjne są wzajemnie niezależne, jednakże ta niezależność funkcji korekcyjnych poddana została w wątpliwość [Bongochgetsakul i Ishida 2008]. Zależność pomiędzy zjawiskami transportu ciepła, wody oraz tlenu w masie stabilizowanych odpadów przedstawiono na rysunku 6.1 za Bongochgetsakul i Ishida [2008].



Rys. 6.1. Powiązania pomiędzy transportem masy i ciepła w trakcie kompostowania (opracowanie własne za Bongochgetsakul i Ishida [2008])

Fig. 6.1. Relations between mass and heat transport during composting (own work according to Bongochgetsakul and Ishida [2008])

Przedstawione poniżej równanie wyraża konwencjonalne podejście do modeli kinetyki pierwszego rzędu opartych na rozkładzie substratu [Mason 2008]:

$$\frac{dBVS}{dt} = -k(T, H_2O, O_2)BVS \quad (6.16)$$

gdzie:

$k(T, H_2O, O_2)$ – wartości współczynników korekcyjnych stałej szybkości reakcji ze względu na aktualną temperaturę, wilgotność i nasycenie tlenem. Założenie o niezależności i multiplikatywności współczynników prowadzi do uzyskania następującej zależności [Mason 2008]:

$$k(T, H_2O, O_2) = f_{c1}(T)f_{c2}(H_2O)f_{c3}(O_2)k \quad (6.17)$$

gdzie:

$f_{c1}, f_{c2}, f_{c3}()$ – różne funkcje korekcyjne ze względu na aktualną temperaturę, wilgotność i nasycenie tlenem,

k – stała szybkości reakcji rozkładu materii organicznej dla ustalonej optymalnej, referencyjnej temperatury w warunkach optymalnej wilgotności i nasycenia tlenem.

Dla modeli wprowadzonych z równań wzrostu uwzględniających kinetykę Monoda możliwy jest opis inhibicji rozkładu materii organicznej przy uwzględnieniu równań 6.16 i 6.17, za pomocą równania 6.18 [Mason 2008]:

$$\frac{dBVS}{dt} = - \left[\left(\frac{BVS}{k_s + BVS} \right) \frac{\mu(T, H_2O, O_2)}{Y_{X/BVS}} X + \left(\frac{BVS}{k_s + BVS} \right) \beta(T, H_2O, O_2) X \right] \quad (6.18)$$

gdzie:

$$\mu(T, H_2O, O_2) = f_{c1}(T) f_{c2}(H_2O) f_{c3}(O_2) m_{max} \quad (6.19)$$

i

$$\beta(T, H_2O, O_2) = f_{c1}(T) f_{c2}(H_2O) f_{c3}(O_2) \beta_{max} \quad (6.20)$$

Funkcja połowicznej szybkości reakcji (równanie 6.18), przyjmuje wartość 0,5, gdy $BVS = k_s$, z tendencją wzrostu do wartości 1, gdy $BVS \gg k_s$. Gdy wzrost mikroorganizmów nie jest ograniczony dostępnością substratu, wyrażenie wraca do modelu pierwszego rzędu w przypadku X .

Funkcje korekcyjne stałej szybkości reakcji pierwszego rzędu rozkładu materii organicznej ze względu na temperaturę, wilgotność i nasycenie tlenem badane były przez Richarda i Walkera [1998] oraz Richarda i in. [1999, 2002]. Funkcja korekcyjna ze względu na temperaturę badana była przez Richarda i Walkera [1998], którzy stwierdzili, że model (CTMI – ang. the Cardinal Temperature Model with Inflexion) opracowany przez Rosso i in. [1993] nie tylko dostarcza dużej zgodności, ale także zawiera łatwo mierzalne parametry z punktu widzenia biologicznego. Model opisany jest równaniem:

$$f_{c1}(T) = \frac{(T - T_{max})(T - T_{min})^2}{(T_{opt} - T_{min}) \{ (T_{opt} - T_{min})(T - T_{opt}) - (T_{opt} - T_{max})(T_{opt} + T_{min} - 2T) \}} \quad (6.21)$$

gdzie:

T_{min} , T_{opt} , T_{max} – wartości temperatur, przy których wzrost mikroorganizmów jest optymalny, jak również graniczne minimalne i maksymalne wartości temperatur określające zakres aktywności mikroorganizmów.

Funkcja ta dostarcza bezwymiarowego współczynnika, który posiada wartość 1, gdy $T = T_{opt}$. Za Masonem [2008] temperatury T_{min} , T_{opt} i T_{max} przyjąć można na poziomie 5, 59 i 79°C odpowiednio.

Inne funkcje przedstawione zostały przez Hauga [1993], Richarda i Walkera [1998], Cronje i in. [2003]. Modelem zaproponowanym przez Hauga [1993] jest:

$$k = k_{20} \left(1,006^{(T-20)} - 1,21^{(T-60)} \right) \quad (6.22)$$

gdzie:

k_{20} – wartość stałej szybkości w temperaturze 20°C.

Ze względu na to, iż model zaproponowany przez Hauga [1993] daje ujemne wartości stałej szybkości reakcji w zakresie temperatur powyżej 80°C, do symulacji najczęściej przyjmuje się model zaproponowany przez Rosso i in. [1993].

Mechanistyczny model obrazujący zależność pomiędzy szybkością zużycia tlenu a wilgotnością i porowatością zaproponowany został przez Richarda i in. [2002]. Funkcja przyjmuje postać:

$$f_{c4}(\theta_{w,s}) = \left\{ \frac{1-S \cdot (1+\theta_{w,i})}{\theta_w \cdot (1-S)} \right\}^n \cdot \left\{ \frac{\theta_w}{1+\theta_w} \right\}^m \quad (6.23)$$

gdzie:

θ_w – objętościowa zawartość wody, $m^3 \cdot m^{-3}$,

ε_s – objętościowa zawartość frakcji stałej, $m^3 \cdot m^{-3}$,

m, n – wykładniki zależne od wpływu wilgoci i rozmiarów porów. Modyfikuje to znormalizowane równanie szybkości zużycia tlenu (OUR) jak podano:

$$\frac{OUR_m(\theta_{w,s})}{OUR_{max}} = \frac{f_{c4}(\theta_{w,s})}{OUR_{max}(\theta_{w,max,s,max})} \quad (6.24)$$

gdzie:

max – maksymalna wartość parametru.

Bezwymiarowa wartość współczynnika przyjmuje wartość 1, gdy warunki są optymalne. Richard i in. [1999] przeanalizowali wiele modeli zależności szybkości reakcji od nasycenia tlenem. Określili oni, iż są one spełnione dla pryzm statycznych, natomiast wymagają wersji zmodyfikowanej w przypadku wymuszonego napowietrzania. Modele te przedstawiają się następująco:

$$f_c(O_2) = \frac{O_2}{k_{O_2} + O_2} \quad (6.25)$$

$$f_c(O_2) = \frac{\xi O_2}{k_{O_2} + O_2} \quad (6.26)$$

gdzie:

k_{O_2} – stała połowicznej szybkości zużycia tlenu,

ξ – wartość gdy O_2 dąży do nieskończoności.

Obie funkcje są bezwymiarowe, a równanie 6.25 dąży do 1, gdy tlen nie jest czynnikiem ograniczającym.

Na potrzeby modelowania, z dostępnych w literaturze równań opisujących zależność k od wilgotności masy odpadów, najczęściej stosowane jest równanie empiryczne zaproponowane przez Smitha i Eliersa [1980]:

$$f(Mb) = e^{10,973((1-Mb-0,3)^2)} \quad (6.27)$$

Szczegółowy przegląd metod obliczania współczynników korekcyjnych stałej szybkości reakcji ze względu na temperaturę, wilgotność, zawartość tlenu, porowatość przedstawiono w publikacji Masona [2006].

6.2.4. Zgodność modelu z danymi eksperymentalnymi

Jednym z celów badań nad biostabilizacją odpadów jest określenie przebiegu rozkładu materii organicznej przy stałej temperaturze procesu oraz w optymalnych warunkach tle-

nowych i wilgotnościowych. Jednakże przebieg rozkładu materii organicznej w trakcie biostabilizacji zachodzi w zróżnicowanych warunkach środowiskowych, np. w samoogrzewających się lub stałotemperaturowych reaktorach różnicowych (CTD – ang. constant temperature difference).

Mason [2007] przedstawił możliwości uzyskania informacji o kinetyce procesów rozkładu materii organicznej na podstawie danych uzyskiwanych z badań w różnych warunkach środowiskowych. Najczęściej stosowanymi modelami są te oparte na I-rzędowej kinetyce wzrostu mikroorganizmów i rozkładu materii organicznej. I-rzędowy model, doświadczalnie skorygowany na wpływ temperatury, został zastosowany do modelowania kompostowania odpadów z parków przez Marugga i in. [1993]. Uzyskano wartości stałej szybkości reakcji $0,165-0,190 \text{ d}^{-1}$ w temperaturze 60°C . Podobny, I-rzędowy model, skorygowany na temperaturę i wilgotność, wykazał relatywnie dobre dopasowanie do danych z kompostowni uzyskanych w trakcie pierwszych 8 dni procesu, przy czym stopień dopasowania był słabszy w kolejnych 7 dniach [Mohee i in. 1998]. Mocniejsze dowody dla I-rzędowego podejścia przedstawili Bari i in. [2000], którzy wykazali, iż model ten daje relatywnie dobre dopasowanie ($R^2=0,844$) zmian materii organicznej w trakcie kompostowania odpadów żywnościowych, papieru i trocin, w przypadku zastosowania korekcji ze względu na temperaturę z wykorzystaniem równania Arrheniusa. Inni autorzy stosowali modele I-rzędowe do zobrazowania rozkładu materii organicznej. Bernal i in. [1993], Keener i in. [1993, 1997, 2005], Namkoong i Hwang [1997], Paredes i in. [2001, 2002] nie rozdzielili modeli od wpływu efektu temperatury i wilgotności od tlenu. Keener i in. [1997] przedstawili zestaw modeli I-rzędowych wyznaczonych z badań w skali pilotowej nad kompostowaniem pomiotu drobiowego, odchodów bydłowych, bioodpadów, odpadów komunalnych, odpadów żywnościowych, odpadów parkowych i mieszanek, z wykorzystaniem reaktora samozagrzewającego się w warunkach termofilowych w zakresie temperatur od 57 do 72°C . Stopień dopasowania nie został określony numerycznie przez autorów, jednakże wizualna ocena rysunków wskazuje na słabe dopasowanie modelu w zakresie od 24 do 54 dni procesu.

Dobre dopasowanie danych eksperymentalnych rozkładu materii organicznej do modelu wyprowadzonego z modelu wzrostu Monoda uzyskano przez Sekiego [2000], jednakże znowu nie został on oddzielony od zmian czynników środowiskowych. Chang i in. [2005] zaprezentowali dobre dopasowanie modelu do danych eksperymentalnych przy zmiennej temperaturze poprzez zastosowanie zmodyfikowanego modelu Gompertza, oddzielnie do dwóch faz procesu obserwowanych na podstawie kumulacyjnej krzywej CO_2 . Współczynniki determinacji R^2 przyjmowały wartości powyżej 0,950.

Mason [2008] zaproponował nowe podejście zwiększenia dokładności dopasowania danych modelowych do eksperymentalnych, w którym poszukiwana jest użyteczna informacja o kinetyce procesu dla danego zestawu danych. Zaproponował, iż rozkład materii organicznej w trakcie procesu może być przekształcony poprzez usunięcie jednego lub więcej efektów temperatury, wilgotności, nasycenia tlenem z profilu substratu w zależności od czasu, w zmiennych warunkach środowiskowych. W tym podejściu zakłada się, iż efekty temperaturowe, wilgotnościowe, nasycenia tlenem działają na pochodne i są one niezależne i multiplikatywne. Stąd, za Masonem [2008]:

$$\frac{dBVS}{dt} = -f_{c(1)}(T)f_{c(2)}(H_2O)f_{c(3)}(O_2)f(BVS) \quad (6.28)$$

a zatem:

$$f(BVS) = \frac{\frac{dBVS}{dt}}{-f_{c(1)}(T)f_{c(2)}(H_2O)f_{c(3)}(O_2)} \quad (6.29)$$

W tym przypadku niepoprawiony profil substratu w zależności od czasu może być opisany przez funkcję, która dopasowana jest do danych na akceptowalnym poziomie. Z tego względu przyjmuje ona postać:

$$f(t) = \int_0^t f_c(T)f_c(H_2O)f_c(O_2)f(BVS) \cdot dt \quad (6.30)$$

gdzie:

$f(t)$ – funkcja uzależniająca BVS od czasu, stąd:

$$\frac{df(t)}{dt} = f(BVS)f_{c(1)}(T)f_{c(2)}(H_2O)f_{c(3)}(O_2) \quad (6.31)$$

i

$$\frac{\frac{df(t)}{dt}}{f_{c(1)}(T)f_{c(2)}(H_2O)f_{c(3)}(O_2)} = \frac{df(t)}{dt} = f(BVS) \quad (6.32)$$

Całkując nową funkcję, uzyskuje się funkcję wielomianową, która daje możliwość dopasowania szerokiego zakresu danych:

$$f(t) \int_0^t \frac{df(t)}{dt} \cdot dt = \int_0^t f(BVS) \quad (6.33)$$

Nowy profil może być zatem modelowany za pomocą każdej odpowiedniej funkcji posiadającej podstawy biologiczne (np. pierwszorzędowe kinetyki wzrostu komórkowego Monoda, Gompertza). Procedura korekcyjna ze względu na temperaturę składa się z następujących działań:

- wielomianowa funkcja dopasowywana jest do oryginalnych danych spadku materii organicznej w czasie,
- obliczana jest pierwsza pochodna funkcji,
- pierwsza pochodna jest dostosowywana do temperatury 40°C zgodnie z równaniem Rosso (6.21),
- dostosowana pierwsza pochodna jest całkowana w celu uzyskania nowej wielomianowej funkcji, która opisuje rozkład materii organicznej w czasie w warunkach temperatury 40°C,
- uzyskiwane są nowe dane zależności spadku materii organicznej w czasie,
- nowe dane spadku masy w czasie są modelowane z wykorzystaniem pojedynczej funkcji wykładniczej, podwójnej funkcji wykładniczej lub/i funkcji Gompertza.

Analiza uzyskanych danych wskazuje, iż profile rozkładu materii organicznej opisane mogą być modelami wykładniczymi lub nielogarytmicznymi Gompertza [Mason 2007]. Dotychczas opublikowano stosunkowo niewiele prac dotyczących profili rozkładu materii organicznej w trakcie biostabilizacji w warunkach stałej temperatury. Wskazuje to na szerokie pole do eksploracji naukowej w tej dziedzinie.

6.3. Modelowanie biostabilizacji odpadów w pryzmach przerzucanych

Jak podają Bongochgetsakul i Ishida [2008], w literaturze występuje stosunkowo niewiele modeli, które uwzględniają rozkład przestrzenny (3D) cząstek odpadów, w tym zależności pomiędzy kształtem i rozmiarem, jak również stosowania przerzucania/mieszania odpadów w trakcie procesu. Z tego względu, Bongochgetsakul i Ishida [2008] zaproponowali nowy model, określany mianem BioDuCOM, którego mechanizm obliczeniowy został adaptowany z prac nad modelowaniem odporności betonu. Opracowany przez Maekawa i in. [2003] model to DuCOM (ang. Durability Concrete Models). Autorzy znaleźli podobieństwa procesu kompostowania do wiązania betonu zarówno w zakresie transportu masy i ciepła, jak i reakcji hydratacji cementu. Stąd, pierwotna nazwa modelu uzupełniona została o przedrostek Bio-. Zdaniem autorów zaadaptowany model pozwala na prześledzenie podstawowych procesów zachodzących wewnątrz kompostowanej matrycy, w tym transportu masy i ciepła, reakcji rozkładu materii organicznej, wpływu warunków środowiskowych oraz procesów technologicznych takich jak przerzucanie pryzm kompostowych. Zaproponowany model nie uwzględnia jednak wymuszonego napowietrzania, jest zatem dedykowany technologii biostabilizacji odpadów w pryzmach przerzucanych.

Bongochgetsakul i Ishida [2008] podają, iż transport masy i ciepła opisany równaniami obejmującymi transport ciepła, wody oraz tlenu, z uwzględnieniem najbardziej istotnych czynników wpływających na rozkład materii organicznej, rozwiązywany jest z wykorzystaniem metody elementów skończonych (MES) w przestrzeni 3D. Pozwala to na obserwację rozkładu temperatury, zawartości wilgoci oraz stężenia tlenu w przestrzeni matrycy kompostowanej materii w skali przemysłowej. Model uwzględnia także szybkość produkcji ciepła, szybkości zużycia tlenu, wpływ szeregu czynników brzegowych oraz reżim przerzucania pryzmy. Takie podejście pozwala na oszacowanie, czy w dowolnej lokalizacji matrycy stabilizowanych odpadów warunki procesu rozkładu materii organicznej są optymalne, czy nie. Dodatkowo, zaproponowano nowy model opisujący procesy biologicznego rozkładu materii organicznej, w zależności od warunków wzrostu mikroorganizmów. Autorzy zaproponowali także nową procedurę numeryczną do symulacji, uwzględniającą zabiegi przerzucania pryzm w trakcie kompostowania. Zintegrowanie wymienionych wyżej czynników w jednym modelu pozwala na przeprowadzenie symulacji biostabilizacji odpadów w pryzmach przerzucanych z wykorzystaniem parametrów wejściowych takich jak: wielkość i kształt pryzmy, właściwości substratu, oczekiwane właściwości kompostu, warunki brzegowe procesu czy też procedura przerzucania pryzm.

6.3.1. Budowa modelu BioDuCOM

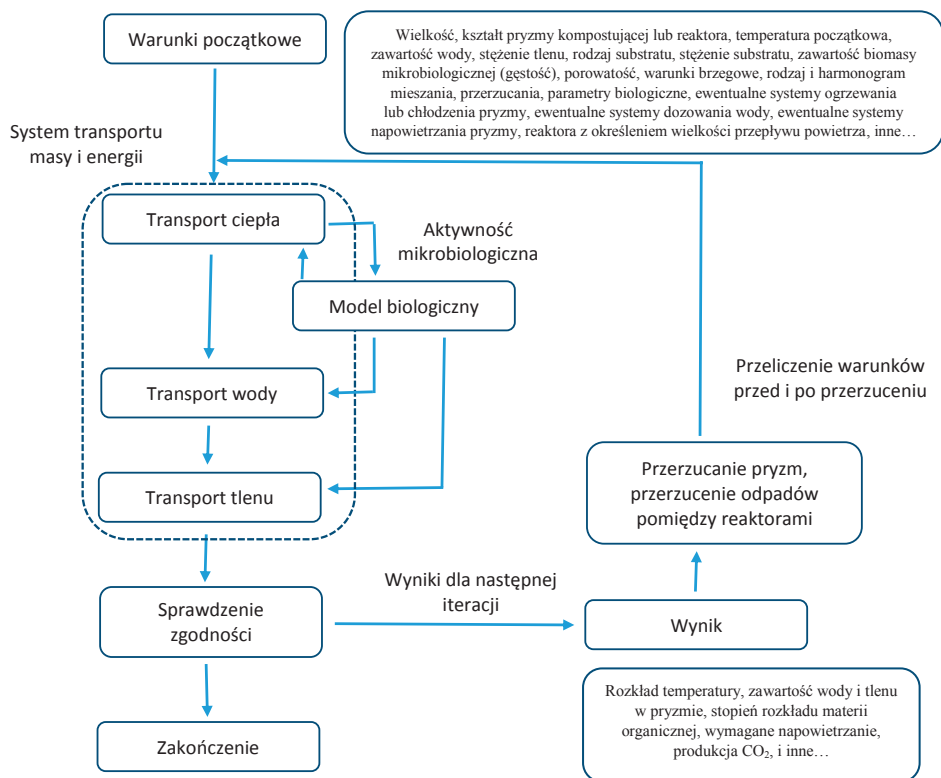
W trakcie rozkładu materii organicznej, w matrycy kompostowanych odpadów zachodzi równolegle wiele fizycznych, chemicznych i biologicznych procesów. W celu przeprowadzenia symulacji wszystkich podstawowych procesów bierze się pod uwagę dwa główne założenia [Bongochgetsakul i Ishida 2008]:

1. uwzględnić należy transport masy i ciepła, tak aby móc prześledzić, w jaki sposób ciepło, wilgoć oraz tlen są transportowane w pryzmie odpadów oraz jak zjawiska te zależą od warunków brzegowych procesu – w opisywanym modelu BioDuCOM uwzględniono trzy istotne parametry wpływające na proces rozkładu materii organicznej, w tym:
 - transport ciepła, który wpływa na przestrzenny rozkład temperatury w pryzmie,
 - transport wilgoci, który wpływa na przestrzenny rozkład wilgotności odpadów w pryzmie,
 - transport tlenu, który decyduje o dostępności tlenu w przestrzeni pryzmy odpadów (przy czym, w modelu założono, iż ze względu na wzajemne powiązanie wymienionych zjawisk transportu nie mogą być one analizowane oddzielnie);
2. dla każdej lokalnej strefy pryzmy odpadów zdefiniować należy zależną od warunków środowiskowych aktywność biologiczną mikroorganizmów, przy uwzględnieniu inhibicji o charakterze substratowym, mikrobiologicznym i produktowym – model opisuje także populację mikroorganizmów, szybkość wzrostu oraz śmierci, zużycie substratów, wytwarzanie ciepła, zużycie tlenu i inne czynniki zależne od warunków środowiskowych procesu biostabilizacji, w powiązaniu ze zjawiskami transportu masy i ciepła.

Poza tymi dwoma głównymi czynnikami, które są wystarczające do przeprowadzenia symulacji biostabilizacji odpadów w pryzmach statycznych, w tym systemów w skali przemysłowej, w których masa odpadów nie jest poddawana mieszaniu, nie ma potrzeby uwzględniania dodatkowych czynników. Jednakże, w instalacjach do biostabilizacji odpadów stosuje się różnorodne systemy mieszania odpadów. W rozporządzeniu MBP (Dz.U. 2012, poz. 1052) zapisano nawet taki wymóg, aby odpady w drugim etapie stabilizacji poddawane były przerzucaniu. Dodać należy, iż celem przerzucania nie jest tylko zapewnienie odpowiedniego stopnia nasycenia tlenem stabilizowanej masy odpadów, ale także uwolnienie pary wodnej powstającej w trakcie procesów rozkładu materii organicznej. Celem przerzucania jest również ujednoczenie rozkładu temperatury oraz masy odpadów równomiernie w całej objętości pryzmy, a także uwolnienie gazowych produktów rozkładu, które wpływają inhibująco na aktywność mikroorganizmów. Zaproponowany przez Bongochgetsakul i Ishida [2008] model BioDuCOM uwzględnia mieszanie, przerzucanie i przemieszczanie się odpadów w trakcie kompostowania. W modelu uwzględniono straty ciepła oraz masy wynikające z czynności przerzucania.

Schemat modelu BioDuCOM zaprezentowano za Bongochgetsakul i Ishida [2008] na rysunku 6.2. Algorytm modelowania składa się z kolejnych działań:

- w pierwszej kolejności określone są dane początkowe takie jak: wielkość, kształt pryzmy lub reaktora, temperatura początkowa, zawartość wody, stężenie tlenu, rodzaj substratu, stężenie substratu, zawartość biomasy mikrobiologicznej (gęstość), porowatość, warunki brzegowe, rodzaj i harmonogram mieszania, przerzucania, parametry biologiczne, ewentualne systemy ogrzewania lub chłodzenia pryzmy, ewentualne systemy



Rys. 6.2. Schemat budowy modelu biostabilizacji odpadów w pryzmach przerzucanych (opracowanie własne za Bongochgetsakul i Ishida [2008])

Fig. 6.2. Diagram of the construction of a biostabilization model of waste in turned piles (own work according to Bongochgetsakul and Ishida [2008])

dozowania wody, ewentualne systemy napowietrzania pryzmy, reaktora z określeniem wielkości przepływu powietrza;

- dane te są następnie podstawiane do algorytmu obliczeniowego, na podstawie którego obliczane są następujące parametry: ilość wytworzonego ciepła, masa wytworzonej wody, masa powstałej biomasy mikroorganizmów, masa wytworzonego dwutlenku węgla, masa wytworzonego amoniaku, zużycie tlenu, zużycie substratów (obliczenia wykonywane są zgodnie ze stechiometrycznymi równaniami chemicznymi przy uwzględnieniu kinetyki przemian biologicznych oraz wzrostu mikroorganizmów);
- następnie uzyskane dane podstawiane są do algorytmu obliczeniowego bilansu ciepła i masy.

Rozkłady temperatury, wilgoci oraz tlenu w pryzmie obliczane są przy uwzględnieniu wpływu zewnętrznych warunków środowiskowych. Uzyskane w ten sposób wyniki stanowią wypadkową do identyfikacji warunków wzrostu mikroorganizmów oraz obliczeń reakcji w kolejnym kroku. W tej iteracji, dla której przewidziano wystąpienie przerzucania

nia przyzmy, wszystkie informacje związane z procesem biostabilizacji zostają przeliczone do nowych wartości początkowych, które są wypadkową warunków przed przerzucaniem oraz strat ciepła i masy w wyniku przerzucania. Algorytm obliczeniowy w każdej iteracji dostarcza zatem informacji o temperaturze, zawartości wilgoci, zawartości tlenu, stopniu rozkładu materii organicznej, ilości uwolnionego dwutlenku węgla oraz innych informacji wyjściowych w każdym określonym punkcie przestrzeni przyzmy odpadów.

6.3.2. Modelowanie transportu ciepła i masy

Zjawiska transportu masy, w tym wody, tlenu oraz transportu ciepła w masie odpadów są ze sobą ściśle powiązane, przy czym każde ze zjawisk transportu wpływa na inne. Wymienione zależności przedstawione zostały na rysunku 6.1.

Transport ciepła

Temperatura odpadów wynika z przepływu strumienia ciepła, którego siłą napędową jest gradient temperatury. Termiczne zakłócenia, takie jak zmiany temperatury otoczenia, produkcja ciepła w wyniku rozkładu materii organicznej, uwalnianie lub absorpcja ukrytego ciepła parowania wody powodują zmiany temperatury odpadów, co w konsekwencji wymusza przepływ ciepła. Przepływ ciepła w matrycy odpadów o nieskończonej ilości elementów przy uwzględnieniu interakcji z otoczeniem w ujęciu objętościowym opisany jest równaniem 6.34, przedstawionym przez Reklaitisa [1983]:

$$C \frac{\partial T}{\partial t} = -div(J_h) + Q_h \quad (6.34)$$

gdzie:

C – średnia objętościowa pojemność cieplna, $J \cdot m^{-3} K^{-1}$,

T – temperatura odpadów, K ,

t – czas, s ,

J_h – wektor przepływu ciepła wewnątrz matrycy odpadów, $J \cdot m^{-2} s^{-1}$,

Q_h – objętościowe źródło/strata ciepła wewnątrz matrycy odpadów, $J \cdot m^{-3} s^{-1}$.

W modelu uwzględniono, iż transport ciepła zachodzić może w wyniku trzech zjawisk: przewodzenia, konwekcji oraz transportu ciepła utajonego, co zostało opisane przez Salzmanna i Bohnego [2000] równaniem 6.35:

$$J_h = -D_h \nabla T + \sum_i J_i C_i (T - T_0) + H J_v \quad (6.35)$$

gdzie:

D_h – przewodnictwo cieplne w wyniku dyfuzji molekularnej, $J \cdot m^{-1} s^{-1} K^{-1}$,

T – wektor gradientu temperatury, $K \cdot m^{-1}$,

T – temperatura przepływającej masy składnika, K ,

T_0 – temperatura odniesienia, K ,

J_i – przepływ masy składnika i , $kg \cdot m^{-2} s^{-1}$,

C_i – pojemność cieplna przepływającej masy składnika i , $J \cdot kg^{-1} K^{-1}$,

i – składnik przepływającej masy (para wodna, woda),

H – ukryte ciepło parowania, kondensacji wody, $J \cdot kg^{-1}$,

J_v – przepływ pary wodnej, $kg \cdot m^{-2} s^{-1}$.

Model wyznacza transport ciepła poprzez wewnętrzną siłę molekularną jako przewodzenie, transport ciepła poprzez przepływ wody w stanie ciekłym oraz pary wodnej jako transport konwekcyjny. Trzecim elementem posiadającym znaczący udział w transporcie ciepła jest zjawisko parowania i kondensacji, ujęte w modelu jako transport ciepła ukrytego.

Objętościowe źródło/strata ciepła wewnątrz matrycy odpadów Q_h , ujęte w równaniu 6.34 odnosi się do szybkości, z jaką ciepło jest wytwarzane wewnątrz matrycy odpadów jako funkcja rozkładu materii organicznej (równanie 6.36). W tym miejscu następuje inkorporacja modelu aktywności biologicznej do modelu transportu ciepła. Wartość dodatnia Q_h skutkuje wzrostem temperatury masy odpadów. Szybkość wytwarzania ciepła w jednostce objętości kompostowanych odpadów, Q_h może być wyliczona ze zmiany wolnej energii Gibbsa ΔG^0 oraz szybkości rozkładu substratu dS/dt zgodnie z formułą:

$$Q_h = \frac{\Delta G^0}{M_{CHON}} \cdot \frac{dS}{dt} \quad (6.36)$$

gdzie:

M_{CHON} stanowi masę cząsteczkową substratu, $\text{kg} \cdot \text{mol}^{-1}$.

W podobny sposób szybkość zużycia tlenu Q_{O_2} oraz szybkość wytwarzania wody Q_m w przeliczeniu na jednostkę objętości stabilizowanych odpadów – parametry występujące odpowiednio w równaniach 6.41 i 6.48 mogą być policzone z bilansu molowego równania stechiometrycznego 6.53, co omówiono dalej.

Oprócz transportu ciepła wewnątrz matrycy odpadów zidentyfikować można trzy zjawiska wymiany ciepła na powierzchni przemy odpadów:

- oddziaływania termiczne pomiędzy masą odpadów a otoczeniem (element powierzchni),
- oddziaływania poprzez zewnętrzne źródło ciepła lub chłodu (element źródła ciepła/straty ciepła),
- oddziaływania z materiałem izolacyjnym (element izolacji).

Podstawowe równanie transportu ciepła (równanie 6.34) może zostać wyrażone jako równanie odniesione do powierzchni, z pominięciem ciepła wytwarzanego i absorbowanego na powierzchni.

$$\frac{\partial(J_{h,sur})}{\partial n} = 0 \quad (6.37)$$

gdzie:

$J_{h,sur}$ – wektor przepływu ciepła przez granicę powierzchni, $\text{J} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$,

n – normalny wektor powierzchni granicznej, m .

W odniesieniu do elementu powierzchni wielkość przetransportowanego ciepła poprzez powierzchnię graniczną jest proporcjonalna do różnicy temperatur pomiędzy powierzchnią masy odpadów a otoczeniem Maekawa i in. [2003]:

$$J_{h,sur} = -\gamma_h(T_s - T_{env}) \quad (6.38)$$

gdzie:

$J_{h,sur}$ – wektor przepływu ciepła przez granicę powierzchni, $\text{J} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$,

γ_h – współczynnik przenoszenia ciepła, $\text{J} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$,

T_s – temperatura powierzchni odpadów, K,

T_{env} – temperatura otoczenia, K.

Dla elementu źródła ciepła/straty ciepła, ilość dostarczonego lub rozproszonego ciepła na jednostkę powierzchni w jednostce czasu może być określona jako:

$$J_{h;sur} = J_{h;osi} \quad (6.39)$$

gdzie:

$J_{h;osi}$ ciepło dostarczane do lub rozpraszane na jednostkę powierzchni, $J \cdot m^{-2} \cdot s^{-1}$.

Wartość dodatnia $J_{h;osi}$ wskazuje na dopływ ciepła, kiedy ujemna na jego straty poprzez chłodzenie.

Ilość przepływającego ciepła poprzez izolację zależy od cieplnej przewodności materiału izolacyjnego, grubości warstwy izolacyjnej oraz różnicy temperatur pomiędzy wewnętrzną i zewnętrzną powierzchnią. Przepływ ciepła może zatem zostać opisany równaniem:

$$J_{h;sur} = \frac{C_h \Delta T}{t_h} \quad (6.40)$$

gdzie:

$J_{h;sur}$ – wektor przepływu ciepła przez granicę powierzchni, $J \cdot m^{-2} \cdot s^{-1}$,

C_h – przewodność cieplna materiału izolacyjnego, $J \cdot m^{-1} \cdot s^{-1} \cdot K^{-1}$,

ΔT – różnica temperatury pomiędzy wewnętrzną i zewnętrzną powierzchnią izolacji, K,

t_h – grubość materiału izolacyjnego, m.

Transport wilgoci

Woda jest jednym z najważniejszych czynników wpływających na aktywność mikrobiologiczną, w tym aktywność oddechową i reprodukcyjną. Mikroorganizmy wykorzystują wodę jako medium transportujące substancje odżywcze oraz tlen do wnętrza komórek. Do wody wydalane są również produkty przemiany materii. Zawartość wody wpływa na zmiany temperatury oraz transport ciepła, parametry kluczowe w procesach biostabilizacji.

W normalnych warunkach biostabilizacji, w których zawartość wilgoci nigdy nie spada do niskich wartości, z wyjątkiem stref przypowierzchniowych, gdzie zjawisko parowania jest dominujące, tempo parowania oraz kondensacji są zazwyczaj równe. Powoduje to wytworzenie się stanu quasi-równowagi między fazą ciekłą wody i gazową parą wodnej. W wielu modelach biostabilizacji zakłada się ustalenie stanu równowagi pomiędzy fazą ciekłą wody i gazową parą wodnej. Z tego względu, zjawisko transportu wody może być wyrażone ujednoczonym równaniem uwzględniającym transport wody ciekłej i transport pary wodnej w objętości matrycy odpadów Klute [1952]:

$$\frac{\partial \theta}{\partial t} = -div(J_i + J_v) + Q_m \quad (6.41)$$

gdzie:

θ – objętościowa zawartość wody w odpadach, $\text{m}^3 \cdot \text{m}^{-3}$,

J_i – całkowity przepływ wody ciekłej, $\text{m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$,

J_v – całkowity przepływ pary wodnej, $\text{m}^3 \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$,

Q_m – objętościowe źródło/strata wody w objętości odpadów, $\text{m}^3 \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{s}^{-1}$.

W funkcjonujących instalacjach biostabilizacji odpadów matryca odpadów rzadko kiedy jest w pełni nasycona wodą. Z tego względu przepływ wody w biostabilizowanych odpadach ma charakter przepływu w nienasyconym materiale porowatym. W takich warunkach przepływ wody występuje w porach w pełni nasyconych wodą w wyniku podnoszenia kapilarnego. W porach niewypełnionych wodą przepływ ten ustaje i ograniczony jest jedynie do przepływu w warstwie powierzchniowej cząstek odpadów, z tendencją do wyrównywania energii potencjalnej. Para wodna przepływa w nienasyconych wodą porach, pomiędzy cząstkami odpadów ze stref o wyższej gęstości pary do stref z niższą gęstością. Przepływ wody w stanie ciekłym może być wyrażony za Nakano [2002] jako gradient zawartości wody i gradient temperatury:

$$J_i = - \left(k_{un} \frac{\partial \psi_m}{\partial \theta} \nabla \theta + k_{un} \frac{\partial \psi_m}{\partial T} \nabla T \right) - k_{un} \quad (6.42)$$

gdzie:

k_{un} – przewodność hydrauliczna w strefie nienasyconej, $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$,

ψ_m – ciśnienie porowe, m słupa wody.

Przepływ pary wodnej w odpadach został wyprowadzony przez Rollinsa i in. [1954] oraz Cary'ego i Taylora [1962a,b], z prawa Ficka, które ostatecznie przyjmuje postać:

$$J_v = - (k_{v\theta} \nabla \theta + k_{vT} \nabla T) \quad (6.43)$$

gdzie:

$k_{v\theta}$ – dyfuzyjność pary wodnej w wyniku gradient u wilgotności, $\text{m}^3 \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}$,

k_{vT} – dyfuzyjność pary wodnej w wyniku gradient u temperatury, $\text{m}^3 \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{s}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$.

Powyższe dyfuzyjności mogą być opisane równaniami:

$$k_{v\theta} = \frac{\alpha \tau v D_{va} p_v M^2 \eta g}{R^2 T^2} \cdot \frac{\partial \psi_m}{\partial \theta} \quad (6.44)$$

$$k_{vT} = \frac{\alpha \tau v D_{va} p_v M \eta H}{R^2 T^3} \quad (6.45)$$

gdzie:

α – frakcja wolnych przestrzeni powietrznych, $= \Phi - \theta$, $\text{m}^3 \cdot \text{m}^{-3}$,

τ – krętość transportu pary wodnej,

v – współczynnik przepływu masy,

D_{va} – współczynnik dyfuzji pary wodnej w wolnej atmosferze, $\text{m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$,

p_v – ciśnienie cząstkowe pary wodnej, Pa,

M – masa cząsteczkowa wody, $\text{kg} \cdot \text{mol}^{-1}$,

η – współczynnik wzmocnienia pary wodnej,

g – przyspieszenie ziemskie, $m \cdot s^{-2}$,
 R – uniwersalna stała gazowa, $J \cdot mol^{-1} \cdot K^{-1}$,
 T – temperatura, K ,
 H – ciepło ukryte parowania wody, $J \cdot mol^{-1}$,
 Φ – porowatość,
 θ – objętościowa zawartość wody w odpadach, $m^3 \cdot m^{-3}$.

Transport wody poprzez powierzchnię wyrażony jest w podobny sposób jak transport ciepła (równanie 6.37):

$$\frac{\partial(J_{m;sur})}{\partial n} = 0 \quad (6.46)$$

gdzie:

$J_{m;sur}$ – wektor przepływu wilgoci poprzez powierzchnię graniczną, $m^3 \cdot m^{-2} \cdot s^{-1}$.

Przepływ wilgoci poprzez powierzchnię graniczną uwzględnia absorpcję wody z powietrza otaczającego oraz parowanie wody z powierzchni, co prezentuje równanie Maekawa i in. [2003]:

$$J_{m;sur} = -\gamma_m(h_s - h_{env}) \quad (6.47)$$

gdzie:

$J_{m;sur}$ – wektor przepływu wilgoci poprzez powierzchnię graniczną, $m^3 \cdot m^{-2} \cdot s^{-1}$,

γ_m – współczynnik przenoszenia wilgoci, $kg \cdot m^{-2} \cdot s^{-1}$,

h_s – wilgotność względna powierzchni,

h_{env} – wilgotność względna otoczenia.

Transport tlenu

Tlen występuje w matrycy biostabilizowanych odpadów zarówno w formie gazowej, jak i rozpuszczonej. Jednakże, jedynie forma rozpuszczona jest dostępna dla mikroorganizmów. Z tego względu, woda w stanie ciekłym jest niezbędnym elementem matrycy biostabilizowanych odpadów jako medium transportu tlenu. Zakłada się, iż obie formy tlenu występują w stanie quasi-równowagi (podobnie jak w przypadku stanu równowagi pomiędzy wodą ciekłą a parą wodną), który jest opisany prawem Henry'ego. Z tego względu, mechanizm dyfuzji tlenu gazowego oraz rozpuszczonego może zostać uproszczony i wyrażony poprzez pojedyncze równanie transportu. Stąd, transport tlenu w matrycy kompostowanych odpadów wyrażony jest równaniem:

$$C_{O_2} \frac{\partial \rho_g}{\partial t} = -div(J_{O_2}) + Q_{O_2} \quad (6.48)$$

gdzie:

ρ_g – stężenie tlenu w fazie gazowej, $kg \cdot m^{-3}$,

J_{O_2} – całkowity przepływ tlenu w matrycy kompostowanych odpadów, $kg \cdot m^{-3} \cdot s^{-1}$,

Q_{O_2} – objętościowe źródło/ubytek (tempo zużycia tlenu) tlenu w matrycy biostabilizowanych odpadów, $kg \cdot m^{-3} \cdot s^{-1}$.

C_{O_2} – pojemność tlenowa, wyrażona jako całkowita ilość tlenu w jednostce objętości, wyznaczona dla stanu quasi-równowagi.

Parametr ten jest funkcją zawartości wody (stopnia nasycenia), porowatości, temperatury, która przyjmuje postać:

$$C_{O_2} = (\phi - \theta) + \frac{\theta}{\frac{M_{O_2} H_{O_2}}{RT}} \quad (6.49)$$

gdzie:

R – uniwersalna stała gazowa, J·mol⁻¹·K⁻¹,

T – temperatura bezwzględna, K,

M_{O_2} – masa cząsteczkowa tlenu, kg·mol⁻¹,

H_{O_2} – stała Henry'ego, Pa·kg⁻¹·m³.

Pierwszy człon równania reprezentuje gazową pojemność tlenową przestrzeni porowatych, natomiast drugi dotyczy tlenu rozpuszczonego w wodzie w stanie ciekłym.

W przypadku gdy jedynym rozważanym zjawiskiem transportu tlenu jest dyfuzja, całkowity przepływ tlenu w matrycy biostabilizowanych odpadów może być wyrażony poprzez zsumowanie przepływu dyfuzyjnego tlenu gazowego i rozpuszczonego, co wyraża równanie:

$$J_{O_2} = \tau_a D_{g0} \cdot \nabla \rho_g + \tau_d a D_{d0} \cdot \nabla \rho_d \quad (6.50)$$

gdzie:

τ – krętość dyfuzji tlenu w fazie gazowej = 0,66 [Penman 1940],

τ_d – krętość dyfuzji tlenu rozpuszczonego w wodzie,

D_{g0} – współczynnik dyfuzji w wolnej atmosferze, m²·s⁻¹,

D_{d0} – współczynnik dyfuzji tlenu w wodzie, m²·s⁻¹.

W celu uproszczenia zakłada się, iż przebieg krętości dyfuzji tlenu w fazie gazowej oraz rozpuszczonego w wodzie są takie same i nie wpływa na nie zmiana zawartości wilgoci w odpadach.

Podobnie, transport tlenu na powierzchni może być opisany równaniem:

$$\frac{\partial (J_{O_2;sur})}{\partial n} = 0 \quad (6.51)$$

gdzie:

$J_{O_2;sur}$ – całkowity przepływ tlenu poprzez powierzchnię graniczną pryzmy odpadów, kg·m⁻³·s⁻¹.

Przepływ tlenu poprzez powierzchnię pryzmy jest proporcjonalny do różnicy pomiędzy stężeniami tlenu w fazie gazowej na powierzchni pryzmy i w powietrzu otaczającym. Stąd, podobnie jak w przypadku transportu powierzchniowego ciepła i wody transport tlenu poprzez powierzchnię pryzmy opisany może być równaniem:

$$J_{O_2;sur} = -\gamma_{O_2}(\rho_{g,s} - \rho_{g,env}) \quad (6.52)$$

gdzie:

γ_{O_2} – współczynnik przewodzenia tlenu, $m^3 \cdot m^{-3} \cdot s^{-1}$,

$q_{g,s}$ – stężenie tlenu w fazie gazowej na powierzchni przyzmy kompostowej, $m^3 \cdot m^{-3}$,

$q_{g,env}$ – stężenie tlenu w fazie gazowej powietrza otaczającego, $m^3 \cdot m^{-3}$.

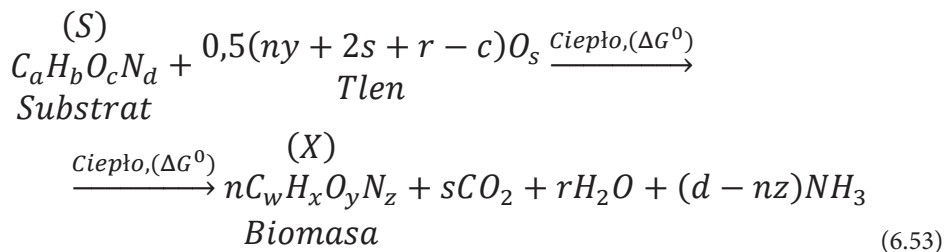
Napowietrzanie może być modelowane w analogiczny sposób jak w przypadku źródła/strat ciepła w bilansie cieplnym (równanie 6.39). Ponieważ przedstawiony model dotyczy obliczeń przyzm przierzucanych, bez wymuszonego napowietrzania, za transport tlenu odpowiadają zjawiska dyfuzji. W przypadku napowietrzania dominującym zjawiskiem jest transport konwekcyjny.

Modelowanie aktywności biologicznej

Model opisujący aktywność biologiczną oparty jest na równaniach stechiometrycznych rozkładu materii organicznej oraz na modelu wzrostu mikroorganizmów zależnym od czynników środowiskowych. Pierwszy element stanowi stechiometryczne równanie bilansu masy składników chemicznych przed i po biologicznej transformacji materii organicznej. Dostarcza on ilościowych informacji o produktach procesu i rozkładanych substratach, w tym również ilości ciepła wytwarzanego w wyniku rozkładu materii organicznej. Równanie stechiometryczne dostarcza jedynie ilościowych informacji o bilansie masowym substancji chemicznych oraz o przychodzie/zużyciu ciepła. Nie wskazuje ono na kinetykę procesu. Musi być zatem uzupełnione o model kinetyki procesu biostabilizacji odpadów, w którym na wzrost i aktywność mikroorganizmów wpływają liczne czynniki środowiskowe. Model wzrostu mikroorganizmów oraz wpływ czynników środowiskowych na wzrost mikroorganizmów omówiono już wcześniej w rozdziałach 3.2.2 i 3.2.3.2, odpowiednio.

Równanie stechiometryczne procesu biostabilizacji tlenowej odpadów

Równanie stechiometryczne wskazuje na zależności ilościowe pomiędzy substratem i tlenem jako reagentami oraz biomasą, dwutlenkiem węgla, wodą, amoniakiem jako finalnymi produktami procesu biostabilizacji odpadów w warunkach tlenowych. Równanie to jest przedstawione w formie uproszczonej, przy założeniu, iż materia organiczna o skomplikowanym składzie chemicznym wyrażona jest jako uproszczony wzór sumaryczny. Równanie takie zaproponował Rich [1963]:



gdzie:

$$r = 0,5(b - nx - 3(d - nz))$$

$$s = a - nw$$

$C_a H_b O_c N_d$ – wzór sumaryczny materii organicznej S,

$C_w H_x O_y N_z$ – wzór sumaryczny biomasy – produktu biostabilizacji X.

Współczynniki poprzedzające każdą z substancji wskazują na ilość moli, które są funkcją składu substratu S i biomasy X . Współczynnik n jest wyjątkiem. Jest niezależny od składu chemicznego substratów i produktów. Wyraża on ilość biomasy powstałej w wyniku rozkładu mola substratu i określany jest mianem współczynnika wydajności biomasy. Współczynnik ten opisuje szybkość konwersji węgla pochodzącego z substratów w biomasę i dwutlenek węgla. Powyższe równanie zawiera także informacje o ilości ciepła wytworzonego w wyniku rozkładu mola substratów, które wyraża zmiana wolnej energii Gibbsa, $J \cdot mol^{-1}$. Ilość ciepła determinowana jest całkowitym rozkładem danej substancji organicznej. W przedstawionym równaniu (6.53) stechiometrycznym wszystkie substancje wyrażone są ilościowo jako masa na jednostkę matrycy kompostowanych odpadów.

6.4. Wykorzystanie modelowania matematycznego w obliczeniach projektowych i eksploatacyjnych biostabilizacji odpadów

6.4.1. Symulacja przebiegu procesu biostabilizacji odpadów komunalnych w reaktorze laboratoryjnym

W praktyce badawczej, przed przystąpieniem do właściwych prac eksperymentalnych, w celu ograniczenia czasochłonności oraz kosztochłonności planowanych badań, na podstawie znanej wiedzy o obserwowanym zjawisku oraz dla założonych parametrów technicznych i technologicznych procesu przeprowadza się modelowanie matematyczne, którego celem jest określenie granicznych wartości zmiennych niezależnych, przy których realizowane będą prace eksperymentalne oraz prognoza przebiegu obserwowanego zjawiska w zadanych warunkach doświadczenia. W niniejszym rozdziale przedstawiono wyniki własnych obliczeń, których celem była identyfikacja parametrów technologicznych procesu biostabilizacji w reaktorze w skali laboratoryjnej, przy czym funkcją celu było uzyskanie największej redukcji masy odpadów w jak najkrótszym czasie. Badanymi parametrami technologicznymi były: wielkość przepływu powietrza doprowadzanego do reaktora, temperatura oraz wilgotność powietrza doprowadzanego do reaktora. Modelowanie przeprowadzono, opierając się na równaniach 6.2–6.27.

Struktura modelu

Podstawą tworzenia modeli matematycznej w dziedzinie czasu jest wykorzystanie równań różniczkowych i różnicowych. Aby stworzyć model na podstawie równań matematycznych, wymagana jest wiedza o modelowanym procesie oraz konieczna jest znajomość struktury układu i praw fizycznych w nim zachodzących. Na proces biostabilizacji tlenowej odpadów mają wpływ trzy podstawowe założenia:

- bilans masowy,
- bilans cieplny,
- założenie według którego przebiega rozkład materii organicznej [Mason 2006].

W celu zamodelowania najlepiej jest zapisać te trzy równania w postaci równań stanu, stosując użycie zmiennych uogólnionych:

1) Zmienne stanu:

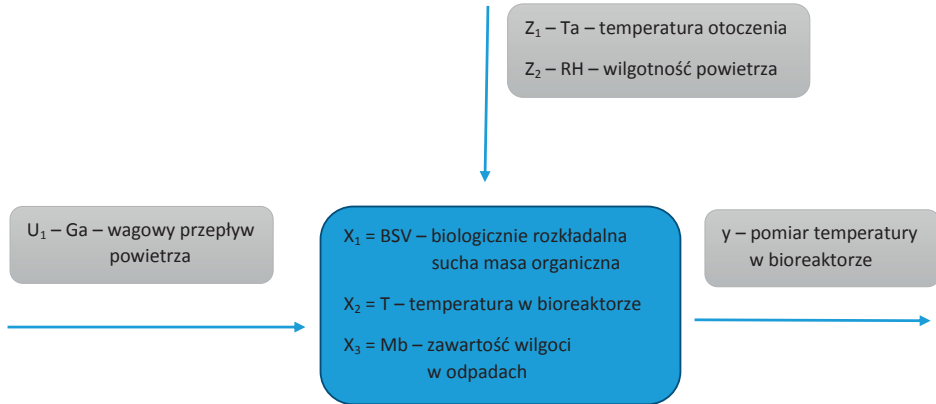
- $x_1 = BVS(t)$ – zawartość biologicznie rozkładalnej suchej masy organicznej w odpadach w zależności od czasu trwania procesu,

- $x_2 = T(t) = y$ – temperatura odpadów w reaktorze, parametr zmienny w czasie,
- $x_3 = M_b(t)$ – wilgotność odpadów umieszczonych w reaktorze, ulegająca zmianie przez czas trwania procesu biostabilizacji.

2) Zmienne wejściowe:

- $u_1 = G_a(t)$ – wartość przepływu wagowego powietrza suchego, zmienna określająca ilość dostarczonego powietrza do reaktora,
- $z_1 = T_a(t)$ – temperatura powietrza, które dostarczane jest do reaktora, będąca temperaturą powietrza otoczenia wentylatora,
- $z_2 = RH(t)$ – wilgotność powietrza, które dostarczane jest do reaktora, będąca wilgotnością powietrza otoczenia wentylatora.

Dzięki zastosowaniu równań matematycznych w postaci zapisu równań stanu model uproszczony procesu biostabilizacji przebiega jak na rysunku 6.3. Pokazuje to wpływ na układ trzech parametrów wejściowych (u_1 , z_1 i z_2), na parametry odpadów w reaktorze (x_1 , x_2 i x_3), przy czym w praktyce kontrolowalnym parametrem on-line może być pomiar temperatury w reaktorze y .



Rys. 6.3. Uproszczony schemat modelu reaktora do kompostowania (opracowanie własne)
Fig. 6.3. A simplified schematic of the model of a composting reactor (own work)

Równanie stanu przedstawiające zmianę zawartości biodegradowalnej suchej materii organicznej w reaktorze powstaje poprzez przekształcenie równania 6.15 i ma następującą postać:

$$\dot{x}_1 = -k \cdot x_1 \quad (6.54)$$

Równanie 6.4 opisujące zmianę temperatury w bioreaktorze w zależności od czasu w trakcie procesu biostabilizacji można przedstawić jako:

$$\dot{x}_2 = \frac{H_C \cdot \dot{x}_1 + u_1 \cdot H_i - u_1 \cdot H_o - U \cdot A \cdot (x_2 - z_1)}{m \cdot C} \quad (6.55)$$

Zmianę wilgotności odpadów znajdujących się w reaktorze przedstawia równanie:

$$\dot{x}_3 = \frac{y_{H_2O/BVS} \cdot x_1 + u_1 \cdot (H_s(z_2) - H_s(x_2))}{\rho_{db} \cdot V_t} \quad (6.56)$$

które jest przekształceniem równania 6.6 na równanie stanu.

Na podstawie tych przekształceń według założeń zmiennych stanu i wejścia można zapisać następujące zależności:

1) równania stanu:

$$\begin{cases} \dot{x}_1 = -k \cdot x_1 \\ \dot{x}_2 = \frac{H_c \cdot x_1 + u_1 \cdot H_i - u_1 \cdot H_o - U \cdot A \cdot (x_2 - z_1)}{m \cdot C} \\ \dot{x}_3 = \frac{y_{H_2O/BVS} \cdot x_1 + u_1 \cdot (H_s(z_2) - H_s(x_2))}{\rho_{db} \cdot V_t} \end{cases} \quad (6.57)$$

2) równanie wyjścia:

$$y = x_2 \quad (6.58)$$

Biorąc pod uwagę sposób tworzenia modelu, wyróżnia się trzy metody modelowania w zależności od posiadanej wiedzy o obiekcie lub procesie poddanemu modelowaniu. Według Hamelersa [2005] są nimi:

- *White - box*,
- *Black - box*,
- *Grey - box*.

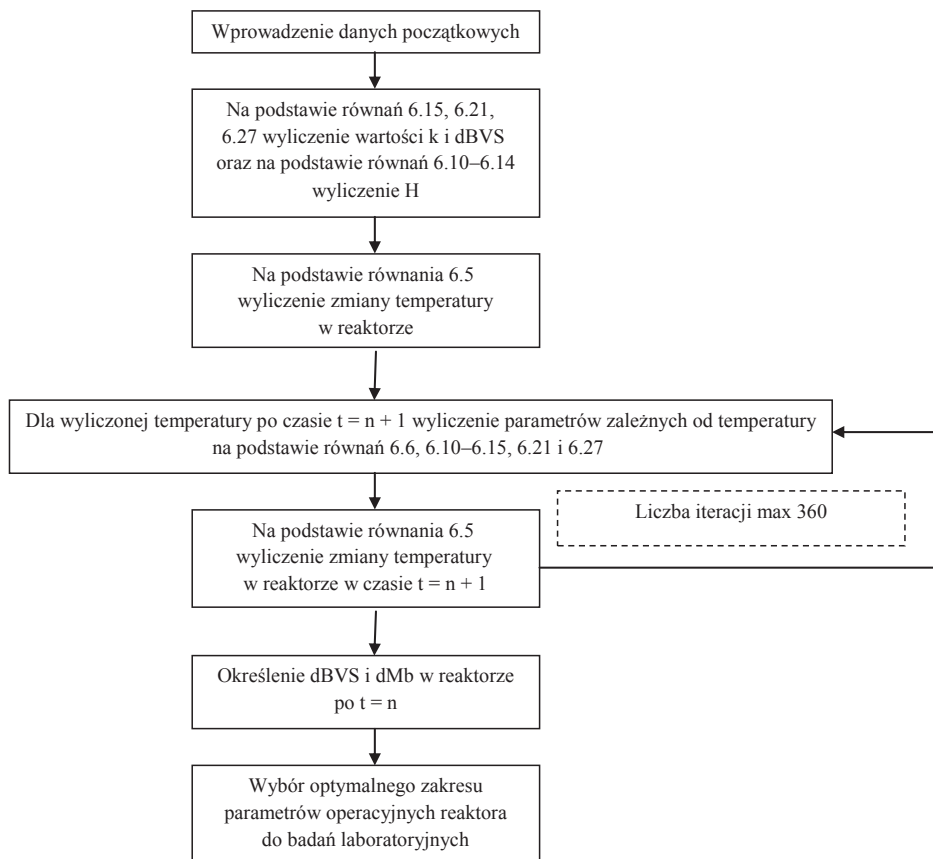
Tworzenie modelu typu białej skrzynki oparte jest na znajomości całej struktury badanego procesu i praw fizycznych, które go opisują. Można je podzielić na:

- prawa statyczne,
- prawa dynamiczne.

Styczne prawa odnoszą się do układów opisanych równaniami algebraicznymi, dynamiczne zaś opracowane są z wykorzystaniem równań różniczkowych.

Modele typu czarnej skrzynki bazują na danych identyfikacji eksperymentalnych, są to modele tworzone bez posiadania wiedzy o zachodzących procesach. Opierają się wyłącznie na wiedzy o parametrach wejściowych i wyjściowych procesu. Do rozwiązywania takich modeli stosuje się zazwyczaj struktury rozmyte i sieci neuronowe. Ostatnim typem modeli jest szara skrzynka, która łączy cechy obydwu poprzednich. Stosuje się ją, jeśli posiada się częściową wiedzę o obiekcie, jednak jest ona niepełna [Bari i Koenig 2005].

Metodą tworzenia modelu wykorzystaną w niniejszym przykładzie jest metoda *white - box*, gdyż posiadana wiedza na temat procesu jest wystarczająca do jego opisanie przy użyciu równań matematycznych, których powiązanie ze sobą ukazuje zachowanie się procesu biostabilizacji tlenowej materii organicznej. Na rysunku 6.4 przedstawiono wykorzystany algorytm obliczeniowy modelowania procesu biostabilizacji tlenowej odpadów.



Rys. 6.4. Model procesu biostabilizacji tlenowej odpadów (opracowanie własne)
 Fig. 6.4. Model of waste aerobic biostabilization process (own work)

Parametry początkowe stałe

Do obliczeń przyjęto następujące parametry stałe:

- objętość reaktora: $V_t = 3, \text{ m}^3$,
- powierzchnia reaktora: $A = 14, \text{ m}^2$,
- czas trwania procesu biostabilizacji $t = 360, \text{ h}$,
- początkowa zawartość biologicznie rozkładalnej materii organicznej w odpadach $BVS = 0,305, \text{ kg} \cdot \text{kg}^{-1} \text{ s.m.}$,
- wilgotność początkowa odpadów $M_b = 0,4, \text{ kgH}_2\text{O} \cdot \text{kg}^{-1} \text{ odpadów}$,
- stała szybkości reakcji rozkładu materii organicznej $k = 0,00625, \text{ h}^{-1}$,
- produkcja wody w wyniku przemian biologicznych $y_{\text{H}_2\text{O}/\text{BVS}} = 0,6, \text{ kgH}_2\text{O} \cdot \text{kg}^{-1} \text{ BVS}$ usunięte,
- ciepło generowane w wyniku przemian biologicznych $H_c = 21,0, \text{ kJ} \cdot \text{g}^{-1} \text{ BVS}$ usuniętego,

- współczynnik całkowitego przenikania ciepła przez ściany reaktora $U = 2,4012$, $\text{kJ}\cdot\text{h}^{-1}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{C}^{-1}$,
- ciepło właściwe odpadów $C_p = 2,038$, $\text{kJ}\cdot\text{kg}^{-1}\cdot\text{C}^{-1}$,
- ciepło właściwe powietrza $C_a = 1,004$, $\text{kJ}\cdot\text{kg}^{-1}\cdot\text{C}^{-1}$,
- ciepło właściwe wody $C_w = 4,184$, $\text{kJ}\cdot\text{kg}^{-1}\cdot\text{C}^{-1}$,
- temperatura minimalna, optymalna i maksymalna procesu: T_{\min} , T_{opt} , $T_{\max} = 5$, 59 i 79°C , odpowiednio,
- a, b, c – stałe empiryczne równania Antoine'a (równanie 6.10) o wartościach -2238, 8,896 i 273 odpowiednio,
- ciśnienie atmosferyczne $p_a = 760$, mmHg,
- masa cząsteczkowa wody $MW_{\text{H}_2\text{O}} = 18,0$, g,
- masa cząsteczkowa powietrza $Mw_a = 27,2$, g.

Parametry zmienne (zmiennie niezależne)

Parametry te stanowią zmienne niezależne wpływające na przebieg procesu, na podstawie których opracowano macierz doświadczenia. Są to parametry pierwszego rzędu, stosowane bezpośrednio w symulacji lub dzięki którym wyliczono parametry drugiego rzędu, stosowane w dalszej analizie.

Dobrano wartości ciężaru nasypowego ρ_{db} $\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$ w zakresie czterech wartości: 150; 250; 350 i 500 $\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$.

Na podstawie ciężaru nasypowego, objętości czynnej reaktora, wagowego przepływu powietrza określono:

- m – masę odpadów, kg,
- G_j – jednostkowy wagowy przepływ powietrza przez odpady, $\text{m}^3\cdot\text{kg}^{-1}$ odpadów h^{-1} ,
stąd wagowy przepływ powietrza mieścił się w zakresie: G_a – od 0,583 do 402,3, $\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$.

Ze względu na przyjętą funkcję celu (maksymalizacja usunięcia masy w jak najkrótszym czasie) przyjęto rozległy zakres wartości przepływu powietrza.

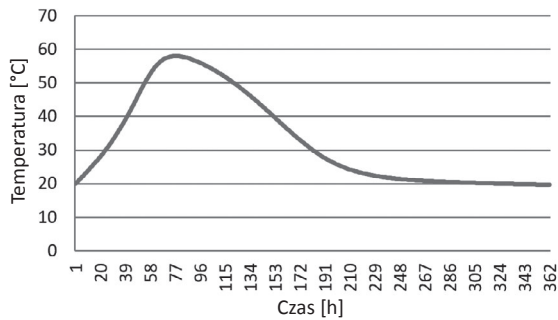
Temperatura powietrza wprowadzanego do reaktora przyjmowała wartości: T_a = -10, 0, 10, 20 i 30°C, natomiast wilgotność względna powietrza wprowadzanego do reaktora wynosiła: RH = 50; 62,5; 75; 87,5 i 100%.

Uwzględniając liczbę oraz zakres powyższych zmiennych niezależnych: ρ_{db} (4 przypadki) RH (5 przypadków); T_a (5 przypadków) oraz G_a (26 przypadków), uzyskano macierz symulacji złożoną z 2600 wariantów możliwych układów.

W wyniku przeprowadzonej symulacji wyznaczono następujące zależności:

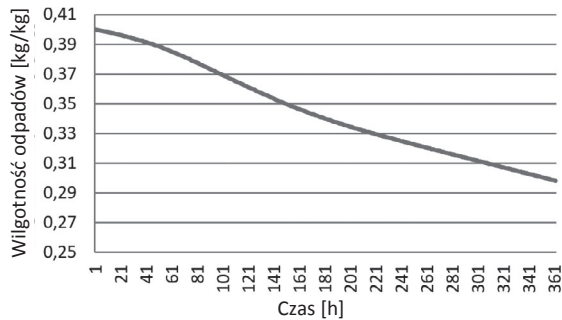
$$f(RH; \rho_{\text{db}}; G_j; T_a) = \left\{ \frac{dT}{dt}; \frac{dBS}{dt}; \frac{dM_b}{dt} \right\} \quad (6.59)$$

dla których wykreślono profile przebiegu zmian temperatury, zawartości materii organicznej oraz wilgotności odpadów w czasie procesu biostabilizacji odpadów. Przykładowe profile przedstawiono na rysunkach 6.5–6.7.



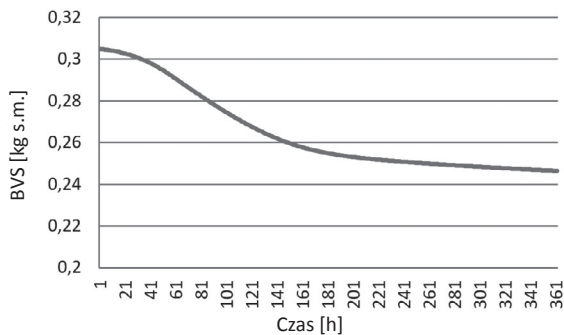
Rys. 6.5. Przykładowy profil zmian temperatury w reaktorze podczas biostabilizacji tlenowej organicznej frakcji odpadów komunalnych (opracowanie własne)

Fig. 6.5. An example of a temperature change profile in the reactor during the biostabilization of the organic fraction of municipal waste (own work)



Rys. 6.6. Przykładowy profil zmian wilgotności odpadów w reaktorze podczas biostabilizacji tlenowej organicznej frakcji odpadów komunalnych (opracowanie własne)

Fig. 6.6. An example of a moisture change profile in the reactor during the biostabilization of the organic fraction of municipal waste (own work)



Rys. 6.7. Przykładowy profil zmian zawartości rozkładalnej materii organicznej w odpadach w reaktorze podczas biostabilizacji tlenowej organicznej frakcji odpadów komunalnych (opracowanie własne)

Fig. 6.7. An example of a biodegradable organic matter change profile in the reactor during the biostabilization of the organic fraction of municipal waste (own work)

Analiza statystyczna

Przeprowadzona analiza oraz wykonane profile zmian temperatury, zawartości materii organicznej oraz wilgoci w odpadach pozwoliły na określenie następujących parametrów technologicznych (zmiennych zależnych):

- dm – zmiana masy odpadów, %,
- BVS_f – poprocesowa zawartość łatwo rozkładalnej materii organicznej w odpadach, $kg \cdot kg^{-1}$ s.m.,
- $M_{b,f}$ – poprocesowa zawartość wody w odpadach, $kgH_2O \cdot kg^{-1}$ odpadów,
- T_{20} – czas, po którym zawartość wody w odpadach ($M_{b,f}$) spada poniżej $0,2 kgH_2O \cdot kg$ odpadów, h.

Dla wyznaczonych parametrów oraz przyjętych zmiennych niezależnych wykonano analizę statystyczną, na podstawie której określono:

- statystyki opisowe,
- korelacje pomiędzy zmiennymi, korelacje skategoryzowane (kategoryzacja na podstawie zmiennych zależnych), dla których wyznaczono współczynniki korelacji Pearsona (r),
- regresję wieloraką, na podstawie której określono siłę oddziaływania zmiennych niezależnych na poszczególne zmienne zależne oraz oszacowano równanie opisujące wpływ wszystkich zmiennych zależnych na poszczególne zmienne niezależne.

Dla najlepszych wyników, tj. takich parametrów, przy których uzyskano czas T_{20} , wyznaczono równanie pozwalające na obliczenie optymalnego przepływu powietrza (G_j) dla danej temperatury i wilgotności względnej powietrza, przy którym możliwe jest uzyskanie wilgotności poprocesowej odpadów poniżej wartości $0,2 kgH_2O \cdot kg$ odpadów⁻¹. Zobrazowano to również w postaci nomogramu.

Wszystkie analizy statystyczne wykonano z wykorzystaniem pakietu Statistica 12.0 PL, na podstawie procedur statystycznych opisanych przez Bowkera i Randersona [2009].

Wyniki analizy statystycznej

Statystyki opisowe

W tabeli 6.3 zestawiono wartości podstawowych estymatorów, opisujących zmienne niezależne i zależne zastosowane w analizie symulacyjnej procesu biostabilizacji tlenowej organicznej frakcji odpadów komunalnych.

Korelacje pomiędzy zmiennymi

Wykazano, iż na poziomie ogólnym (bez analizy korelacji cząstkowych) zmienne zależne z wyjątkiem poprocesowej zawartości rozkładalnej materii organicznej w odpadach są istotnie ($p < 0,05$) skorelowane ze zmiennymi niezależnymi, jednak wartości współczynników korelacji Pearsona są niskie (tab. 6.4). Znaki przed współczynnikami korelacji informują, iż:

- wraz ze wzrostem wilgotności powietrza doprowadzanego do reaktora wartości dm będą maleć, a $M_{b,f}$ oraz T_{20} będą rosnać;
- wraz ze wzrostem temperatury powietrza doprowadzanego do reaktora wartości dm będą rosnać, a $M_{b,f}$ oraz T_{20} będą maleć;

- wraz ze wzrostem ciężaru nasypowego odpadów wartości dm będą maleć, a M_b oraz T_{20} będą rosnąć;
- wraz ze wzrostem przepływu powietrza doprowadzanego do reaktora wartości dm będą rosnąć, a M_b oraz T_{20} będą maleć.

Uzyskanie wysokiego stopnia usunięcia masy odpadów, niskiej wilgotności w krótkim czasie (np. $T_{20} < 14$ dni) wymaga stosowania temperatury powietrza z górnego zakresu analizowanych wartości, niskiej wilgotności powietrza, wysokich przepływów powietrza przez masę stabilizowanych odpadów, a wsad odpadów powinien charakteryzować się niskim ciężarem nasypowym. Tendencje te mają charakter ogólny, dalsza analiza pozwoliła na wyznaczenie liczbowych parametrów technologicznych prowadzenia procesu.

Tabela 6.3

Table 6.3

Podstawowe estymatory opisujące zmienne zastosowane w analizie symulacyjnej (opracowanie własne)
Basic estimators describing variables used in simulation analysis (own work)

Typ zmiennych	Parametr	N ważnych przypadków	Średnia	Minimum	Maksimum	Odchylenie standardowe
Niezależne	Względna wilgotność powietrza [%]	2600	75,0	50,0	100,0	17,7
	Temperatura powietrza [°C]	2600	10,0	-10,0	30,0	14,2
	Ciężar nasypowy odpadów [kg·m ⁻³]	2600	312,5	150,0	500,0	129,3
	Przepływ powietrza [m ³ ·kg ⁻¹ ·h ⁻¹]	2600	0,1314	0,0003	0,6667	0,1395
Zależne	Usunięcie masy odpadów [%]	2600	11,33	0,05	34,10	10,05
	Poprocesowa zawartość wody w odpadach [kg _{H₂O} ·kg ⁻¹]	2600	0,29	0,00	0,44	0,12
	Poprocesowa zawartość rozkładalnej materii organicznej [kg _{org} ·kg ⁻¹ s.m.]	2600	0,36	0,18	137,22	3,12
	Czas, po którym osiągnięto wilgotność odpadów poniżej 20% [h]	506	217,8	43,0	361,0	82,9

Tabela 6.4
Table 6.4

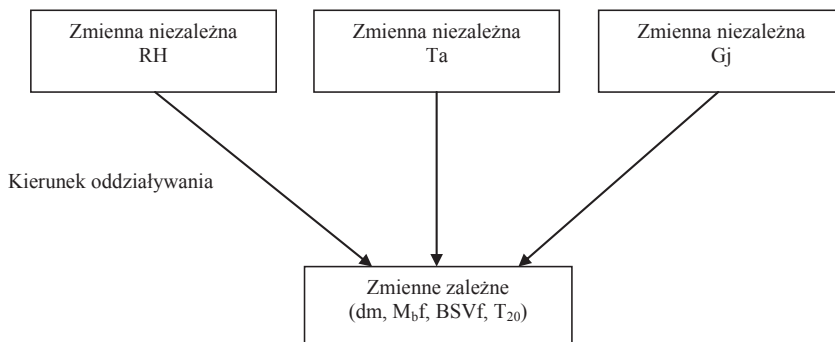
Macierz współczynników korelacji całkowitych (r) pomiędzy zmiennymi niezależnymi a zależnymi (w nawiasach podano wyliczone prawdopodobieństwo) na poziomie istotności $p < 0,05$ (opracowanie własne)

The matrix of correlation coefficients (r) between independent and dependent variables (the calculated probability in brackets) at the significance level $p < 0.05$ (own work)

		Zmienne zależne			
		Zmiana masy odpadów [%]	Poprocesowa zawartość wody w odpadach [$\text{kg}_{\text{H}_2\text{O}} \cdot \text{kg}^{-1}$]	Poprocesowa zawartość rozkładalnej materii organicznej [$\text{kg}_{\text{BVS}} \cdot \text{kg}^{-1}$ s.m.]	Czas, po którym osiągnięto wilgotność odpadów poniżej 20% [h]
Zmienne niezależne	Względna wilgotność powietrza [%]	-0,2066 (p=0,000)	0,2270 (p=0,000)	-0,0605 (p=0,174)	0,2569 (p=0,000)
	Temperatura powietrza, [°C]	0,2453 (p=0,000)	-0,1642 (p=0,000)	-0,0555 (p=0,212)	-0,2100 (p=0,000)
	Ciężar nasypowy odpadów [$\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$]	-0,2430 (p=0,000)	0,2679 (p=0,000)	-0,0217 (p=0,626)	0,3113 (p=0,000)
	Przepływ powietrza [$\text{m}^3 \cdot \text{kg}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$]	0,3904 (p=0,000)	-0,4266 (p=0,000)	0,0361 (p=0,418)	-0,5230 (p=0,000)

Liniowa regresja wieloraka

W celu oceny wpływu zmiennych niezależnych (RH, T_a , G_j) na szacowane parametry technologiczne – zmienne zależne (d_m , $M_{b,f}$, BSV_f , T_{20}) przeprowadzono analizę regresji wielorakiej, przy założeniu braku wpływu interakcji pomiędzy zmiennymi niezależnymi (każda zmienna oddziałuje indywidualnie na proces). Zachodzące oddziaływania zobrażowano na rysunku 6.8.



Rys. 6.8. Kierunki oddziaływań zmiennych niezależnych na zmienne zależne (opracowanie własne)

Fig. 6.8. Directions of interactions of independent variables on dependent variables (own work)

Analiza regresji wielorakiej pozwala na oszacowanie ogólnego modelu matematycznego oddziaływań zmiennych na siebie. Jej rezultatem jest oszacowanie współczynników regresji (b), które wskazują na wartość liczbową, o jaką ulega zmianie dany parametr, przy działaniu jednostkowej zmiennej niezależnej. Znak (\pm) wskazuje na kierunek oddziaływania zmiennej niezależnej. Przy szacowaniu wpływu poszczególnych zmiennych niezależnych na dany parametr, często ze względu na to, iż zmienne niezależne: wilgotność i temperatura oraz przepływ powietrza mierzone są w różnych jednostkach, trudne jest stwierdzenie, który z parametrów oddziałuje najsilniej, a który jest mało istotny. W związku z czym przeprowadzono standaryzację współczynników regresji na podstawie równania ogólnego [Bowker i Randerson 2009]:

$$b^* = b \cdot \frac{S_{xi}}{S_y} \quad (6.60)$$

gdzie:

- b^* – standaryzowany współczynnik regresji,
- b – oszacowany współczynnik regresji,
- S_{xi} – odchylenie standardowe zmiennej niezależnej i ,
- x_i – wartości kolejnych zmiennych niezależnych,
- S_y – odchylenie standardowe badanej zmiennej zależnej,
- y – wartości zmiennej zależnej.

Uzyskane w ten sposób wartości liczbowe poszczególnych standaryzowanych współczynników regresji są porównywalne między sobą.

W pierwszej kolejności przeprowadzono analizę regresji liniowej wg równania:

$$y(dm; Mbf; BVSf; T20) = b_1 \cdot RH + b_2 \cdot Ta + b_3 \cdot Gj + b_4 \quad (6.61)$$

gdzie:

- y – badana zmienna zależna (dm , lub Mbf , lub $BVSf$, lub T_{20}),
- RH ; lub Ta , lub Gj – zmienne zależne,
- $b_{(1-3)}$ – współczynniki regresji liniowej przypisane kolejnym zmiennym niezależnym,
- b_4 – wyraz wolny równania.

W tabelach 6.5–6.8 zestawiono opis statystyczny parametrów regresji liniowej.

Tabela 6.5

Table 6.5

Współczynniki regresji liniowej dla równania 6.61 pomiędzy wszystkimi zmiennymi niezależnymi a zmianą masy odpadów (dm), wraz z analizą statystyczną na poziomie istotności ($p < 0,05$).

Współczynnik determinacji równania wynosi $R^2 = 0,7139$ (opracowanie własne)

Linear regression coefficients for equation 6.61 between all independent variables and change in waste mass (dm), along with statistical analysis at the level of significance

($p < 0.05$). The determination coefficient of the equation is $R^2 = 0.7139$ (own work)

Zmienna zależna	Parametr równania	Wartość parametru b	Standaryzowany współczynnik regresji b'	Błąd standardowy z b	Statystyka T	Wyliczone prawdopodobieństwo (p)
RH	b_1	-0,25185	-0,443149	0,005962	-42,2398	0,0000
Ta	b_2	0,28281	0,398104	0,007453	37,9462	0,0000
Gj	b_3	43,18127	0,599499	0,755674	57,1427	0,0000
Wyraz wolny	b_4	21,71173		0,475909	45,6216	0,0000

Tabela 6.6

Table 6.6

Współczynniki regresji liniowej równania 6.61 pomiędzy wszystkimi zmiennymi niezależnymi a podprocesową zawartością wody w odpadach ($M_b f$), wraz z analizą statystyczną na poziomie istotności ($p < 0,05$). Współczynnik determinacji równania wynosi $R^2 = 0,7059$

(opracowanie własne)

Linear regression coefficients for equation 6.61 between all independent variables and change in water content in waste ($M_b f$), along with statistical analysis at the level of significance

($p < 0.05$). The determination coefficient of the equation is $R^2 = 0.7059$ (own work)

Zmienna zależna	Parametr równania	Wartość parametru b	Standaryzowany współczynnik regresji b'	Błąd standardowy z b	Statystyka T	Wyliczone prawdopodobieństwo (p)
RH	b_1	0,003250	0,460860	0,005989	43,3217	0,0000
Ta	b_2	-0,002453	-0,278210	0,000075	-26,1523	0,0000
Gj	b_3	-0,576827	-0,645307	0,000094	-60,6600	0,0000
Wyraz wolny	b_4	0,150318		0,009509	25,1003	0,0000

Tabela 6.7

Table 6.7

Współczynniki regresji liniowej równania 6.61 pomiędzy wszystkimi zmiennymi niezależnymi a poprocesową zawartością rozkładalnej materii organicznej w odpadach (BVS), wraz z analizą statystyczną na poziomie istotności ($p < 0,05$). Współczynnik determinacji równania wynosi $R^2 = 0,0031$ (opracowanie własne)

Linear regression coefficients for equation 6.61 between all independent variables and change in final content of biodegradable organic matter in waste (BVS), along with statistical analysis at the level of significance ($p < 0.05$).

The determination coefficient of the equation is $R^2 = 0.0031$ (own work)

Zmienna zależna	Parametr równania	Wartość parametru	Standaryzowany współczynnik regresji b^*	Błąd standardowy z b	Statystyka T	Wyliczone prawdopodobieństwo (p)
RH	b_1	-0,007006	-0,039672	0,276079	-2,02561	0,042907
Ta	b_2	-0,002652	-0,012013	0,003459	-0,61337	0,539687
Gj	b_3	1,118132	0,049955	0,004323	2,55064	0,010809
Wyraz wolny	b_4	0,768893		0,438373	2,78505	0,005391

Tabela 6.8

Table 6.8

Współczynniki regresji liniowej równania 6.61 pomiędzy wszystkimi zmiennymi niezależnymi a czasem, po którym osiągnięto wilgotność odpadów poniżej 20% (T_{20}), wraz z analizą statystyczną na poziomie istotności ($p < 0,05$). Współczynnik determinacji równania wynosi $R^2 = 0,7681$ (opracowanie własne)

Linear regression coefficients for equation 6.61 between all independent variables and time when the waste moisture below 20% was achieved (T_{20}), along with statistical analysis at the level of significance ($p < 0.05$). The determination coefficient of the equation is $R^2 = 0.7139$ (own work)

Zmienna zależna	Parametr równania	Wartość parametru	Standaryzowany współczynnik regresji b^*	Błąd standardowy z b	Statystyka T	Wyliczone prawdopodobieństwo (p)
RH	b_1	4,578	0,637165	0,16914	27,0677	0,0000
Ta	b_2	-4,149	-0,612310	0,16058	-25,8372	0,0000
Gj	b_3	-494,375	-0,912459	13,27198	-37,2495	0,0000
Wyraz wolny	b_4	149,862		9,69976	15,4500	0,0000

Przeprowadzona analiza liniowej regresji wielorakiej wykazała, iż w przypadku badanych zmiennych zależnych dm , M_b i T_{20} występuje korelacja ze zmiennymi RH, Ta i Gj. Stwierdzono, iż zidentyfikowana korelacja jest silna, jednak wartości współczynników determinacji R^2 mieszczące się w zakresie od 0,706 do 0,768 wskazywać mogą na pewne odchylenia od liniowości rozkładu danych. Wyznaczone wartości współczynników regresji (b), a szczególnie standaryzowanych współczynników regresji (b^*), wskazały, iż jednostkowy przepływ powietrza przez odpady jest głównym czynnikiem determinującym efektyw-

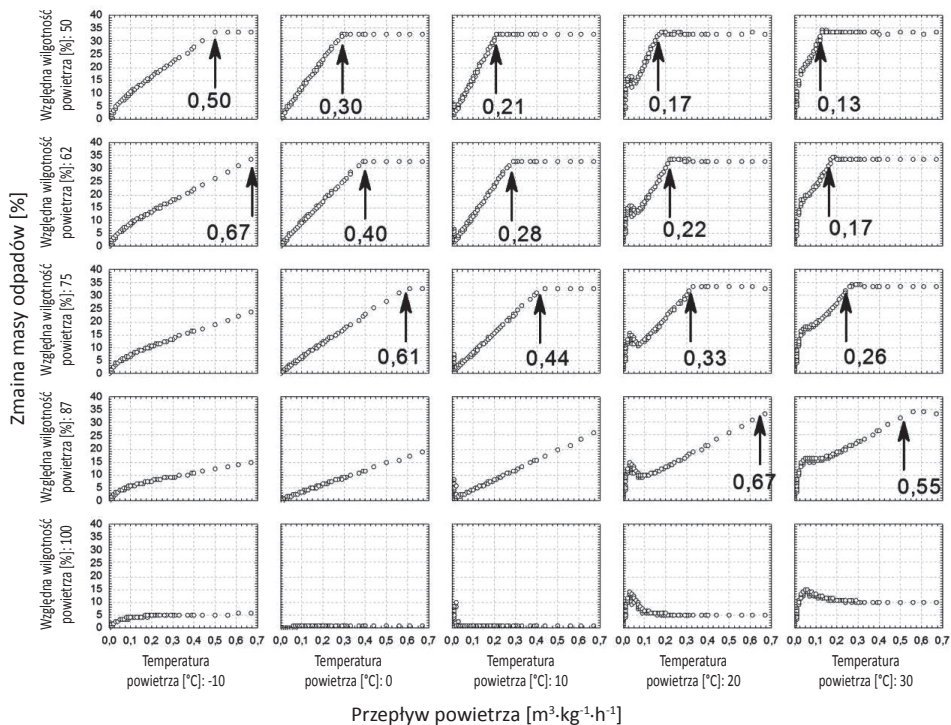
ność biostabilizacji tlenowej organicznej frakcji odpadów. Jest on ujemnie skorelowany ze zmiennymi M_b oraz T_{20} oraz dodatkowo ze zmienną dm . Stąd też, uzyskanie maksymalnego usunięcia masy odpadów lub możliwie niskiej zawartości wody w odpadach, przy jak najkrótszym czasie zatrzymania odpadów w reaktorze, wymaga stosowania wzrastających wartości przepływu powietrza przez odpady. Pozostałe czynniki RH i T_a wpływają na parametry dm , M_b i T_{20} w stopniu od 30 do 50% mniejszym niż przepływ powietrza. Zaznaczyć jednak trzeba, iż RH wykazuje się wyższą siłą oddziaływania niż T_a . Uwzględniając te dwa czynniki (RH i T_a) i ich kierunki oddziaływania, chcąc uzyskać wysoką efektywność procesu biostabilizacji odpadów, należy przy niskich temperaturach i wysokiej wilgotności powietrza zwiększać przepływ powietrza przez odpady, natomiast w sytuacji gdy temperatura rośnie, a wilgotność spada, możemy zdecydować się na obniżenie przepływu powietrza. W pierwszej kolejności należy zatem reagować na zmiany wilgotności, a następnie na zmiany temperatury. W przypadku zmiennej BVSf nie stwierdzono korelacji ze zmiennymi niezależnymi. Inaczej, dla danych zakresów wartości zmiennych niezależnych (szczególnie zakres przepływu powietrza był tu bardzo szeroki) nie wykazano wpływu tych parametrów na stabilizację materii organicznej. Zawężenie zakresu przepływu pozwoliłoby na potwierdzenie zaistnienia korelacji i możliwej stabilizacji biologicznej odpadów.

Korelacje skategoryzowane

Zależności pomiędzy zmiennymi zależnymi a niezależnymi oceniono szczegółowo, poprzez dokonanie kategoryzacji zmiennych. Jako zmienne niezależne kategoryzujące przyjęto wilgotność względną oraz temperaturę powietrza wprowadzanego. Jako zmienną niezależną, na którą możliwy jest wpływ poprzez regulację pracy wentylatora nadmuchowego, pozostawiono w analizie jednostkowy przepływ powietrza przez masę odpadów. Dla takiego układu przeprowadzono analizę rozrzutu wartości zmiennych zależnych.

Zmiana masy odpadów

Przeprowadzona symulacja wykazała, iż uzyskane zależności pomiędzy zmiennymi nie mają charakteru liniowego. Generalnie występuje tendencja wzrostu efektywności obniżania masy odpadów wraz ze wzrostem przepływu powietrza oraz ze wzrostem temperatury. Wzrost wilgotności powietrza powoduje spadek efektywności obniżania masy odpadów, a przy wilgotności 100% nie uzyskano maksymalnej zmiany masy odpadów. Tendencja wzrostowa utrzymuje się jednak do punktu granicznego przepływu powietrza przez odpady, powyżej którego efektywność zmiany masy odpadów nie ulega już zmianom. W odniesieniu do założonych parametrów początkowych reaktora maksymalna zmiana (obniżenie) masy odpadów wynosi 34%. Wraz ze wzrostem temperatury powietrza punkt graniczny ulega przesunięciu w kierunku mniejszych przepływów. Wzrost wilgotności powoduje przesunięcie punktu granicznego w stronę wyższych przepływów (rys. 6.9). Wilgotność i temperatura są zatem parametrami wzajemnie przeciwstawnymi, gdy rozpatrujemy w sposób generalny obniżenie masy odpadów w wyniku biostabilizacji i odparowania wody. W trakcie procesu zachodzą dwa zjawiska: odparowanie wody oraz zużywanie rozkładalnej materii organicznej, które powodują obniżenie całkowitej masy odpadów.



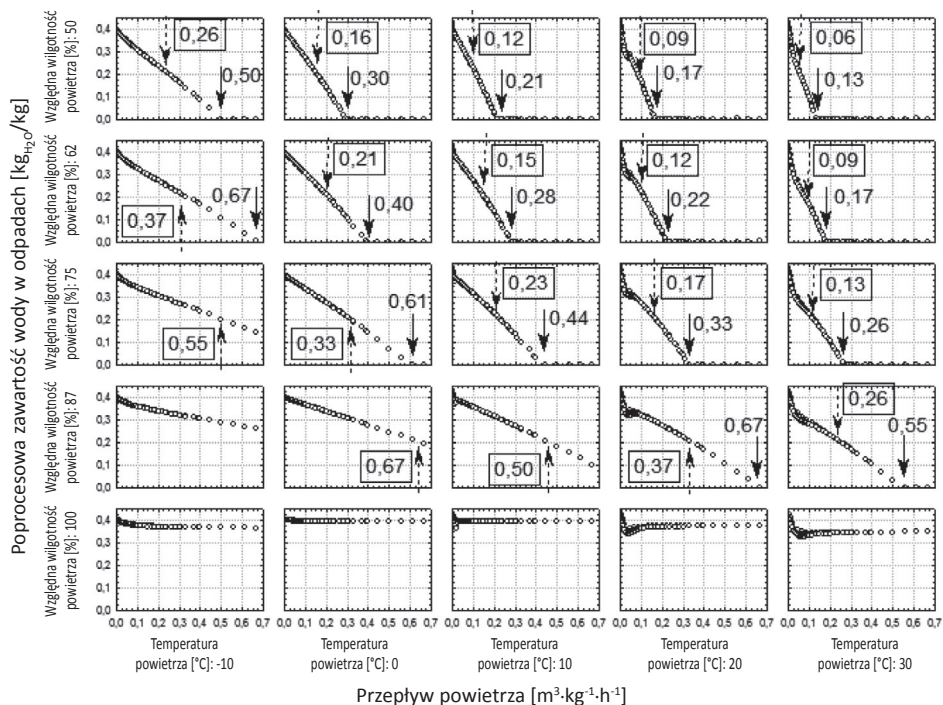
Rys. 6.9. Skategoryzowany wykres rozrzutu zmiennych opisujących zmianę masy odpadów po procesie biostabilizacji w zależności od jednostkowego przepływu powietrza przez odpady, wilgotności względnej i temperatury powietrza doprowadzanego do reaktora. Strzałkami określono punkt, w którym układ uzyskuje maksymalną możliwą zmianę masy odpadów. Liczby obok strzałek wskazują wartość jednostkowego przepływu powietrza przez odpady, przy której osiągnięta jest maksymalna zmiana masy odpadów (opracowanie własne)

Fig. 6.9. Categorized scatter plot of variables describing the change in the mass of waste after the biostabilization process depending on the unit airflow through waste, relative humidity and the temperature of air supplied to the reactor. The arrows indicate the point at which the system gets the maximum possible change in the mass of waste.

The numbers next to the arrows indicate the value of the unit air flow through the waste, at which the maximum change in the mass of waste is achieved (own work)

Poprocesowa zawartość wody w odpadach

Zestawienie poprocesowej zawartości wody w odpadach, w zależności od wielkości przepływu powietrza przez odpady oraz wilgotności i temperatury doprowadzanego powietrza, wykazało tendencję spadku końcowej wilgotności odpadów wraz ze wzrostem jednostkowego przepływu powietrza oraz wzrostem temperatury powietrza doprowadzanego. Wilgotność odpadów po zakończeniu przemian skorelowana jest negatywnie z wilgotnością doprowadzanego powietrza. Obserwowano całkowite usunięcie wody z odpadów, co w warunkach rzeczywistych jest nieosiągalne. Podobnie jak w przypadku zmiany masy odpadów tak i tu pojawiły się punkty graniczne dla wartości przepływu powietrza, powyżej których osiągnięte może być pełne teoretyczne wysuszenie odpadów (rys. 6.10). Punkty te dla poszczególnych



Rys. 6.10. Skategoryzowany wykres rozrzutu zmiennych opisujących zawartość wody w odpadach po procesie biostabilizacji w zależności od jednostkowego przepływu powietrza przez odpady, wilgotności względnej i temperatury powietrza doprowadzanego do reaktora. Strzałkami rysowanymi linią ciągłą określono punkt, w którym układ uzyskuje minimalną możliwą zawartość wody w odpadach. Liczby obok strzałek wskazują wartość jednostkowego przepływu powietrza przez odpady, przy której osiągnięta jest minimalna zawartość wody w odpadach. Strzałkami rysowanymi linią przerywaną określono punkt, w którym układ uzyskuje zawartość wody w odpadach poniżej $0,2 \text{ kgH}_2\text{O}\cdot\text{kg}^{-1}$. Obramowane liczby obok strzałek podają wartość jednostkowego przepływu powietrza przez odpady, przy której osiągnięta jest zawartość wody w odpadach poniżej $0,2 \text{ kgH}_2\text{O}\cdot\text{kg}^{-1}$ (opracowanie własne)

Fig. 6.10. Categorized scatterplot of variables describing the water content in waste after the biostabilization process depending on the unit airflow through waste, relative humidity and the temperature of air supplied to the reactor. Arrows drawn with a solid line define the point at which the system gets the minimum possible water content in the waste.

The numbers next to the arrows indicate the value of the unit airflow through the waste at which the minimum water content in the waste is achieved. The arrows drawn with a dashed line define the point at which the system obtains a water content in waste below $0.2 \text{ kgH}_2\text{O}\cdot\text{kg}^{-1}$.

The framed numbers next to the arrows indicate the value of the unit air flow through the waste, at which the water content in the waste is below $0.2 \text{ kgH}_2\text{O}\cdot\text{kg}^{-1}$ (own work)

wariantów analizy znajdują się dokładnie w tych samych miejscach jak w przypadku zmian masy odpadów. Oznacza to, iż dla tych wartości przepływu powietrza za usunięcie masy odpadów odpowiedzialny jest proces odparowania wody.

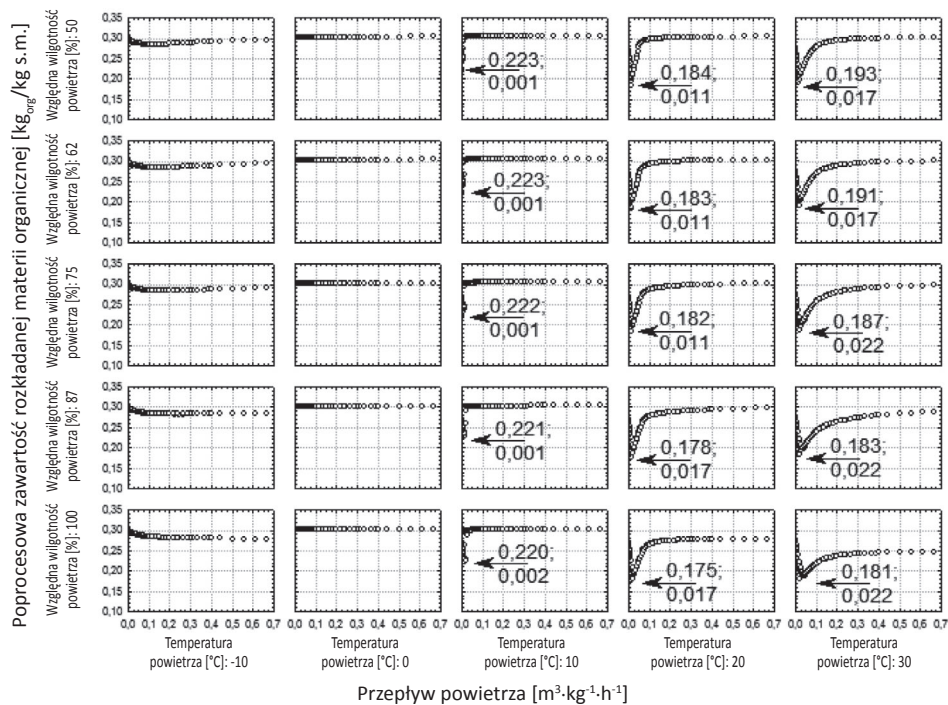
Ze względów praktycznych przyjęto do analizy graniczną wartość poprocesowej zawartości wody w odpadach na poziomie $0,2 \text{ kgH}_2\text{O}\cdot\text{kg}^{-1}$, poniżej której uważać się będzie, iż odpady zostały wysuszone w stopniu wystarczającym, aby mogły być one kierowane np. do przetwarzania termicznego jako materiał o dobrych właściwościach paliwowych.

Stwierdzono, iż osiągnięcie w ciągu 14 dni biostabilizacji punktu $0,2 \text{ kgH}_2\text{O}\cdot\text{kg}^{-1}$ następuje przy niskich wartościach przepływu powietrza w zakresie od $0,06$ do $0,13 \text{ m}^3\cdot\text{kg}^{-1}\cdot\text{h}^{-1}$, gdy temperatury powietrza są dodatnie, a wilgotność powietrza jest niska. Obserwacja ta dotyczy temperatur 10 ; 20 i 30°C przy wilgotności 50% , temperatur 20 i 30°C , przy wilgotności powietrza $62,5\%$ oraz temperatury 30°C , przy wilgotności 75% . Niskie przepływy, poniżej $0,2 \text{ m}^3\cdot\text{kg}^{-1}\cdot\text{h}^{-1}$, można stosować przy wilgotności powietrza 50% , w zakresie dodatnich temperatur. Obniżenie temperatury poniżej 0°C skutkuje koniecznością stosowania wyższego przepływu powietrza, ale tylko do wilgotności nieprzekraczającej 75% . Wykazano, iż w przypadku występowania warunków wilgotnościowych powietrza na poziomie 100% nie uzyskano znaczącego obniżenia zawartości wody w odpadach, nawet przy najwyższej testowanej temperaturze.

Poprocesowa zawartość rozkładalnej materii organicznej

Wykazano, iż przy ujemnych temperaturach doprowadzanego powietrza przy wszystkich wartościach przepływu powietrza oraz wilgotności powietrza zawartość rozkładalnej materii organicznej była na niezmiennym poziomie około $0,3 \text{ kg}_{\text{BVS}}\cdot\text{kg}^{-1}$ s.m.. Przy temperaturze 10°C , dla niskich wartości przepływu powietrza na poziomie $0,001$ – $0,002 \text{ m}^3\cdot\text{kg}^{-1}\cdot\text{h}^{-1}$, niezależnie od wilgotności powietrza, notowano obniżenie zawartości materii organicznej do poziomu około $0,22 \text{ kg}_{\text{BVS}}\cdot\text{kg}^{-1}$ s.m.. Wzrost przepływu powietrza spowodował pogorszenie efektywności usuwania związków organicznych. Obserwowano, iż dopiero wzrost temperatury powietrza do 20°C i powyżej spowodował poprawę efektywności usuwania związków organicznych i możliwość zastosowania około 10-krotnie wyższych przepływów w zakresie od $0,011$ do $0,022 \text{ m}^3\cdot\text{kg}^{-1}\cdot\text{h}^{-1}$, przy których poprocesowa zawartość materii organicznej mieściła się w zakresie od $0,175$ do $0,193 \text{ kg}_{\text{BVS}}\cdot\text{kg}^{-1}$ s.m. Stwierdzono korzystny wpływ wzrostu wilgotności powietrza na efektywność usuwania materii organicznej. Najniższą zawartość – $0,175 \text{ kg}_{\text{BVS}}\cdot\text{kg}^{-1}$ s.m., po 14 dniach przemian materii organicznej, uzyskano w wariancie z 20°C temperaturą i 100% wilgotnością powietrza doprowadzanego (rys. 6.11). Z punktu widzenia przemian biologicznych, których celem jest usunięcie węgla organicznego, korzystniejszą temperaturą okazała się 20°C niż 30°C . Wynikać to może z faktu, iż przy wyższych temperaturach, w układzie bez recyrkulacji odcieków i dodatkowego nawadniania, odpady ulegają szybkiemu wysuszeniu. Efekt ten powoduje obniżenie stałej szybkości reakcji usuwania materii organicznej k (równanie 6.27). Stwierdzono również, iż przemiany ulegają istotnemu spowolnieniu, gdy przepływ powietrza przekroczy wartość $0,2 \text{ m}^3\cdot\text{kg}^{-1}\cdot\text{h}^{-1}$.

Przeprowadzone analizy wykazały, iż obniżenie masy odpadów po 14 dniach, przy przepływach powietrza powyżej $0,2 \text{ m}^3\cdot\text{kg}^{-1}\cdot\text{h}^{-1}$, wynika głównie z odparowania wody z odpadów, w wyniku fizycznych zjawisk przechodzenia cząsteczek wody z fazy ciekłej w odpadach do fazy gazowej. Przy przepływach powietrza poniżej $0,2 \text{ m}^3\cdot\text{kg}^{-1}\cdot\text{h}^{-1}$ ubytek masy odpadów powodowany był zarówno stratami wody w wyniku fizycznego odparowania, jak i odparowania wody w wyniku wzrostu temperatury masy odpadów.



Rys. 6.11. Skategoryzowany wykres rozrzutu zmiennych opisujących zawartość rozkładalnej materii organicznej w odpadach po procesie biostabilizacji w zależności od jednostkowego przepływu powietrza przez odpady, wilgotności względnej i temperatury powietrza doprowadzanego do reaktora. Strzałkami określono punkt, w którym układ uzyskuje minimalną zawartość materii organicznej w odpadach. Liczby ponad strzałkami informują o zawartości materii organicznej w odpadach $\text{kg}_{\text{BVS}} \cdot \text{kg}^{-1} \text{ s.m.}$ Liczby poniżej strzałek wskazują wartość jednostkowego przepływu powietrza przez odpady $\text{m}^3 \cdot \text{kg}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$, przy której osiągnięta jest minimalna zawartość materii organicznej w odpadach (opracowanie własne)

Fig. 6.11. Categorized scatterplot of variables describing the content of biodegradable organic matter in waste after the biostabilization process depending on the unit air flow through waste, relative humidity and the temperature of air supplied to the reactor. The arrows indicate the point at which the system obtains the minimum content of organic matter in the waste.

Numbers over arrows indicate the content of organic matter in waste $\text{kg}_{\text{BVS}} \cdot \text{kg}^{-1} \text{ d.m.}$

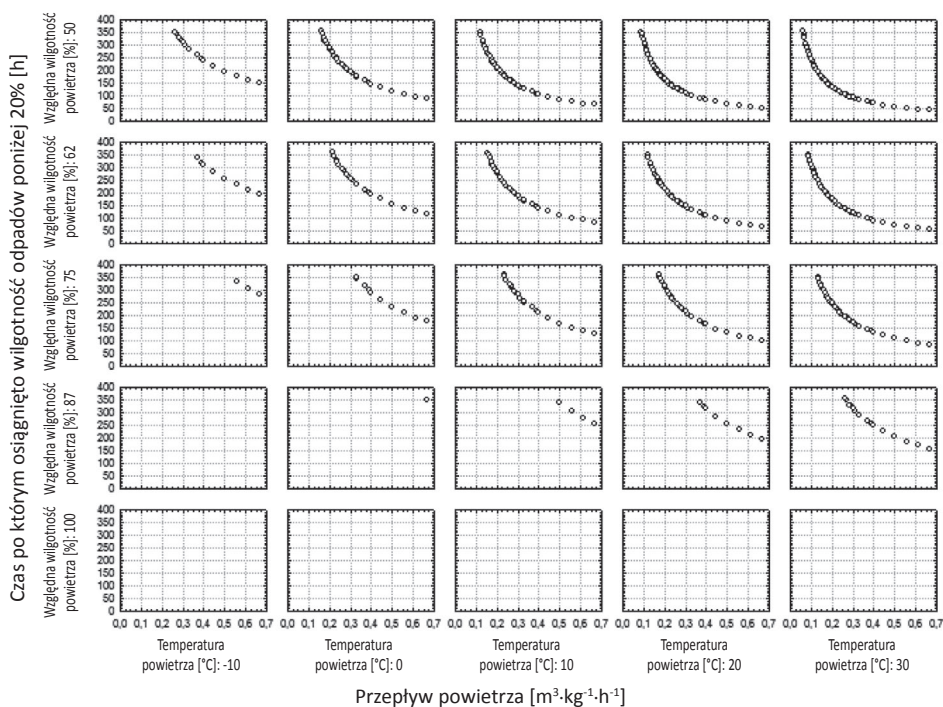
The numbers below the arrows indicate the value of unit airflow through waste $\text{m}^3 \cdot \text{kg}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$, at which the minimum content of organic matter in waste is achieved (own work)

Procesy rozkładu materii organicznej najintensywniej zachodziły w zakresie przepływów powietrza od 0,011 do 0,022 $\text{m}^3 \cdot \text{kg}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$ i tylko w temperaturach od 20 do 30°C. Przy odpowiednim doborze wartości przepływu powietrza dostosowanej do warunków atmosferycznych: temperatury i wilgotności powietrza możliwe jest uzyskanie wilgotności odpadów poniżej 0,2 $\text{kgH}_2\text{O} \cdot \text{kg}^{-1}$ w czasie krótszym niż 14 dni. Możliwość tę zobrazowano na rysunku 6.12, gdzie przedstawiono wpływ wielkości przepływu powietrza przez odpady oraz wpływ temperatury i wilgotności powietrza na czas

uzyskania zawartości wody w odpadach poniżej $0,2 \text{ kgH}_2\text{O}\cdot\text{kg}^{-1}$ lub też inaczej na 50% usunięcie wody z odpadów (początkowa zawartość wody w odpadach była na przyjętym poziomie $0,4 \text{ kgH}_2\text{O}\cdot\text{kg}^{-1}$).

Czas, po którym osiągnięto wilgotność odpadów poniżej 20%

Wykazano, iż możliwe jest osiągnięcie wilgotności odpadów poniżej $0,2 \text{ kgH}_2\text{O}\cdot\text{kg}^{-1}$ w czasie krótszym niż 14 dni, a sprzyjają temu wyższa od 20°C temperatura powietrza, wilgotność powietrza niższa niż 62,5% oraz wysokie przepływy powietrza na poziomie $0,2 \text{ m}^3\cdot\text{kg}^{-1}\cdot\text{h}^{-1}$ i wyższe. Przy niższych temperaturach w okolicy 0°C czy nawet ujemnych, ale przy niskiej wilgotności powietrza $\text{RH} < 75\%$ możliwe jest także uzyskanie wysokiej efektywności usuwania wody z odpadów, jednak wymaga to zastosowania przepływów na poziomie $0,4 \text{ m}^3\cdot\text{kg}^{-1}\cdot\text{h}^{-1}$ i wyższych. Wilgotność powietrza powyżej 75% znacząco utrudnia, a w przypadku $\text{RH} = 100\%$ wręcz uniemożliwia efektywne usuwanie wody z odpadów (rys. 6.12). Zwiększając przepływ powietrza, możliwe jest skrócenie czasu zatrzymania odpadów w reaktorze. Oznac-



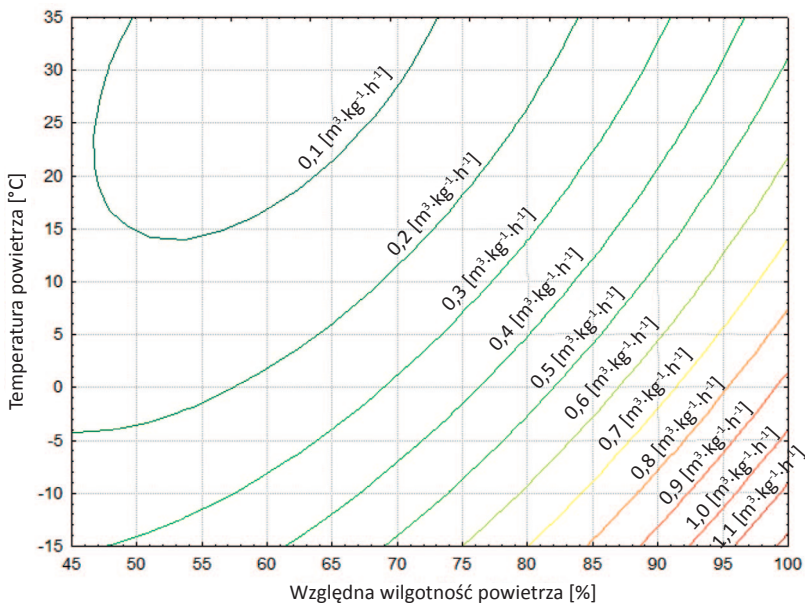
Rys. 6.12. Skategoryzowany wykres rozrzutu zmiennych opisujących czas, po którym osiągnięto zawartość wody w odpadach poniżej $0,2 \text{ kgH}_2\text{O}\cdot\text{kg}^{-1}$ w zależności od jednostkowego przepływu powietrza przez odpady, wilgotności względnej i temperatury powietrza doprowadzanego do reaktora (opracowanie własne)

Fig. 6.12. Categorized scatterplot of variables describing the time after which the water content in the waste was below $0.2 \text{ kgH}_2\text{O}\cdot\text{kg}^{-1}$ depending on the unit airflow through waste, relative humidity and air temperature supplied to the reactor (own work)

cza to jednak wzrost zużycia energii elektrycznej niezbędnej do napędzania wentylatora, a przez to wpływać może negatywnie na ekonomikę procesu. Z drugiej strony, skrócenie czasu zatrzymania odpadów zwiększa przepustowość reaktora, a więc wpływa korzystnie na ekonomikę całej instalacji. Zagadnienie to powinno być rozstrzygnięte w odrębnej analizie technologiczno-ekonomicznej przeprowadzonej w konkretnych warunkach lokalnych, przewidywanych wentylatorów, objętości reaktora, strumienia odpadów, ceny jednostkowej za przyjęcie odpadów i innych czynników ekonomicznych.

Na podstawie przedstawionej analizy opracowano nomogram zależności pomiędzy: temperaturą powietrza, wilgotnością powietrza a przepływem powietrza przez odpady, przy którym dla danych warunków meteorologicznych, przy założonym czasie zatrzymania odpadów w reaktorze, uzyskuje się 50% obniżenie zawartości wody w odpadzie. Przykładowy nomogram zaprezentowano na rysunku 6.13. Relacje pomiędzy wymienionymi parametrami, przedstawione w postaci nomogramu, ujęto w opis matematyczny jako równanie wielomianu drugiego stopnia:

$$Gj = b_1 \cdot (RH\%)^2 + b_2 \cdot (Ta)^2 + b_3 \cdot (RH\%) + b_4 \cdot (Ta) + b_5 \cdot (RH\%) \cdot (Ta) + b_6 \quad (6.62)$$



Rys. 6.13. Nomogram doboru wielkości przepływu powietrza przez odpady w zależności od temperatury i wilgotności powietrza doprowadzanego do reaktora, w celu uzyskania 50% efektywności suszenia odpadów w czasie 14 dni (opracowanie własne)

Fig. 6.13. Nomogram of value of airflow through waste selection depending on the temperature and humidity of air supplied to the reactor, in order to achieve 50% of the effectiveness of waste drying in 14 days (own work)

Analiza regresji wielorakiej pozwoliła na oszacowanie wartości współczynników regresji występujących w równaniu oraz oszacowanie istotności statystycznej parametrów równania. Na podstawie przedstawionego równania możliwe jest sterowanie układem napowietrzania, w sposób dopasowujący układ do warunków atmosferycznych, w celu uzyskania 50% usunięcia wody z odpadów, przy założonym czasie zatrzymania. Wykonano analizę czasów zatrzymania od 5 do 14 dni z interwałem dobowym.

Parametry statystyczne współczynników równania 6.62 wraz z ich oceną statystyczną w odniesieniu do czasów zatrzymania od 5 do 14 dni przedstawiono w tabelach 6.13–6.22.

Tabela 6.13

Table 6.13

Parametry równania 6.62 5-dniowego czasu zatrzymania, wraz z analizą statystyczną na poziomie istotności ($p < 0,05$). Współczynnik determinacji równania wynosi $R^2 = 0,9755$ (opracowanie własne)

Parameters of equation 6.62 for the retention time of 5 days, together with a statistical analysis at the level of significance ($p < 0.05$). The determination coefficient of the equation is $R^2 = 0.9755$

(own work)

Zmienna zależna	Parametr równania	Wartość parametru b	Błąd standardowy z b	Wyliczone prawdopodobieństwo (p)	Dolna granica przedziału ufności	Górna granica przedziału ufności
RH ²	b ₁	0,000267	0,000049	0,000005	0,000168	0,000367
Ta ²	b ₂	0,000185	0,000040	0,000065	0,000103	0,000266
RH	b ₃	-0,018599	0,006010	0,004075	-0,030842	-0,006356
Ta	b ₄	-0,002625	0,002806	0,356423	-0,008341	0,003090
RH·Ta	b ₅	-0,000210	0,000042	0,000023	-0,000296	-0,000124
Wyraz wolny	b ₆	0,697874	0,186521	0,000720	0,317943	1,077805

Tabela 6.14

Table 6.14

Parametry równania 6.62 6-dniowego czasu zatrzymania, wraz z analizą statystyczną na poziomie istotności ($p < 0,05$). Współczynnik determinacji równania wynosi $R^2 = 0,9741$ (opracowanie własne)

Parameters of equation 6.62 for the retention time of 6 days, together with a statistical analysis at the level of significance ($p < 0.05$). The determination coefficient of the equation is $R^2 = 0.9741$

(own work)

Zmienna zależna	Parametr równania	Wartość parametru b	Błąd standardowy z b	Wyliczone prawdopodobieństwo (p)	Dolna granica przedziału ufności	Górna granica przedziału ufności
RH ²	b ₁	0,000334	0,000037	0,000000	0,000259	0,000408
Ta ²	b ₂	0,000295	0,000028	0,000000	0,000239	0,000352
RH	b ₃	-0,028793	0,004348	0,000000	-0,037611	-0,019976
Ta	b ₄	-0,008202	0,002350	0,001291	-0,012968	-0,003437
RH·Ta	b ₅	-0,000170	0,000047	0,000883	-0,000266	-0,000075
Wyraz wolny	b ₆	1,020131	0,131964	0,000000	0,752495	1,287766

Tabela 6.15

Table 6.15

Parametry równania 6.62 7-dniowego czasu zatrzymania, wraz z analizą statystyczną na poziomie istotności ($p < 0,05$). Współczynnik determinacji równania wynosi $R^2 = 0,9761$ (opracowanie własne)
Parameters of equation 6.62 for the retention time of 7 days, together with a statistical analysis at the level of significance ($p < 0.05$). The determination coefficient of the equation is $R^2 = 0.9761$
(own work)

Zmienna zależna	Parametr równania	Wartość parametru b	Błąd standardowy z b	Wyliczone prawdopodobieństwo (p)	Dolna granica przedziału ufności	Górna granica przedziału ufności
RH ²	b ₁	0,000338	0,000029	0,000000	0,000278	0,000397
Ta ²	b ₂	0,000247	0,000029	0,000000	0,000189	0,000305
RH	b ₃	-0,030157	0,003578	0,000000	-0,037407	-0,022908
Ta	b ₄	-0,004563	0,001844	0,018054	-0,008299	-0,000827
RH·Ta	b ₅	-0,000186	0,000033	0,000002	-0,000252	-0,000120
Wyraz wolny	b ₆	1,015091	0,109459	0,000000	0,793306	1,236876

Tabela 6.16

Table 6.16

Parametry równania 6.62 8-dniowego czasu zatrzymania, wraz z analizą statystyczną na poziomie istotności ($p < 0,05$). Współczynnik determinacji równania wynosi $R^2 = 0,9739$ (opracowanie własne)
Parameters of equation 6.62 for the retention time of 8 days, together with a statistical analysis at the level of significance ($p < 0.05$). The determination coefficient of the equation is $R^2 = 0.9739$
(own work)

Zmienna zależna	Parametr równania	Wartość parametru b	Błąd standardowy z b	Wyliczone prawdopodobieństwo (p)	Dolna granica przedziału ufności	Górna granica przedziału ufności
RH ²	b ₁	0,000362	0,000030	0,000000	0,000301	0,000422
Ta ²	b ₂	0,000268	0,000026	0,000000	0,000215	0,000321
RH	b ₃	-0,033461	0,003811	0,000000	-0,041146	-0,025776
Ta	b ₄	-0,003227	0,002018	0,117089	-0,007297	0,000842
RH·Ta	b ₅	-0,000213	0,000033	0,000000	-0,000278	-0,000147
Wyraz wolny	b ₆	1,085850	0,121545	0,000000	0,840730	1,330970

Tabela 6.17

Table 6.17

Parametry równania 6.62 9-dniowego czasu zatrzymania, wraz z analizą statystyczną na poziomie istotności ($p < 0,05$). Współczynnik determinacji równania wynosi $R^2 = 0,9738$ (opracowanie własne)

Parameters of equation 6.62 for the retention time of 9 days, together with a statistical analysis at the level of significance ($p < 0.05$). The determination coefficient of the equation is $R^2 = 0.9738$ (own work)

Zmienna zależna	Parametr równania	Wartość parametru b	Błąd standardowy z b	Wyliczone prawdopodobieństwo (p)	Dolna granica przedziału ufności	Górna granica przedziału ufności
RH ²	b ₁	0,000278	0,000026	0,000000	0,000224	0,000331
Ta ²	b ₂	0,000204	0,000023	0,000000	0,000158	0,000250
RH	b ₃	-0,024899	0,003287	0,000000	-0,031559	-0,018240
Ta	b ₄	-0,003539	0,001693	0,043508	-0,006970	-0,000109
RH·Ta	b ₅	-0,000157	0,000029	0,000003	-0,000215	-0,000099
Wyraz wolny	b ₆	0,829435	0,102312	0,000000	0,622131	1,036739

Tabela 6.18

Table 6.18

Parametry równania 6.62 10-dniowego czasu zatrzymania, wraz z analizą statystyczną na poziomie istotności ($p < 0,05$). Współczynnik determinacji równania wynosi $R^2 = 0,9725$ (opracowanie własne)

Parameters of equation 6.62 for the retention time of 10 days, together with a statistical analysis at the level of significance ($p < 0.05$). The determination coefficient of the equation is $R^2 = 0.9725$ (own work)

Zmienna zależna	Parametr równania	Wartość parametru b	Błąd standardowy z b	Wyliczone prawdopodobieństwo (p)	Dolna granica przedziału ufności	Górna granica przedziału ufności
RH ²	b ₁	0,000308	0,000025	0,000000	0,000258	0,000357
Ta ²	b ₂	0,000185	0,000023	0,000000	0,000138	0,000232
RH	b ₃	-0,028841	0,003134	0,000000	-0,035170	-0,022512
Ta	b ₄	-0,000512	0,001501	0,734569	-0,003543	0,002518
RH·Ta	b ₅	-0,000193	0,000028	0,000000	-0,000249	-0,000137
Wyraz wolny	b ₆	0,924264	0,099506	0,000000	0,723307	1,125220

Tabela 6.19

Table 6.19

Parametry równania 6.62 11-dniowego czasu zatrzymania, wraz z analizą statystyczną na poziomie istotności ($p < 0,05$). Współczynnik determinacji równania wynosi $R^2 = 0,9840$ (opracowanie własne)

Parameters of equation 6.62 for the retention time of 11 days, together with a statistical analysis at the level of significance ($p < 0.05$). The determination coefficient of the equation is $R^2 = 0.9840$ (own work)

Zmienna zależna	Parametr równania	Wartość parametru b	Błąd standardowy z b	Wyliczone prawdopodobieństwo (p)	Dolna granica przedziału ufności	Górna granica przedziału ufności
RH ²	b ₁	0,000287	0,000021	0,000000	0,000245	0,000329
Ta ²	b ₂	0,000188	0,000018	0,000000	0,000153	0,000224
RH	b ₃	-0,025578	0,002704	0,000000	-0,031067	-0,020090
Ta	b ₄	0,002865	0,001302	0,034391	0,000223	0,005507
RH·Ta	b ₅	-0,000242	0,000021	0,000000	-0,000285	-0,000199
Wyraz wolny	b ₆	0,779613	0,086856	0,000000	0,603286	0,955941

Tabela 6.20

Table 6.20

Parametry równania 6.62 12-dniowego czasu zatrzymania, wraz z analizą statystyczną na poziomie istotności ($p < 0,05$). Współczynnik determinacji równania wynosi $R^2 = 0,9819$ (opracowanie własne)

Parameters of equation 6.62 for the retention time of 12 days, together with a statistical analysis at the level of significance ($p < 0.05$). The determination coefficient of the equation is $R^2 = 0.9819$ (own work)

Zmienna zależna	Parametr równania	Wartość parametru b	Błąd standardowy z b	Wyliczone prawdopodobieństwo (p)	Dolna granica przedziału ufności	Górna granica przedziału ufności
RH ²	b ₁	0,000254	0,000021	0,000000	0,000210	0,000298
Ta ²	b ₂	0,000161	0,000021	0,000000	0,000118	0,000205
RH	b ₃	-0,022720	0,002757	0,000000	-0,028328	-0,017111
Ta	b ₄	0,001467	0,001289	0,263366	-0,001156	0,004089
RH·Ta	b ₅	-0,000198	0,000019	0,000000	-0,000236	-0,000159
Wyraz wolny	b ₆	0,700428	0,087688	0,000000	0,522025	0,878832

Tabela 6.21

Table 6.21

Parametry równania 6.62 13-dniowego czasu zatrzymania, wraz z analizą statystyczną na poziomie istotności ($p < 0,05$). Współczynnik determinacji równania wynosi $R^2 = 0,9795$ (opracowanie własne)
Parameters of equation 6.62 for the retention time of 13 days, together with a statistical analysis at the level of significance ($p < 0.05$). The determination coefficient of the equation is $R^2 = 0.9795$
(own work)

Zmienna zależna	Parametr równania	Wartość parametru b	Błąd standardowy z b	Wyliczone prawdopodobieństwo (p)	Dolna granica przedziału ufności	Górna granica przedziału ufności
RH ²	b ₁	0,000230	0,000020	0,000000	0,000190	0,000271
Ta ²	b ₂	0,000159	0,000016	0,000000	0,000127	0,000191
RH	b ₃	-0,020697	0,002515	0,000000	-0,025788	-0,015606
Ta	b ₄	0,000820	0,001199	0,498179	-0,001607	0,003248
RH·Ta	b ₅	-0,000180	0,000020	0,000000	-0,000221	-0,000140
Wyraz wolny	b ₆	0,650006	0,078566	0,000000	0,490956	0,809055

Tabela 6.22

Table 6.22

Parametry równania 6.62 14-dniowego czasu zatrzymania 14 dni, wraz z analizą statystyczną na poziomie istotności ($p < 0,05$). Współczynnik determinacji równania wynosi $R^2 = 0,9719$ (opracowanie własne)

Parameters of equation 6.62 for the retention time of 14 days, together with a statistical analysis at the level of significance ($p < 0.05$). The determination coefficient of the equation is $R^2 = 0.9719$
(own work)

Zmienna zależna	Parametr równania	Wartość parametru b	Błąd standardowy z b	Wyliczone prawdopodobieństwo (p)	Dolna granica przedziału ufności	Górna granica przedziału ufności
RH ²	b ₁	0,000270	0,000022	0,000000	0,000224	0,000315
Ta ²	b ₂	0,000139	0,000023	0,000001	0,000092	0,000187
RH	b ₃	-0,025436	0,002995	0,000000	-0,031504	-0,019367
Ta	b ₄	0,003963	0,001262	0,003299	0,001407	0,006520
RH·Ta	b ₅	-0,000220	0,000022	0,000000	-0,000264	-0,000176
Wyraz wolny	b ₆	0,769978	0,097940	0,000000	0,571533	0,968423

Przedstawiona powyżej symulacja biostabilizacji organicznej frakcji odpadów komunalnych, wsparta statystyczną analizą uzyskanych danych, pozwoliła na wyznaczenie głównych zależności pomiędzy parametrami technologicznymi procesu a jego efektywnością, w przypadku bioreaktora w skali laboratoryjnej.

Wykazano, iż najlepsze efekty ubytku masy odpadów uzyskuje się, gdy przepływy powietrza są powyżej $0,2 \text{ m}^3 \cdot \text{kg}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$, wilgotność powietrza nie przekracza 75%, a temperatura powietrza nie spada poniżej 0°C . Zaznaczyć trzeba, iż przy wartościach temperatury i wilgotności wychodzących poza przedstawione wartości graniczne możliwe jest uzyska-

nie dobrej efektywności suszenia, jednak związane będzie to z zastosowaniem wyższych przepływów, a przez to wzrostem zużycia energii elektrycznej.

Przedstawiona analiza dotyczyła reaktora w skali laboratoryjnej, w którym głównym czynnikiem po stronie rozchodów w bilansie cieplnym są straty ciepła przez ściany reaktora. W warunkach rzeczywistych, w układach pełnoskalowych o wyższym stopniu izolacji uzyskane zależności oraz wartości parametrów modelu mogą być odmienne od zaprezentowanych. Stąd też, każdorazowo, na podstawie przedstawionej procedury należy przeprowadzić symulację pracy reaktora do biostabilizacji, a parametry technologiczne dobrać do stawianego celu: maksymalizacja utraty materii organicznej, maksymalizacja utraty masy. Każdorazowo, po oszacowaniu parametrów modelu, należy poddać model walidacji eksperymentalnej.

6.4.2. Obliczenia kinetyki rozkładu materii organicznej w warunkach operacyjnych

W rzeczywistych warunkach eksploatacyjnych najczęściej mierzonym parametrem obrazującym przebieg procesu biostabilizacji tlenowej odpadów jest temperatura. Jest ona zmienną wypadkową wszystkich efektów wpływających na bilans cieplny reaktora. Jednym z tych czynników jest ilość ciepła wytwarzana w wyniku rozkładu materii organicznej, która zależy od stałej szybkości reakcji. Stąd też, w odniesieniu do założonych warunków pracy reaktora, przy znanych wszystkich parametrach technicznych i technologicznych reaktora oraz właściwościach stabilizowanych odpadów możliwe jest wyznaczenie wartości stałej szybkości reakcji znanych profili temperaturowych procesu. W dalszej części rozdziału przedstawiono wyniki prac symulacyjnych, na podstawie których wyznaczono parametry kinetyki rozkładu materii organicznej w trakcie biostabilizacji frakcji podsitowej w trzech reaktorach pryzmowych z wymuszonym napowietrzaniem, przykrytych membraną półprzepuszczalną, stosowanych w jednej z RIPOK w Polsce.

Na podstawie uzyskanych wyników pomiarów temperatury, właściwości odpadów oraz parametrów technicznych i technologicznych reaktorów pryzmowych, opierając się na procedurze opisanej w rozdziale 6.2.4., przeprowadzono modelowanie matematyczne procesu biostabilizacji, którego celem była identyfikacja parametrów technologicznych, w tym szybkości zachodzących reakcji rozkładu materii organicznej. Parametry reaktorów pryzmowych przedstawiono w tabeli 6.23.

Tabela 6.23

Table 6.23

Parametry technologiczne reaktorów pryzmowych (badania własne)
Technological parameters of pile's reactors (own research)

Oznaczenie pryzmy	Liczba dni stabilizacji	Intensywność napowietrzania, [m ³ ·h ⁻¹]	Masa odpadów, [Mg]	Intensywność napowietrzania w przeliczeniu na masę odpadów [m ³ ·Mg ⁻¹]
A	67	3060	391,02	12 584
B	62	2041	702,38	4324
C	44	1022	611,36	1765

Przeprowadzone symulacje matematyczne procesu pozwoliły na wyznaczenie stałych szybkości reakcji k , d^{-1} , których wartości porównano z wartością optymalną $0,15 d^{-1}$, określoną w literaturze na temat procesu kompostowania [Haug 1993]. Wyznaczono także czas połowicznego rozkładu materii organicznej na podstawie równania (4.6) Uzyskane wyniki zestawiono w tabeli 6.24. Porównano zmiany temperatur zmierzonych z uzyskanymi w wyniku symulacji (rys. 6.14–6.16).

Przeprowadzone analizy symulacyjne wykazały stosunkowo niewielką intensywność zachodzących przemian biologicznych, które stanowiły od 16 do 40% maksymalnej intensywności w warunkach optymalnych (tab. 6.24). Pomimo dobrych warunków termicznych, uzyskana szybkość reakcji była niska, a czas połowicznego rozkładu materii organicznej długi. Związane to może być ze stosunkowo niską podatnością części odpadów na rozkład biologiczny oraz niską dostępnością związków organicznych dla bakterii.

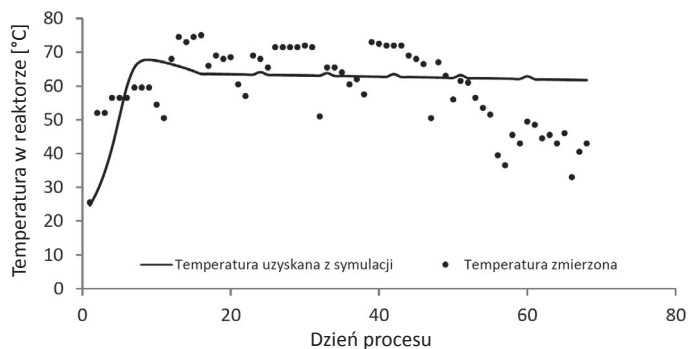
Tabela 6.24

Table 6.24

Zestawienie parametrów kinetycznych procesu biostabilizacji frakcji drobnej w poszczególnych reaktorach przyzmych (badania własne)

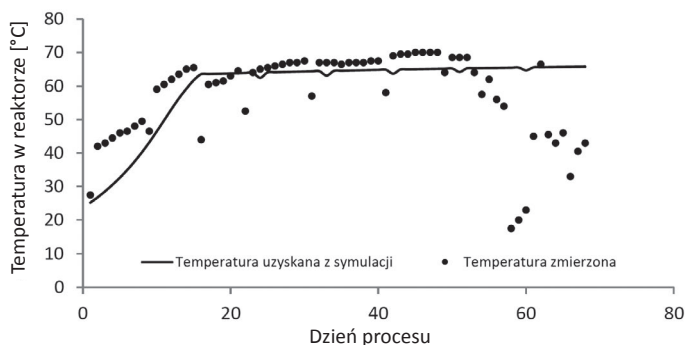
List of kinetic parameters of the biostabilization process of fine fraction in individual pile's reactors (own research)

Pryzma	Stała szybkości reakcji k [d^{-1}]	Czas połowicznego rozkładu $T_{0,5}$ [d]	% wartości rekomendowanej
A	0,0600	11,6	40,0
B	0,0240	28,9	16,0
C	0,0360	19,3	24,0
Wartość rekomendowana [Haug 1993]	0,15	4,62	100

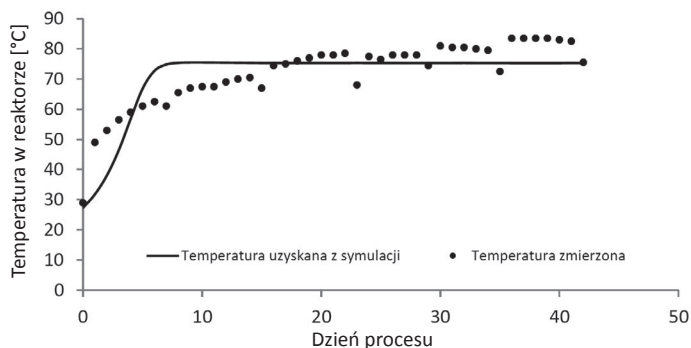


Rys. 6.14. Porównanie przebiegu temperatury zmierzonej z uzyskanymi wartościami w wyniku symulacji procesu biostabilizacji w reaktorze przyzmych A (opracowanie własne)

Fig. 6.14. Comparison of the measured temperature course with the obtained values as a result of simulation of the biostabilization process in the pile's reactor A (own work)



Rys. 6.15. Porównanie przebiegu temperatury zmierzonej z uzyskanymi wartościami w wyniku symulacji procesu biostabilizacji w reaktorze pryzmowym B (opracowanie własne)
 Fig. 6.15. Comparison of the measured temperature course with the obtained values as a result of simulation of the biostabilization process in the pile's reactor B (own work)



Rys. 6.16. Porównanie przebiegu temperatury zmierzonej z uzyskanymi wartościami w wyniku symulacji procesu biostabilizacji w reaktorze pryzmowym C (opracowanie własne)
 Fig. 6.16. Comparison of the measured temperature course with the obtained values as a result of simulation of the biostabilization process in the pile's reactor C (own work)

Przeprowadzone analizy wykazały niską intensywność procesów biostabilizacji, stanowiącą około 25% możliwej do osiągnięcia szybkości reakcji w warunkach optymalnych. Niska efektywność potwierdzona została pomiarem stopnia stabilizacji odpadów. Aktywność oddechu odpadów AT_4 po zakończeniu procesu wyniosła w pryzmach A, B i C: $38,6 \text{ mgO}_2 \cdot \text{g}^{-1} \cdot \text{s.m.}$, $31,3 \text{ mgO}_2 \cdot \text{g}^{-1} \cdot \text{s.m.}$ i $39,2 \text{ mgO}_2 \cdot \text{g}^{-1} \cdot \text{s.m.}$, odpowiednio. Uzyskane wartości znacząco przekraczają wartość graniczną AT_4 wynoszącą $10 \text{ mgO}_2 \cdot \text{g}^{-1} \cdot \text{s.m.}$

Prezentowane narzędzie stanowić może element optymalizacji procesu biostabilizacji, przy założonych warunkach eksploatacyjnych oraz parametrach technologicznych reaktora, określonych właściwościach odpadów oraz zakładanych celach procesu. Na bazie rzeczywistych pomiarów możliwa jest optymalizacja intensywności przemian, przy czym funkcją celu może być maksymalizacja efektywności rozkładu materii organicznej, przy minimalnym zużyciu zasobów: energii elektrycznej, wody oraz minimalnej emisji zanieczyszczeń do atmosfery.

Odrębnym zagadnieniem jest zastosowanie modelowania matematycznego do predykcji bilansu masowego reaktora do biostabilizacji odpadów w warunkach tlenowych. Działanie to wykorzystać można do precyzyjnego projektowania bioreaktorów do biostabilizacji odpadów.

6.4.3. Modelowanie bilansu masy procesu biostabilizacji – przykłady obliczeń wstępnych

W niniejszym rozdziale przedstawiono praktyczne walory użytkowe modelowania matematycznego, które posłużyć mogą do wstępnego wyznaczenia parametrów technologicznych procesu oraz projektowania reaktorów do biostabilizacji odpadów. Przedstawiono dwa przykłady wykorzystania modelowania matematycznego procesu biostabilizacji:

- instalacji z trzystopniową biostabilizacją tlenową (biostabilizacja intensywna, I faza dojrzewania, II faza dojrzewania),
- instalacji z wydzieloną intensywną biostabilizacją.

W obu przypadkach modelowanie wykonano, opierając się na najczęściej stosowanej funkcji opisującej kinetykę rozkładu substancji organicznych, tj. modelu reakcji pierwszego rzędu określonego równaniem (6.15).

Bilans masy instalacji biostabilizacji frakcji podsitowej z odpadów komunalnych – trzystopniowa biostabilizacja

W omawianym przypadku modelowanie wykonano niezależnie od trzech wydzielonych technologicznie etapów biostabilizacji:

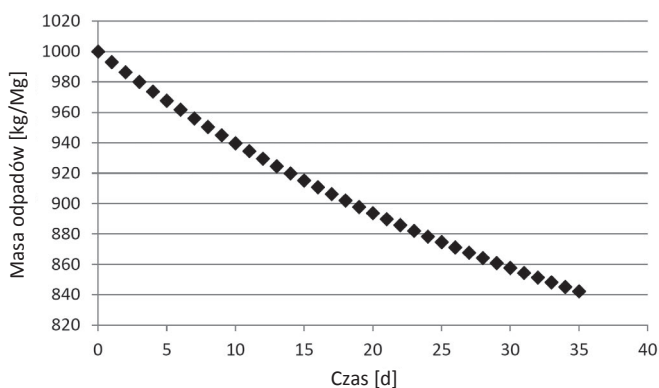
- I etap – intensywna stabilizacja, który trwa do 5 tygodni (35 dni),
- II etap – dojrzewanie – faza I, który trwa do 3 tygodni (21 dni),
- II etap – dojrzewanie – faza II, który trwa do 2 tygodni (14 dni).

Modelowanie wykonano przy ustalonej początkowej masy odpadów 1000 kg, o wilgotności 45% i zawartości BVS 20% s.m., co odpowiada $110 \text{ kg}_{\text{BVS}} \cdot \text{Mg}^{-1}$ świeżej masy odpadów. Wartość stałej szybkości reakcji przyjęto przy temperaturze 50°C, na poziomie $0,043 \text{ d}^{-1}$. W modelowaniu uwzględniono ubytki wilgoci w trakcie procesu poprzez parowanie oraz kondensację w formie odcieku. W I etapie ubytek ten wyniósł 16,0% masy wody, w II etapie I fazy dojrzewania – 19,0%, a w II etapie II fazy dojrzewania – 24,2%. Wzrastający ubytek wody wynikał ze spadku pojemności wodnej odpadów w wyniku procesu rozkładu materii organicznej.

Wyniki modelowania przedstawiono w formie graficznej oraz odniesiono do założonego rocznego bilansu masy instalacji, przyjmując jako wejściową ilość odpadów do przetworzenia $12\,000 \text{ Mg} \cdot \text{rok}^{-1}$ (jest to założenie odnoszące się do jednej z rzeczywistych instalacji biostabilizacji odpadów).

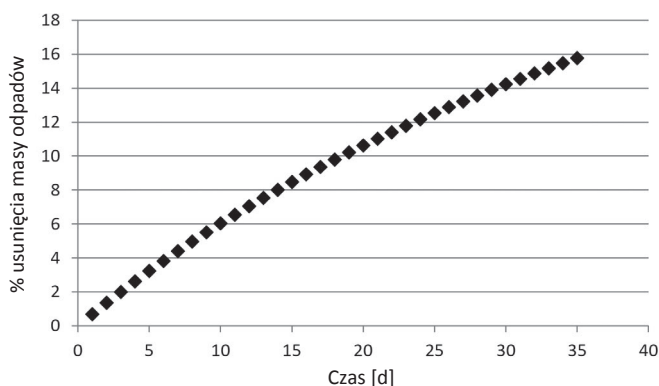
I etap – intensywna stabilizacja – bilans masowy

Przeprowadzone modelowanie wykazało, iż na I etapie – intensywnej stabilizacji frakcji podsitowej o jednostkowej masie początkowej 1000 kg masa odpadów w ciągu 35 dni spadła do wartości 842 kg (rys. 6.17), co odpowiada stopniowi usunięcia masy na poziomie 15,8% (rys. 6.18).



Rys. 6.17. Spadek masy odpadów w trakcie I etapu – intensywnej biostabilizacji (opracowanie własne)

Fig. 6.17. Decrease in the mass of waste during the first stage – intensive biostabilization (own work)



Rys. 6.18. Skumulowane usunięcie masy odpadów w trakcie I etapu – intensywnej stabilizacji, w odniesieniu do początkowej masy odpadów umieszczonych w reaktorze (opracowanie własne)

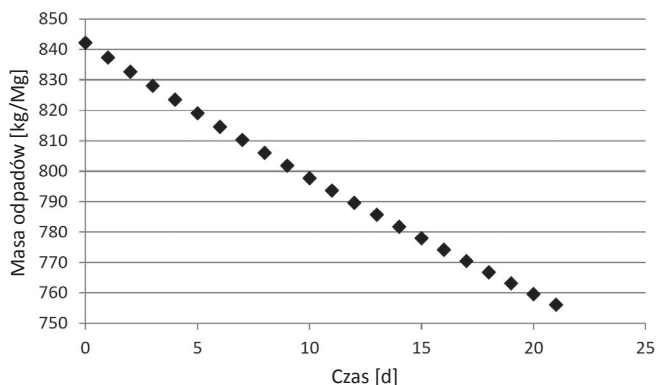
Fig. 6.18. Cumulative waste mass removal during the first stage – intensive biostabilization, in relation to initial waste mass placed in the reactor (own work)

Odnosząc uzyskane wyniki modelowania do rocznej przepustowości, wykazano, iż w I etapie – intensywnej stabilizacji możliwe jest obniżenie masy odpadów o 1896 Mg-rok⁻¹. Masa pozostała stanowić będzie zatem 10 104 Mg-rok⁻¹. Utrata wody w postaci odcieków stanowić może 36,1 kg z każdej tony odpadów, co odpowiada rocznej ilości odcieków z I etapu intensywnej stabilizacji na poziomie 433,2 Mg-rok⁻¹.

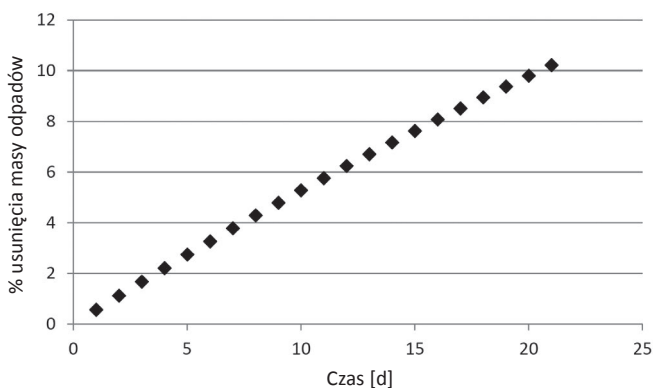
II etap – I faza dojrzewania – bilans masowy

Po zakończonym etapie intensywnej stabilizacji odpady poddawane są dojrzewaniu w II fazach. I faza dojrzewania trwa do 3 tygodni. Analizy wykazały, iż w trakcie 21 dni masa odpadów spadnie z 842 kg (masa końcowa po I etapie stabilizacji intensywnej)

do wartości 756 kg (rys. 6.19). Stanowi to 10,2% usunięcia masy (rys. 6.20) w odniesieniu do masy początkowej w I fazie dojrzwania.



Rys. 6.19. Spadek masy odpadów w trakcie II etapu – I fazy dojrzwania (opracowanie własne)
 Fig. 6.19. Decrease in the mass of waste during the second stage – I phase of maturation (own work)



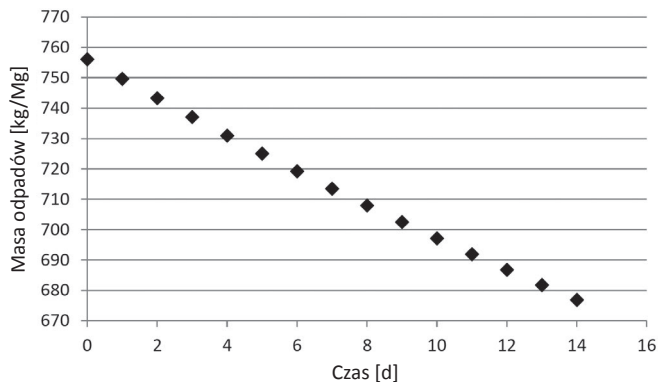
Rys. 6.20. Skumulowane usunięcie masy odpadów w trakcie II etapu – I fazy dojrzwania, w odniesieniu do początkowej masy odpadów w I fazie dojrzwania (opracowanie własne)
 Fig. 6.20. Cumulative waste mass removal during the second stage – I phase of maturation, in relation to initial waste mass of I phase of maturation (own work)

Odnosząc uzyskane wyniki modelowania do rocznej przepustowości, wykazano, iż w II etapie – I fazie dojrzwania możliwe jest obniżenie masy odpadów o 1030,6 Mg-rok⁻¹. Masa pozostała stanowi zatem 9073,4 Mg-rok⁻¹. Utrata wody w postaci odcieków wynosi 35,8 kg z każdej tony odpadów, co odpowiada rocznej ilości odcieków z II etapu – I fazy dojrzwania na poziomie 363,0 Mg-rok⁻¹.

II etap – II faza dojrzwania – bilans masowy

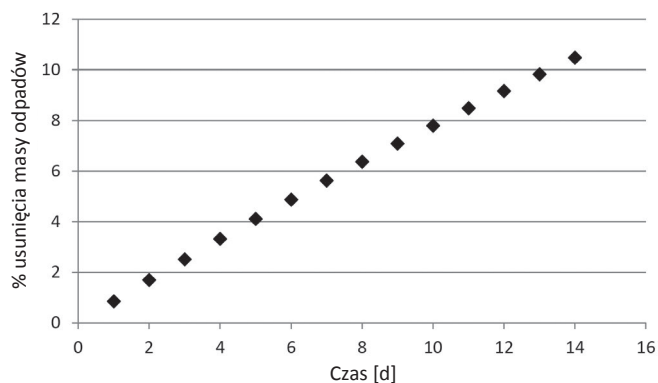
Po zakończonej I fazie dojrzwania odpady poddawane są dalszemu dojrzwaniu w II fazie. II faza dojrzwania trwa do dwóch tygodni. Analizy wykazały, iż w trakcie 14 dni masa

odpadów spadnie z 756 kg (masa końcowa po I fazie dojrzewania) do wartości 677 kg (rys. 6.21). Stopień usunięcia masy odpadów, w odniesieniu do masy początkowej w II fazie dojrzewania, wyniósł zatem 10,5% (rys. 6.22).



Rys. 6.21. Spadek masy odpadów w trakcie II etapu – II fazy dojrzewania (opracowanie własne)

Fig. 6.21. Decrease in the mass of waste during the second stage – II phase of maturation (own work)



Rys. 6.22. Skumulowane usunięcie masy odpadów w trakcie II etapu – II fazy dojrzewania, w odniesieniu do początkowej masy odpadów w II fazie dojrzewania (opracowanie własne)

Fig. 6.22. Cumulative waste mass removal during the second stage – II phase of maturation, in relation to initial waste mass of II phase of maturation (own work)

Odnosząc uzyskane wyniki modelowania do rocznej przepustowości, wykazano, iż w II etapie – II fazie dojrzewania możliwe jest obniżenie masy odpadów o 952,7 Mg-rok⁻¹. Masa pozostała stanowi zatem 8120,7 Mg-rok⁻¹. Utrata wody w postaci odcieków przyjmuje wartość 37,4 kg z każdej tony odpadów, co odpowiada rocznej ilości odcieków z II etapu – II fazy dojrzewania na poziomie 339,2 Mg-rok⁻¹.

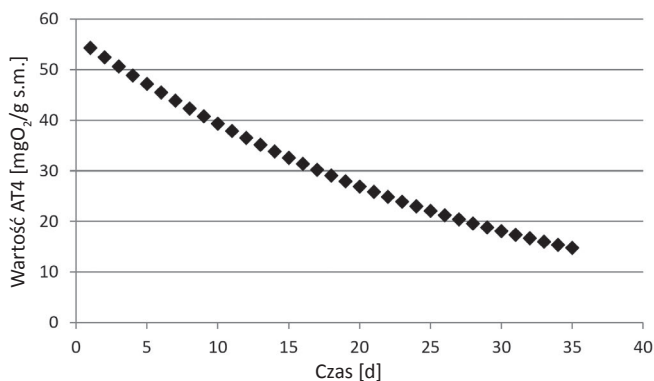
Łącznie w okresie do 10 tygodni przetwarzania biologicznego 12 000 Mg odpadów na rok, pozostała masa wyniesie 8120,7 Mg-rok⁻¹. Całkowite usunięcie masy wynosi 32,3%. Ubytek masy nastąpi w wyniku rozkładu materii organicznej, odparowania części wody

oraz odpływu w postaci odcieków, przy czym roczna ilość odcieków powinna wynieść 1135,4 Mg-rok⁻¹.

W trakcie modelowania przeprowadzono także ocenę zmian stopnia stabilizacji odpadów w trakcie procesu z podziałem na poszczególne etapy. Ocenę wykonano przy założeniu, iż zgodnie z równaniem (6.7) ilość tlenu wymagana do utlenienia 1 kg materii organicznej stanowi 1,6 kgO₂. Na tej podstawie znając chwilowe ubytki materii organicznej dBVS, określono zapotrzebowanie na tlen do procesu, którego wartość odniesiono do suchej masy odpadów i czasu 4 dni, uzyskując parametr opisujący aktywność oddechową AT₄ mgO₂·g⁻¹s.m.

I etap – intensywina stabilizacja – AT₄

Przeprowadzone modelowanie wykazało, iż w trakcie I etapu – intensywnej stabilizacji frakcji podsitowej, przy założonej stałej szybkości rozkładu k, możliwe jest obniżenie aktywności oddechowej z około 54 mgO₂·g⁻¹s.m. do wartości około 14,8 mgO₂·g⁻¹s.m., przy czym osiągnięcie wartości 20 mgO₂·g⁻¹s.m. możliwe jest po około 27 dniach (rys. 6.23).

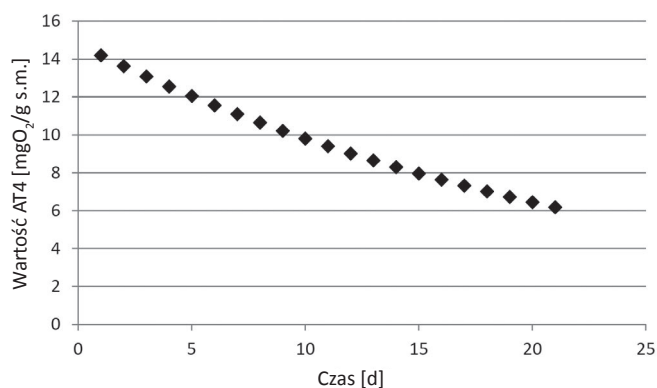


Rys. 6.23. Zmiany aktywności oddechowej odpadów AT₄ w trakcie I etapu – intensywnej biostabilizacji (opracowanie własne)

Fig. 6.23. Changes in respiration activity of waste AT₄ during the first stage – intensive biostabilization (own study)

II etap – I faza dojrzewania – AT₄

Przeprowadzone modelowanie wykazało, iż w trakcie II etapu – I fazy dojrzewania frakcji podsitowej możliwe jest obniżenie aktywności oddechowej z około 14,8 mgO₂·g⁻¹s.m. do wartości około 6,2 mgO₂·g⁻¹s.m., przy czym osiągnięcie wartości 10 mgO₂·g⁻¹s.m. możliwe jest po około 10 dniach od rozpoczęcia tej fazy (rys. 6.24).

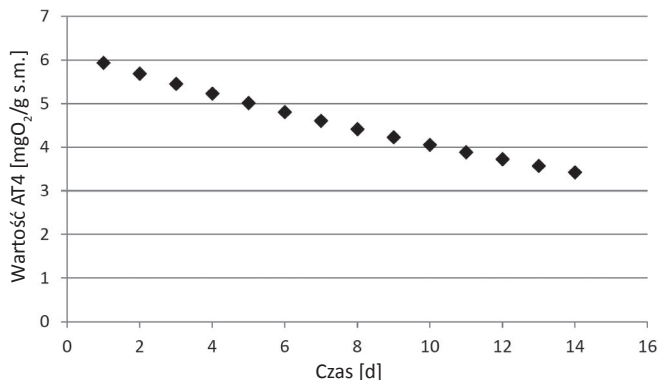


Rys. 6.24. Zmiany aktywności oddechowej odpadów AT₄ w trakcie II etapu – I fazy dojrzewania (opracowanie własne)

Fig. 6.24. Changes in respiration activity of waste AT₄ during the second stage – I phase of maturation (own study)

II etap – II faza dojrzewania – AT₄

Przeprowadzone modelowanie wykazało także, iż w trakcie II etapu – II fazy dojrzewania frakcji podsitowej możliwe jest obniżenie aktywności oddechowej z około 6,2 mgO₂·g⁻¹·s.m. do wartości około 3,4 mgO₂·g⁻¹·s.m. (rys. 6.25).



Rys. 6.25. Zmiany aktywności oddechowej odpadów AT₄ w trakcie II etapu – II fazy dojrzewania (opracowanie własne)

Fig. 6.25. Changes in respiration activity of waste AT₄ during the second stage – II phase of maturation (own study)

Przeprowadzone analizy zmian stopnia stabilizacji odpadów wskazują, iż uzyskanie wymaganego stopnia stabilizacji odnoszonego do aktywności oddechowej AT₄ poniżej 10 mgO₂·g⁻¹·s.m. jest możliwe w ciągu 10 tygodni procesu. Przeprowadzone obliczenia wskazują, iż okres całkowity oraz okresy poszczególnych etapów i faz mogą zostać skrócone, co daje margines bezpieczeństwa na etapie projektowania technologii. Zaznaczyć trzeba,

iz przedstawione wyliczenia wykonane zostały dla warunków optymalnych oraz ustalonych parametrów procesu. W rzeczywistości, ze względu na zmienne właściwości odpadów (znaczne odchylenia właściwości, w tym: wilgotności, zawartości BVS w odpadach, ciężaru nasykowego poza zakresy wartości krytycznych) oraz potencjalne błędy proceduralne i nieprzestrzeganie instrukcji możliwe jest nieuzyskanie wyżej opisanych efektów. Z tego względu koniecznym jest ściśle przestrzeganie instrukcji, która dostarczona powinna być przy przekazaniu instalacji do użytkowania. W analizowanym przypadku, jako bufor bezpieczeństwa, wprowadzono w etapie drugim dodatkową fazę dojrzewania, pomimo iż wartość AT_4 na poziomie $10 \text{ mgO}_2 \cdot \text{g}^{-1} \cdot \text{s.m.}$ osiągnąta jest w I fazie dojrzewania.

Bilans masy instalacji biostabilizacji frakcji podsitowej z odpadów komunalnych – intensywna stabilizacja frakcji podsitowej w reaktorach tunelowych

W ustalonych warunkach optymalnych wykonano modelowanie procesu biostabilizacji frakcji podsitowej odpadów komunalnych. Modelowanie przeprowadzono dla fazy intensywnej stabilizacji, trwającej do 3 tygodni (21 dni), dla ustalonej początkowej jednostkowej masy odpadów 1000 kg o wilgotności 40% i zawartości BVS 50% suchej masy, co odpowiada $180 \text{ kg} \cdot \text{Mg}^{-1}$ świeżej masy odpadów. Wartość stałej szybkości reakcji przyjęto dla temperatury 60°C , na poziomie $0,1 \text{ d}^{-1}$. W modelowaniu uwzględniono ubytki wilgoci w trakcie procesu poprzez parowanie oraz kondensację w formie odcieku. Ubytek ten wyniósł 10,0% masy wody. Wyniki modelowania przedstawiono w formie tabelarycznej oraz odniesiono do rocznego bilansu masy instalacji, przyjmując jako wejściową ilość odpadów do przetworzenia $60\,000 \text{ Mg} \cdot \text{rok}^{-1}$ (jest to założenie przyjęte dla jednej z instalacji biostabilizacji w Polsce).

Przeprowadzone modelowanie wykazało, iż dla intensywnej stabilizacji frakcji podsitowej o jednostkowej masie początkowej 1000 kg masa odpadów w ciągu 21 dni spadnie do wartości 802 kg (tab. 6.25), co odpowiada stopniowi usunięcia masy na poziomie 19,8% (tab. 6.25). Wykazano, iż biologicznie rozkładalna materia organiczna usunięta została ze 180 do 22 kg w każdej tonie odpadów, co odpowiada efektywności usunięcia rozkładalnej materii organicznej na poziomie bliskim 88%. Ogólna masa materii organicznej we frakcji podsitowej, uwzględniająca również materiały nierozkładalne biologicznie, została obniżona z 360 do 202 kg w każdej tonie odpadów, co odpowiada sprawności usunięcia materii organicznej na poziomie 43,9%. Efektem tego jest obniżenie aktywności oddechowej wyrażonej jako parametr AT_4 . Wartość AT_4 uległa obniżeniu z początkowej 47 do $8,4 \text{ mgO}_2 \cdot \text{g}^{-1} \cdot \text{s.m.}$ po 21 dniach, przy czym wymagana graniczna wartość $20 \text{ mgO}_2 \cdot \text{g}^{-1} \cdot \text{s.m.}$ została osiągnięta po 12 dniach trwania procesu, przy zachowaniu warunków optymalnych (tab. 6.26).

Niezbędnym składnikiem technologii biostabilizacji odpadów w warunkach tlenowych jest zapewnienie odpowiedniej podaży tlenu dla mikroorganizmów. Zapotrzebowanie na tlen obrazuje równanie 6.7. Ilość tlenu wymagana do utlenienia 1 kg materii organicznej stanowi $1,6 \text{ kgO}_2$. Na tej podstawie znając chwilowe ubytki dBVS, określono zapotrzebowanie na tlen do procesu. Wartość zapotrzebowania w miarę wyczerpywania się materii organicznej w wyniku jej rozkładu spada od $27,4$ do $3,7 \text{ kgO}_2 \cdot \text{Mg}^{-1}$ (tab. 6.26). Na tej podstawie wyliczono wymagane parametry technologiczne systemu napowietrzania, przy założeniu, że masa odpadów w reaktorze to $613,2 \text{ Mg}$, a objętość robocza reaktora to

2590,2 m³ (gabaryty oraz parametry technologiczne reaktora obliczono zgodnie z procedurą przedstawioną w rozdziale 5.2) (tab. 6.27–6.28).

Tabela 6.25

Table 6.25

Jednostkowa efektywność procesu biostabilizacji frakcji podsitowej odniesiona do 1000 kg frakcji podsitowej (opracowanie własne)

Individual efficiency of the biostabilization process of the undersize fraction related to 1000 kg of undersize fraction (own work)

Dzień procesu [d]	Masa odpadów [kg]	Masa wody w odpadach [kg]	Sucha masa w odpadach [kg]	Sucha masa mineralna w odpadach [kg]	Sucha masa organiczna w odpadach [kg]	Biologicznie rozkładalna materia organiczna w odpadach [kg]	Usunięcie biologicznie rozkładalnej materii organicznej z odpadów [kg]
0	1000	400	600	240	360	180	
1	980,9	398,0	582,9	240	342,9	162,9	17,1
2	963,4	396,0	567,4	240	327,4	147,4	15,5
3	947,4	394,0	553,3	240	313,3	133,3	14,0
4	932,7	392,1	540,7	240	300,7	120,7	12,7
5	919,3	390,1	529,2	240	289,2	109,2	11,5
6	907,0	388,2	518,8	240	278,8	98,8	10,4
7	895,6	386,2	509,4	240	269,4	89,4	9,4
8	885,2	384,3	500,9	240	260,9	80,9	8,5
9	875,6	382,4	493,2	240	253,2	73,2	7,7
10	866,7	380,5	486,2	240	246,2	66,2	7,0
11	858,5	378,6	479,9	240	239,9	59,9	6,3
12	850,9	376,7	474,2	240	234,2	54,2	5,7
13	843,9	374,8	469,1	240	229,1	49,1	5,2
14	837,3	373,0	464,4	240	224,4	44,4	4,7
15	831,3	371,1	460,2	240	220,2	40,2	4,2
16	825,6	369,2	456,3	240	216,3	36,3	3,8
17	820,3	367,4	452,9	240	212,9	32,9	3,5
18	815,3	365,6	449,8	240	209,8	29,8	3,1
19	810,7	363,7	446,9	240	206,9	26,9	2,8
20	806,3	361,9	444,4	240	204,4	24,4	2,6
21	802,2	360,1	442,0	240	202,0	22,0	2,3

Tabela 6.26

Table 6.26

Jednostkowa efektywność procesu biostabilizacji frakcji podsitowej odniesiona do 1000 kg frakcji podsitowej (opracowanie własne)

Individual efficiency of the biostabilization process of the undersize fraction related to 1000 kg of undersize fraction (own work)

Dzień procesu [d]	Zapotrzebowanie na tlen [kgO ₂ ·Mg ⁻¹]	AT ₄ [mgO ₂ ·g ⁻¹ s.m.]	% usuniętej masy odpadów	% usuniętej łatwo rozkładalnej materii organicznej	% usuniętej materii organicznej	% usuniętej wody
0						
1	27,4	47,0	1,9	9,5	4,8	0,5
2	24,8	43,7	3,7	18,1	9,1	1,0
3	22,4	40,6	5,3	25,9	13,0	1,5
4	20,3	37,6	6,7	33,0	16,5	2,0
5	18,4	34,7	8,1	39,3	19,7	2,5
6	16,6	32,0	9,3	45,1	22,6	3,0
7	15,0	29,5	10,4	50,3	25,2	3,4
8	13,6	27,2	11,5	55,1	27,5	3,9
9	12,3	25,0	12,4	59,3	29,7	4,4
10	11,1	22,9	13,3	63,2	31,6	4,9
11	10,1	21,0	14,1	66,7	33,4	5,4
12	9,1	19,2	14,9	69,9	34,9	5,8
13	8,3	17,6	15,6	72,7	36,4	6,3
14	7,5	16,1	16,3	75,3	37,7	6,8
15	6,8	14,7	16,9	77,7	38,8	7,2
16	6,1	13,4	17,4	79,8	39,9	7,7
17	5,5	12,2	18,0	81,7	40,9	8,1
18	5,0	11,1	18,5	83,5	41,7	8,6
19	4,5	10,1	18,9	85,0	42,5	9,1
20	4,1	9,2	19,4	86,5	43,2	9,5
21	3,7	8,4	19,8	87,8	43,9	10,0

Tabela 6.27
Table 6.27

Jednostkowe zapotrzebowanie na wodę i powietrze do procesu biostabilizacji
frakcji podsitowej (opracowanie własne)
Individual water and air demand for the biostabilization
process of the undersize fraction (own work)

Dzień procesu [d]	Zapotrzebowanie na wodę [Mg·Mg ⁻¹ ·d ⁻¹]	Masa powietrza [kg·Mg ⁻¹ ·d ⁻¹]	Objętość powietrza [m ³ ·Mg ⁻¹ ·d ⁻¹]	Objętość stechiometryczna powietrza [m ³ ·d ⁻¹]	Objętość robocza powietrza [m ³ ·d ⁻¹]	Objętość stechiometryczna powietrza [m ³ ·h ⁻¹]	Robocza objętość powietrza [m ³ ·h ⁻¹]
0							
1	1,22	119,2	99,3	60 890,8	121 781,6	2537,1	5074,2
2	1,22	107,8	89,9	54 042,6	108 085,2	2251,8	4503,6
3	1,21	97,6	81,3	48 028,1	96 056,3	2001,2	4002,3
4	1,21	88,3	73,6	42 735,9	85 471,9	1780,7	3561,3
5	1,20	79,9	66,6	38 070,9	76 141,8	1586,3	3172,6
6	1,19	72,3	60,2	33 951,7	67 903,4	1414,7	2829,3
7	1,19	65,4	54,5	30 308,6	60 617,1	1262,9	2525,7
8	1,18	59,2	49,3	27 081,5	54 163,0	1128,4	2256,8
9	1,18	53,5	44,6	24 218,9	48 437,9	1009,1	2018,2
10	1,17	48,4	40,4	21 676,2	43 352,4	903,2	1806,4
11	1,16	43,8	36,5	19 414,7	38 829,4	808,9	1617,9
12	1,16	39,7	33,1	17 401,0	34 802,0	725,0	1450,1
13	1,15	35,9	29,9	15 605,9	31 211,7	650,2	1300,5
14	1,15	32,5	27,1	14 004,0	28 007,9	583,5	1167,0
15	1,14	29,4	24,5	12 573,1	25 146,3	523,9	1047,8
16	1,13	26,6	22,2	11 294,0	22 588,0	470,6	941,2
17	1,13	24,1	20,0	10 149,5	20 299,0	422,9	845,8
18	1,12	21,8	18,1	9124,7	18 249,4	380,2	760,4
19	1,12	19,7	16,4	8206,4	16 412,8	341,9	683,9
20	1,11	17,8	14,9	7383,1	14 766,1	307,6	615,3
21	1,11	16,1	13,4	6644,4	13 288,8	276,9	553,7

Tabela 6.28
Table 6.28

Parametry technologiczne systemu nadmuchu powietrza do bioreaktora do procesu biostabilizacji frakcji podsitowej (opracowanie własne)
Technological parameters of the air blower system for the biostabilization process of the undersize fraction (own work)

Dzień procesu [d]	Czas pracy wentylatora [h]	Objętość odpadów [m ³]	Porowatość odpadów	Objętość powietrza w odpadach [m ³]	Krotność wymiany powietrza na objętość porowatości odpadów	Objętość reaktora ponad kompostem [m ³]	Objętość powietrza do wypompowania z przestrzeni pomiędzy kompostem a dachem [m ³ /h]	Krotność wymiany powietrza na godzinę na objętość przestrzeni ponad odpadami
0								
1	15,2	1022,0	0,30	306,6	16,6	1568,2	9778,9	6,2
2	13,5	996,5	0,29	291,5	15,5	1593,8	9284,9	5,8
3	12,0	970,9	0,29	276,7	14,5	1619,3	8860,4	5,5
4	10,7	945,4	0,28	262,3	13,6	1644,9	8496,0	5,2
5	9,5	919,8	0,27	248,3	12,8	1670,4	8183,9	4,9
6	8,5	894,3	0,26	234,7	12,1	1696,0	7917,3	4,7
7	7,6	868,7	0,26	221,5	11,4	1721,5	7690,3	4,5
8	6,8	843,2	0,25	208,7	10,8	1747,1	7498,1	4,3
9	6,1	817,6	0,24	196,2	10,3	1772,6	7336,2	4,1
10	5,4	792,1	0,23	184,2	9,8	1798,2	7200,9	4,0
11	4,9	766,5	0,23	172,5	9,4	1823,7	7089,1	3,9
12	4,4	741,0	0,22	161,2	9,0	1849,3	6997,9	3,8
13	3,9	715,4	0,21	150,2	8,7	1874,8	6925,0	3,7
14	3,5	689,9	0,20	139,7	8,4	1900,4	6868,2	3,6
15	3,1	664,3	0,20	129,5	8,1	1925,9	6825,6	3,5
16	2,8	638,8	0,19	119,8	7,9	1951,5	6795,6	3,5
17	2,5	613,2	0,18	110,4	7,7	1977,0	6776,9	3,4
18	2,3	587,7	0,17	101,4	7,5	2002,6	6768,1	3,4
19	2,1	562,1	0,17	92,7	7,4	2028,1	6768,3	3,3
20	1,8	536,5	0,16	84,5	7,3	2053,7	6776,3	3,3
21	1,7	511,0	0,15	76,6	7,2	2079,2	6791,4	3,3

Na podstawie przeprowadzonego modelowania matematycznego procesu biostabilizacji frakcji podsitowej dla warunków jednostkowych oraz na podstawie założeń technicznych (wstępnie założone gabaryty reaktora) i technologicznych wyliczono parametry pracy wentylatorów, przy których w sposób prawidłowy zachodzić będzie proces biostabilizacji frakcji podsitowej.

Założono, iż:

- przepustowość masowa instalacji $60\,000\text{ Mg}\cdot\text{rok}^{-1}$,
- gęstość nasypowa odpadów $0,6\text{ Mg}\cdot\text{m}^{-3}$,
- przepustowość objętościowa instalacji $100\,000\text{ m}^3\cdot\text{rok}^{-1}$,
- objętość początkowa (robocza) odpadów w reaktorze 1022 m^3 ,
- masa początkowa odpadów w reaktorze $613,2\text{ Mg}$,
- objętość całkowita reaktora $2590,2\text{ m}^3$,
- wydajność wentylatora tłoczącego powietrze (przy reżimie interwałowym) do reaktora $8000\text{ m}^3\cdot\text{h}^{-1}$,
- porowatość odpadów w ciągu 21 dni ulegała obniżeniu z 30 do 15%,
- masa odpadów w reaktorze ulega obniżeniu w wyniku rozkładu materii organicznej i utraty wody,
- objętość odpadów w reaktorze ulega obniżeniu w wyniku rozkładu materii organicznej, utraty wody i spadku porowatości,
- zmniejsza się objętość przestrzeni powietrznych w odpadach w wyniku zmniejszenia porowatości,
- do wyznaczenia objętości powietrza do wypompowania z przestrzeni pomiędzy odpadami a dachem w tunelu uwzględniono: objętość powietrza wtłaczanego, $\text{m}^3\cdot\text{h}^{-1}$ oraz 3-krotną objętość przestrzeni pomiędzy odpadami a dachem.

Wyznaczono następujące parametry technologiczne pracy jednego reaktora:

- zapotrzebowanie na wodę, $\text{m}^3\cdot\text{d}^{-1}$,
- jednostkową stechiometryczną masę powietrza, $\text{kg}\cdot\text{Mg}^{-1}\cdot\text{d}^{-1}$,
- jednostkową stechiometryczną objętość powietrza, $\text{m}^3\cdot\text{Mg}^{-1}\cdot\text{d}^{-1}$,
- dobową stechiometryczną objętość powietrza na reaktor, $\text{m}^3\cdot\text{d}^{-1}$,
- dobową roboczą objętość powietrza na reaktor, $\text{m}^3\cdot\text{d}^{-1}$ (dobrano poprzez dwukrotne zwiększenie stechiometrycznej objętości – celem utrzymania stopnia nasycenia tlenem na poziomie 80%),
- godzinową stechiometryczną objętość powietrza na reaktor, $\text{m}^3\cdot\text{d}^{-1}$,
- godzinową roboczą objętość powietrza na reaktor, $\text{m}^3\cdot\text{d}^{-1}$ (dobrano poprzez dwukrotne zwiększenie stechiometrycznej objętości – celem utrzymania stopnia nasycenia tlenem na poziomie 80%),
- czas pracy wentylatora pozwalający na wtłoczenie wymaganej objętości powietrza, h,
- krotność wymiany powietrza w odpadach,
- krotność wymiany powietrza w przestrzeni pomiędzy odpadami i dachem reaktora,
- objętość reaktora pomiędzy odpadami a dachem, m^3 ,
- objętość powietrza do wypompowania z reaktora przy uwzględnieniu powietrza tłoczonego do reaktora oraz 3-krotnej objętości przestrzeni pomiędzy kompostem a dachem, m^3 .

Przeprowadzone obliczenia wykazały, iż godzinowe, stechiometryczne zapotrzebowanie na powietrze zmienia się w zakresie od około 5074 do około 554 $\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ (tab. 6.27). Spadek wynika ze zmniejszającego się zapotrzebowania na tlen. Zgodnie z założeniami, dla wentylatora o przyjętej wydajności $8000 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$, przy interwałowym trybie pracy wentylatora, daje to czas pracy wentylatora w ciągu doby od 15,2 h pierwszego dnia do 1,7 h w 21 dniu procesu (tab. 6.27). Stwierdzono, iż zakładany wentylator o wydajności $8000 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ jest wystarczający do właściwego napowietrzenia odpadów we wszystkich dniach trwania procesu.

W wyniku rozkładu materii organicznej zmniejsza się porowatość odpadów z 30% (w pierwszym dniu) do 15% (w ostatnim dniu procesu). Efektem usunięcia materii organicznej, wody oraz zmniejszenia porowatości jest obniżenie objętości odpadów z początkowej wartości 1022 m^3 do 511 m^3 . W wyniku zagęszczania się odpadów zmniejszeniu ulega objętość wolnych przestrzeni powietrznych pomiędzy odpadami. Na początku procesu objętość przestrzeni wynosiła $306,6 \text{ m}^3$, natomiast w dniu ostatnim zmniejszyła się do $76,6 \text{ m}^3$ (tab. 6.28). Biorąc pod uwagę spadek objętości powietrza w odpadach oraz zmniejszenie wydajności zapotrzebowania na tlen, wyliczono krotność wymiany powietrza w masie odpadów. Zmienia się ona w trakcie procesu z 16,6 w pierwszym dniu procesu do 7,2 w ostatnim (tab. 6.28).

Biorąc pod uwagę objętość powietrza włączanego do reaktora oraz konieczność zapewnienia zakładanej 3-krotnej wymiany powietrza w przestrzeni pomiędzy odpadami a dachem, przy założeniu spadku objętości odpadów (a więc powiększania się przestrzeni pomiędzy odpadami, a dachem), wyliczono minimalną wydajność wentylatora wyciągowego, zapewniającą usunięcie całości powietrza procesowego oraz 3-krotną wymianę powietrza w przestrzeni pomiędzy odpadami i dachem. Wartość ta zmienia się od $9779 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ do $6791 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ w ostatnim dniu. Średnia wartość przepływu w odplywie powietrza z reaktora wynosi $7506 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ (tab. 6.28).

6.5. Podsumowanie

Przedstawione obliczenia, oparte głównie na równaniu reakcji I rzędu (równanie 6.15) oraz uproszczonej reakcji chemicznej biostabilizacji materii organicznej (równanie 6.7), stanowią inicjalną fazę projektowania. Przedstawione wyliczenia wskazują, iż czynnikiem kluczowym jest przyjęcie właściwej wartości stałej szybkości reakcji k . To ona determinuje efektywność biostabilizacji materii organicznej. Wpływ czynników środowiskowych na wartość stałej szybkości reakcji k omówiono w rozdziałach 3.2.3.2 i 6.2.3. Na wstępnym etapie możliwe jest przyjęcie wartości stałej szybkości reakcji z porównywalnych instalacji, wyznaczonej zgodnie z procedurą omówioną w rozdziale 6.2.4 i 6.4.2. Opierając się na wstępnie przyjętej wartości stałej szybkości reakcji k , zgodnie z równaniami 6.15 i 6.7, przeprowadzić można ogólną ocenę efektywności procesu biostabilizacji. Na tej podstawie, dla przyjętych założeń, możliwe jest oszacowanie:

- wymaganego czasu zatrzymania, po którym osiągnąony jest zakładany efekt stabilizacji i usunięcia masy,
- zapotrzebowania na powietrze,
- spodziewanej ilości odcieków.

Kolejnym krokiem, przy wstępnie oszacowanym czasie, jest obliczenie parametrów technologicznych reaktorów. Procedurę obliczeniową przedstawiono w rozdziale 5.2. Po dokonaniu obliczeń gabarytów i ilości reaktorów, dla przyjętych założeń charakterystycznych dla zastosowanych materiałów budowlanych, wykorzystanych do konstrukcji bio-reaktorów, założonych wydajności systemu napowietrzania, zgodnie z procedurą opisaną w rozdziale 6.2 i 6.4.1, przeprowadzić należy kompleksowe obliczenia symulacyjne pracy reaktora w zmiennych warunkach atmosferycznych i technologicznych. Spodziewanym efektem jest oszacowanie parametrów modelu matematycznego, charakteryzującego proces biostabilizacji w analizowanym rodzaju reaktora. Oszacowane równanie stanowi może podstawę systemu sterowania pracą reaktora. Oczywiście, równanie stanowi również bazę początkową do eksploatacji systemu. W miarę kolejnych iteracji procesu w warunkach rzeczywistych następować może korekta zakładanych parametrów technologicznych, poprzez wielokrotne powtórzenia omówionych procedur, tj. szacowania stałej szybkości reakcji oraz szacowania parametrów modelu matematycznego wykorzystywanego do sterowania pracą reaktora. W tym przypadku zastosowaną metodą jest metoda wielokrotnych przybliżeń. Ostatecznie, optymalizowany model procesu biostabilizacji stanowi element algorytmu sterującego procesem.

7. Sterowanie i eksploatacja procesu biostabilizacji odpadów

7.1. Wprowadzenie

Jednym z kluczowych wyzwań gospodarki odpadami jest ich efektywne zagospodarowanie zgodnie z hierarchią postępowania z odpadami. W pierwszej kolejności poddanie ich procesom recyklingu, następnie odzysku, w tym odzysku energii, a następnie ostatecznemu unieszkodliwieniu. Przytoczone wcześniej dane wskazują, iż przepisy prawne ściśle precyzują, do jakiego stopnia frakcja podsitowa powinna być ustabilizowana. Efekt ten powinien być osiągnięty przy możliwie najmniejszym zużyciu energii i zasobów oraz w jak najkrótszym czasie. Ostatni aspekt jest szczególnie istotny, gdyż wpływa on na przepustowość instalacji, a co za tym idzie, jej ekonomikę. Osiągnięcie wymienionych efektów możliwe jest przy prawidłowym doborze parametrów technologicznych procesu, optymalnym sterowaniu i eksploatacji pracy bioreaktorów. Stąd też funkcjonowanie instalacji biostabilizacji odpadów stanowi swoistą przestrzeń badawczą, w której technolog prowadzi ciągle testy zmierzające do intensyfikacji i optymalizacji procesu biostabilizacji odpadów komunalnych.

Osiągnięcie wymaganych, granicznych wartości stabilizatu może być realizowane w wyniku:

- prawidłowego zaprojektowania reaktora,
- wstępnego kondycjonowania materiału wsadowego,
- monitoringu i doboru parametrów technologicznych – sterowania.

Prowadzenie procesu oparte powinno być na dostosowaniu parametrów technologicznych, na podstawie monitoringu warunków eksploatacyjnych jak i efektywności. Typowe projektowe i eksploatacyjne działania dotyczą:

- kondycjonowania materiału wsadowego poprzez mechaniczne przetwarzanie, np. nawadnianie, rozdrabnianie i mieszanie prowadzące do ujednorodnienia właściwości mieszaniny;
- wyboru rodzaju reaktora;
- projektu systemu napowietrzania;
- sterowania wielkością przepływu powietrza, opierając się na kontroli parametrów wewnętrznych takich jak: temperatura masy odpadów, zawartość tlenu w odpadach i zawartość wody w odpadach;

- sterowania nawadnianiem stabilizowanej masy odpadów na podstawie kontroli parametrów wewnętrznych takich jak: temperatura masy odpadów, zawartość tlenu w odpadach i zawartość wody w odpadach;
- sterowania mieszaniem odpadów w reaktorze na podstawie kontroli parametrów wewnętrznych takich jak: temperatura masy odpadów, zmiana ciśnienia w kanałach napowietrzających;
- zastosowania zewnętrznych systemów kontroli temperatury, wilgotności, ciśnienia powietrza doprowadzanego i odprowadzanego;
- recyrkulacji odcieków;
- doboru odpowiedniego czasu zatrzymania wsadu w reaktorze, pozwalającego na uzyskanie zakładanej jakości stabilizacji.

W niniejszym rozdziale omówione zostaną aspekty związane ze sterowaniem biostabilizacją tlenową odpadów komunalnych, przy czym treść będzie miała charakter ogólny, bez odniesienia do dostępnych na rynku technologii.

7.2. Kontrola wsadu do reaktora

Stabilizacja odpadów ma charakter biologiczny, proces prowadzony jest przez żywe mikroorganizmy, wymagające do rozwoju odpowiednich warunków: pokarmu – materii organicznej, wilgotności, temperatury, odczynu i substancji nawozowych. Nie można przyjąć, że wystarczy napowietrzać masę odpadów i wcześniej czy później samoczynnie się ustabilizuje, gdyż w przypadku doboru nadmiernego napowietrzania masa odpadów ulegnie wysuszeniu, a przy zbyt niskim podawaniu powietrza pojawią się niedobory tlenowe i uciążliwość zapachowa. Dodatkowo takie podejście powoduje stratę energii i czasu oraz złe wykorzystanie dostępnej powierzchni reaktorów. Wszystko to przekłada się na całościowe funkcjonowanie instalacji. Aby skutecznie sterować biostabilizacją odpadów, konieczne jest pozyskiwanie danych o warunkach początkowych. Stąd jednym z aspektów monitoringu procesu biostabilizacji jest kontrola właściwości odpadów.

7.2.1. Kontrola jakości odpadów

Wydzielone w wyniku mechanicznego przesiewania odpady frakcji podsitowej powinny być kontrolowane w zakresie zawartości rozkładalnej materii organicznej oraz wilgotności. Są to proste analizy, niewymagające dużych nakładów, a dostarczające podstawowych informacji, które pozwolą na poprawę parametrów odpadów oraz zastosowanie właściwego algorytmu sterowania. Stąd też, technolog pobierać powinien codziennie 3 próbki odpadów frakcji podsitowej o masie 50–100 kg. W pobranych próbkach powinien wykonywać następujące analizy:

- wilgotność,
- straty przy prażeniu,
- skład morfologiczny i frakcyjny,
- ciężar nasypowy.

Ważnym parametrem, który na etapie przygotowania wsadu do reaktora również należy znać, jest uziarnienie odpadów, a szczególnie zawartość frakcji drobnej, która powodować może duże straty ciśnienia powietrza wprowadzanego do reaktora. Na podstawie

przeprowadzanych, zalecanych badań możliwa jest korekta parametrów wsadu. Dodać należy, iż nadmiar drobnej frakcji o uziarnieniu <20 mm może spowodować problemy z uzyskaniem zakładanego stopnia stabilizacji. W badaniach własnych [Stegenta i in. 2017b] wykazano, iż frakcje o uziarnieniu <10 mm i 10–20 mm charakteryzują się wyższymi wartościami aktywności oddechowej AT_4 niż frakcje o większym uziarnieniu, jak również cała, niepodzielona frakcja podsitowa o uziarnieniu 0–80 mm (tab. 7.1). Stąd też nadmiar drobnej frakcji, spowodowany występowaniem piasku i popiołu w sezonie grzewczym oraz nadmiernym rozdrabnianiem odpadów komunalnych na młynie wstępnego rozdrabniania, może także wpłynąć negatywnie na pracę instalacji do biostabilizacji frakcji podsitowej. W takim przypadku rozważyć należy zmianę wstępnego rozdrabniania na proces mniej ingerujący w skład frakcyjny odpadów, tj. rozrywanie worków. Zaleca się zastosowanie rozrywarki worków, której zadaniem będzie jedynie wydobycie odpadów z worków przed dalszym ich przetwarzaniem.

Tabela 7.1
Table 7.1

Aktywność oddechowa wydzielonych frakcji wielkościowych odpadów komunalnych
(opracowanie własne na podstawie Stegenta i in. [2017b])
Respiratory activity of separated municipal waste size fractions
(own work according to Stegenta et al. [2017b])

Rodzaj frakcji	AT^4 [$mgO_2 \cdot g^{-1} \cdot s.m.$]
<10 mm	79,29
10–20 mm	80,99
20–40 mm	73,57
40–80 mm	63,84
0–80 mm	67,63

Szczegółowo zagadnienie to opisali Velis i in. [2010]. Autorzy wykazali, iż w zmieszanych odpadach komunalnych we frakcji drobnej <25 mm dominują piasek, popiół, odpady kuchenne i ogrodowe, natomiast takie grupy morfologiczne jak: papier, karton, tworzywa, metale żelazne dominują we frakcji >75 mm (rys. 7.1). Stąd też mechaniczne odsianie ze zmieszanych odpadów komunalnych frakcji <80 mm pozwala na wydzielenie frakcji w dużej mierze złożonej z odpadów ulegających biodegradacji. W wielu instalacjach MBP w Polsce w wyniku zmian legislacyjnych (zakaz składowania odpadów o wartości opałowej powyżej 6000 MJ·kg⁻¹) oraz „załamania” rynku odbioru paliwa alternatywnego RDF przez cementownie operatorzy instalacji MBP stanęli przed problemem zagospodarowania frakcji nadsitowej. Frakcja ta jest bogata w tworzywa, papier, tekstylia i drewno. Dotychczas stanowiła ona surowiec do produkcji paliwa RDF lub SRF. Przy znaczącej obniżce cen za przekazanie RDF do cementowni operatorzy, przy równoczesnym zakazie składowania frakcji nadsitowej, mieli do wyboru: magazynowanie frakcji nadsitowej (z nadzieją na poprawę rynku paliw alternatywnych) lub zastosowanie innych rozwiązań. Rozwiązaniami tymi było: zwiększenie prześwitu oczek w sitach sortujących zmieszane odpady komunalne lub też zastosowanie młynów wstępnego rozdrabniania zamiast rozrywarki worków. Velis i in. [2010] wskazali na istotny wpływ zastosowania wstępnego rozdrabniania odpadów na wzrost udziału w drobnej frakcji odpadów takich jak tworzywa, karton, papier, tekstylia, szkło (rys. 7.2) w porównaniu

ze zmieszanyimi odpadami komunalnymi niepoddanyimi rozdrabnianiu (rys. 7.1). Rozdrabnianie wstępne spowodowało zwiększenie udziału masowego frakcji podsitowej, dzięki czemu operatorzy częściowo rozwiązali swój problem poprzez przesunięcie części masy frakcji nadsitowej do frakcji podsitowej. Instalacje MBP dotychczas funkcjonowały, opierając się na decyzjach wydanych zgodnie z rozporządzeniem Ministra Środowiska z dnia 11 września 2012 r. w sprawie mechaniczno-biologicznego przetwarzania zmieszanych odpadów komunalnych (Dz.U. 2012, poz. 1052). W rozporządzeniu wskazano, iż wartości graniczne charakteryzujące końcowe właściwości stabilizatu wynoszą:

- straty prażenia stabilizatu są mniejsze niż 35% suchej masy, a zawartość węgla organicznego jest mniejsza niż 20% suchej masy lub
- ubytek masy organicznej w stabilizacie w stosunku do masy organicznej w odpadach mierzony stratą prażenia lub zawartością węgla organicznego jest większy niż 40%, lub
- wartość aktywności oddechowej – AT_4 jest mniejsza niż $10 \text{ mgO}_2 \cdot \text{g}^{-1} \text{ s.m.}$

Stąd też, rozdrobnienie odpadów i zwiększenie udziału odpadów organicznych, trudno rozkładalnych lub w ogóle nierozkładalnych biologicznie, nie powodowało skutków prawnych i technologicznych. Zgodnie z rozporządzeniem (Dz.U. 2012, poz. 1052) wymagany stopień stabilizacji osiągnany był wtedy, gdy przynajmniej jeden z warunków był spełniony. Z racji tego, iż parametr AT_4 obrazuje aktywność oddechową, która wynika z zawartości łatwo rozkładalnej materii organicznej, wymagany stopień stabilizacji wyrażony jako $AT_4 < 10 \text{ mgO}_2 \cdot \text{g}^{-1} \text{ s.m.}$ był uzyskiwany, pomimo, że inne parametry były przekroczone – strata przy prażeniu $> 35\%$ suchej masy. Jednakże, praktyka ta ulegnie zahamowaniu ze względu na to, iż od 01.01.2018 r. wchodzi w życie przepisy rozporządzenia Rady Ministrów zmieniającego rozporządzenie w sprawie opłat za korzystanie ze środowiska (Dz.U. 2017, poz. 723). W rozporządzeniu tym dla odpadu o kodzie 190599 (odnoszącego się do stabilizatu wytworzonego w instalacjach MBP) wskazano konieczność uzyskania wymaganego poziomu stabilizacji na poziomie aktywności oddechowej wyrażonej jako AT_4 , która powinna być niższa niż $10 \text{ mgO}_2 \cdot \text{g}^{-1} \text{ s.m.}$, straty prażenia stabilizatu mniejsze niż 35% suchej masy oraz zawartość węgla organicznego jest mniejsza niż 20% suchej masy. Zgodnie z tymi przepisami występuje konieczność jednoczesnego spełnienia wszystkich trzech parametrów. Jest to przykład wpływu zmian przepisów prawa na rozwiązania techniczne i technologiczne w instalacjach przetwarzania odpadów.

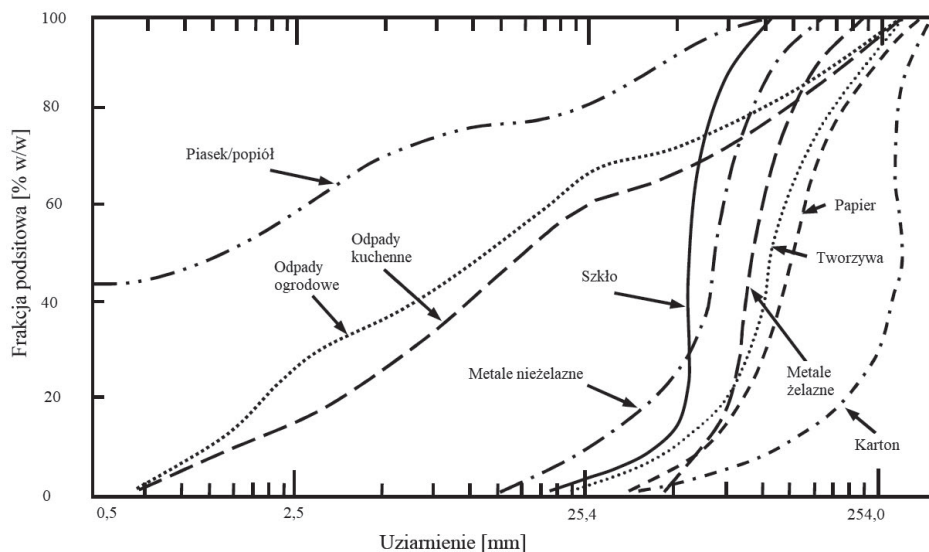
Istotnym parametrem z punktu widzenia procesów biologicznych jest wilgotność odpadów, która podlegać powinna stałej kontroli. Przykładowo, na podstawie uzyskanych wyników badań wilgotności odpadów technolog powinien dobrać niezbędną ilość wody, jaką należy dodać, aby doprowadzić wilgotność odpadów do wartości wymaganej, np. 55%.

Po stwierdzeniu aktualnej wilgotności odpadów, w przypadku gdy jest ona niższa od zalecanej (55%) ilości niezbędnej wody M_b , $\text{kgH}_2\text{O} \cdot \text{Mg}^{-1}$ odpadów, należy obliczyć wg zaproponowanego przez autora równania:

$$M_b = \frac{1000(S_a - S_w)}{S_w} \quad (7.1)$$

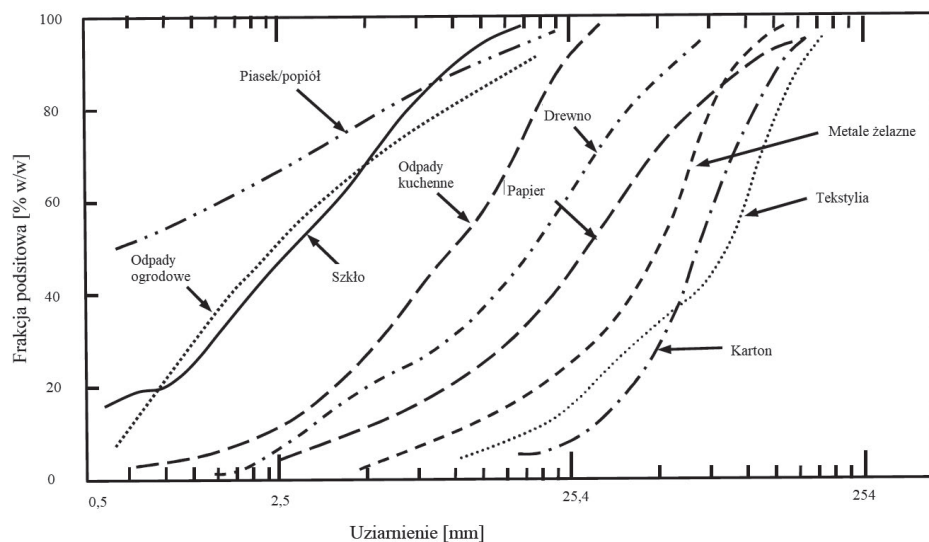
gdzie:

- S_a – zawartość suchej masy w odpadach (na podstawie badań), %,
- S_w – zalecana zawartość suchej masy w odpadach, %.



Rys. 7.1. Udział poszczególnych grup morfologicznych w zmieszanych odpadach komunalnych w zależności od stopnia uziarnienia [Velis i in. 2010]

Fig. 7.1. Share of individual morphological groups in mixed municipal waste depending on the degree of grain size [Velis et al. 2010]



Rys. 7.2. Udział poszczególnych grup morfologicznych w zmieszanych odpadach komunalnych poddanych rozdrabnianiu mechanicznemu w zależności od stopnia uziarnienia [Velis i in. 2010]

Fig. 7.2. Share of individual morphological groups in mixed municipal waste after shredding depending on the degree of grain size [Velis et al. 2010]

Następnie, na podstawie danych o masie odpadów technolog może wyliczyć niezbędną ilość wody do nawodnienia odpadów przed procesem biostabilizacji w bioreaktorach.

Przykładowo, gdy określona w badaniach wilgotność odpadów wynosi 45%, a zalecana do procesu biostabilizacji wilgotność odpadów powinna wynosić 55%, obliczanie zawartości suchej masy przebiega następująco:

$$S_a = 100\% - 45\% = 55\% \quad (7.2)$$

$$S_w = 100\% - 55\% = 45\% \quad (7.3)$$

Stąd, wymagany dodatek wody M_b wyniesie:

$$M_b = \frac{1000(55-45)}{45} = 222,2 \text{ kgH}_2\text{O} \cdot \text{Mg}^{-1} \text{ odpadów} \quad (7.4)$$

Pozostałe, określane w laboratorium, parametry odpadów takie jak skład morfologiczny i ciężar nasypowy wykorzystane powinny być przy budowie algorytmu sterującego procesem, co omówiono w rozdziale 6.4.1 dotyczącym modelowania procesu tlenowej biostabilizacji odpadów.

Ze względu na to, iż skład odpadów komunalnych jest dobrze zbilansowany pod kątem makroskładników (stosunek C/N zazwyczaj przyjmuje wartości w zakresie od 20–30), nie ma konieczności dodawania innych komponentów podnoszących lub obniżających wartość tego stosunku. Niemniej jednak należy kontrolować zawartość tych pierwiastków w odpadzie przeznaczonym do biostabilizacji. Należy przy tym pamiętać, iż stosunek C/N jest stosunkiem molowym, a nie stosunkiem procentowych udziałów tych pierwiastków w stabilizowanej masie.

7.2.2. Magazynowanie wsadu

Ze względu na duży potencjał do zagniwania frakcji podsitowej zaleca się, aby nie magazynować wsadu dłużej niż 24 godziny. Należy możliwie szybko układać wsad po jego przygotowaniu. W przypadku stwierdzenia zamarznięcia wsadu w okresie zimowym nie należy umieszczać go w reaktorze. Ze względu na ujemne temperatury wsadu proces biologiczny nie wystartuje. Koniecznym działaniem jest oczekiwanie do momentu odwilży i rozmarznięcia odpadów. W przypadku gdy instalacja wyposażona jest w system recykulacji ciepłego powietrza procesowego i jego przetłaczania pomiędzy reaktorami, możliwe jest skierowanie ciepłego powietrza do odpadów zamarzniętych, przy czym właściwy proces rozpocznie się dopiero po rozmarznięciu odpadów i rozpoczęciu wzrostu mikroorganizmów.

7.3. Działania przygotowawcze w bioreaktorze po jego napelnieniu odpadami

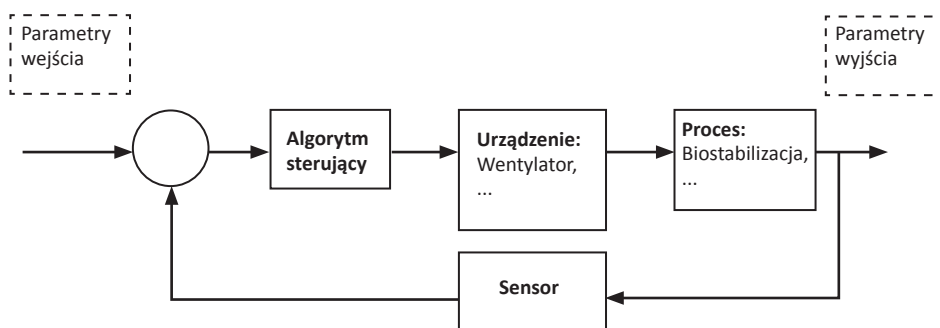
Jednym z aspektów przyspieszających proces biostabilizacji jest zaszczepienie (inokulacja) masy odpadów mikroorganizmami. Zabieg ten umożliwia kolonizację masy odpadów w bioreaktorze przez aktywne mikroorganizmy. Działanie to skraca okres tzw. lag-fazy, a więc czasu w którym ilość oraz aktywność mikroorganizmów jest jeszcze na tyle

niewielka, iż zewnętrzne znamiona procesu rozkładu są niewykrywalne – brak wzrostu temperatury. Okres lag-fazy może trwać nawet do 2 dni. Jest to zatem czas stracony, co pogarsza przepustowość reaktora. W celu eliminacji tego zjawiska zastosować można wymieszanie odpadów świeżych z odpadami poprocesowymi, np. w proporcji 9:1. Można także, jako uzupełnienie wody w odpadach oraz zaszczepienie mikroorganizmami, odpady znajdujące się już w bioreaktorach nawodnić dodatkowo odciekami pochodzącymi z bioreaktorów. Jedną z technik usprawniających proces biostabilizacji jest dodawanie biologicznych preparatów zawierających specjalnie dobrane szczepy bakterii, grzybów lub ich mieszaniny – bioaugmentacja [Gabhane i in. 2012]. Technika bioaugmentacji polega na wprowadzeniu do środowiska naturalnego lub technicznego mikroorganizmów allochtonicznych lub autochtonicznych w celu intensyfikacji przemian metabolicznych. Zagadnienia te szczegółowo omówiono w pracy Stegenty i in. [2017a]. Pozytywne efekty zastosowania bioaugmentacji opisali Stegenty i in. [2016].

Ostatnim działaniem przed zamknięciem i uruchomieniem bioreaktora jest umieszczenie przez technologa sond pomiarowych w masie odpadów. W zależności od technologii będą to termopary do pomiaru temperatury lub też dodatkowo sondy zawartości tlenu w odpadach oraz czujniki wilgotności odpadów. Czujniki te podłączone do systemu zbierania danych pozwalają na obserwację zmian właściwości odpadów oraz efektywności zachodzących procesów. Są one głównym zbiorem danych dla algorytmu sterującego procesem, stąd też niezmiernie istotnym jest, aby sondy zostały wbite w odpady w sposób zgodny z instrukcją, oraz aby stopień ich wbicia był ciągle kontrolowany w trakcie procesu.

7.4. Postępowanie w trakcie procesu biostabilizacji w bioreaktorze

Sterowanie procesem, w tym procesem biologicznym, jest postępowaniem odbywającym się na podstawie ustalonego algorytmu, w którym w zależności od technologii stosowane są odpowiednie zbiory wejść i wyjść. Sterowanie odbywa się w wyniku założonej liczby iteracji ustalonego równania matematycznego, co obrazuje rysunek 7.3.



Rys. 7.3. Uproszczony schemat iteracji algorytmu sterowania procesem biostabilizacji (opracowanie własne)

Fig. 7.3. Simplified scheme of iteration of the biostabilization process control algorithm (own work)

W zakresie zbioru wejść, a więc danych początkowych lub też danych uzyskiwanych dzięki monitoringowi procesu, które stanowią informacje niezbędne do zaprogramowania pracy systemu, w zakresie biostabilizacji tlenowej odpadów komunalnych, zidentyfikować można następujące parametry:

1. parametry początkowe odpadów:
 - wilgotność,
 - zawartość łatwo rozkładalnej materii organicznej,
 - porowatość,
 - ciężar nasypowy;
2. parametry technologiczne bioreaktorów:
 - długość,
 - szerokość,
 - wysokość,
 - wysokość robocza (nasypu odpadów),
 - objętość robocza (nasypu odpadów),
 - rodzaj materiału, z którego wykonany jest bioreaktor,
 - grubość ścian bioreaktora,
 - czas zatrzymania odpadów w bioreaktorze;
3. parametry procesu biostabilizacji tlenowej:
 - ciepło właściwe odpadów,
 - ciepło właściwe powietrza,
 - ciepło właściwe wody,
 - ilość wody wytworzonej w wyniku rozkładu materii organicznej,
 - stała szybkości reakcji I rzędu k ,
 - temperatura minimalna procesu,
 - temperatura optymalna procesu,
 - temperatura maksymalna procesu,
 - ciepło wydzielone w wyniku rozkładu materii organicznej;
4. parametry powietrza tłoczonego do bioreaktora i z niego usuwanego:
 - temperatura,
 - wilgotność,
 - ciśnienie,
 - zawartość O_2 lub CO_2 .

Na podstawie tych danych algorytm sterujący programuje pracę wentylatorów napowietrzających, odbierających powietrze zużyte oraz pomp nawadniających odpady w reaktorze.

Regulacji podlega zatem sposób napowietrzania: ciągły lub okresowy. W przypadku napowietrzania ciągłego zmianom podlega wielkość przepływu powietrza regulowana albo poprzez zdławienie strumienia powietrza systemem zasuw (przepustnic), lub zmianą szybkości obrotów wirnika wentylatora regulowaną falownikiem. W systemie napowietrzania okresowego zmianom ulega czas interwałów pomiędzy kolejnymi włączeniami wentylatora oraz długość trwania napowietrzania w trybie włączonym.

Sterowanie nawadnianiem regulowane jest poprzez przesyłanie sygnałów do pomp podających wodę do reaktora lub też elektrozaworów odcinających strumień wody. Zazwyczaj nawadnianie odbywa się w trybie okresowym.

Oczywiście, nie wszystkie technologie biostabilizacji odpadów oparte są na tak długiej liście parametrów wejściowych. Niektóre, te najprostsze, bazują jedynie na pomiarze temperatury w reaktorze i to najczęściej przy zastosowaniu jednej termopary. Inne wykorzystywać mogą wszystkie powyższe parametry. Proste rozwiązania są tanie, nie dają jednak pełnego obrazu przebiegu procesu.

Przykładowo, wprowadzenie pomiarów wilgotności odpadów lub też pomiarów temperatury i wilgotności powietrza wprowadzanego i usuwanego pozwala na wykonanie bilansu wodnego bioreaktora, na podstawie którego można sterować precyzyjnie nawadnianiem i utrzymywać wilgotność odpadów na optymalnym poziomie. Systemy z pomiarem temperatury odpadów nie dają takiej możliwości.

Pomiary zawartości O_2 lub CO_2 w odpadach lub powietrzu usuwanym z reaktora pozwalają na obliczenie tzw. dynamicznego indeksu oddechowego (DRI), który jest bardzo silnie skorelowany z parametrem AT_4 . Obliczenie DRI oraz skorelowanie jego wartości z wynikami badań AT_4 , pozwala na zakończenie procesu we właściwym momencie, w dniu kiedy stabilizowane odpady osiągną aktywność oddechową na poziomie $10 \text{ mgO}_2 \cdot \text{g}^{-1} \text{ s.m}$. Dzięki temu oszczędzane są czas i miejsce, precyzyjnie wyznaczając moment osiągnięcia wymaganego stopnia stabilizacji.

Badanie zmian ciśnienia powietrza wprowadzanego do reaktora pozwala także na wskazanie momentu przeprowadzenia przetrzucenia odpadów. Odpady w trakcie stabilizacji zmniejszają swoją porowatość, przez co rosną opory filtracji, co wymusza zwiększone zużycie prądu na wzmoczoną pracę wentylatorów. Konieczne jest zatem przetrzucenie odpadów w celu rozluźnienia ich struktury. Czasem jednak spadek porowatości nie musi być istotny, w takich sytuacjach przetrzucanie jest zbędne. Brak pomiarów ciśnienia powietrza, przy jednoczesnym stosowaniu przetrzucania, może powodować, iż czynność przetrzucania, wg instrukcji dostawcy technologii, wykonywana jest niepotrzebnie, powodując dodatkowe zużycie energii oraz wzrost zapylenia i emisję zanieczyszczeń do atmosfery. Pomiary ciśnienia powietrza w reaktorze pozwalają także na kontrolę szczelności układu, co ściśle jest związane z ewentualnymi uciążliwościami odorowymi.

Zasadniczo, proponowane technologie biostabilizacji powinny mieć przynajmniej trzy tryby pracy:

- statyczny – w trakcie opróżniania i napełniania reaktora – napowietrzanie powinno być prowadzone przy stosunkowo niewielkiej wydajności wentylatorów, w celu wstępnego napowietrzenia odpadów oraz eliminacji zagniwania odpadów;
- normalny – wg algorytmu matematycznego dostawcy technologii, przy czym temperatura powinna być utrzymywana na poziomie wartości optymalnej – 59°C ;
- awaryjny – po osiągnięciu temperatury w bioreaktorze 79°C następuje intensyfikacja wydajności pracy wentylatora, aż do schłodzenia reaktora do temperatury poniżej zadanej wartości, np. 70°C . Tryb ten ma na celu zabezpieczenie reaktora przed przegrzaniem, w wyniku którego nastąpić może obumarcie większości mikroorganizmów, a co za tym idzie – spadek intensywności procesu. Sytuacja taka występować może najczęściej w okresie letnim, przy wysokich temperaturach powietrza.

W przypadku systemów, w których kontroli oprócz temperatury podlega także zawartość tlenu w odpadach, sterowanie biostabilizacją może zostać zmodyfikowane. W tej sytuacji zmienną procesową, na podstawie której następuje regulacja pracy wentylatora, jest

zawartość tlenu w odpadach. Utrzymywanie założonego stopnia nasycenia tlenem odpadów pozwala na precyzyjne dostosowanie intensywności napowietrzania do wymaganej ilości tlenu. Dzięki temu możliwa jest bardziej efektywna optymalizacja szybkości rozkładu materii organicznej.

W tym przypadku technologie biostabilizacji wykorzystujące monitoring zawartości tlenu w odpadach powinny mieć przynajmniej trzy tryby pracy:

- statyczny – w trakcie opróżniania i napełniania reaktora – napowietrzanie powinno być prowadzone przy stosunkowo niewielkiej wydajności wentylatorów, w celu wstępnego napowietrzania odpadów oraz eliminacji zagniwania odpadów;
- normalny – wg algorytmu matematycznego dostawcy technologii, przy czym temperatura powinna być utrzymywana na poziomie wartości optymalnej – 59°C, a zawartość tlenu w odpadach powinna być utrzymywana w zakresie od 15 do 21%;
- awaryjny – po osiągnięciu temperatury w bioreaktorze 79°C następuje intensyfikacja wydajności pracy wentylatora, aż do schłodzenia reaktora do temperatury poniżej zadanej wartości, np. 70°C. Tryb ten ma na celu zabezpieczenie reaktora przed przegrzaniem, w wyniku którego nastąpić może obumarcie większości mikroorganizmów, a co za tym idzie – spadek intensywności procesu. W przypadku spadku zawartości tlenu <15%, a bezwzględnie przy spadku <7%, następuje intensyfikacja wydajności pracy wentylatora aż do podniesienia zawartości tlenu w odpadach do wartości co najmniej 15%.

Proces sterowania biostabilizacją odpadów wygląda zatem następująco:

1. W trakcie załadunku bioreaktora przygotowanymi odpadami technolog przełącza system napowietrzania w tryb statyczny.
2. Technolog dysponując programem komputerowym zaprojektowanym do sterowania pracą bioreaktora, wpisuje w okno formularza inicjującego start programu „wymagane parametry technologiczne odpadów”, np. masę odpadów umieszczonych w bioreaktorze, nadaje kolejny numer identyfikujący cykl biostabilizacji, a jeżeli zachodzi taka konieczność, to wpisuje dodatkowe uwagi w okno dialogowe, np. informacja o problemie z nawodnieniem odciekami, po czym uruchamia program przyciskiem „start”. Od tego momentu praca bioreaktora odbywa się automatycznie w trybie normalnym zgodnym z opracowanym, autorskim systemem sterowanym wg algorytmu dostawcy technologii,
3. W czasie trybu normalnego technolog wizualnie kontroluje wskazania, stąd też program komputerowy powinien umożliwiać:
 - wprowadzenie parametrów początkowych, np. masy odpadów poddanej biostabilizacji;
 - wprowadzenie numeru identyfikującego cykl biostabilizacji (np. dane identyfikacyjne: numer reaktora, datę rozpoczęcia procesu, masę stabilizowanych odpadów);
 - wprowadzenie ewentualnych uwag mogących mieć wpływ na proces biostabilizacji;
 - wizualizację aktualnej temperatury lub też innych parametrów, jeśli są mierzone, oraz przebiegu jej zmian w czasie w poszczególnych bioreaktorach;
 - wizualizację aktualnej wielkości przepływu powietrza oraz zmian w czasie w poszczególnych reaktorach;

- wizualizację ilości wprowadzanej wody wodociągowej do bioreaktorów w czasie w poszczególnych reaktorach;
- wizualizację trybu prac wentylatorów (statyczny – normalny – awaryjny);
- wizualizację trybu pracy elektrozaworów otwierających i odcinających dopływ do bioreaktorów wody wodociągowej (otwarty – zamknięty – awaria);
- archiwizację wszystkich parametrów pracy bioreaktorów, np.: temperatura powietrza wprowadzanego, wilgotność powietrza wprowadzanego, temperatura w poszczególnych bioreaktorach, chwilowy przepływ powietrza, skumulowany przepływ powietrza, jednokrotna ilość wód wodociągowych wprowadzonych do bioreaktora, skumulowana ilość wód wodociągowych wprowadzonych do bioreaktora, występujące stany awaryjne (moment pojawienia, moment zakończenia, rodzaj stanu awaryjnego), zawartość tlenu w powietrzu opuszczającym reaktor, zmiana pojemności elektrycznej odpadów, uwagi wprowadzone przed uruchomieniem bioreaktora oraz w trakcie jego pracy;
- wydruk raportów pracy bioreaktorów zarówno cząstkowych, jak i całościowych,
- wizualizację poziomu wód opadowych w zbiorniku retencyjnym (jeśli istnieje),
- wizualizację poziomu odcieków z bioreaktorów w zbiorniku podziemnym (jeśli istnieje);
- wizualizację poziomu odcieków z placu dojrzewania kompostu w zbiorniku retencyjnym (jeśli istnieje);
- dodatkowo, system sterowania powinien posiadać możliwość przejścia w tryb ręcznego sterowania (taka opcja wymaga jednak od technologa posiadania odpowiedniego wykształcenia w zakresie biotechnologii środowiska, umiejętności scharakteryzowania reaktora czy wykonania obliczeń modelowych, opisanych w rozdziale 6);
- po zakończeniu procesu następuje rozładunek reaktora, w trakcie którego system napowietrzania powinien pracować w trybie statycznym;
- technolog powinien pobrać próbki ustabilizowanych odpadów i skierować je do laboratorium celem poddania ich analizom (wilgotność, skład morfologiczny i frakcyjny, ciężar nasypowy, AT_4 , straty przy prażeniu, ogólny węgiel organiczny) w ramach systemu kontroli wewnętrznej.

W niniejszym rozdziale przedstawiono pewne ogólne zagadnienia związane ze sterowaniem procesami biostabilizacji tlenowej odpadów komunalnych. Systemy sterowania mogą być dość proste lub relatywnie skomplikowane. Z założenia, bioreaktorem możemy nazwać urządzenie, w którym w jak największym stopniu możliwa jest kontrola zachodzących procesów biologicznych zarówno w zakresie obserwacji efektów procesu, jak i sterowania parametrami technologicznymi, w celu utrzymania efektywności na jak najwyższym poziomie.

Wielokrotnie wspomniano o roli technologa w procesie sterowania. Oczywiście, wiele systemów sterowania jest tak skonstruowanych, aby były jak najbardziej przyjazne dla użytkownika. Niemniej jednak są to przemiany biologiczne, z tego względu bardzo ważne jest, aby technolog ukończył studia w zakresie biotechnologii środowiska lub inżynierii środowiska, rozumiał zachodzące procesy, właściwie interpretował dokonywane obserwacje, potrafił wykonać podstawowe analizy właściwości odpadów przed i po procesie,

a także prawidłowo reagował w sytuacjach awaryjnych. W innym przypadku, gdy technologiem jest osoba bez odpowiedniego wykształcenia, nawet najlepiej skonstruowany system sterowania, bez odpowiedniej dbałości, kalibracji, wcześniej czy później przestanie poprawnie funkcjonować. Nie wystarczy tu gwarantowane przez dostawców technologii przeszkolenie załogi. Technolog zatem jest nieodzowny, aby dobrze funkcjonował system instalacji biostabilizacji odpadów komunalnych.

Niemniej jednak, w przypadku stosowania ręcznego sterowania biostabilizacją odpadów proces ten jest trudny do optymalizacji. Stąd też zaleca się stosować układy automatycznego sterowania i monitorowania z wielowarstwową strukturą rozproszoną. Taka struktura zapewnia otwartość i skalowalność, co jest podstawowym założeniem nowoczesnych systemów sterowania i monitorowania. Warstwa główna powinna być wyposażona w wysoko wydajny komputer, na którym jest zainstalowany przemysłowy system sterowania. Zadania tej warstwy to sterowanie nadrzędne procesem i zbieranie bieżących danych pomiarowych, archiwizowanie w bazach danych, wizualizacja procesu oraz wykrywanie i raportowanie stanów alarmowych. Dodatkowo, funkcją warstwy głównej powinna być możliwość dostępu uprawnionych operatorów procesu poprzez typowe przeglądarki internetowe. Warstwa bezpośredniego sterowania powinna być oparta na sterowniku PLC (ang. programmable logic controller), wyposażona w interfejs lokalnej sieci w standardzie przemysłowym. W warstwie tej powinny odbywać się bezpośrednie sterowanie urządzeniami wykonawczymi (falowniki – wentylatory, przepustnice, elektrozapory i inne) oraz odczyt danych procesowych z czujników (temperatury, tlenu, przepływu itp.).

Powietrze procesowe powinno być dostarczane do bioreaktorów za pomocą wentylatorów nawiewnych z płynnie regulowanym wydatkiem za pomocą falownika lub w reżimie interwałowym. Ilość dozowanego powietrza określa algorytm sterowania nadrzędno zaimplementowany w systemie sterowania.

Zaimplementowany algorytm powinien wykorzystywać strukturę sterowania ze sprzężeniem w przód „feedforward” i ze sprzężeniem w tył „feedback”, zapewniając w ten sposób mniejszą wrażliwość kontrolowanego procesu na zmiany parametrów otoczenia.

Ilość dozowanego powietrza dla każdego bioreaktora wyznacza się indywidualnie na podstawie mierzonych parametrów procesowych (temperatura w reaktorze, zawartość tlenu w odpadach, temperatura powietrza tłoczonego do reaktora, wilgotność powietrza tłoczonego do reaktora, przepływu powietrza tłoczonego, właściwości odpadów określone w badaniach i inne). System sterowania powinien być wyposażony w system „watchdog” i system zabezpieczeń, które nawet w wyniku awarii nie będą blokowały pracy instalacji.

Przy takiej konstrukcji systemu możliwe jest optymalizowanie procesu biostabilizacji i dostosowanie go do warunków lokalnych oraz właściwości odpadów. Wprowadzenie dodatkowo automatycznej kontroli natlenienia odpadów umożliwi wyznaczanie parametru AT_4 w czasie rzeczywistym (real-time), co spowoduje zwiększenie stopnia optymalizacji procesu.

W układzie regulacji występuje ujemne sprzężenie zwrotne. Urządzenie pomiarowe dokonuje cyklicznego pomiaru wartości sygnału wyjściowego procesu. Na tej podstawie oblicza się uchyb regulacji (błąd sterowania), który następnie jest wykorzystywany przez algorytm regulacji do obliczenia aktualnej wartości sygnału sterującego procesem.

Dobry algorytm regulacji powinien zapewniać:

- bezpieczną pracę urządzenia (procesu),
- spełnienie ograniczeń sygnałów procesowych, które mogą nie tylko wynikać ze względów bezpieczeństwa, ale również być spowodowane normami jakości produktu, normami ochrony środowiska i innymi czynnikami,
- dobrą jakość regulacji, tzn. umożliwić szybką i dokładną pracę procesu,
- takie działanie procesu, które przynosi zyski ekonomiczne [Ławryńczuk 2013].

Większość stosowanych obecnie algorytmów regulacji to klasyczne struktury proporcjonalno-całkująco-różniczkujące (PID – ang. proportional–integral–derivative controller). Sygnał sterujący jest proporcjonalny do aktualnej wartości uchybu (działanie proporcjonalne), do sumy uchybów z przeszłości (działanie całkujące) oraz do szybkości zmian uchybu (działanie różniczkujące) [Tatjewski 2002]. Jednak algorytmy PID, choć powszechnie stosowane w wielu dziedzinach, mają kilka wad. Po pierwsze, algorytm PID jest liniowy, a więc nadaje się do regulacji procesów o właściwościach liniowych, podczas gdy większość typowych procesów biotechnologicznych ma właściwości nieliniowe. Zastosowanie zatem takiego algorytmu uniemożliwia w takich przypadkach zapewnienie dobrej jakości regulacji. Po drugie, nie można liczyć na prawidłową pracę algorytmu, jeżeli proces charakteryzuje się opóźnieniem lub tzw. odwrotną odpowiedzią (w początkowym okresie regulacji charakter zmian wartości sygnału wyjściowego jest odwrotny do przewidywanego). Poza tym, w podstawowej wersji algorytm przeznaczony jest do regulacji procesów jednowymiarowych, o jednej zmiennej wejściowej i jednej zmiennej wyjściowej, podczas gdy większość procesów przemysłowych jest wielowymiarowa. Wreszcie, algorytm PID w podstawowej wersji nie uwzględnia ograniczeń sygnałów sterujących procesem i sygnałów wyjściowych. O ile ograniczenia zmiennych sterujących można dość łatwo zrealizować (stosując ograniczniki sygnałów), o tyle z punktu widzenia jakości stabilizatu kluczowe mogą się okazać ograniczenia sygnałów wyjściowych procesu, np. stopnia stabilizacji, aktywności oddechowej odpadów i innych.

Wśród wielu zaawansowanych algorytmów regulacji (bardziej złożonych niż algorytm PID) na szczególną uwagę zasługują algorytmy regulacji predykcyjnej (MPC – ang. model predictive control) [Camacho i Bordons 1999, Maciejowski 2002, Tatjewski 2002]. W każdej iteracji (powtórzeniu) algorytmu wyznacza nie tylko bieżącą wartość sygnału sterującego (jak w algorytmie PID), ale także całą przyszłą sekwencję sterującą na pewnym horyzoncie czasowym (horyzoncie sterowania). Optymalizator (procedura obliczeniowa) tak dobiera przyszłą sekwencję sterującą, aby prognozowany uchyb regulacji na pewnym horyzoncie czasowym (horyzoncie predykcji), czyli różnica między trajektorią zadaną a prognozowanymi wartościami sygnału wyjściowego, był jak najmniejszy. Predykcja wartości zmiennej wyjściowej jest wykonywana na bieżąco, opierając się na dynamicznym modelu procesu [Camacho i Bordons 2002, Maciejowski 2002, Tatjewski 2002].

Jak już wspomniano, możliwość uwzględnienia ograniczeń sygnałów wejściowych i wyjściowych procesu jest jedną z pożądanych cech dobrego algorytmu regulacji. W każdej iteracji algorytm regulacji predykcyjnej wyznacza sekwencję przyszłych przyrostów sygnałów sterujących w wyniku rozwiązania zadania optymalizacji, w którym uwzględnia się wszystkie istotne ograniczenia. Zazwyczaj uwzględnia się trzy rodzaje ograniczeń:

ograniczenia wartości przyszłych sygnałów sterujących, ograniczenia szybkości zmian przyszłych sygnałów sterujących oraz ograniczenia wartości prognozowanych sygnałów wyjściowych procesu [Camacho i Bordons 2002, Maciejowski 2002, Tatjewski 2002].

Pomimo że w każdej iteracji algorytmu regulacji predykcyjnej wyznacza się całą przyszłą sekwencję sterującą, do sterowania w bieżącej iteracji wykorzystuje się jedynie pierwszy element wyznaczonego ciągu. W kolejnej iteracji algorytmu następuje aktualizacja pomiaru zmiennej wyjściowej, horyzont predykcji zostaje przesunięty o jeden krok do przodu i cała procedura obliczeniowa zostaje powtórzona [Ławryńczuk 2013].

Najważniejsze zalety algorytmów regulacji predykcyjnej są następujące [Camacho i Bordons 2002, Maciejowski 2002, Tatjewski 2002]:

- dzięki wykorzystaniu do predykcji matematycznego modelu procesu algorytm w optymalny sposób dobiera przyszłą sekwencję sterującą;
- algorytm umożliwia uwzględnienie ograniczeń sygnałów zmiennej zarówno wejściowej, jak i wyjściowej procesu (ograniczenia te są integralną częścią zadania optymalizacji, rozwiązywanego w każdej iteracji algorytmu);
- dzięki wykorzystaniu do predykcji matematycznego modelu procesu algorytm „wie”, że w procesie występują opóźnienie lub odwrotna odpowiedź, stąd może obliczyć z wyprzedzeniem optymalną sekwencję sterującą;
- podane powyżej sformułowanie algorytmu regulacji predykcyjnej jest uniwersalne, istnieje więc możliwość zastosowania do predykcji modelu procesu wielowymiarowego, o wielu zmiennych wejściowych i wyjściowych, dzięki wykorzystaniu do predykcji modelu wielowymiarowego algorytm „wie” o wszystkich sprzężeniach skrośnych i w optymalny sposób dobiera przyszłą sekwencję sterującą.

Podane zalety algorytmów regulacji predykcyjnej spowodowały, że są one często wykorzystywane w praktyce [Ławryńczuk 2007]. Bardzo często są to procesy o dużej skali (mające po kilkadziesiąt lub nawet kilkaset zmiennych wejściowych i wyjściowych). W porównaniu ze stosowanymi rozwiązaniami (zwykle bazującymi na strukturze PID) zastosowanie algorytmów MPC znacznie podnieść może jakość regulacji i pozwolić na istotną poprawę wyników ekonomicznych. Ze względu na złożoność procesów biologicznej stabilizacji odpadów istnieje również potencjał ich zastosowania w instalacjach biologicznego przetwarzania odpadów.

Zastosowanie algorytmów regulacji predykcyjnej prowadzi do znacznej poprawy jakości regulacji w porównaniu z klasycznymi rozwiązaniami bazującymi na regulatorze PID, gdyż umożliwia regulację procesów nieliniowych, wielowymiarowych, o „trudnej” dynamice, również przy występowaniu ograniczeń sygnałów. W przypadku złożonych procesów technologicznych, np. procesów przetwarzania biologicznego – stabilizacji tlenowej, wykorzystanie algorytmów regulacji predykcyjnej jest rozwiązaniem naturalnym i rozwojowym. Podejście takie nie tylko zapewnia bezpieczeństwo działania procesu, pozwala spełnić ograniczenia i umożliwia osiągnięcie dobrej jakości regulacji kluczowych zmiennych, ale również prowadzi do optymalizacji ekonomicznej procesu.

8. Podsumowanie

W Polsce, w instalacjach MBP, wdrożono różnorodne technologie biostabilizacji odpadów, które różnią się:

- konstrukcją bioreaktorów: przykrycie membranami półprzepuszczalnymi, rękawy foliowe, reaktory tunelowe, reaktory bębnowe;
- sposobem napowietrzania odpadów: ciśnieniowe, podciśnieniowe, z recyrkulacją powietrza;
- reżimem pracy: okresowe, przepływowe;
- sposobem stabilizacji: statyczne, dynamiczne;
- sposobem oczyszczania powietrza procesowego: membrany półprzepuszczalne, biofiltry, RTO;
- występowaniem i sposobem nawadniania odpadów;
- sposobem i częstotliwością przrzucania odpadów;
- kontrolą procesu: sterowanie poprzez utrzymywanie zadanej temperatury odpadów z alarmami temperaturowymi górnym i dolnym, sterowanie poprzez utrzymywanie zadanej temperatury, poziomu nasycania tlenem odpadów i wilgotności odpadów z alarmami temperaturowymi górnym i dolnym;
- gwarantowanym czasem zatrzymania, po którym uzyskane zostaną wymagane parametry stabilizatu: łączny czas biostabilizacji oferowanych technologii mieści się w zakresie od 5 do 10 tygodni.

Dodać należy, iż większość oferowanych technologii to technologie opracowane w krajach zachodnich: Niemczech, Austrii, Francji i Włoszech. Rozwój tych technologii zatrzymał się w ostatnich latach. Dodatkowo, po zmianie przepisów w tym zakresie i wysyceniu rynku popyt na instalacje MBP spadł. Są one obecnie na etapie eksploatacji i/lub modernizacji. Nie są to technologie innowacyjne, wchodzące na rynek. Jedynie kilka rozwiązań zostało opracowanych w Polsce jako odpowiedź na występujący popyt w latach 2010–2016 na instalacje MBP. Systemy sterowania wszystkich firm oparte są na algorytmach PID. Najczęściej stosowany system sterowania napowietrzaniem oparty jest jedynie na pomiarach temperatury w odpadach. Wskazania termometrów sprzężone są z układem sterowania pracą wentylatorów. Gdy temperatura wzrasta powyżej wartości krytycznej górnej (np. 70°C), wentylatory są włączane w celu wychłodzenia masy odpadów, natomiast gdy temperatura spada poniżej wartości krytycznej dolnej (np. 50°C), wentylatory są wyłączane. Taki dość prosty system sterowania nie zapewnia utrzymania optymalnych warunków procesu biostabilizacji. Nie pozwala także na kontrolę innych ważnych para-

metrów jak: stężenie tlenu, CO₂ czy wilgotność odpadów w reaktorze i uzależnienie intensywności napowietrzania od tych parametrów. Systemy takie nie pozwalają na określenie, w którym momencie stabilizowana masa odpadów uzyskuje wymagane prawem parametry stabilizatu, w związku z czym proces trwa zgodnie z reżimem technologicznym określonym przez dostawcę technologii, np. 6 tygodni, powodując tym samym niepotrzebne przetrzymanie odpadów w reaktorze, ograniczenie przepustowości instalacji oraz nadmierne zużycie energii. Dodatkowo, w wielu przypadkach sterowanie polega na z góry określonym włączaniu i wyłączaniu wentylatorów w określonych interwałach czasowych. Zazwyczaj, w początkowej fazie częstotliwość włączeń i czas pracy wentylatorów są większe, a w miarę upływu kolejnych tygodni procesu ulegają obniżeniu. Stosowanie prostych układów sterowania, jak wskazują dane eksploatacyjne, nie pozwala na optymalizację procesu biostabilizacji odpadów komunalnych. Dodatkowo, częstym błędem jest stosowanie tylko jednego termometru na jeden reaktor, od którego zależy praca całego reaktora. Błąd ten wynika z dużej niejednorodności składu morfologicznego odpadów komunalnych, przez co umieszczenie termometru w różnych miejscach powodować może zupełnie inne wskazania temperatury wynikające ze zróżnicowanej intensywności przemian w tych miejscach.

Pomimo tych ograniczeń technolodzy, operatorzy instalacji biostabilizacji tlenowej odpadów komunalnych są w stanie zweryfikować prawidłowość zaprojektowanych parametrów bioreaktorów. Wykorzystując model I-rzędowy rozkładu materii organicznej, możliwe jest przeprowadzenie symulacji zmian stopnia ustabilizowania odpadów w bioreaktorze. Opierając się na bardziej zaawansowanych równaniach bilansu cieplnego i masowego bioreaktora, możliwe jest oszacowanie parametrów kinetycznych rozkładu materii organicznej i zweryfikowanie założeń technologicznych oraz ustawień systemu sterowania. Dodatkowo, zaprezentowane w książce modele, pozwalają na przeprowadzenie pogłębionej symulacji pracy bioreaktora dla zmiennych warunków środowiskowych i docelowo opracowanie własnej funkcji, która stanowić może podstawę systemu sterowania procesem.

Finalnie, dzięki opracowaniu własnej funkcji matematycznej, opisującej zależności pomiędzy parametrami technologicznymi procesu a efektywnością biostabilizacji, możliwe jest podjęcie próby implementacji funkcji do predykcyjnego systemu sterowania.

Zastosowanie sterowania predykcyjnego stanowi nowe otwarcie technologiczne i silną konkurencję poprzez innowacyjne podejście do prowadzenia procesu biostabilizacji wobec dostępnych obecnie na rynku ofert. Jest to także nowe wyzwanie badawcze. To właśnie w tym zakresie w najbliższym czasie rozwijać się będą interdyscyplinarne badania, w trakcie których specjaliści od analizy danych, algorytmów, biotechnolodzy i inżynierowie środowiska pracować będą/powinni nad nowymi rozwiązaniami w zakresie kontroli i sterowania procesami biologicznymi. Przede wszystkim zastosowanie algorytmów predykcyjnych do sterowania umożliwi optymalizację procesu biostabilizacji. Spodziewanym efektem będzie skrócenie czasu jej trwania, przy zachowaniu wymaganej jakości stabilizatu oraz obniżeniu zużycia energii. Z praktycznego punktu widzenia skrócenie czasu biostabilizacji przykładowo do 4 tygodni spowoduje wzrost przepustowości RIPOK lub też zmniejszenie zapotrzebowania terenowego pod część biologiczną RIPOK.

Przedstawione zagadnienia skierowane mogą być zarówno do naukowców, inżynierów, projektantów, jak i do wszystkich podmiotów publicznych i prywatnych prowadzą-

cych działalność w zakresie gospodarki odpadami. Przedsiębiorstwa komunalne działające na szczeblu gminnym, powiatowym czy też regionalnym prowadzą zbiórkę odpadów, transport do miejsc zagospodarowania, ale także jako właściciele odpadów zobowiązani są do ich odzysku lub też unieszkodliwienia. Nowe przepisy prawne wymuszają wdrażanie technologii pozwalających na maksymalizację odzysku odpadów. W najbliższym czasie, ze względu na wdrażaną selektywną zbiórkę odpadów biodegradowalnych, spodziewane jest wystąpienie kolejnej kampanii inwestycyjnej związanej z modernizacją i budową kompostowni odpadów biodegradowalnych. Przedsiębiorstwa komunalne zainteresowane będą więc wdrażaniem innowacyjnych technologii pozwalających na obniżenie masy składowanych odpadów oraz skrócenie czasu biologicznego przetwarzania odpadów (co przekłada się także na obniżenie kosztów związanych ze składowaniem odpadów). Przedstawione rozwiązania znaleźć mogą także zastosowanie w istniejących już obiektach, gdzie tradycyjnie stosowane technologie mogą zostać zmodernizowane, a systemy sterowania mogą zostać zastąpione algorytmami predykcyjnymi. Możliwa jest zatem optymalizacja istniejących już zakładów, opierając się na zdobytych doświadczeniach. Jednak warunkiem koniecznym jest synergia pomiędzy środowiskiem naukowym – uczonymi, zajmującymi się procesami biologicznego przetwarzania odpadów, projektantami a także operatorami instalacji. Połączenie doświadczeń praktycznych oraz wiedzy teoretycznej doprowadzić może do podniesienia efektywności stosowanych procesów i wdrożenia nowych, innowacyjnych rozwiązań. Niniejsza monografia stanowić może przyczynek do budowy i rozwoju synergii w tym zakresie.

9. Piśmiennictwo

1. Adani F., Tambone F., Gotti A., 2004. Biostabilization of municipal solid waste. *Waste Manage.*, 24, 775–783, DOI:10.1016/j.wasman.2004.03.007
2. Adani F., Ubbiali C., Generini P., 2006. The determination of biological stability of composts using the Dynamic Respiration Index: the results of experience after two years. *Waste Manage.*, 26(1), 41–48, DOI:10.1016/j.wasman.2005.01.025
3. Alagappan G., Cowan M.R., 2004. Effect of temperature and dissolved oxygen on the growth kinetics of *Pseudomonas putida* F1 growing on benzene and toluene. *Chemosphere*, 54, 1255–1265, DOI:10.1016/j.chemosphere.2003.09.013
4. Ali U., Sajid N., Khalid A., Riaz L., Rabbani M.M., Syed J.H., Malik R.N., 2015. A review on vermicomposting of organic wastes. *Environ. Prog. Sustain. Energy*, 34, 1050–1062. DOI:10.1002/ep.12100
5. Archer E., Baddeley A., Klein A., Schwager J., Whiting K., 2005. Mechanical-Biological-Treatment: A guide for decision makers processes, policies & markets. Juniper Consultancy Services Ltd, March 2005.
6. Bach P.D., Nakasaki K., Shoda M., Kubota H., 1987. Thermal balance in composting operations. *J. Ferment. Technol.*, 65(2), 199–209, DOI:10.1016/0385–6380(87)90165–8
7. Baffi C., Dell'Abate M.T., Nassisi A., Silva S., Benedetti A., Genevini P.L., Adani F., 2006. Determination of biological stability in compost: A comparison of methodologies. *Soil Biol. Biochem.*, 39, 1284–1293, DOI:10.1016/j.soilbio.2006.12.004
8. Bari Q.H., Koenig A., Guihe T., 2000. Kinetic analysis of forced aeration composting – I. Reaction rates and temperature. *Waste Manage. Res.*, 18(4), 303–312, DOI:10.1034/j.1399–3070.2000.00114.x
9. Bari Q.H., Koenig A., 2005. Mathematical model of composting in a closet system: effect of airflow rate on vertical temperature distribution. *Proceedings of Sardinia 2005, Tenth International Waste Management and Landfill Symposium, S. Margherita di Pula, Italy.*
10. BAT 2006. European Commission. Integrated Pollution Prevention and Control Reference Document on Best Available Techniques for the Waste Treatments Industries. August 2006.
11. BAT 2017. Joint Research Centre, Directorate Growth and Innovation Unit Circular Economy and Industrial Leadership European IPPC Bureau. Best Available Techniques (BAT) Reference Document for Waste Treatment. Final Draft. http://eippcb.jrc.ec.europa.eu/reference/BREF/WT/WT_Final_Draft1017.pdf
12. Bernal M.P., Lopez-Real J.M., Scott K.M., 1993. Application of natural zeolites for reduction of ammonia emissions during the composting of organic wastes in a laboratory composting simulator. *Bioresource Technol.*, 43, 35–39, DOI:10.1016/0960–8524(93)90079-Q
13. Bernat K., Wojnowska-Baryła I., Kasiński S., Agopsowicz M., 2011. Technologie i biotechnologie stosowane w mechaniczno-biologicznym przetwarzaniu odpadów komunalnych. *Trendy w Biotechnologii Środowiska. Cz. II. Wydawnictwo UWM, Olsztyn.*

14. Białowiec A., Tamplin M., 2010. Analiza frakcyjna i morfologiczna odpadów. Przegląd komunalny, 225(6), 52–56
15. Białowiec A., 2012. Wskaźniki stopnia ustabilizowania odpadów, Odpady Komunalne, Verlag Dashöfer, 5.
16. Bilitewski B., Hardtle G., Marek K., 2006. Podręcznik gospodarki odpadami. Wydawnictwo Seidel-Przywecki, ISBN: 83–919449–8-0
17. Binner E., Böhm K., Lechner P., 2012. Large scale study on measurement of respiration activity (AT4) by Sapromat and OxiTop. Waste Manage., 32, 1752–1759, DOI:10.1016/j.wasman.2012.05.024
18. Bongochgetsakul N., Ishida T., 2008. A new analytical approach to optimizing the design of large-scale composting systems. Bioresource Technol., 99, 1630–1641, DOI:10.1016/j.biortech.2007.04.016
19. Bowker D., Randerson P.F., 2010. Practical data analysis workbook for biologists. Fourth edition. Cardiff School of Biosciences, Cardiff University. UK.
20. Bożym M., 2012. Problemy analityczne oznaczania stopnia stabilizacji odpadów po biologicznym przetworzeniu. Chemik, 66, 11, 1211–1218.
21. Busch G., 2014. Eco-Energetics – biogas. research, technologies, law and economics in the Baltic sea region. Pod red. A. Cenian, J. Gołaszewski, T. Noch, GSW Publisher, Gdańsk 2014.
22. Camacho E.F., Bordons C., 1999. Model predictive control. Springer, London.
23. Cary J.W., Taylor S.A., 1962a. The interaction of the simultaneous diffusion of heat and water vapor. Soil Sci. Soc. Am. Proc., 26, 413–416, DOI:10.2136/sssaj1962.03615995002600050004x
24. Cary J.W., Taylor S.A., 1962b. Thermally driven liquid and vapor phase transfer of water and energy in soil. Soil Sci. Soc. Am. Proc., 26, 417–420, DOI:10.2136/sssaj1962.03615995002600050005x
25. Chang J.I., Tsai J.J., Wu K.H., 2005. Mathematical model for carbon dioxide evolution from the thermophilic composting of synthetic food wastes made of dog food. Waste Manage., 25(10), 1037–1045, DOI:10.1016/j.wasman.2005.01.018
26. Chen L., De Haro Marti M., Moore A., Falen C., 2011. The composting process. Dairy compost production and use in Daiho. CIS 1179.
27. Chica A.F., Arcos M.A., Hobbs P., Stentiford E., 2007. Position of the thermophilic stage in the composting process time and process efficiency. Proceedings Sardinia 2007, Eleventh International Waste Management and Landfill Symposium S. Margherita di Pula, Cagliari, Italy, 1–5 October 2007.
28. Chmiel A., 1998. Biotechnologia. Podstawy mikrobiologiczne i biochemiczne. Wydawnictwo Naukowe PWN.
29. Chroni C., Kyriacou A., Georgaki I., Manios T., Kotsou M., Lasaridi K., 2009. Microbial characterization during composting of biowaste. Waste Manage., 29, 1520–1525, DOI:10.1016/j.wasman.2008.12.012
30. Contois D.E., 1959. Kinetics of bacterial growth: relationship between population density and space growth rate of continuous cultures. J. Gen. Microbiol., 21, 40–50, DOI:10.1099/00221287-21-1-40
31. Cooperband L., 2002. The art and science of composting. A resource for farmers and compost producers. University of Wisconsin-Madison. Center for Integrated Agricultural Systems. March 29, 2002.
32. Cronje A., Turner C., Williams A., Barker A., Guy S., 2003. Composting under controlled conditions. Environ. Technol., 24(10), 1221–1234, DOI: 10.1080/09593330309385664
33. Crow C., Kenny G.R., 1997. New challenges developments in plastic sorting. R`97 International Congress. Recovery Recycling Re-integration. Geneva, Switzerland. February 4–7, 1997.
34. Das K., Keener H.M., 1997. Numerical model for the dynamic simulation of a large-scale composting system. Trans. Am. Soc. Agri. Eng., 40(4), 1179–1189, DOI: 10.13031/2013.21339

35. de Bertoldi M., Vallini G., Pera A., 1983. The biology of composting: a review. *Waste Manage. Res.*, 1, 157–176, DOI:10.1016/0734-242X(83)90055-1
36. de Bertoldi M., 2007. High hygienization rate for sewage sludge and biowaste with innovative composting system. *Proceedings of Eleventh International Waste Management and Landfill Symposium S. Margherita di Pula, Cagliari, Italy, 1–5 October 2007.*
37. Epstein E., 1996. *Science of composting.* By CRC Press LLC. ISBN 1-56676-478-5. Boca Raton Florida 33431.
38. Esener A.A., Roels J.A., Kossen N.W.F., 1981. The influence of temperature on the maximum specific growth rate of *Klebsiella pneumoniae*. *Biotechnol. Bioeng.* 23, 1401–1405, DOI: 10.1002/bit.260230620
39. Fialho L., Silva W., Milori D., Simões M., Martin L., 2010. Characterization of organic matter from composting of different residues by physicochemical and spectroscopic methods. *Biore-sour. Technol.* 101, 1927–1937, DOI:10.1016/j.biortech.2009.10.039
40. Gabhane J., William S.P., Bidyadhar R., Bhilawe P., Anand D., Vaidya A.N., Wate S.R., 2012. Additives aided composting of green waste: Effects on organic matter degradation, compost maturity, and quality of the finished compost. *Bioresour. Technol.* 114, 382–388. DOI:10.1016/j.biortech.2012.02.040
41. Garg A., Tothill I.E., 2009. A review of solid waste composting process. The UK perspective. *Dynamic Soil, Dynamic Plant 3 (Special Issue 1)*, 57–63.
42. Gómez R.B., Lima F.V., Ferrer A.S., 2006. The use of respiration indices in the composting process: a review, *Waste Manage. Res.*, 24, 37–47, DOI:10.1177/0734242X06062385
43. Hamelers H.V.M., 2005. Modeling composting kinetics: A review of approaches. *Rev. Environ. Sci. Bio/Technol.*, 3(4), 331–342, DOI:10.1007/s11157-004-2335-0
44. Hassen A., Belguith K., Jedidi N., Cherif M., Boudabous A., 2002. Microbial characterization during composting of municipal solid waste. *Proceedings of International Symposium on Environmental Pollution Control and Waste Management 7–10 January 2002, Tunis*, 357–368.
45. Haug R.T., 1993. *The practical handbook of compost engineering.* Boca Raton: Lewis Publishers, Florida, USA.
46. Hsu J.H. Lo S.L., 1999. Chemical and spectroscopic analysis of organic matter transformations during composting of pig manure. *Environ. Pollut.*, 104, 189–196, doi.org/10.1016/S0269-7491(98)00193-6
47. Hwang Y.B., Lee A.C., Chang, H.N., Chang Y.K., 1991. Dissolved oxygen concentration regulations using auto turning proportional integral derivative controller in fermentation process. *Biotechnol. Techniques* 5, 85–90, DOI:10.1007/BF00159976
48. Insam H., de Bertoldi M., 2007. Microbiology of composting process [in:] Diaz L.F., de Bertoldi M., Bidlingmaier W. and Stentiford E., Eds., *Compost Science and Technology*, Waste Management Series, Elsevier Science, Amsterdam, 26.
49. James E.B., Davil F.O., 1986. *Biochemical Engineering Fundamentals*, second ed. McGraw-Hill Science.
50. Jędrzak A.; 2007. *Biologiczne przetwarzanie odpadów.* Wydawnictwo Naukowe PWN, Warszawa.
51. Kaiser J., 1996. Modeling composting as a microbial ecosystem: a simulation approach. *Ecol. Model.*, 91, 25–37, doi.org/10.1016/0304-3800(95)00157-3
52. Kaneko H., Hirayama K., Fujita K., 2001. Simulation of composting reaction. *J. Jpn. Soc. Waste Manage. Experts.*, 12(3), 122–130.
53. Keener H.M., Marugg C., Hansen R.C., Hoitink H.A.J.; 1993. Optimising the efficiency of the composting process [in:] Hoitink H.A.J., Keener H.M. (Eds.), *Science and Engineering of Composting: Design, Environmental, Microbial and Utilisation Aspects.* Renaissance Publications, Worthington, USA, 59–94.

54. Keener H.M., Elwell D.L., Das K.C., Hansen R.C., 1997. Specifying design/operation of composting systems using pilot scale data. *Appl. Eng. Agric.*, 13(6), 767–772, DOI:10.13031/2013.21658
55. Keener H.M., Ekinci K., Michel F.C., 2005. Composting process optimisation – using on/off controls. *Compost Sci. Util.*, 13(4), 288–299, DOI:10.1080/1065657X.2005.10702253
56. Kilian E., Macedowska-Capiga A., 2011. Parametr AT-4 jako wskaźnik stopnia stabilizacji odpadów po mechaniczno-biologicznym przetwarzaniu. *Prace Instytutu Ceramiki i Materiałów Budowlanych*, 8, 88–94.
57. Klute A., 1952. A numerical method for solving the flow equation for water in unsaturated materials. *Soil Sci.*, 73, 105–116.
58. Koziołek S., Białowiec A., Mysior M., Słupiński M., Ptak M., Derlukiewicz D., 2017. Rozproszone systemy dystrybucji biogazu. Badania, projektowanie i rozwój. Oficyna Wydawnicza Politechniki Wrocławskiej, Wrocław.
59. Krajowy Plan Gospodarki Odpadami 2022. Uchwała Rady Ministrów z dnia 1 lipca 2016 r. (M.P. 2016, nr 66, poz. 784).
60. Krygier K., Klinke T., Sewerynik J., 1991. Ogrzewnictwo. Wentylacja. Klimatyzacja. Podręcznik dla technikum, WSiP, Warszawa.
61. Li X., Robbins J.W.J., Taylor K., 1992. Effect of the levels of dissolved oxygen on the expression on recombinant proteins in recombinant *Escherichia coli* strains. *J. Ind. Microbiol.*, 9, 1–7.
62. Li C.H., Jenkins D.R., 2003. Modeling and numerical simulation of composting process. Technical Report CMIS 03/26, CSIRO Mathematical and information sciences.
63. López M., Soliva M., Martínez-Farré X., Fernández M., Huerta-Pujol O., 2010. Evaluation of MSW organic fraction for composting: Separate collection or mechanical sorting. *Resour. Conserv. Recy.*, 54, 222–228, DOI.org/10.1016/j.resconrec.2009.08.003
64. Ławryńczuk M., 2007. A family of model predictive control algorithms with artificial neural networks. *Int. J. AP. Mat. Com-Pol.*, 2, 217–232.
65. Ławryńczuk, M., 2013. Algorytmy regulacji predykcyjnej i optymalizacji punktu pracy procesów. *Przegląd Komunalny*, 6, 60–63.
66. Maciejowski J. M., Predictive control with constraints. Prentice Hall, Harlow.
67. Maekawa K., Ishida T., Kishi T., 2003. Multi-scale modeling of concrete performance: Integrated material and structural mechanics. *J. Adv. Concrete Technol.*, 1(2), 91–126.
68. Manczarski P., 2007. Kompostowanie odpadów komunalnych. Referat na Forum Technologii Ochrony Środowiska POLEKO 2007. Poznań, 21.11.2007 r.
69. Marugg C., Grebus M., Hansen R., Keener, H.M., Hoitink H.A.J., 1993. A kinetic model of the yard waste composting process. *Compost Sci. Util.*, 1(1), 8–51, DOI:10.1080/1065657X.1993.10771125
70. Mason I.G., Milke M.W., 2005. Physical modelling of the composting environment: a review. Part 1: Reactor systems. *Waste Manage.* 25(5), 481–500, DOI:10.1016/j.wasman.2005.01.015
71. Mason I.G., 2006. Mathematical modeling of the composting process: A review. *Waste Manage.*, 26, 3–21, DOI:10.1016/j.wasman.2005.01.021
72. Mason I.G., 2007. A study of power, kinetics and modelling in the composting process. Ph.D. Thesis, University of Canterbury, Christchurch, New Zealand.
73. Mason I.G., 2008. An evaluation of substrate degradation patterns in the composting process. Part 2: temperature-corrected profiles. *Waste Manage.* 28(10), 1751–1765, DOI:10.1016/j.wasman.2007.06.019
74. Mason I.G., 2009. Predicting biodegradable volatile solids degradation profiles in the composting process. *Waste Manage.*, 29, 559–569, DOI:10.1016/j.wasman.2008.05.001
75. Mayo A.W., 1997. Effects of temperature and pH on the kinetics growth of unialga *Chlorella vulgaris* cultures containing bacteria. *Water Environ. Res.* 69, 64–72, DOI: 10.2175/106143097X125191

76. Michael T.M., John M.M., Jack P., 2003. Brock Biology of Microorganism, tenth ed. Prentice Hall.
77. Mohee R., White R., Das K., 1998. Simulation model for composting cellulosic (bagasse) substrates. *Compost Sci. Util.*, 6(2), 82–92, DOI:10.1080/1065657X.1998.10701923
78. Müller W., Niesar M., Turk T., 2003. Optimized mechanical treatment and material segregation through ballistic separation within mechanical biological waste treatment. Proceedings of Ninth International Waste Management and Landfill Symposium in Sardinia, 6–10 October 2003.
79. Nakano M., 2002. Mass Transport Phenomena in Soil. University of Tokyo Press.
80. Nakasaki K., Kato J., Akiyama T., Kubota H., 1987. A new composting model and assessment of optimum operating for effective drying of composting materials. *J. Ferment. Technol.*, 65(4), 441–447, DOI:10.1016/0385–6380(87)90141–5
81. Nakasaki K., Akakura N., Takemoto M., 2000. Predicting the degradation pattern of organic materials in the composting of a fed-batch operation as inferred from the results of a batch operation. *J. Mater. Cycles Waste Manage.*, 2(1), 31–37, DOI:10.1007/s10163–999–0014–5
82. Namkoong W., Hwang E.Y., 1997. Operational parameters for composting night soil in Korea. *Compost Sci. Util.*, 5(4), 46–51, DOI:10.1080/1065657X.1997.10701897
83. Obwieszczenie Marszałka Sejmu Rzeczypospolitej Polskiej z dnia 7 listopada 2016 r. w sprawie ogłoszenia jednolitego tekstu ustawy o odpadach (Dz.U. 2016, poz. 1987).
84. Oviedo-Ocaña E.R., Torres-Lozada P., Marmolejo-Rebellon L.F., Hoyos L.V., Gonzales S., Barrena R., Komilis D., Sanchez A., 2015. Stability and maturity of biowaste composts derived by small municipalities: Correlation among physical, chemical and biological indice. *Waste Manage.*, 44, 63–71, DOI:10.1016/j.wasman.2015.07.034
85. Pace M.G., Miller B.E., Farrell-Poe K.L., 1995. The composting process. Utah State University DigitalCommons@USU
86. Paredes C., Bernal M.P., Roig A., Cegarra J., 2001. Effects of olive mill wastewater addition in composting of agroindustrial and urban wastes. *Biodegradation*, 12(4), 225–234, DOI.org/10.1023/A:1017374421565
87. Paredes C., Bernal M., Cegarra J., Roig A., 2002. Biodegradation of olive mill wastewater sludge by its co-composting with agricultural wastes. *Bioresource Technol.*, 85(1), 1–8, DOI:10.1016/S0960–8524(02)00078–0
88. Penman H.L., 1940. Gas and vapour movement in the soil. *J. Agr. Sci.*, 30, 437–462, DOI.org/10.1017/S0021859600048164
89. Pilarska A., Pilarski K., 2009. Parametry procesu kompostowania. *Technika rolnicza ogrodnicza leśna*, 1/2009.
90. Pires A., Martinho G., Chang N.B., 2011. Solid waste management in European countries: A review of systems analysis techniques. *J. Environ. Manage.*, 92, 1033–1050, DOI.org/10.1016/j.jenvman.2010.11.024
91. PN-EN 15359:2012, Stałe paliwa wtórne – Wymagania techniczne i klasy.
92. Porowski R., 2016. Analiza metod określania ciepła spalania i wartości opałowej paliw. *Zeszyty Naukowe SGSP*, 59(3), 45–70.
93. Pretz T.H., Onasch K.J., 2003. Mechanical processing of municipal solid waste with modern sorting technologies. Proceedings of Ninth International Waste Management and Landfill Symposium in Sardinia, 6–10 October 2003.
94. Rebolledo R., Martínez J., Aguilera Y., Melchor K., Koerner I., Stegmann R., 2008. Microbial populations during composting process of organic fraction of municipal solid waste. *Appl. Ecol. Env. Res.*, 6, 61–67.
95. Reklaitis G.V., 1983. Introduction to material and energy balances. John Wiley and Sons Inc.
96. Ribeiro F.S.A., 2015. Biological stabilization of municipal solid waste. Master thesis. Technico Lisboa.

97. Rich L.G., 1963. Unit processes of sanitary engineering. John Wiley and Sons, Inc., New York.
98. Richard T.L., 1993. Municipal solid waste composting: biological processing. Cornell Waste Management Institute. Center for the Environment Rice Hall – Ithaca, New York.
99. Richard T.L., Walker L.P., 1998. Temperature kinetics of aerobic solid state biodegradation. Proceedings of the Institute of Biological Engineering 1, A22–A39.
100. Richard T.L., Walker L.P., Gossett J.M., 1999. The effects of oxygen on solid-state biodegradation kinetics. Proceedings of the Institute of Biological Engineering 2, A10–A30.
101. Richard T.L., Hamelers H.V.M., Veeken A., Silva T., 2002. Moisture relationships in composting processes. *Compost Sci. Util.*, 10(4), 286–302, DOI:10.1080/1065657X.2002.10702093
102. Ritzkowski M., Heerenklage J., Stegmann R., 2006. An overview on techniques and regulations of mechanical-biological pre-treatment of municipal solid waste. *Environmental Biotechnology*, 2(2), 57–68.
103. Roger T.H., 1993. The practical handbook of composting engineering. Lewis Publishers.
104. Rollins R.L., Spangler M.G., Kirkham D., 1954. Movement of soil moisture under a thermal gradient. Proceedings of the Highway Res. Board., 33, 492–508.
105. Rosso L., Lobry J.R., Flandrois J.P., 1993. An unexpected correlation between cardinal temperatures of microbial growth highlighted by a new model. *J. Theor. Biol.*, 162, 447–463, DOI: 10.1006/jtbi.1993.1099
106. Rozporządzenie Ministra Środowiska z dnia 11 września 2012 roku w sprawie mechaniczno-biologicznego przetwarzania zmieszanych odpadów komunalnych (Dz.U. 2012, poz. 1052).
107. Rozporządzenie Rady Ministrów zmieniającego rozporządzenie w sprawie opłat za korzystanie ze środowiska (Dz.U. 2017, poz. 723).
108. Rozporządzenie Ministra Środowiska z dnia 9 grudnia 2014 r. w sprawie katalogu odpadów (Dz.U. 2014, poz. 1923).
109. Ryckeboer J., Mergaert J., Vaes K., Klammer S., De Clercq D., Coosemans J., Insam H., Swinnings J., 2003. A survey of bacteria and fungi occurring during composting and self-heating processes. *Ann. Microbiol.*, 53, 349–410.
110. Salzmann W.K., Bohne M.S., 2000. Numerical experiments to simulate vertical vapor and liquid water transport in unsaturated non-rigid porous media. *Geoderma*, 98, 127–155, DOI:10.1016/S0016-7061(00)00056-2
111. Sangsurasak P., Mitchell D.A., 1998. Validation of a model describing twodimensional heat transfer during solid-state fermentation in packed bed bioreactors. *Biotechnol. Bioeng.*, 6(60), 739–749, DOI: 10.1002/(SICI)1097-0290(19981220)60:6<739::AID-BIT10>3.0.CO;2-U
112. Schlegel H.G., 2002. *Mikrobiologia ogólna*. Wydawnictwo Naukowe PWN, Warszawa.
113. Seki H., 2000. Stochastic modeling of composting processes with batch operation by the Fokker–Planck equation. *Transactions of the ASAE*, 43(11), 169–179, DOI: 10.13031/2013.2682
114. Shao Z., He P., Zhang D., Shao L., 2009. Characterization of water-extractable organic matter during the biostabilization of municipal solid waste. *J. Hazard. Mater.*, 164(2,3), 1191–1197, DOI:10.1016/j.jhazmat.2008.09.035
115. Sidelko R., Siebielska I., Szymański K., Skubała A., Kołacz N., 2014. Ocena stabilności kompostu w czasie rzeczywistym. *Inżynieria i Ochrona Środowiska*, 17(2), 221–230.
116. Smith R., Eilers R.G., 1980. Numerical simulation of activated sludge composting. EPA-600/2-8C-191, USEPA, Cincinnati, OH, USA.
117. Sole-Mauri F., Illa J., Magri´ A., Prenafeta-Boldu´ F.X., Flotats X., 2007. An integrated biochemical and physical model for the composting process. *Bioresource Technol.* 98, 3278–3293, DOI:10.1016/j.biortech.2006.07.012

118. Stegenta S., Kałdun B., Białowiec A., 2016. Dobór modelu i wyznaczanie parametrów kinetycznych aktywności oddechowej odpadów w trakcie procesu tlenowej biostabilizacji frakcji podsitowej odpadów komunalnych. *Rocznik Ochrona Środowiska*, 18(1), 800–814.
119. Stegenta S., Pulka J., Białowiec A., 2017a. Wykorzystanie technik bioaugmentacji w biostabilizacji odpadów [w:] *Innowacje w gospodarce odpadami*, red. Andrzej Białowiec. Wydawnictwo Uniwersytetu Przyrodniczego we Wrocławiu, Wrocław (w druku).
120. Stegenta S., Kałdun B., Sobieraj K., Białowiec A., 2017b. Aktywność biologiczna ustabilizowanej drobnej frakcji odpadów komunalnych podczas ich długotrwałej ekspozycji na warunki atmosferyczne. *Ochrona Środowiska*, 39(4), 31–40.
121. Stombaugh D.P., Nokes S.E., 1994. Aerobic composting simulation in a bioprocesses engineering course, ASAE, paper No. 94–3616, St. Joseph, MI.
122. Szpadt R., Jędrzak A., 2008. Wytyczne dotyczące wymagań dla procesów kompostowania, fermentacji i mechaniczno-biologicznego przetwarzania odpadów (według stanu prawnego na dzień 15 grudnia 2008 r.). Ministerstwo Środowiska, Departament Gospodarki Odpadami.
123. Tatjewski P., 2002. Sterowanie zaawansowane obiektów przemysłowych, struktury i algorytmy. Akademska Oficyna Wydawnicza Exit, Warszawa.
124. Technical Document on Municipal Solid Waste Organics Processing 2013. Environment Canada. Cat. No.: En14–83/2013E, ISBN: 978–1–100–21707–9
125. Tita G., Vivani G., Sabella D., 2007. Biostabilization and biodrying of municipal solid waste. Proceedings of Eleventh International Waste Management and Landfill Symposium. S. Margherita di Pula, Cagliari, Italy; 1–5 October 2007.
126. UE (European Union), 2008. Directive 2008/98/EC of the European Parliament and of the Council of 19 November 2008 on Waste and Repealing Certain Directives.
127. UNEP (United Nations Environment Programme) (2005). Solid Waste Management, vol. 1. UNEP.
128. Ustawa z dnia 1 lipca 2011 r. o zmianie ustawy o utrzymaniu czystości i porządku w gminach oraz niektórych innych ustaw (Dz.U. 2011, nr. 152, poz. 897).
129. Ustawa z 27 kwietnia 2001 r. Prawo ochrony środowiska (Dz.U. 2001, nr 62 poz. 627, z późn. zm.).
130. Velis C.A., Longhurst P.J., Drew G.H., Smith R., Pollard S.J.T., 2009. Biodrying for mechanical–biological treatment of wastes: A review of process science and engineering. *Bioresource Technol.* 100, 2747–2761. DOI:10.1016/j.biortech.2008.12.026
131. Velis C.A., Longhurst P.J., Drew G.H., Smith R., Pollard S.J.T., 2010. Production and quality assurance of solid recovered fuels using mechanical—biological treatment (MBT) of waste: a comprehensive assessment. *Crit. Rev. Env. Sci. Tec.*, 40, 979–1105, DOI:10.1080/10643380802586980

Municipal solid waste aerobic biostabilization. Design and operation calculations

Abstract

One of the priorities of modern waste management is to avoid waste landfilling, especially when it comes to waste with a potential for biodegradation, due to its significant environmental impact. Biostabilization of municipal waste, as one of the main parts of the waste management system, is a method of reducing the landfilling of biodegradable waste. Usually, this process, carried out at Mechanical and Biological Treatment (MBT) plants, occurs in an aerobic or anaerobic environment, with participation of microorganisms. In this monograph, the topic of aerobic biostabilization of municipal waste is the subject of theoretical and application oriented considerations, together with the presentation of implementation possibilities of the developed model as regards the design and exploitation calculations of waste biostabilization and as well as the predictive biostabilization process control system. The monograph highlights the importance of proper design and exploitation of biostabilization technology. Different technological combinations of waste MBT were analysed. Three of technological configurations, with preliminary assumptions, were subjected to comparative simulations of waste treatment efficiency, in relation to waste mass flow, waste mass removal rate, recovery and recycling efficiency, and weight reduction of landfilled waste. The manuscript presents the legal issues of MBT of waste and analysis of aerobic biostabilization of wastes, focusing on the process in the microbiological aspect, and in detail illustrates the influence of environmental factors on its kinetics. The monograph also presents the procedure of the design of technological parameters of bioreactors and mathematical modelling of the biostabilization process in bioreactors with forced aeration and turned piles. The results of own calculations of technological parameters of the biostabilization process were presented, which included exemplary simulations of bioreactors operation in changing environmental conditions, estimation of process kinetics and prediction of changes in the degree of stabilization of waste. As the mathematical modelling of waste biostabilization may affect the control and optimization of the process, issues related to the control of aerobic biostabilization of waste, including the use of model predictive control algorithms, have been presented. As a result, the calculation procedure presented in this work allows for simulation the reactor's performance to biostabilize waste under aerobic conditions, and the selection of technological parameters, depending on the purpose of the target function, which may be the basis of the process control system.

Key words: municipal solid waste, biostabilization, modeling, technological parameters, bioreactors

Tlenowa biostabilizacja odpadów komunalnych.

Obliczenia projektowe i eksploatacyjne

Streszczenie

Jednym z priorytetów współczesnej gospodarki odpadami jest dążenie do unikania składowania odpadów. Szczególnie tych ulegających biodegradacji, ze względu na ich znaczne oddziaływanie na środowisko. Biostabilizacja odpadów komunalnych, jako jeden z głównych trzonów systemu gospodarki odpadami, stanowi metodę ograniczenia składowania odpadów ulegających biodegradacji. Zazwyczaj proces ten, prowadzony w instalacjach Mechaniczno-Biologicznego Przekształcania (MBP) odpadów, przebiega w środowisku tlenowym lub beztlenowym przy udziale mikroorganizmów. W niniejszej monografii temat tlenowej biostabilizacji odpadów komunalnych jest przedmiotem rozważań teoretycznych i aplikacyjnych, wraz z przedstawieniem możliwości implementacji opracowanego modelu w obliczeniach projektowych i eksploatacyjnych oraz do predykcyjnego systemu sterowania procesem biostabilizacji. W pracy wskazano na istotność prawidłowego zaprojektowania i eksploataowania technologii biostabilizacji. Przeanalizowano różne kombinacje technologiczne MBP odpadów, przy czym w stosunku do trzech przyjętych konfiguracji technologicznych i wstępnych założeń przeprowadzono porównawcze symulacje efektywności przetwarzania odpadów w odniesieniu do przepływu masy odpadów, stopnia usunięcia masy odpadów, efektywności odzysku i recyklingu odpadów oraz zmniejszenia masy składowanych odpadów. Przedstawiono zagadnienia prawne MBP odpadów i analizę biostabilizacji tlenowej odpadów, przy czym skoncentrowano się na ujęciu procesu w aspekcie mikrobiologicznym oraz szczegółowo omówiono wpływ czynników środowiskowych na jego kinetykę. W pracy zaprezentowano również kolejne kroki projektowania parametrów technologicznych bioreaktorów oraz modelowanie matematyczne procesu biostabilizacji odpadów w bioreaktorach z wymuszonym napowietrzaniem, a także w pryzmach przerzucanych. Przedstawiono wyniki własnych obliczeń parametrów technologicznych procesu biostabilizacji, które obejmowały przykładowe symulacje pracy bioreaktorów w zmiennych warunkach środowiskowych, szacowanie kinetyki procesu oraz przewidywanie zmian stopnia stabilizacji odpadów. Ponieważ skutkami modelowania matematycznego biostabilizacji odpadów mogą być sterowanie i optymalizacja procesu, zaprezentowano zagadnienia związane ze sterowaniem biostabilizacją tlenową odpadów, w tym przy wykorzystaniu algorytmów regulacji predykcyjnej. W efekcie, przedstawiona w pracy procedura obliczeniowa pozwala przeprowadzić symulację pracy reaktora do biostabilizacji odpadów w warunkach tlenowych, a parametry technologiczne dobrać do odpowiednio postawionej funkcji celu, która stanowić może podstawę systemu sterowania procesem.

Słowa kluczowe: zmieszane odpady komunalne, biostabilizacja, modelowanie, parametry technologiczne, bioreaktory