



PRZEDSIĘBIORSTWO INŻYNIERSKIE

ProEko

85-151 BYDGOSZCZ, AL. JANA PAWŁA II 148

TEL. (052) 34-84-085, TEL./FAX (052) 34-84-086, <http://www.pro-eko.pl>, e-mail: proeko@pro-eko.pl

NR ARCHIWALNY: 827/17

NR EGZ.: 1

DATA: 2018-08-08

PRZEBUDOWA I ROZBUDOWA CZĘŚCI OSADOWEJ NA OCZYSZCZALNI ŚCIEKÓW W TREPCZY

ZADANIE:

INWESTOR: **Sanockie Przedsiębiorstwo Gospodarki Komunalnej Sp. z o.o.**
ul. Jana Pawła II 59 , 38-500 Sanok

OBIEKT: **OCZYSZCZALNIA ŚCIEKÓW W TREPCZY**

RODZAJ OPRACOWANIA: **KONCEPCJA PRZEBUDOWY I ROZBUDOWY
OCZYSZCZALNI ŚCIEKÓW W TREPCZY**

BRANŻA: **TECHNOLOGICZNA**

AUTORZY PROJEKTU:

FUNKCJA	IMIĘ I NAZWISKO	NR UPRAWNIENI	PODPIS
Opracował	mgr inż. Ireneusz Plichta	181/TO/89-90	

ZAWARTOŚĆ OPRACOWANIA

A. CZĘŚĆ OPISOWA

1. Przedmiot opracowania
2. Dane wyjściowe
 - 2.1. Dane wyjściowe dla potrzeb obliczeń procesu hydrolizy i fermentacji osadu
 - 2.2. Dane wyjściowe dla potrzeb obliczeń procesu kontrolowanego strącania struwitu
 - 2.3. Dane wyjściowe do obliczeń procesu kompostowania
 - 2.4. Dane wyjściowe dla potrzeb doboru urządzenia zagęszczającego osad nadmierny
3. Istniejąca gospodarka osadowa
 - 3.1. Istniejący proces technologiczny
 - 3.2. Istniejące rozwiązanie techniczne
 - 3.3. Wnioski z analizy stanu istniejącego
4. Proponowana gospodarka osadowa
 - 4.1. Wymogi związane z pasteryzacją, sterylizacją i higienizacją osadów
 - 4.2. Proces technologiczny
5. Proponowane rozwiązanie techniczne
 - 5.1. Stacja mechanicznego zgęszczania osadów
 - 5.2. Wydzielone Komory Fermentacyjne
 - 5.3. Instalacja hydrolizy
 - 5.4. Instalacja odzysku fosforu
 - 5.5. Instalacja kompostowni osadu przefermentowanego
 - 5.6. Punkt przyjmowania substratów zewnętrznych
 - 5.7. Linia oczyszczania, osuszania, magazynowania, podnoszenia ciśnienia i pochodnia biogazu.
6. Zagadnienia kosztowe
 - 6.1. Szacunkowe nakłady inwestycyjne
 - 6.2. Korzyści z tytułu pracy proponowanych instalacji
7. Podsumowanie

B. ZAŁĄCZNIKI

1. Oferta na zagęszczarkę osadu nadmiernego

2. Oferta na mieszadło do WKF-u
3. Oferta na kompostownię bębnową
4. Oferta na kompostownię w technologii komór żelbetowych
5. Oferta na kompostownię w technologii boksów z membraną
6. Oferta na usuwanie fosforu pod postacią struwitu w technologii Struvia
7. Oferta na usuwanie fosforu pod postacią struwitu w technologii Air Prex
8. Oferta na hydrolizę w technologii Aerotherm
9. Oferta na hydrolizę w technologii Exelys

CZĘŚĆ OPISOWA

koncepcji przebudowy i rozbudowy oczyszczalni ścieków w Trepczy

1. PRZEDMIOT OPRACOWANIA

Przedmiotem opracowania jest koncepcja wprowadzenia następujących nowych procesów na oczyszczalni ścieków w Trepczy:

- hydroliza (dezintegracja) osadów,
- kompostowanie osadów
- wytrącanie fosforu pod postacią struwitu

Poza tym na oczyszczalni planowane są do wprowadzenia następujące zmiany technologiczne:

- zmiana sposobu mieszania zawartości komór fermentacyjnych z pompowego na mieszadła,
- zmiana sposobu zagęszczania osadu nadmiernego z zagęszczacza grawitacyjnego na zagęszczacz mechaniczny

Zawarte w koncepcji informacje mają za zadanie umożliwić Zamawiającemu podjęcie decyzji w następujących sprawach:

- celowość wprowadzenia do układu technologicznego procesu hydrolizy,
- celowość wprowadzenia do układu technologicznego usuwania fosforu pod postacią struwitu,

- optymalna w warunkach oczyszczalni ścieków w Trepczy technologia kompostowania osadu,

Na podstawie wariantu zatwierdzonego przez Zamawiającego wykonany zostanie projekt technologiczny budowlany i wykonawczy który stanowił będzie podstawę do wykonania projektów branżowych.

2. DANE WYJŚCIOWE

2.1.DANE WYJŚCIOWE DLA POTRZEB OBLICZEŃ PROCESU HYDROLIZY I FERMENTACJI OSADU

Na dzień wykonania opracowania Zamawiający prowadzi proces strącania wstępnego (od około połowy 2016 roku). Proporcje ilości osadu wstępnego do nadmiernego są różne w zależności czy proces ten jest prowadzony czy nie. Dodatkowo określenie ilości osadów można przeprowadzić różnymi sposobami co daje pewne rozbieżności danych. Poniżej zestawiono ilości osadu wstępnego i nadmiernego dla okresu stosowania strącania wstępnego (rok 2017) oraz bez strącania wstępnego (rok 2015). Dane dotyczące ilości osadów za rok 2017 przyjęto na podstawie stężeń suchej masy oraz ilości odprowadzanych osadów w poszczególnych okresach roku (dający nieznacznie większą roczną suchą masę osadów niż w przypadku obliczeń na podstawie wartości średnich - odpowiednio 2 148 Mg s.m./r i 2 092 Mg s.m./r). Odpowiednie wartości są następujące.

Tab. 1. Dane dotyczące ilości osadów ściekowych

Wskaźnik		Rok 2015 (bez strącania wstępnego)			Rok 2017 (ze strącaniem wstępnym)		
		Osad wstępny	Osad nadmierny	Łącznie	Osad wstępny	Osad nadmierny	Łącznie
Sucha masa	roczna [Mg s.m./r]	876	1 329	2 205	1 836	312	2 148
	Dobowa [Mg s.m./d]	2,40	3,64	6,04	5,03	0,85	5,88
Sucha masa org.	[%]	70	75	-	70	75	-
	roczna [Mg s.m.org/r]	613	997	1 610	1 285	234	1 519
	Dobowa [Mg s.m.org/d]	1,68	2,73	4,41	3,52	0,64	4,16
stężenie suchej masy [%]		4	2,8	-	5,41	2,78	-
objętość	Roczna [m ³ /r]	21 900	47 464	69 364	33 937	11 223	45 160
	Dobowa [m ³ /d]	60	130	190	93	31	124

Zgodnie z danymi w pkt. 3.2.5. parametry technologiczne istniejących komór fermentacyjnych są bardzo korzystne. W związku z tym mają one znaczą rezerwę zdolności przerobowej. Dodatkowo w wyniku procesu hydrolizy wzrasta podatność na rozkład materii organicznej zawartej w ściekach. W związku z tym układ ma jeszcze znaczne rezerwy jeżeli chodzi o możliwość przyjęcia dodatkowych substratów. Zgodnie z założeniami przetargowymi mogą to być:

- osady z innych oczyszczalni ścieków (w przypadku małych obiektów będą to głównie osady nadmierne)
- odpady organiczne.

Dla potrzeb opracowanie przyjęto, że istniejąca instalacja ma mieć możliwość przyjęcia dodatkowo około 30 m³/d substratów zewnętrznych. W przypadku osadów z innych oczyszczalni ścieków przyjęto, że będą to osady nadmierne. W przypadku odpadów organicznych przyjęto, że będą to osady poflotacyjne z przemysłu spożywczego. Założona charakterystyka substratów zewnętrznych:

- osady ściekowe zewnętrzne:
 - objętość osadu: $V_{os_nadm_zew} = 30 \text{ m}^3/\text{d}$,
 - zawartość suchej masy: 2,5 % s.m.,
 - sucha masa osadu: $M_{os_nadm_zew} = 30 \times 0,025 = 0,75 \text{ Mg s.m./d}$,
 - zawartość suchej masy organicznej: 75 % s.m.org,
 - sucha masa organiczna: $M_{os_nadm_zew_org} = 0,75 \times 0,75 = 0,56 \text{ Mg s.m.org/d}$,
- odpady organiczne:
 - objętość osadu: $V_{os_flot} = 30 \text{ m}^3/\text{d}$,
 - zawartość suchej masy: 4,5 % s.m.,
 - sucha masa osadu: $M_{os_flot} = 30 \times 0,045 = 1,35 \text{ Mg s.m./d}$,
 - zawartość suchej masy organicznej: 85 % s.m.org,
 - sucha masa organiczna: $M_{os_flot_org} = 1,35 \times 0,75 = 1,01 \text{ Mg s.m.org/d}$,

Dane wyjściowe do hydrolizy określono przy następujących założeniach:

- odpady organiczne nie będą poddawane hydrolizie, osady te składają się w dużej mierze z tłuszczu który charakteryzuje się około 80% konwersją w procesie „klasycznej” fermentacji, w ramach modernizacji gospodarki osadowej wprowadzone będzie kompostowanie osadów które zapewni ich higienizację,
- ilość osadu nadmiernego i wstępnego przyjęto dla stanu bez strącania wstępnego z dodatkiem rezerwy na poziomie 10%, zwiększenie stopnia konwersji materii organicznej w wyniku hydrolizy w sposób znaczący osiągnane jest jedynie dla osadu nadmiernego, w przypadku gdy na oczyszczalni prowadzone będzie strącanie wstępne ilość osadu nadmiernego w stosunku do osadu wstępnego jest tak mała, że prowadzenie procesu hydrolizy nie ma uzasadnienia ekonomicznego,
- zawartość suchej masy w osadzie wstępnym jak dla stanu istniejącego, zawartość suchej masy w osadzie nadmiernym 5,5 % (założono, że wprowadzony zostanie proces zagęszczania mechanicznego),
- zawartość suchej masy w osadzie nadmiernym dowożonym 5,5 % (założono, że wprowadzony zostanie do projektowanego zagęszczania mechanicznego),

Dla powyższych założeń dane wyjściowe do procesu hydrolizy są następujące:

- objętość osadów: $V_{os_sur} = 151 \text{ m}^3/\text{d}$ w tym:
 - osad wstępny: $V_{os_wst} = 66 \text{ m}^3/\text{d}$
 - osad nadmierny zagęszczony (własny + dowożony): $V_{os_nadm_zag} = 85 \text{ m}^3/\text{d}$
- sucha masa osadu: $M_{os_sur} = 7,39 \text{ Mg s.m./d}$ w tym:
 - osad wstępny: $M_{os_wst} = 2,64 \text{ Mg s.m./d}$,
 - osad nadmierny (własny + dowożony): $M_{os_nadm} = 4,75 \text{ Mg s.m./d}$
- sucha masa organiczna: $M_{os_sur_org} = 5,41 \text{ Mg s.m.org/d}$ w tym:
 - osad wstępny: $M_{os_wst_org} = 1,85 \text{ Mg s.m./d}$,
 - osad nadmierny (własny + dowożony): $M_{os_nadm_org} = 3,56 \text{ Mg s.m./d}$

2.2. DANE WYJŚCIOWE DLA POTRZEB OBLICZEŃ PROCESU KONTROLOWANEGO STRĄCANIA STRUWITU

Dla potrzeb opracowania przeprowadzone zostały badania jakości odcieków na oczyszczalni ścieków w Trepczy.

Tab. 2. Jakość odcieków pobranych dnia 22-01-2018.

Wskaźnik	Wody nados. z zagęszcz. os. nadmiernego	Wody nados. WKF	Filtrat z prasy	Wody nados. zagęszcz. os. wst.
ChZT [mgO_2/dm^3]	247	944	880	37000
Fosfor ogólny [mgP/dm^3]	60	94	55,2	560
Fosfor fosforan. [$\text{mgP-PO}_4/\text{dm}^3$]	12,44	12,76	10,1	102
Azot ogólny [mgN/dm^3]	56,7	732	430	1310
Zawiesina ogólna [mg/dm^3]	150	200	1250	-
BZT ₅ [mgO_2/dm^3]	150	200	70	17600

Tab. 3. Jakość odcieków pobranych dnia 29-01-2018.

Wskaźnik	Wody nados. z zagęszcz. os. nadmiernego	Wody nados. WKF	Filtrat z prasy	Wody nados. zagęszcz. os. wst.
ChZT [mgO_2/dm^3]	400	1020	450	4900
Fosfor ogólny [mgP/dm^3]	67,5	96	14,3	64,7
Fosfor fosforan. [$\text{mgP-PO}_4/\text{dm}^3$]	18,88	18,63	2,98	18,2
Azot ogólny [mgN/dm^3]	62,1	740	37,6	110,1
Zawiesina ogólna [mg/dm^3]	240	530	650	110,1-
BZT ₅ [mgO_2/dm^3]	150	200	70	17600

Dla potrzeb określenia warunków wyjściowych do usuwania fosforu pod postacią struwitu istotne jest stężenie fosforu fosforanowego. Określone laboratoryjnie stężenia są zdecydowanie zbyt niskie aby była ekonomicznie uzasadniona produkcja struwitu. Na dzień wykonania opracowania oczyszczalnia prowadzi strącanie wstępne. Dodatkowo zagęszczanie osadu nadmiernego prowadzone jest w zagęszczaczu grawitacyjnym. Jednym z celów wprowadzenia strącania struwitu jest możliwość rezygnacji przez oczyszczalnię ze strącania wstępnego. W tej sytuacji wyniki dla stanu istniejącego nie są reprezentatywne dla stanu bez strącania wstępnego oraz z wprowadzonym zagęszczaniem mechanicznym.

Struwit może być usuwany bezpośrednio z osadów przefermentowanych lub z odcieków ze stacji odwadniania. Dane wyjściowe instalacji do usuwania struwitu określono przy następujących założeniach:

- dobową ilość osadu przefermentowanego (zgodnie z obliczeniami w pkt. 2.3.):
 $M_{os_przef} = 4\,779 \text{ kg s.m./d}$
- stężenie suchej masy w osadzie przefermentowanym: 2,5 %
- dobową objętość osadu przefermentowanego: $V_{os_przef} = M_{os_przef} : 0,025 = 4,779 : 0,025 = 191 \text{ m}^3/\text{d}$,
- wydajność prasy do odwadniania osadów: $v_{prasy} = 20 \text{ m}^3/\text{h}$
- zużycie wody płuczającej: $v_{wod_plucz} = 10 \text{ m}^3/\text{h}$
- czas pracy prasy do odwadniania osadów: $T_{prasa} = V_{os_przef} : v_{prasy} = 191 : 20 = 9,56 \text{ h}$,
- dobową ilość wody płuczającej: $V_{wod_plucz} = T_{prasa} \times v_{wod_plucz} = 9,56 \times 10 = 95,6 \text{ m}^3/\text{d}$
- dobową objętość osadu odwodnionego (zgodnie z obliczeniami w pkt. 2.3.):
 $M_{os_przef_20\%} = M_{os_przef} : 0,2 = 4,779 : 0,2 = 23,895 \text{ m}^3/\text{d}$,
- dobową ilość odcieków z prasy: $V_{odc_odw} = (V_{os_przef} - M_{os_przef_20\%}) + V_{wod_plucz} = (191 - 23,9) + 95,6 = 262,7 \text{ m}^3/\text{d}$
- założone stężenie fosforu fosforanowego w odciekach: $S_{P-PO4_odc} = 125 \text{ g P-PO}_4/\text{m}^3$,
- dobowy ładunek fosforu fosforanowego w odciekach: $L_{P-PO4_struwit} = S_{P-PO4_odc} \times V_{odc_odw} = 0,125 \times 262,7 = 32,84 \text{ kg P-PO}_4/\text{d}$
- stężenie fosforu fosforanowego w osadzie przefermentowanym: $S_{P-PO4_os_przef} = L_{P-PO4_struwit} : V_{os_przef} = 32\,840 : 191 = 172 \text{ g P-PO}_4/\text{m}^3$.

Dane wyjściowe do doboru instalacji strącania struwitu:

- dobową objętość osadu przefermentowanego: $V_{os_przef} = 191 \text{ m}^3/\text{d}$,
- dobową ilość odcieków z prasy: $V_{odc_odw} = 262,7 \text{ m}^3/\text{d}$,
- stężenie fosforu fosforanowego w osadzie przefermentowanym: $S_{P-PO4_os_przef} = 172 \text{ g P-PO}_4/\text{m}^3$.
- założone stężenie fosforu fosforanowego w odciekach: $S_{P-PO4_odc} = 125 \text{ g P-PO}_4/\text{m}^3$,

2.3. DANE WYJŚCIOWE DO OBLICZEŃ PROCESU KOMPOSTOWANIA

Dane wyjściowe do obliczeń prosu kompostowania określono przy następujących założeniach:

- fermentacja nie poprzedzona procesem hydrolizy,
- sucha masa osadów kierowanych do fermentacji dla okresu bez strącania wstępnego (substrat charakteryzujący się mniejszym stopniem konwersji materii organicznej) powiększona o 10%
- substrat zewnętrzny – osad nadmierny, ilości zgodnie z danymi w pkt. 2.1.
- zawartość materii organicznej zgodnie z danymi w tabeli pkt. 2.1.
- stopień konwersji osadu – literaturowe (obecnie na oczyszczalni ścieków dla Sanoka osiągnany jest większy od typowego stopień rozkładu materii organicznej)
 - osad wstępny: 55%,
 - osad nadmierny: 30%
- sucha masa osadu odwodnionego: 20%

Osad nadmierny

- sucha masa osadu wprowadzanego do komory fermentacyjnej: $M_{os_nadm} = 4\,750$ kg s.m./d,
- zawartość części organicznych: 75%
- sucha masa organiczna w osadzie kierowanym do WKF: $M_{os_nadm_org} = 4\,750 \times 0,75 = 3\,562$ kg s.m./d
- sucha masa mineralna w osadzie kierowanym do WKF: $M_{os_nadm_min} = 4\,750 - 3\,562 = 1\,188$ kg s.m./d
- redukcja osadu nadmiernego w komorze fermentacyjnej: $M_{os_nadm_rozl} = M_{os_nadm_org} \times 0,3 = 3\,562 \times 0,3 = 1\,069$ kg s.m./d

- sucha masa osadu nadmiernego w komorach po fermentacji: $M_{os_nadm_przef} = M_{os_nadm_min} + (M_{os_nadm_org} - M_{os_nadm_rozl}) = 1\ 188 + (3\ 562 - 1\ 069) = 3\ 681\ \text{kg s.m./d}$

Osad wstępny

- sucha masa osadu wprowadzanego do komory fermentacyjnej: $M_{os_wst} = 2\ 640\ \text{kg s.m./d}$,
- zawartość części organicznych: 70 %
- sucha masa organiczna w osadzie kierowanym do WKF: $M_{os_wst_org} = 2\ 640 \times 0,70 = 1\ 848\ \text{kg s.m./d}$
- sucha masa mineralna w osadzie kierowanym do WKF: $M_{os_wst_min} = 2\ 640 - 1\ 848 = 792\ \text{kg s.m./d}$
- redukcja osadu wstępnego w komorze fermentacyjnej: $M_{os_wst_rozl} = M_{os_wst_org} \times 0,55 = 1\ 848 \times 0,55 = 1\ 016\ \text{kg s.m./d}$
- sucha masa osadu nadmiernego w komorach po fermentacji: $M_{os_wst_przef} = M_{os_wst_min} + (M_{os_wst_org} - M_{os_wst_rozl}) = 792 + (1\ 848 - 1\ 016) = 1\ 624\ \text{kg s.m./d}$

Dane wyjściowe do procesu kompostowania:

- sucha masa osadu przefermentowanego: $M_{os_przef} = M_{os_nadm_przef} + M_{os_wst_przef} = 3\ 681 + 1\ 624 = 5\ 305\ \text{kg s.m./d}$
- sucha masa organiczna osadu przefermentowanego: $M_{os_przef_org} = M_{os_nadm_przef_org} + M_{os_wst_przef_org} = 2\ 493 + 306 = 2\ 799\ \text{kg s.m./d}$
- masa osadu kierowanego do kompostowni: $M_{os_przef_20\%} = M_{os_przef} : 0,2 = 5\ 305 : 0,2 = 26\ 523\ \text{Mg/d}$.

2.4. DANE WYJŚCIOWE DLA POTRZEB DOBORU URZĄDZENIA ZAGĘSZCZAJACEGO OSAD NADMIERNY

Dane wyjściowe dla potrzeb doboru urządzenia zagęszczającego osad nadmierny określono przy następujących założeniach:

- Sucha masa osadu nadmiernego dla okresu bez strącania wstępnego powiększono o 10%,
- Zawartość suchej masy w osadzie odprowadzanym z osadników wstępnych 1%
- Ilość osadu nadmiernego dowożonego zgodnie z danymi w pkt. 2.1.
- Czas pracy urządzenia 16 h dziennie przez 7 dni w tygodniu.

Dla powyższych założeń dane wyjściowe są następujące:

- sucha masa osadu nadmiernego: $M_{os_nadm} = 4,56 \text{ Mg s.m./d}$
- dobowa ilość osadu $V_{os_nadm} = 430 \text{ m}^3/\text{d}$
- godzinowa sucha masa osadu nadmiernego: $M_{os_nadm_h} = 300 \text{ kg s.m./h}$
- godzinowa ilość osadu nadmiernego: $V_{os_nadm_h} = 30 \text{ m}^3/\text{h}$

3. ISTNIEJĄCA GOSPODARKA OSADOWA

3.1. ISTNIEJĄCY PROCES TECHNOLOGICZNY

Osad wstępny z lejów osadowych osadników wstępnych spuszcany jest do komory czerpnej przepompowni osadu wstępnego i ciał pływających. Na przewodach spustowych przepustnice z napędem elektromechanicznym. Do komory czerpnej tej przepompowni trafiają również części pływające z piaskowników przedmuchiwanym. Pompownia tłoczy mieszaninę osadów do zagęszczacza fermentera osadu wstępnego. Zagęszczanie osadów wstępnych – grawitacyjne.

Osad nadmierny z osadników wtórnych napływa grawitacyjnie przepompowni osadu recykulowanego i nadmiernego. Z komory tej tłoczony jest do zagęszczacza grawitacyjnego osadu nadmiernego.

Osady z zagęszczaczy trafiają do komory zbiorczej osadu wstępnego, zagęszczonego i flotatu. Z komory tej tłoczone są do dwóch zamkniętych komór fermentacyjnych.

Osad przefermentowany odpływa do zbiornika magazynowego osadu przefermentowanego. Ze zbiornika tego tłoczony jest do stacji odwadniania osadu. Osad odwodniony trafia do mieszacza osadu z wapnem a następnie na plac składowy osadu odwodnionego.

Odcieki z zagęszczaczy oraz z odwadniania osadu kierowane są do układu oczyszczania ścieków.

3.2. ISTNIEJĄCE ROZWIĄZANIE TECHNICZNE

3.2.1. ZAGĘSZCZANIE OSADU ORAZ KOMORA ZBIORCZA OSADU

3.2.1.1. ZADANIE TECHNOLOGICZNE

Zagęszczacz fermenter osadu wstępnego:

- zmniejszanie zawartości suchej masy w osadzie wstępnym oraz flotacie z piaskownika napowietrzanego w wyniku procesu zagęszczania grawitacyjnego,
- częściowy rozkład osadu wstępnego w procesie fermentacji kwaśnej – produkcja lotnych kwasów tłuszczowych (LKT) wykorzystywanych w procesie technologicznym jako źródło węgla organicznego

Zagęszczacz osadu nadmiernego:

- zmniejszanie zawartości suchej masy w osadzie nadmiernym w wyniku procesu zagęszczania grawitacyjnego.

3.2.1.2.ROZWIĄZANIE TECHNICZNE

Zagęszczaczo fermenter osadu wstępnego

Zbiornik żelbetowy o następujących danych technicznych:

- średnica wewnętrzna: 8,0 m,
- głębokość czynna przy ścianie: 4,5 m,
- głębokość całkowita przy ścianie 5,0 m,
- powierzchnia zbiornika: 50 m²,
- objętość czynna zbiornika: 225 m³,
- założona w projekcie ilość doprowadzonego osadu wstępnego: 85 m³/d, 2 549 kg s.m./d,
- założone w projekcie uwodnienie osadu wstępnego przed zagęszczeniem: 97 %,
- założone w projekcie uwodnienie osadu wstępnego po zagęszczeniu: 96 %,
- założona w projekcie objętość osadu wstępnego po zagęszczeniu: 64 m³/d,
- założony w projekcie czas zatrzymania osadu: 64 h,
- założone w projekcie obciążenie powierzchni suchą masą: 51 kg/m²d.

Doprowadzenie osadów z przepompowni osadu wstępnego i ciał pływających ciśnieniowe rurociągiem tłocznym PE 110. Istnieje możliwość recyrkulacji zawartości zagęszczacza za pomocą pompy recyrkulacyjnej zainstalowanej w budynku obsługi WKF-ów.

Wyposażenie technologiczne zagęszczacza stanowi mieszadło prętowe wyposażone w zgarniacz denny i zgarniacz leja osadowego. Prędkość liniowa zgarniacza (przy ścianie zbiornika) 3 m/s. Moc napędu 0,37 kW.

Osad zagęszczony odprowadzany grawitacyjnie z leja osadowego do komory zbiorczej osadów w budynku obsługi WKF gdzie łączy się z zagęszczonym osadem nadmiernym. Ilość odprowadzanego zagęszczonego osadu wstępnego mierzona jest za

pomocą przepływomierza elektromagnetycznego dn-125 zlokalizowanego w komorze zasuw obiekt nr 23A.

Zagęszczacz wyposażony w pokrywę z laminatu poliestrowo-szklanego. Powietrze spod pokrywy odprowadzane do biofiltra obiekt nr 35A.

Zagęszczacz osadu nadmiernego

Zbiornik żelbetowy o następujących danych technicznych:

- średnica wewnętrzna: 12,0 m,
- głębokość czynna przy ścianie: 4,5 m,
- głębokość całkowita przy ścianie 5,0 m,
- powierzchnia zbiornika: 113,0 m²,
- objętość czynna zbiornika: 509,0 m³,
- założona w projekcie ilość doprowadzonego osadu nadmiernego: 457 m³/d, 3 198 kg s.m./d,
- założone w projekcie uwodnienie osadu nadmiernego przed zagęszczeniem: 99,3 %,
- założone w projekcie uwodnienie osadu nadmiernego po zagęszczeniu: 97,5 %,
- założona w projekcie objętość osadu nadmiernego po zagęszczeniu: 128 m³/d,
- założony w projekcie czas zatrzymania osadu: 27 h.

Do zagęszczacza trafia:

- osad nadmierny z układu biologicznego oczyszczania ścieków tłoczony z pompowni osadu recykulowanego i nadmiernego, rurociągiem tłocznym PE 110,
- flotat ze zbiornika dezaktywacji flotatu oraz zawiesina z filtrów końcowych przewodem tłocznym z budynku obsługi oczyszczalni obiekt nr 3

Wyposażenie zagęszczacza stanowi mieszadło prętowe wyposażone w zgarniacz denny i zgarniacz leja osadowego. Prędkość liniowa zgarniacza (przy ścianie zbiornika) 3 m/s. Moc napędu 0,37 kW.

Wody nadosadowe poprzez przelew pilasty odpływają do układu technologicznego oczyszczania ścieków rurociągiem grawitacyjnym dn-200.

Osad nadmierny zagęszczony, odprowadzany z leja rurociągiem PE 140 do komory zbiorczej osadów obiekt nr 25.1. W komorze tej łączy się on z zagęszczonym grawitacyjnie osadem wstępnym, ciałami pływającymi oraz flotatatem z piaskowników i osadników wstępnych.

Osad zagęszczony do komory nadawy odprowadzany grawitacyjnie poprzez komorę zasuw. W komorze zasuw prowadzony jest za pomocą przepływomierza elektromagnetycznego pomiar przepływu zagęszczonego osadu nadmiernego.

Zagęszczacz wyposażony w pokrywę z laminatu poliestrowo-szklanego. Powietrze spod pokrywy odprowadzane do biofiltra obiekt nr 35A.

Komora zbiorcza osadu

Zagęszczony osad wstępny i nadmierny trafia do komory zbiorczej osadów o wymiarach w rzucie 11,6 x 2,6 m i głębokości użytecznej 2,3 m. Pojemność użyteczna wynosi: 69 m³. Wyposażenie komory stanowi: 2 x mieszadło zatapialne o mocy 1,3 kW. Z komory zbiorczej osady pompowane są do zamkniętych komór fermentacyjnych.

3.2.1.3.OBLICZENIA SPRAWDZAJĄCE

Parametry pracy zagęszczacza dla rzeczywistych ilości osadów określonych w pkt. 2.1. opracowania są następujące:

Tab. 4. Parametry pracy zagęszczacza

	Ilość [m ³ /d]	Sucha masa [kg s.m./d]	Obciążenie suchą masą osadu [kg s.m./m ² d]	Obciążenie hydrauliczne [m ³ /m ² h]	Czas zatrzymania [h]
Osad wstępny bez strącania chemicznego	60	1 680	14,87	0,022	203,5
Osad wstępny ze strącaniem chemicznym	93	3 520	31,15	0,82	131,3

Parametry te są korzystniejsze od założeń projektowych oraz zdecydowanie korzystniejsze od wartości normatywnych.

3.2.2. KOMORY FERMENTACYJNE WRAZ Z POMPOWNIĄ OPERACYJNĄ I STACJĄ OGRZEWANIA

3.2.2.1. ZADANIE TECHNOLOGICZNE

Funkcją tego obiektu jest prowadzenie fermentacji beztlenowej mezofilowej osadu wstępnego i nadmiernego. W wyniku tego procesu następuje rozkład części materii organicznej zawartej w osadzie. Produktem rozkładu jest biogaz.

3.2.2.2. ROZWIĄZANIE TECHNICZNE

Budynek obsługi WKF położony jest w bezpośrednim sąsiedztwie komór WKF i szybu instalacyjnego. W budynku tym mieszczą się urządzenia niezbędne dla pracy wydzielonych komór fermentacyjnych tj. pompy osadu surowego, pompy recyrkulacyjne, wymienniki ciepła. W budynku tym znajdują się również stanowiska dmuchaw służących do napowietrzania ścieków w piaskowniku napowietrzanym i w komorach napowietrzania. Budynek pod względem technologicznym podzielić jest na trzy segmenty:

- pompownia osadu surowego ze studnią zbiorczą wraz z halą dmuchaw,
- hala wymienników ciepła,
- hala pomp recyrkulacyjnych.

W hali dmuchaw znajduje się instalacja dozowania koagulantu PIX oraz instalacja dozowania polielektrolitu anionowego. PIX dawkowany jest do ścieków dopływających do piaskownika napowietrzanego oraz do studni rozdzielczej przed osadnikami wtórnymi. Polielektrolit dawkowany jest do kanału dopływowego ścieków do osadników wstępnych w celu zintensyfikowania procesu koagulacji.

Między halą wymienników a halą pomp recykulacyjnych mieści się pomieszczenie sanitarne, dyżurka oraz hall komunikacyjno – transportowy. Budynek w znacznej części usytuowany jest ponad poziomem terenu. Jedynie pompownia osadu surowego jest umieszczona pod powierzchnią terenu. Studnia zbiorcza jest usytuowana obok pompowni osadu surowego również pod poziomem terenu poza obrysem budynku obsługi WKF.

Doprowadzenie i odprowadzenie osadu

Osad pobierany jest z wnętrza komory WKF I° i rurociągami DN 400 dopływa do króćców ssawnych pomp. Poprzez rurociągi tłoczne DN 300, umieszczone w kanałach technologicznych poniżej posadzki, osad dopływa do wymienników ciepła i po ich opuszczeniu doprowadzany jest na zewnątrz budynku do komory WKF I° poprzez szyb instalacyjny.

Pompownia osadu surowego

Do studni zbiorczej pompowni dopływa zmieszany osad wstępny i nadmierny z osadników wstępnych. Przed wprowadzeniem go do komory WKF I° zostaje on zaszczerpiony osadem przefermentowanym doprowadzonym z WKF i następuje jego zmieszanie w stosunku ok. 1:1. Tłoczenie osadu surowego do komory WKF I° odbywa się pompami o następujących parametrach technicznych:

- ilość pomp: 2 szt. (1 rezerwowa),
- typ: 100 Z2K-8,
- wydajność: 24 m³/h,
- wysokość podnoszenia: 29,2 m,
- moc silnika: 13 kW

Pompownia osadu recykulacyjnego WKF

Zadaniem pomp osadu recykulacyjnego jest mieszanie osadu i wyrównywanie temperatury w całej objętości komory WKF I°. Pobierany osad ze środka komór fermentacyjnych tłoczony jest pompami poprzez wymienniki ciepła i podawany do

górnjej części komory ponad zwierciadło osadu. Parametry techniczne pomp osadu recyrkulacyjnego:

- ilość pomp 4 szt. (1 rezerwowa),
- typ pompy: 150-Z3K-12,
- wydajność: 84 ÷ 192 m³/h,
- wysokość podnoszenia: 8 ÷ 12 m,
- moc silnika: 7,5 kW

Hala wymienników ciepła

W hali wymienników ciepła znajdują się dwa wymienniki spiralne, w których następuje ogrzanie osadu recyrkulacyjnego. Osad do wymienników ciepła dopływa z układu pomp osadu recyrkulacyjnego i po ogrzaniu trafia poprzez szyb instalacyjny do komory WKF I^o.

Układ recyrkulacji zagęszczacza wstępnego

Grawitacyjny zagęszczacz osadu wstępnego (obiekt nr 23) wyposażony jest w układ recyrkulacji osadu umożliwiający wymianę całej objętości zagęszczacza w ciągu 16 godzin. Osad z leja dennego zagęszczacza odprowadzany jest grawitacyjnie za pomocą rurociągu PE Ø 110. Do recyrkulacji osadu wstępnego służy pompa o następujących parametrach:

- medium: osad wstępny, ciała pływające z osadników wstępnych oraz tłuszczy z piaskowników,
- rodzaj: pompa wyporowa,
- wydajność: 20,0 m³/h,
- przyrost ciśnienia: 3,0 bar,
- moc napędu: 4,0 kW,
- obroty: 140 obr/min,
- Pompa wyposażona w motoreduktor przystosowany do współpracy z przemiennikiem częstotliwości.

Osad opływa z powrotem do zagęszczacza osadu wstępnego (ob. nr 23) ciśnieniowo rurociągiem tłocznym PE 110.

Wydzielone zamknięte komory fermentacyjne

Komory WKF wraz z szybem instalacyjnym znajdują się w sąsiedztwie budynku obsługi WKF. W komorach WKF prowadzony jest dwustopniowy proces fermentacji mezofilowej osadów ściekowych.. W komorze WKF I° następuje fermentacja mezofilowa osadów ściekowych, a w komorze WKF II° jest magazynowany osad przefermentowany, stanowiący nadawę dla urządzenia odwadniającego w budynku pras. Szyb instalacyjny stanowi klatkę schodową, poprzez którą można dostać się do kopuł komór WKF. W szybie instalacyjnym prowadzone są też rurociągi obsługujące komory WKF.

Zaszczepiony osad surowy doprowadzany jest do komory WKF I° wraz ze strumieniem osadu recyrkulacyjnego rurociągiem DN 300 do górnej części komory ponad zwierciadło osadu. Pobór osadu do zaszczipiania osadu surowego realizowany jest rurociągiem DN 200 z dolnego końca części walcowej komory WKF I°. Z dolnej części stożkowej komory WKF I° wyprowadzony jest rurociąg DN 400 służący do poboru osadu do recyrkulacji. Znad dna komór WKF wyprowadzone są rurociągi DN 200 pełniące funkcję rurociągów spustowych osadu z komór. Z górnej części komór WKF wyprowadzone są rurociągi DN 300 służące do upuszczania kożucha i pełnią jednocześnie funkcję przelewów awaryjnych. Ponadto z każdej komory wyprowadzone są po 3 rurociągi DN 150, którymi z trzech różnych poziomów spuszczone są wody nadosadowe. Wszystkie rurociągi osadowe prowadzone są poprzez szyb instalacyjny. W górnej części każdej z komór WKF, znajduje się ujęcie biogazu, z którego wyprowadzony jest rurociąg DN 100. Rurociągami tymi przepływa biogaz wydzielony w procesie fermentacji i kierowany jest w kierunku odsiarczalni biogazu, zbiornika gazu i pochodni gazowej. Rurociągi biogazowe nie są prowadzone w szybie instalacyjnym. Każda z komór składa się z części cylindrycznej i dwóch części stożkowych ze ściętą podstawą. Charakterystyczne dane techniczne komór WKF:

- ilość komór 2 szt.,
- średnica 15,0 m,
- wysokość części cylindrycznej 11,0 m,
- wysokość czynna 18,15 m,
- wysokość całkowita 19,3 m,

- objętość czynna jednej komory 2 500 m³,
- łączna objętość czynna komór 5000 m³,

Pomiędzy komorami WKF a budynkiem obsługi WKF znajduje się szymb instalacyjny zbudowany na bazie trójkąta, symetrycznie względem komór. Szymb połączony jest z komorami WKF stalowymi pomostami pokrytymi ażurowymi kratami pomostowymi. Na pomostach oraz na koronie komór WKF znajdują się barierki ochronne.

3.2.2.3.OBLICZENIA SPRAWDZAJĄCE

Dane technologiczne istniejących komór fermentacyjnych określono dla:

- dla średnich ilości oraz zawartości suchej masy i suchej masy organicznej osadu nadmiernego i wstępnego za rok 2015 i 2017,
- odpadów organicznych dowożonych w ilościach określonych w pkt. 2.1. (wariant z większą ilością suchej masy i suchej masy organicznej kierowanej do komór niż w przypadku osadów zewnętrznych dowożonych)

Tab. 5. Parametry pracy komór fermentacyjnych

Wskaźnik	Rok 2015	Rok 2017
	bez strącania wstępnego	ze strącaniem wstępnym
Objętość komór [m ³]	5 000	5 000
Objętość osadu wstępnego [m ³ /d]	60	93
Sucha masa osadu wstępnego [Mg s.m./d]	2,40	5,03
Sucha masa organiczna osadu wstępnego [Mg s.m.org/d]	1,68	3,52
Objętość osadu nadmiernego [m ³ /d]	130	31
Sucha masa osadu nadmiernego [Mg s.m./d]	3,64	0,85
Sucha masa organiczna osadu nadmiernego [Mg s.m.org/d]	2,73	0,64
Objętość organicznych dowożonych [m ³ /d]	30	30
Sucha masa osadu dowożonego [Mg s.m./d]	1,35	1,35

Sucha masa organiczna osadu dowożonego [Mg s.m.org/d]	1,15	1,15
Objętość osadów kierowanych do fermentacji [m ³ /d]	220	154
Sucha masa osadu kierowanego do fermentacji [Mg s.m./d]	7,39	7,23
Sucha masa organiczna osadu kierowanego do fermentacji [Mg s.m./d]	5,56	5,31
Czas zatrzymania [d]	22,7	32,5
Obciążenie ładunkiem organicznym [kg s.m.org/m ³ d]	1,11	1,06
Obciążenie suchą masą [kg s.m./m ³ d]	1,48	1,45

Typowe wartości przyjmowane dla komór fermentacyjnych (zgodnie z „Modelowe rozwiązania w gospodarce osadowej” Wójtowicz A., Jędrzejewski C., Bieniowski M., Darul H., 2013):

- hydrauliczny czas retencji: 18 – 25 d
- obciążenie ładunkiem organicznym: 0,8 – 1,6 kg s.m.org/m³d
- obciążenie suchą masą: 1,0 – 2,0 kg s.m.org/m³d

Wynika z tego, że wymagane parametry technologiczne komór fermentacyjnych zostaną zachowane nawet w przypadku wprowadzenie dodatkowo 30 m³/d odpadów organicznych ze stosunkowo dużym udziałem materii organicznej w osadzie.

Obliczenie ilości biogazu

Teoretyczną ilość produkowane biogazu określono przy następujących założeniach:

- Wartość ChZT suchej masy organicznej poszczególnych substratów:
 - osad wstępny: 1,7 kg ChZT/kg s.m.org,
 - osad nadmierny: 1,45 kg ChZT/kg s.m.org
 - tłuszcze (odpady dowożone): 2,0 kg ChZT/kg s.m.org

- Stopień konwersji ChZT
 - osad wstępny: 55%,
 - osad nadmierny o przedłużonym napowietrzaniu: 30%,
 - tłuszcze: 80%,
- jednostkowa produkcja metanu: $V_{CH_4_jedn_ChZT} = 0,33 \text{ m}^3/\text{kg ChZT}_{us}$,
- zawartość metanu w biogazie: 62%
- jednostkowa produkcja biogazu: $V_{biog_jedn_ChZT} = V_{CH_4_jedn_ChZT} : 0,62 = 0,33 : 0,62 = 0,53 \text{ m}^3/\text{kg ChZT}_{us}$.

Jednostkowa produkcja biogazu z osadu wstępnego:

$$V_{biog_jedn_ow} = ChZT_{jedn_ow} \times S_{konw_ow} \times V_{biog_jedn_ChZT}$$

$$= 1,7 \times 0,55 \times 0,53 = 0,495 \text{ m}^3/\text{kg s.m.org.dost}$$

Jednostkowa produkcja biogazu z osadu nadmiernego:

$$V_{biog_jedn_on} = ChZT_{jedn_on} \times S_{konw_on} \times V_{biog_jedn_ChZT}$$

$$= 1,45 \times 0,30 \times 0,53 = 0,230 \text{ m}^3/\text{kg s.m.org.dost}$$

Jednostkowa produkcja biogazu z odpadów organicznych:

$$V_{biog_jedn_flot} = ChZT_{jedn_flot} \times S_{konw_flot} \times V_{biog_jedn_ChZT}$$

$$= 2,0 \times 0,8 \times 0,53 = 0,848 \text{ m}^3/\text{kg s.m.org.dost}$$

Teoretyczna dobową produkcja biogazu wyniesie:

- z osadu wstępnego:
 - dla roku 2015: $V_{\text{biog_ow_2015}} = V_{\text{biog_jedn_ow}} \times M_{\text{os_ow_org_2015}} = 0,495 \times 1\,680 = 831,6 \text{ m}^3/\text{d}$
 - dla roku 2017: $V_{\text{biog_ow_2017}} = V_{\text{biog_jedn_ow}} \times M_{\text{os_ow_org_2017}} = 0,495 \times 3\,520 = 1\,742 \text{ m}^3/\text{d}$
- z osadu nadmiernego:
 - dla roku 2015: $V_{\text{biog_on_2015}} = V_{\text{biog_jedn_on}} \times M_{\text{os_on_org_2015}} = 0,230 \times 2\,730 = 627,9 \text{ m}^3/\text{d}$,
 - dla roku 2017: $V_{\text{biog_on_2017}} = V_{\text{biog_jedn_on}} \times M_{\text{os_on_org_2017}} = 0,230 \times 640 = 147,2 \text{ m}^3/\text{d}$
- z osadu nadmiernego dowożonego: $V_{\text{biog_on_zew}} = V_{\text{biog_jedn_on}} \times M_{\text{os_on_org_zew}} = 0,230 \times 560 = 128,8 \text{ m}^3/\text{d}$
- z odpadów organicznych dowożonych: $V_{\text{biog_flot}} = V_{\text{biog_jedn_flot}} \times M_{\text{os_flot_org}} = 0,848 \times 1\,150 = 975,2 \text{ m}^3/\text{d}$

Rzeczywista średnia dobową produkcją biogazu określona przez Zamawiającego za rok 2017 wyniosła: $V_{\text{biog_2017}} = 1\,309 \text{ m}^3/\text{d}$ co jest ilością znacznie mniejszą niż wynikające z teoretycznych obliczeń $V_{\text{biog_ow_2017}} + V_{\text{biog_on_2017}} = 1\,742 + 147,2 = 1\,889 \text{ m}^3/\text{d}$. Wartość teoretyczna koreluje jedynie ze średnią dobową produkcją biogazu w miesiącu lutym $V_{\text{biog_2017_luty}} = 1\,848 \text{ m}^3/\text{d}$.

Teoretyczna zawartość suchej masy w osadzie przefermentowanym wynikająca z obliczeń pkt. 2.3. wynosi: $M_{\text{os_przef_org}} : M_{\text{os_przef}} = 2\,799 : 4\,779 = 59\%$. Rzeczywiste wyniki wykazują jeszcze lepszy stopień mineralizacji osadu przefermentowanego (na poziomie 55%).

Obliczenia zapotrzebowania ciepła dla potrzeb ogrzewania komór fermentacyjnych:

Ilość ciepła na pokrycie strat w układzie:

- strata jednostkowa przez strop komory fermentacyjnej – $k_{\text{kf_dach}} = 0,91 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$,
- strata jednostkowa przez ścianę komory fermentacyjnej – $k_{\text{kf_sc}} = 0,68 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$,
- strata jednostkowa przez dno komory fermentacyjnej – $k_{\text{kf_dn}} = 0,85 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$,
- powierzchnia ścian komór fermentacyjnych – $F_{\text{kf_sc}} = 1\,000 \text{ m}^2$,

- powierzchnia dna komór fermentacyjnych – $F_{kf_dn} = 400 \text{ m}^2$,
- powierzchnia stropu komór fermentacyjnych – $F_{kf_dach} = 400 \text{ m}^2$,
- obliczeniowa temperatura powietrza – $t_{pow} = -15^\circ\text{C}$,
- obliczeniowa temperatura gruntu – $t_{grunt} = 0^\circ\text{C}$,
- ilość ciepła do pokrycia strat w układzie:

$$q_2 = [k_{kf_sc} \times F_{kf_sc} \times (t_2 - t_{pow})] + [k_{kf_dn} \times F_{kf_dn} \times (t_2 - t_{grunt})] + [k_{kf_dach} \times F_{kf_dach} \times (t_2 - t_{pow})]$$

$$q_2 = [0,68 \times 1\,000 \times 52] + [0,85 \times 400 \times 37] + [0,91 \times 400 \times 52] = 66\,868 \text{ W} = 1\,605 \text{ kWh/d}$$

Ilość ciepła do ogrzania osadu:

- objętość osadów ze strącaniem wstępnym: $V_{os_2017} = 124 \text{ m}^3/\text{d}$
- objętość osadów bez strącania wstępnego: $V_{os_2015} = 190 \text{ m}^3/\text{d}$
- temperatura osadu surowego – $t_1 = 7^\circ\text{C}$,
- temperatura osadu podgrzanego – $t_2 = 38^\circ\text{C}$,
- ciepło właściwe osadu – $q_{wl} = 1,163 \text{ kWh/m}^3 \text{ }^\circ\text{C}$,
- ilość ciepła do ogrzania osadu dla strącania wstępnego: $q_{1_2017} = q_{wl} \times V_{os} \times (t_2 - t_1) = 1,163 \times 124 \times (38 - 7) = 4\,471 \text{ kWh/d}$
- ilość ciepła do ogrzania osadu bez strącania wstępnego: $q_{1_2015} = q_{wl} \times V_{os} \times (t_2 - t_1) = 1,163 \times 190 \times (38 - 7) = 6\,850 \text{ kWh/d}$

Łączne zapotrzebowanie ciepła:

- dla strącania wstępnego

$$q_{2017} = q_{1_2017} + q_2 = 4\,471 + 1\,605 = 6\,076 \text{ kWh/d}$$

- bez strącania wstępnego

$$q_{2015} = q_{1_2015} + q_2 = 6\ 850 + 1\ 605 = 8\ 455 \text{ kWh/d}$$

Energia w biogazie

Energię w biogazie określono przy założeniu zawartości metanu w biogazie 61%.

Energia jednostkowa wyniesie: $e_{\text{biog_jedn}} = 6 \text{ kWh/m}^3$.

- dla ilości biogazu wynikające z obliczeń teoretycznych:

$$E_{\text{biog_teor}} = V_{\text{biog_teor}} \times e_{\text{biog_jedn}} = 1\ 889 \times 6 = 11\ 334 \text{ kWh/d}$$

- dla ilości biogazu średniej dobowej za rok 2017:

$$E_{\text{biog_2017_sr}} = V_{\text{biog_2017_sr}} \times e_{\text{biog_jedn}} = 1\ 309 \times 6 = 7\ 854 \text{ kWh/d}$$

- dla ilości biogazu maksymalnej w roku 2017:

$$E_{\text{biog_2017_luty}} = V_{\text{biog_2017_luty}} \times e_{\text{biog_jedn}} = 1\ 848 \times 6 = 11\ 088 \text{ kWh/d}$$

- dla ilości biogazu minimalnej w roku 2017:

$$E_{\text{biog_2017_październik}} = V_{\text{biog_2017_październik}} \times e_{\text{biog_jedn}} = 1\ 090 \times 6 = 6\ 540 \text{ kWh/d}$$

3.2.3. ZBIORNIK OSADU PRZEFERMENTOWANEGO

3.2.3.1.ZADANIE TECHNOLOGICZNE

Funkcją tego obiektu jest stworzenie rezerwy operacyjnej dla potrzeb pracy stacji odwadniania osadu.

3.2.3.2.ROZWIĄZANIE TECHNICZNE

Podstawowe dane techniczne zbiornika osadu przefermentowanego:

- średnica wewnętrzna: 12 m,

- głębokość czynna przy ścianie: 4,0 m,
- głębokość całkowita przy ścianie 4,5 m,
- powierzchnia zbiornika: 113 m²,
- objętość czynna zbiornika: 452 m³,
- założona w projekcie całkowita ilość doprowadzonego osadu przefermentowanego: 192 m³/d, 3851 kg s.m./d,
- założone w projekcie uwodnienie osadu przefermentowanego: 98.0 %,
- założony w projekcie czas zatrzymania osadu: 64 h.

Osad przefermentowany podawany jest do zbiornika z komór WKF przy wykorzystaniu rurociągu DN 200 oraz rurociągu PE Ø225. W zbiorniku zamontowane jest mieszadło szybkoobrotowe, które zapewnia odpowiednie wymieszanie medium i zapobiega procesowi sedymentacji. Dane techniczne mieszadła:

- średnica śmigła: 400 mm,
- prędkość obrotowa: 680 obr/min.,
- moc znamionowa silnika: 4,0 kW,
- wykonanie: przeciwwybuchowe EEx e II T3
- masa mieszadła: 88 kg,
- wykonanie: korpus - stal nierdzewna, śmigło - stal nierdzewna, wał stal nierdzewna,

Osad przefermentowany odprowadzany jest z leja dennego zbiornika do budynku zagęszczania i odwadniania osadów (obiekt nr 28). Odpływ następuje grawitacyjnie za pomocą rurociągu PE 90. Odprowadzanie cieczy nadosadowej przelewem ze stali nierdzewnej. Zbiornik z pokrywą z laminatów poliestrowo szkalnych. Zanieczyszczone powietrze ujęte z przestrzeni pod przekryciem odprowadzane do biofiltru powietrza (ob. 35B) w celu oczyszczenia.

3.2.3.3.OBLICZENIA SPRAWDZAJĄCE

Zgodne z danymi w pkt. 2.3. sucha masa osadu przefermentowanego po uwzględnieniu osadów dowożonych bez procesu hydrolizy wyniesie: $M_{os_przef} = 4\ 779$

kg s.m./d. Dla zawartości suchej masy 2% objętość osadu przefermentowanego wyniesie $V_{os_przef} = M_{os_przef} : 0,02 = 4,779 : 0,02 = 239 \text{ m}^3/\text{d} = 9,96 \text{ m}^3/\text{h}$.

Zgodnie z założeniami stacji odwadniania powinna ona pracować przez 6 dni w tygodniu po 9 godzin na dobę. Przerwa w pracy stacji wyniesie od godz. 16 w sobotę do godz. 7 w poniedziałek: 39 h.

Teoretyczna objętość retencyjna wyniesie: $9,96 \times 39 = 388 \text{ m}^3/\text{h}$. Pojemność czynna zbiornika uśredniającego wynosi $452 \text{ m}^3/\text{h}$. Jest ona wystarczająca dla zapewnienia wymaganego reżimu pracy stacji odwadniania. Po wprowadzeniu zagęszczania osadu wstępnego objętość osadów przefermentowanych ulegnie dodatkowemu zmniejszeniu. W przypadku wprowadzenia hydrolizy zmniejszeniu ulegnie sucha masa osadu przefermentowanego co dodatkowo poprawi zdolność retencyjną zbiornika.

3.2.4. STACJA ODWADNIANIA OSADU

3.2.4.1.ZADANIE TECHNOLOGICZNE

Funkcją tego obiektu jest:

- prasa: zmniejszanie zawartości wody w osadach,
- linia wapnowania: higienizacja osadu odwodnionego.

3.2.4.2.ROZWIĄZANIE TECHNICZNE

W układzie technologicznym oczyszczalni występują dwie stacje odwadniania osadu „nowa” obiekt nr 28 wykonana na podstawie dokumentacji technicznej z 2007 roku oraz „stara” obiekt nr 29 wykonana na podstawie dokumentacji pierwotnej. Podstawowym obiektem jest stacja „nowa”. Stacja „stara” stanowi rezerwę na wypadek awarii.

Stacja odwadniania „nowa” – obiekt nr 28.

Odwadnianie osadu przefermentowanego prowadzone jest na mechanicznej prasie taśmowej. Proces ten wspomagany jest dozowaniem do osadu wodnego roztworu polielektrolitu przygotowanego na bazie proszku lub emulsji. Odwodniony osad przy użyciu przenośnika ślimakowego transportowany jest do mieszarki w której prowadzona jest higienizacja osadu wapnem palonym. Wapno do mieszarki doprowadzane jest z silosu obiekt nr 28.2 znajdującego się w bezpośrednim sąsiedztwie budynku. Następnie osad transportowany jest układem przenośników ślimakowych na plac składowy osadu odwodnionego. Z uwagi na wykorzystanie do płukania taśm filtracyjnych wody wodociągowej lub technologicznej, w budynku znajduje się zbiornik na wodę płuczącą o pojemności 3m³.

W skład instalacji odwadniania wchodzi:

- prasa taśmowa, urządzenie w obudowie z odprowadzeniem powietrza do biofiltra szt.1,
- pompa osadu uwodnionego szt. 1 + 1,
- przepływomierz osadu uwodnionego szt. 1,
- trójkomorowa stacja przygotowania roztworu polielektrolitu, ze sterowniem szt. 1,
- pompa dozowania roztworu polielektrolitu szt.1+1,
- stacja dodatkowego rozcieńczania roztworu polielektrolitu szt.1,
- indukcyjny przepływomierz roztworu polielektrolitu szt 1,
- urządzenie do dozowania flokulantu i wymieszania z osadem szt. 1,
- pompa wody płuczącej taśmy filtracyjne z przetwornicą częstotliwości szt. 1,
- kompresor do zasilania sprężonym powietrzem układu napinania taśmy szt. 1,
- przewody i armatura instalacji odwadniania osadu,
- instalacja elektryczna i automatycznego sterowania instalacją odwadniania osadu szt.1

Parametry procesu mechanicznego odwadniania osadu przefermentowanego:

- wydajność objętościowa prasy: 25 m³/h,
- wydajność masowa prasy: 500 kg s.m./h,
- czas pracy prasy: 9 h/d, 6 d/tydz.,

- założone w projekcie uwodnienie osadu doprowadzanego: 98 %,
- założona w projekcie całkowita ilość doprowadzanego osadu : 192 m³/d ; 3851 kg s.m./d,
- dawka polielektrolitu: 6 g/kg s.m.,
- założone w projekcie uwodnienie osadu odwodnionego: 80 %,
- założona w projekcie objętość osadu odwodnionego: 19,4 m³/d,
- dawka wapna: 150 kg/Mg,
- założona w projekcie ilość osadu z wapnem: 22,3 t/d

Dane technologiczne prasy:

- wydajność hydrauliczna 25 m³/h,
- wydajność w przeliczeniu na sucha masę 1000 kg /h,
- zużycie medium płuczącego taśmy 16 m³/h,
- wymiary urządzenia (L × W × H): 4537 x 3379 x 1920 mm,
- waga pustego urządzenia: ok. 4,5 Mg,
- szerokość taśmy 2 500 mm,
- szerokość czynna taśmy 2 300 mm,
- doprowadzenie przewodów osadu: DN 100, odprowadzenie filtratu: DN 15.

Osad na prasę podawany za pomocą pomp nadawcy (1+1) o zmiennej wydajności.

Dane techniczne:

- wydajność: 10,0 - 30,0 m³/h,
- wysokość ssania lub ciśnienie na dopływie 1 - 2 m H₂O,
- wysokość tłoczenia: 10-20 m H₂O,

W celu wspomagania procesu odwadniania osadu, na prasę podawane są osady wraz z odpowiednią dawką polielektrolitu przygotowanego z proszku lub emulsji. Służy do tego instalacja roztwarzania i dozowania polielektrolitu o następujących danych technicznych:

- wydajność 1 000 dm³/h 0,5 % roztworu roboczego,

- zbiornik 3- komorowy prostokątny z twardego polipropylenu składającego się z komór: zarobowej, dojrzewania i dozowania,
- wymiary: długość x szerokość x wysokość: 2.420 x 950 x 1266 (mm),
- na wyposażeniu przepływomierz na doprowadzeniu wody, zakres pom. 250 – 2 500 dm³/h,
- moc napędów mieszadeł: 1,5 kW,
- waga: ok. 400 kg

Parametry techniczne pomp (1+1) dozujących polielektrolit:

- wydajność 110 – 2 200 dm³/h,
- wysokość tłoczenia 10 - 20 m H₂O,
- moc silnika napędowego 0,75 kW,

Parametry techniczne aparatury dodatkowego rozcieńczania roztworu polielektrolitu:

- wydajność 600 – 6 000 dm³/h,
- wymiary: wysokość x szerokość: ok. 1 100 x 600 (mm) – montaż na ścianie

Roztwór polielektrolitu tłoczony jest do urządzenia mieszającego gdzie nastąpi jego zmieszanie z osadem trafiającym do odwodnienia na prasę.

Płukanie taśm filtracyjnych prasy wodą płuczącą czerpaną ze zbiornika tworzywowego o pojemności 3,0 m³. Do płukania taśmy może być wykorzystywana woda wodociągowa lub woda technologiczna (ścieki oczyszczone). Woda płucząca ze zbiornika tłoczona za pomocą pompy o następujących danych technicznych:

- wydajność: 18 m³/h,
- wysokość tłoczenia: 78 m H₂O,
- moc: P = 7,5 kW

W skład instalacji ewakuacji i higienizacji osadu wchodzi:

- system przenośników spiralnych,
- mieszacz osadu i wapna,

- silos wapna z oprzyrządowaniem zamontowany na zewnątrz na specjalnym fundamencie w bezpośrednim sąsiedztwie budynku,
- przenośnik ślimakowy transportujący wapno z zasobnika do mieszacza.

Dane techniczne instalacji:

- system przenośników spiralnych:
 - do transportu osadu odwodnionego spod prasy do mieszacza osadu z wapnem
 - przenośnik ślimakowy bezwałowy osadu z zasypem kpl. 1,
 - długość całkowita: 4,2 m,
 - długość leja zasypowego: 230 cm,
 - moc napędu: 1,5 kW
 - wykonanie: stal nierdzewna,
 - do transportu osadu odwodnionego z mieszacza na zewnątrz budynku
 - przenośnik ślimakowy bezwałowy kpl. 1,
 - długość całkowita: 8,5 m,
 - moc napędu: 3,0 kW,
 - wykonanie: stal nierdzewna,
- silos na wapno:
 - pojemność: 35 m³,
 - materiał: stalowy, zabezpieczony antykorozyjnie,
 - na wyposażeniu:
 - zasuwa nożowa i elektrowibrator,
 - dozownik wapna
 - podajnik wapna: wraz z mieszaczem bocznym zamocowane do silosu o mocy napędów: 2,6 kW,
- mieszacz osadu odwodnionego z wapnem:
 - materiał: stal nierdzewna,
 - moc napędu 2 x 3,0 kW,
 - o wydajności 5 m³/h

Odwodniony osad po higienizacji wapnem transportowany na plac składowy ob. nr 30.

Stacja odwadniania „stara” – obiekt nr 29.

Budynek pras zlokalizowany jest w bezpośrednim sąsiedztwie punktu zlewnego ścieków dowożonych wraz z pompownią tymczasową oraz w pobliżu poletek osadowych. W budynku pras następuje mechaniczne odwodnienie osadu przefermentowanego. Osad przefermentowany doprowadzany jest do budynku pras z komory WKF II°. Osad odwodniony ewakuowany jest z budynku pras przenośnikiem spiralnym na samowyładowczy środek transportu kołowego. Filtrat z odwadniania osadu odprowadzany jest do kanalizacji wewnętrznej oczyszczalni i kierowany jest na początek układu technologicznego. W skład instalacji odwadniania wchodzi następujące urządzenia:

- Pompa ślimakowa nadawy osadu na prasę taśmową,
- Stacja roztwarzania i dozowania polielektrolitu,
- Prasa taśmowa typu KS 10,
- Przenośnik spiralny do ewakuacji osadu.

Roztwór wodny polielektrolitu dozowany jest do flokulatora poprzedzającego pompę nadawy osadu na prasę. W flokulatorze polielektrolit zostaje dokładnie wymieszany ze strumieniem przepływającego osadu przefermentowanego. Z flokulatora mieszanina trafia do pompy nadawy osadu i następnie tłoczony jest do prasy taśmowej, gdzie podlega odwodnieniu. Odwodniony osad trafia do kosza zasypowego przenośnika spiralnego i poprzez przenośnik ewakuowany jest poza budynek, gdzie następuje jego zrzut na samowyładowczy środek transportu kołowego.

3.2.4.3.OBLICZENIA SPRAWDZAJĄCE

Objętość osadu przefermentowanego wynosi $V_{os_przef} = 239 \text{ m}^3/\text{d} = 1\,673 \text{ m}^3/\text{tydzień}$. Sucha masa osadu przefermentowanego wynosi $M_{os_przef} = 4\,779 \text{ kg s.m./d} = 33\,453 \text{ kg s.m./tydzień}$.

W założeniach projektowych urządzenie odwadniające powinno pracować 9 godzin/dobę przez 6 dni w tygodniu co daje 129 godzin pracy na tydzień. Wymagana godzinowa wydajność stacji wyniesie:

- objętościowa: $1\ 673 : 129 = 12,9\ \text{m}^3/\text{h}$
- masowa: $33\ 453 : 129 = 259\ \text{kg s.m./h}$

Istniejąca prasa ma wystarczającą zdolność przerobową.

3.2.5. OCZYSZCZANIE, PODNOSZENIE CIŚNIENIA, MAGAZYNOWANIE I POCHODNIA BIOGAZU

3.2.5.1.ZADANIE TECHNOLOGICZNE

Funkcją tego zespołu obiektów jest:

- stacja odsiarczania – usuwanie z biogazu siarkowodoru do poziomu wymaganego przez urządzenia do energetycznego wykorzystania biogazu
- zbiornik biogazu – wyrównywanie nierówności w ilości produkowanego w komorach biogazu przed przesłaniem go do urządzeń energetycznego wykorzystania biogazu
- pochodnia biogazu – spalanie ewentualnego nadmiaru biogazu,
- węzeł podnoszenia ciśnienia biogazu – podnoszenie ciśnienia biogazu odprowadzanego z komór fermentacyjnych do wymaganego przez urządzenia energetycznego wykorzystania.

3.2.5.2.ROZWIĄZANIE TECHNICZNE

Stacja odsiarczania biogazu

Na instalacji biogazu zastosowane jest odsiarczanie suche. Wiązanie siarkowodoru następuje w czasie przepływu gazu przez złożę wielowarstwowe masy odsiarczającej, sporządzonej na bazie rudy darniowej, z dodatkiem modyfikatora spulchniającego,

modyfikatora zwiększającego udział Fe^{+2} i modyfikatora alkalicznego. Znajdujące się w masie odsiarczającej tlenki i wodorotlenki żelaza, redukują siarkowodór do siarki elementarnej pozostającej w złożu rudy. W miarę upływu czasu pracy odsiarczalnika, masa odsiarczająca stopniowo traci zdolności sorpcyjne, aż do całkowitego ich zaniku. Regeneracja, czyli doprowadzenie złoża do pierwotnej aktywności, możliwa jest poprzez działanie tlenu atmosferycznego na zużytą masę odsiarczającą. Regenerację na wolnym powietrzu wspomaga okresowe przesypywanie. Nową masę można stosować jako domieszkę do masy zregenerowanej. Częstotliwość wymiany masy odsiarczającej będzie określona doświadczalnie w przeciągu pierwszych kilku miesięcy eksploatacji, na podstawie pomiarów zawartości siarkowodoru w gazie surowym i po odsiarczeniu. Podstawowe parametry techniczne stacji odsiarczania biogazu:

- metoda odsiarczania: sucha, złoża stałe;
- średnica zbiornika z materiałem odsiarczającym: $\text{Ø } 2,30 \text{ m}$;
- wysokość zbiornika: $\sim 2,30 \text{ m}$;
- H_2S w odpływie: $< 150 \text{ ppm}$;
- typ: koszowy;
- max przepływ biogazu na 1 szt.: $85 \text{ m}^3/\text{h}$; ilość szt. 2
- ciśnienie robocze: $\sim 20 \text{ mbar}$;
- materiał: stal kwasoodporna AISI 304;
- izolacja termiczna: wełna mineralna 10cm;
- materiał odsiarczający: granulata
- minimalna żywotność złoża: 180 dni;

Węzeł rozdzielczo-pomiarowy biogazu

Węzeł zamontowany zostanie w kontenerze o wymiarach (dł. \times sz. \times wys.) $4,0 \times 2,3 \times 2,2 \text{ m}$. W skład węzła wchodzi następujące urządzenia:

- wentylatory odśrodkowe biogazu: 1+1 szt.;
- ciśnienie po stronie ssawnej: $\sim 18 \text{ mbar}$;
- ciśnienie po stronie tłocznej: $\sim 40 \text{ mbar}$;
- nominalna wydajność: $90 \text{ m}^3/\text{h}$ dla każdego wentylatora;
- medium tłoczone: biogaz;

- silnik: 0,55 kW;
- zasilanie: 3×400 V; 50 Hz;
- typ silnika w wykonaniu przeciwwybuchowym,
- filtry biogazu: 1+1 szt.,
- materiał filtracyjny mata polipropylenowa;
- urządzenia pomiarowe:
 - przetworniki ciśnienia 2 szt. montowane na ssawnej i tłocznej stronie wentylatorów,
 - biogazu; w wykonaniu przeciwwybuchowym,
 - przepływomierz zliczający turbinowy (zakres 0 – 100 m³/h) w wykonaniu przeciwwybuchowym,
 - detektor metanu i siarkowodoru z modułem sterującym
 - dwa manometry po stronie ssawnej i tłocznej wentylatorów,

Zbiornik biogazu

Zbiornik biogazu dwumembranowy o następujących danych technicznych:

- pojemność: 660 m³,
- średnica zbiornika: 11,46 m,
- średnica kotwienia zbiornika: 10,12 m,
- wysokość zbiornika: 8,59 m,
- ciśnienie robocze: 20 mbar,
- max ciśnienie robocze: 25 mbar,
- projektowany max dopływ biogazu: 85 m³/h,
- projektowany max odpływ biogazu: 150 m³/h,
- max obciążenie wiatrem: 150 km/h,
- max obciążenie śniegiem: 154 kg/m²,

Główne elementy i wyposażenie:

- zewnętrzna, wewnętrzna i denna membrana,
- pierścień mocujący,
- system kotew dla montażu pierścienia,

- system uszczelnień,
- ultradźwiękowy czujnik położenia membrany,
- wizjer w membranie zewnętrznej,
- czujnik ciśnienia biogazu,
- lokalna szafka-zasilająco sterownicza,
- wentylator powietrza, typ promieniowy, moc silnika napędowego; 0,37 kW, 3 x 400 V, 50 Hz, wydajność 210 m³/h przy nadciśnieniu 20 mbar,
- bezpiecznik cieczowy zabezpieczający przed nadmiernym wzrostem ciśnienia, wydajność wydmuchu 85 m³/h.

Pochodnia do spalania biogazu

Spalanie nadmiaru biogazu w pochodni o następujących parametrach technicznych:

- typ działania - z ukrytym głównym płomieniem;
- wydajność 100 m³/h;
- ciśnienie napływu biogazu 18 mbar;
- max ciśnienie napływu biogazu 50 mbar;
- zapotrzebowanie mocy 1 kW;
- króciec przyłączeniowy DN65, PN 10.

Wyposażenie i wykonanie pochodni:

- elementy konstrukcyjne wykonane ze stali kwasoodpornej;
- komora spalania wykonana ze stali kwasoodpornej, odpornej na działanie, wysokich temperatur;
- króciec dopływu biogazu wykonany ze stali kwasoodpornej;
- przepustnica główna ręczna - z napędem dźwigniowym;
- zawór główny elektryczny - wolno otwierający/ szybko zamykający się;
- przerywacz płomienia, obudowa ze stali, siatka przerywacza ze stali kwasoodpornej;
- układ manometryczny dla ciśnienia palnika;
- detektor ciśnienia dla automatycznego odcięcia dopływu biogazu do palnika pochodni gdy ciśnienie biogazu jest zbyt niskie;
- dopływ powietrza naturalnym ciągiem z ręczną nastawą;

- pilot zapalający z zaworem kulowym odcinającym i zaworem elektromagnetycznym;
- elektrody zapłonowe z transformatorem;
- czujnik UV dla detekcji płomienia,
- termopara dla detekcji temperatury spalania w głównej komorze.

3.2.5.3.OBLICZENIA SPRAWDZAJĄCE

Teoretyczna maksymalna dobową produkcją biogazu (dla wariantu z przyjmowaniem do kofermentacji tłuszczów i strącania wstępnego bez hydrolizy) wyniesie: $V_{\text{biog_max}} = V_{\text{biog_ow_2017}} + V_{\text{biog_on_2017}} + V_{\text{biog_flot}} = 1\,742 + 147,2 + 975,2 = 2\,864\text{ m}^3/\text{d} = 119,35\text{ m}^3/\text{h}$.

W przypadku gdy kosubstratem będzie osad nadmierny z innych oczyszczalni teoretyczna ilość biogazu wyniesie: $V_{\text{biog}} = V_{\text{biog_ow_2017}} + V_{\text{biog_on_2017}} + V_{\text{biog_on_zew}} = 1\,742 + 147,2 + 128,8 = 2\,018\text{ m}^3/\text{d} = 84\text{ m}^3/\text{h}$.

Teoretyczna maksymalna produkcja biogazu jest większa od przepustowości istniejącej stacji odsiarczania biogazu wynosząca $85\text{ m}^3/\text{h}$. W przypadku wprowadzenia hydrolizy produkcja biogazu będzie jeszcze większa.

3.2.6. PRZEPOMPOWNIA WODY TECHNOLOGICZNEJ

3.2.6.1.ZADANIE TECHNOLOGICZNE

Funkcją tego zespołu obiektów jest umożliwienie wykorzystania ścieków oczyszczonych jako wody technologicznej do zasilania następujących obiektów:

- stacja zlewna ścieków dowożonych,
- prasopłuczka skratek
- płuczki piasku,

- biofiltry,
- stacja odwadniania osadu „stara”,
- stacja odwadniania osadu „nowa”

Ścieki oczyszczone poddawane są procesowi filtracji oraz podnoszenia ciśnienia.

3.2.6.2.ROZWIĄZANIE TECHNICZNE

Oczyszczone ścieki z osadników wtórnych dopływają grawitacyjnie do zbiornika wody technologicznej o pojemności 40 m³ zlokalizowanego w budynku obsługi oczyszczalni. Oczyszczanie wody technologicznej za pomocą dwóch filtrów samopłuczających o następujących danych technicznych:

- wydajność: 100 m³/h,
- prześwit: 500 μm,

Podnoszenie ciśnienia za pomocą zestawu hydroforowego o następujących danych technicznych:

- wydajność zestawu: 0,5 ÷ 25,0 dm³/s,
- ciśnienie wyjściowe: 6,0 bar,
- ilość pomp: 4 (3+1) wyposażone w przetworniki częstotliwości, moc silników napędowych pomp: 4 × 4,0 kW,
- membranowy zbiornik ciśnieniowy o pojemności 300 dm³.

3.2.6.3.OBLICZENIA SPRAWDZAJĄCE

Zgodnie z danymi zawartymi w projekcie technologicznym oczyszczalni zapotrzebowanie na wodę płuczającą urządzeń zasilanych z pompowni wody technologicznej jest następujące:

- stacja zlewna: $1,5 \text{ dm}^3/\text{s}$
- płuczka skratek: $Q = 10 \text{ dm}^3/\text{s}$, wymagane ciśnienie – nie podano
- płuczki piasku: $Q = 6 \text{ m}^3/\text{h}$, wymagane ciśnienie: 3 bar,
- stacja odwadniania osadu (przyjęto, że równocześnie może pracować tylko jedna stacja odwadniania): $Q = 16 \text{ m}^3/\text{h}$, wymagane ciśnienie – nie podano

Łączne zapotrzebowanie istniejących urządzeń na wodę płuczającą wynosi: $Q_{\text{wod_plucz}} = 17,6 \text{ dm}^3$.

Zapotrzebowanie na wodę planowanej do zainstalowania zagęszczarki osadu wynosi: $3,2 \text{ m}^3$ ($0,9 \text{ dm}^3/\text{s}$) przy ciśnieniu 6 bar. Wynika z tego, że istniejąca stacja wody technologicznej jest w stanie zaspokoić potrzeby planowanej zagęszczarki.

3.3.WNIOSKI Z ANALIZY STANU ISTNIEJĄCEGO

Dane wyjściowe

- Stężenia zanieczyszczeń w ściekach napływających na oczyszczalnię są stosunkowo wysokie. Zalecane jest określenie przyczyny tego zjawiska. Być może wskazane będzie wyegzekwowanie od dostawców ścieków przemysłowych działań „u źródła” mających na celu „standaryzację” ścieków wprowadzanych do sieci kanalizacyjnej. Wydzielone na urządzeniach podczyszczających zanieczyszczenia mogły by trafiać bezpośrednio do części osadowej oczyszczalni.
- Po wyegzekwowaniu podczyszczania ścieków przemysłowych ilości produkowanych na oczyszczalni osadów powinny ulec mniejszeniu.
- Ze względu na prowadzone obecnie chemiczne strącanie wstępne stężenie fosforu w odciekach jest na poziomie przy którym nie ma uzasadnienia ekonomicznego jego strącanie pod postacią struwitu. Do obliczeń w koncepcji przyjęto stężenia odnotowywane na oczyszczalniach w których nie jest prowadzony proces strącania wstępnego.

Stożenie konwersji osadów w komorze fermentacyjnej

Zgodnie z danymi Zamawiającego zawartość części organicznych w osadzie przefermentowanym jest bardzo niska. Wynosi ona około 55%. Standardowo na oczyszczalniach w których nie jest prowadzony proces hydrolizy zawartość części organicznych w osadzie przefermentowanym wynosi około 62 – 68%. Z jednej strony przyczyna takiej sytuacji są prawdopodobnie bardzo korzystne parametry pracy komór fermentacyjnych. Z drugiej strony zawartość części organicznych w osadzie wstępnym na oczyszczalni ścieków w Trepczy jest nietypowo niska.

Produkcja biogazu

Produkcja biogazu na oczyszczalni charakteryzuje się znaczącą zmiennością w poszczególnych miesiącach najwyższą średnią dobową odnotowano za miesiąc luty $V_{\text{biog}_{2017}_{\text{luty}}} = 1\ 848\ \text{m}^3/\text{d}$, najniższą za miesiąc październik $V_{\text{biog}_{2017}_{\text{październik}}} = 1\ 090\ \text{m}^3/\text{d}$. Średnia dobowa produkcja za rok 2017 wyniosła $1\ 309\ \text{m}^3/\text{d}$. Określona na podstawie danych teoretycznych i średniej dobowej ilości osadów za rok 2017 ilość biogazu wynosi $1\ 889\ \text{m}^3/\text{d}$.

Oczyszczanie, podnoszenie ciśnienia, magazynowanie i pochodnia biogazu.

W przypadku przyjmowania do fermentacji jako kosubstratów tłuszczu ilość biogazu może wynieść: $V_{\text{biog}_{\text{max}}} = 2\ 8864\ \text{m}^3/\text{d} = 119,35\ \text{m}^3/\text{h}$. Przepustowość istniejących urządzeń linii biogazu wynosi:

- odsiarczanie: $85\ \text{m}^3/\text{h}$,
- podnoszenie ciśnienia: $90\ \text{m}^3/\text{h}$ (dla jednego wentylatora),
- pochodnia gazowa: $100\ \text{m}^3/\text{h}$

W przypadku stwierdzenia możliwości pozyskiwania tłuszczu do kofermentacji w ilości $30\ \text{m}^3/\text{h}$ należy rozważyć zwiększenie przepustowości istniejącej linii biogazu.

Dodatkowo zwraca się uwagę na fakt, że zgodnie z dokumentacją projektową dmuchawa biogazu ma spręż $40\ \text{mbar}$. W przypadku planów zastosowania agregatu

kogeneracyjnego należy rozważyć zwiększenie sprężu w układzie podnoszenia ciśnienia do minimum 80 mbar.

Sieć wody technologicznej

Wydajność istniejącej przepompowni wody technologicznej jest wystarczająca dla potrzeb dodatkowego zużycia wody związanego z planowanym wprowadzeniem zagęszczania mechanicznego.

Mieszanie komór fermentacyjnych

Mieszanie komór fermentacyjnych prowadzone jest poprzez recyrkulację zawartości za pomocą pomp. Ilość pomp pracujących 3 kpl. x 7,5 kW. Standardowo mieszanie na oczyszczalniach prowadzone jest za pomocą mieszadeł śmigłowych. recyrkulacja prowadzona jest jedynie dla potrzeb ogrzewania komór.

Produkcja biogazu i ogrzewanie komór fermentacyjnych

Łączne zapotrzebowanie ciepła dla potrzeb ogrzewania komór fermentacyjnych wynosi:

- dla strącania wstępnego

$$q_{2017} = q_{1_2017} + q_2 = 4\,471 + 1\,605 = 6\,076 \text{ kWh/d}$$

- bez strącania wstępnego

$$q_{2015} = q_{1_2015} + q_2 = 6\,850 + 1\,605 = 8\,455 \text{ kWh/d}$$

Energia w wyprodukowanym biogazie wynosi:

- dla ilości biogazu wynikające z obliczeń teoretycznych:

$$E_{\text{biog_teor}} = V_{\text{biog_teor}} \times e_{\text{biog_jedn}} = 1\,889 \times 6 = 11\,334 \text{ kWh/d}$$

- dla ilości biogazu średniej dobowej za rok 2017:

$$E_{\text{biog_2017_sr}} = V_{\text{biog_2017_sr}} \times e_{\text{biog_jedn}} = 1\,309 \times 6 = 7\,854 \text{ kWh/d}$$

- dla ilości biogazu maksymalnej w roku 2017:

$$E_{\text{biog_2017_luty}} = V_{\text{biog_2017_luty}} \times e_{\text{biog_jedn}} = 1\,848 \times 6 = 11\,088 \text{ kWh/d}$$

- dla ilości biogazu minimalnej w roku 2017:

$$E_{\text{biog_2017_październik}} = V_{\text{biog_2017_październik}} \times e_{\text{biog_jedn}} = 1\,090 \times 6 = 6\,540 \text{ kWh/d}$$

Rzeczywista ilość produkowanego biogazu jest niższa od ilości biogazu wynikającej z obliczeń teoretycznych. Jednocześnie osad przefermentowany charakteryzuje się bardzo wysokim stopniem mineralizacji co świadczyło by o co najmniej prawidłowej konwersji materii organicznej do biogazu. W tej sytuacji nie jest zrozumiała tak niska produkcja biogazu.

Energia zawarta w biogazie jest większa od teoretycznego zapotrzebowania na ciepło dla potrzeb ogrzewania zwłaszcza, że zapotrzebowanie to określone zostało dla okresu niskich temperatur. Przez większą część roku nadmiar ciepła powinien być zdecydowanie większy. Dodatkowo należy zwrócić uwagę na fakt, że w teoretycznym zapotrzebowaniu ciepła pokrycie strat przez przegrody stanowi około 25% (dla wersji z mniejszą ilością osadów). Dlatego też przyczyną braku nadmiaru ciepła na oczyszczalni nie jest niewłaściwa izolacja termiczna komór. W praktyce dla sytuacji gdy biogaz jest w całości zamieniany na energię cieplną (kocioł) a nie jak na większości oczyszczalni na energię cieplną i elektryczną (agregat kogeneracyjny) energia zawarta w biogazie powinna wystarczyć również na ogrzewanie budynków. Na dzień wykonania opracowania Zamawiający do ogrzewania budynków wykorzystuje energie ze spalania paliw zewnętrznych.

Wprowadzenie zagęszczania mechanicznego dodatkowo powinno (obliczenia pkt. 5.2.2.) zwiększyć nadwyżkę energii cieplnej na oczyszczalni (mniejsza objętość osadów do ogrzania).

Proponuje się opomiarować ciepło kierowane na potrzeb komór fermentacyjnych. Pozwoli to na oszacowanie rzeczywistego jego zapotrzebowania oraz rzeczywistych strat ciepła przez przegrody. Na tej podstawie możliwe będzie podjęcie decyzji co do celowości zmiany izolacji termicznej istniejących komór.

4. PROPONOWANA GOSPODARKA OSADOWA

4.1. WYMOGI ZWIĄZANE Z HIGIENIZACJĄ, PASTERYZACJĄ LUB STERYLIZACJĄ OSADÓW

4.1.1. HIGIENIZACJA OSADU

Zgodnie z rozporządzeniem Ministra Środowiska z dnia 5 kwietnia 2011 w sprawie procesu odzysku R-10 (Dz. U. Nr 86 poz. 476) osady ściekowe o kodzie 19 08 05, 02 02 04, 02 05 02 mogą być wykorzystywane w procesie odzysku R-10 „rozprowadzanie na powierzchni ziemi w celu nawożenia lub ulepszenia gleby”. Zgodnie z rozporządzeniem Ministra Środowiska z dnia 13 lipca 2010 r. w sprawie komunalnych osadów ściekowych (Dz. U. Nr 137, poz. 924) osady ściekowe stosowane w rolnictwie i używane do rekultywacji gruntów na potrzeby rolnicze muszą spełniać określone warunki sanitarne:

- w przypadku stosowania osadów w rolnictwie i do rekultywacji gruntów na cele rolne – nie wyizolowano bakterii z rodzaju Salmonella w 100 g osadów przeznaczonych do badań,
- łączna liczba żywych jaj pasożytów jelitowych Ascaris sp., Trichuris sp., Toxocara sp. w 1 kg suchej masy osadów przeznaczonych do badań stosowanych;
 - w rolnictwie – wynosi 0,
 - do rekultywacji terenów – jest nie większa niż 300,
 - do dostosowywania gruntów do określonych potrzeb wynikających z planów gospodarki odpadami, planów zagospodarowania przestrzennego lub decyzji o warunkach zabudowy i zagospodarowania terenu – jest nie większa niż 300,

- do prawy roślin przeznaczonych do produkcji kompostu – jest nie większa niż 300,
- do uprawy roślin nie przeznaczonych do spożycia i do produkcji pasz – jest nie większa niż 300.

W krajowych uregulowaniach prawnych oraz w Dyrektywach Unii Europejskiej brak ścisłych wytycznych dotyczących metod higienizacji czyli usuwania patogenów z osadów ściekowych. Uregulowania takie zostały wprowadzone przez U.S. EPA (Agencja Ochrony Środowiska Stanów Zjednoczonych). W uregulowaniach tych określono dwa poziomy usuwania patogenów:

- Procesy prowadzące do znaczącej redukcji patogenów (PSRP - *Processes to Significantly Reduce Pathogens*);
- Procesy pogłębionej redukcji patogenów (PFRP - *Processes to Further Reduce Pathogens*).

Procesy pierwszej grupy redukują liczbę, ale nie eliminują patogenów, więc wciąż pozostaje potencjalne zagrożenie przeniesienia przez osady mikroorganizmów chorobotwórczych. Procesy drugiej grupy redukują patogeny poniżej znanego nam dzisiaj poziomu detekcji. Dla zapewnienia należytej staranności zaleca się jednak zachowanie choćby minimalnego stopnia monitoringu, z rejestracją danych i sporządzeniem raportów włącznie.

Procesy prowadzące do znaczącej redukcji patogenów zgodnie z uregulowaniami US EPA:

Tlenowa stabilizacja osadu - osady napowietrzane i mieszane:

- w temperaturze 20 °C - przez 40 dni;

- w temperaturze 15 °C - przez 60 dni.

Suszenie „atmosferyczne” - czas zatrzymania minimum 3 miesiące, w ciągu co najmniej 2 miesięcy średniodobowe temperatury otoczenia powinny przekraczać 0 °C.

Fermentacja beztlenowa:

- w temperaturze 20 °C - czas zatrzymania 60 dni;
- w temperaturze 35÷55 °C - czas zatrzymania 15 dni.

Kompostowanie - dotyczy zarówno reaktorów, pryzm napowietrzanych lub pryzm przerzucanych - wzrost temperatury do 40 °C lub wyższej przez 5 dni, przez 4 godziny w ciągu tych 5 dni temperatura powinna wzrosnąć do 55 °C.

Stabilizowanie wapnem - uzyskanie pH 12 lub 2 godziny kontaktu.

Procesy prowadzące do pogłębionej redukcji patogenów zgodnie z uregulowaniami US EPA:

Kompostowanie:

- Kompostowanie w reaktorze lub napowietrzanej pryzmie - temperatura minimum 55 °C przez 3 dni;
- Kompostowanie w pryzmie przerzucanej - temperatura minimum 55 °C lub wyższa przez 15 dni lub dłużej; pryzma co najmniej 5-cio krotnie przerzucana.

Suszenie temperaturowe: Osady suszone w sposób pośredni i bezpośredni - zawartość wody 10% lub mniej; osad osiąga temperaturę 80 °C.

Higienizacja temperaturowa - temperatura 180 °C lub wyższa przez co najmniej 30 minut.

Fermentacja termofilowa - czas zatrzymania osadu minimum 10 dni i temperatura w zakresie 55÷60 °C.

Promieniowanie beta - osady napromieniowane dawką 1.0 megarada w temperaturze pokojowej (ok. 20 °C).

Promieniowanie gama - osady napromieniowane dawką 1.0 megarada w temperaturze pokojowej (ok. 20 °C).

Pasteryzacja - osady są przetrzymane w 70 °C lub wyżej przez 30 minut.

Dodatkowo przyjmuje się następujące zasady:

- przy suszeniu - konieczność suszenia całkowitego (powyżej 90% s.m.) oraz konieczność uzyskania temperatury osadu co najmniej 80 °C; z uwagi na bezpieczeństwo procesu zaleca się, by osad nie przekraczał temperatury 85 °C, co prowadzi do dosyć ostrego reżimu uzyskania temperatury w osadzie z przedziału 80÷85 °C; należy też zwrócić uwagę na to, że pomiar temperatury osadu podczas suszenia termicznego jest dosyć trudny.
- suszenie niskotemperaturowe nie jest uznane za proces o pogłębionej redukcji patogenów.
- wśród procesów pogłębionej redukcji patogenów nie ma stabilizacji wapnem.

- dopuszcza się higienizację poprzez utrzymanie tylko 70 °C przez 30 minut, ale w procesie pasteryzacji; jeżeli stosuje się zwykle podgrzanie osadu, wymagane jest 180 °C przez 30 minut.

4.1.2. PASTERYZACJA STERYLIZACJA

Do procesu przeróbki osadów prowadzone na oczyszczalni ścieków w Zduńskiej Woli wprowadzane są osady z zakładowych oczyszczalni ścieków, przemysł mleczarski – kod 02 05 02 i przetwórstwo produktów spożywczych pochodzenia zwierzęcego – kod 02 02 04. Zgodnie z art. 9 b) rozporządzenia Parlamentu Europejskiego i Rady (WE) nr 1069/2009 określającego przepisy sanitarne dotyczącym produktów ubocznych pochodzenia zwierzęcego, nieprzeznaczonych do spożycia przez ludzi materiał kategorii drugiej obejmuje następujące produkty uboczne pochodzenia zwierzęcego: „produkty uboczne pochodzenia zwierzęcego zgromadzone podczas oczyszczania ścieków, wymaganego na mocy przepisów wykonawczych przyjętych zgodnie z art. 27 akapit pierwszy lit. c): (i) z przedsiębiorstw lub zakładów przetwarzających materiał kategorii 2; lub (ii) z rzeźni, innych niż te objęte przepisami art. 8 lit. e)”

Zgodnie z rozporządzeniem 142/2011 załącznik IV sekcja 2 oczyszczanie ścieków wymagane przepisami weterynaryjnymi (czyli przywołane w rozporządzeniu 1069/2009) to:

- ust. 1 Zakłady przetwórcze przetwarzające materiał kategorii 1 i inne obiekty, gdzie usuwa się materiał szczególnego ryzyka, rzeźnie oraz zakłady przetwórcze przetwarzające materiał kategorii 2 zobowiązane są dokonywać procesu wstępnego oczyszczania w pierwszej fazie oczyszczania ścieków, celem zatrzymania i zebrania materiału pochodzenia zwierzęcego. Wyposażenie stosowane do wstępnego oczyszczania składa się z syfonów kanalizacyjnych lub sit z otworami, gdzie wielkość porów filtrujących lub oczek nie przekracza 6 mm, umieszczonych na końcowym etapie procesu przetwórczego, lub z równoważnych systemów, zapewniających zatrzymanie stałych cząstek o rozmiarze przekraczającym 6 mm.
- ust. 2 Ścieki z obiektów określonych w ust. 1 muszą zostać poddane wstępnemu oczyszczaniu zapewniającemu filtrację wszystkich ścieków przed ich odprowadzeniem z obiektów. Materiału stałego pochodzenia zwierzęcego nie

wolno rozdrabniać, macerować ani poddawać żadnemu innemu przetwarzaniu ani działaniu nacisku celem ułatwienia ich przejścia przez wstępny proces przetwarzania.

- ust. 3 Wszystkie materiały pochodzenia zwierzęcego zatrzymane podczas wstępnego oczyszczania w obiektach określonych w pkt 1 zbiera się i przewozi jako materiał kategorii 1 lub kategorii 2, w zależności od przypadku, oraz usuwa się je zgodnie z rozporządzeniem (WE) nr 1069/2009.
- ust. 4 Ścieki poddane wstępnemu oczyszczaniu w obiektach określonych w pkt 1 oraz ścieki z innych obiektów, w których dokonuje się przetwarzania produktów ubocznych pochodzenia zwierzęcego lub innych czynności na tych produktach, oczyszcza się zgodnie z prawodawstwem UE, bez ograniczeń przewidzianych niniejszym rozporządzeniem.

W przypadku odpadów dowożonych do oczyszczalni są to osadu z zakładowych oczyszczalni ścieków czyli zgodnie z przywołanym wcześniej ust. 4 nie są one traktowane jako materiał pochodzenia zwierzęcego. W przypadku gdyby oczyszczalnia planowała przyjmować odpady wymienione w ust. 1 podaje się uregulowania prawne dotyczące sposobu postępowania z tego typu odpadami przed wprowadzeniem ich do komór fermentacyjnych.

Zgodnie z rozporządzeniem komisji UE nr 142/2011 z dnia 25 lutego 2011 r. w sprawie wykonania rozporządzenia Parlamentu Europejskiego i Rady (WE) nr 1069/2009 określającego przepisy sanitarne dotyczące produktów ubocznych pochodzenia zwierzęcego, nieprzeznaczonych do spożycia przez ludzi, oraz w sprawie wykonania dyrektywy Rady 97/78/WE w odniesieniu do niektórych próbek i przedmiotów zwolnionych z kontroli weterynaryjnych na granicach w myśl tej dyrektywy wymagania dla wytwórców biogazu wykorzystujących jako substrat produkty uboczne pochodzenia zwierzęcego są następujące:

- 1) Wytwórnia biogazu musi być wyposażona w urządzenie do pasteryzacji lub oczyszczania, którego nie mogą ominąć wprowadzane do wytwórni produkty uboczne pochodzenia zwierzęcego lub produkty pochodne składające się z cząstek o wielkości maksymalnie 12 mm przed wprowadzeniem do urządzenia, wraz z:

- a) instalacjami do monitorowania temperatury, która powinna osiągnąć wartość 70 °C w czasie jednej godziny;
 - b) urządzeniami do ciągłej rejestracji wyników pomiarów w ramach monitorowania o którym mowa w lit. a) oraz;
 - c) odpowiednim systemem zapobiegającym niewystarczającemu podgrzewaniu
- 2) W drodze odstępstwa od pkt 1 urządzenie do pasteryzacji lub oczyszczania nie jest obowiązkowe dla wytwórni biogazu, które przekształcają wyłącznie:
- a) materiał kategorii 2 przetworzony zgodnie z metodą przetwarzania nr 1 opisaną w załączniku IV rozdział III;
 - b) materiał kategorii 3 przetworzony zgodnie z którąkolwiek z metod przetwarzania nr 1–5 lub nr 7 bądź też, w przypadku materiału pochodzącego od zwierząt wodnych, którąkolwiek z metod nr 1–7, o których mowa w załączniku IV rozdział III;
 - c) materiał kategorii 3 poddany pasteryzacji lub oczyszczaniu w innym zatwierdzonym zakładzie;
 - d) produkty uboczne pochodzenia zwierzęcego, które mogą być wykorzystywane jako surowiec bez przetwarzania zgodnie z art. 13 lit. e) ppkt (ii) rozporządzenia (WE) nr 1069/2009 oraz zgodnie z niniejszym rozporządzeniem;
 - e) produkty uboczne pochodzenia zwierzęcego poddane procesowi hydrolizy zasadowej, opisanemu w załączniku IV rozdział IV sekcja 2 pkt A;
 - f) następujące produkty uboczne pochodzenia zwierzęcego, pod warunkiem wydania zgody przez właściwy organ:
 - (i) produkty uboczne pochodzenia zwierzęcego, o których mowa w art. 10 lit. f) rozporządzenia (WE) nr 1069/2009, poddane przetwarzaniu zgodnie z jego definicją w art. 2 ust. 1 lit. m) rozporządzenia (WE) nr 852/2004 w momencie przeznaczenia ich do celów innych niż spożycie przez ludzi;
 - (ii) produkty uboczne pochodzenia zwierzęcego, o których mowa w art. 10 lit. g) rozporządzenia (WE) nr 1069/2009 lub

(iii) produkty uboczne pochodzenia zwierzęcego przekształcane w biogaz, o ile pozostałości fermentacyjne są następnie kompostowane bądź też przetwarzane lub usuwane zgodnie z niniejszym rozporządzeniem.

- 3) Jeżeli wytwórnia biogazu znajduje się w miejscu lub w sąsiedztwie miejsca, w którym trzyma się zwierzęta gospodarskie, i nie wykorzystuje ona wyłącznie obornika, mleka lub siary pochodzących od tych zwierząt, wówczas wytwórnia musi znajdować się w odpowiedniej odległości od obszaru, na którym trzyma się zwierzęta. Odległość tę ustala się tak, aby wykluczyć niedopuszczalne zagrożenie przeniesienia z wytwórni biogazu choroby przenoszonej na ludzi lub zwierzęta. W każdym przypadku konieczne jest zapewnienie całkowitego fizycznego oddzielenia wytwórni biogazu od zwierząt, ich paszy i ściółki, w razie potrzeby także za pomocą ogrodzenia. PL L 54/38 Dziennik Urzędowy Unii Europejskiej 26.2.2011

Definicje procesu pasteryzacji i sterylizacji wynikają z rozporządzenia Parlamentu Europejskiego i Rady (WE) nr 1069/2009 z dnia 21 października 2009 r. określającego przepisy sanitarne dotyczące produktów ubocznych pochodzenia zwierzęcego, nieprzeznaczonych do spożycia przez ludzi. Zgodnie z tym rozporządzeniem:

- sterylizacja ciśnieniowa oznacza przetwarzanie produktów ubocznych pochodzenia zwierzęcego, po zmniejszeniu rozmiaru cząstki do nie więcej niż 50 mm, w temperaturze przekraczającej 133 °C przez co najmniej 20 minut bez przerwy, przy ciśnieniu bezwzględnym co najmniej 3 barów;
- pasteryzacja:
 - maksymalna wielkość cząstek przed wprowadzeniem ich do urządzenia do pasteryzacji: 12 mm,
 - minimalna temperatura całego materiału w urządzeniu do pasteryzacji: 70 °C,
 - minimalny czas obróbki w urządzeniu do pasteryzacji, bez przerw: 60 minut.

4.2. PROCES TECHNOLOGICZNY

4.2.1. FERMENTACJA, HYDROLIZA USUWANIE FOSFORU.

W zależności od wariantu technologicznego w układzie technologicznym gospodarki osadowej oczyszczalni potrzebne będą następujące zbiorniki (dla rozwiązania optymalnego):

- „czysta” fermentacja (bez hydrolizy i usuwania fosforu):
 - zbiornik osadu nadmiernego niezagęszczonego (rezerwa operacyjna dla potrzeb pracy stacji zagęszczania osadu),
 - zbiornik osadu surowego (osad wstępny i zagęszczony osad nadmierny)
 - zbiornik osadu przefermentowanego (rezerwa operacyjna dla potrzeb pracy stacji odwadniania osadu)
- fermentacja poprzedzona procesem hydrolizy osadu:
 - zbiornik osadu nadmiernego niezagęszczonego (rezerwa operacyjna dla potrzeb pracy stacji zagęszczania osadu),
 - zbiornik osadu surowego (osad wstępny i zagęszczony osad nadmierny),
 - zbiornik osadu przefermentowanego (rezerwa operacyjna dla potrzeb pracy stacji odwadniania osadu)

W przypadku rozszerzenia prowadzonych procesów o instalację usuwania fosforu z odcieków wskazany jest dodatkowo zbiornik odcieków jako rezerwa operacyjna stacji kontrolowanego strącania struwitu.

W przypadku gdy proces usuwania struwitu poprzedzony jest dodatkowo procesem uwalniania fosforu z osadu nadmiernego potrzebny jest dodatkowo zbiornik w którym będzie on prowadzony. Może być w tym celu wykorzystany zbiornik osadu nadmiernego.

Na dzień wykonania opracowania na oczyszczalni ścieków w Trepczy dostępne są następujące zbiorniki:

- Zagęszczacz fermenter osadu wstępnego objętość czynna zbiornika: 225 m³,

- Zagęszczacz osadu nadmiernego: 509 m³,
- Komora zbiorcza osadu wstępnego zagęszczonego i flotatu: 69 m³,
- Zbiornik magazynowy osadu przefermentowanego: 452 m³.

Funkcja zbiornika magazynowego osadu przefermentowanego pozostanie niezmienną. W układzie technologicznym gospodarki osadowej zagęszczacz osadu wstępnego nie jest konieczny. Osad wstępny stosunkowo dobrze się zagęszcza w lejach osadowych osadników (do około 4%). Można go równomiernie pobierać z osadników i kierować bezpośrednio do zbiornika osadu surowego.

W przypadku prowadzenia wyłącznie procesu fermentacji proces technologiczny przedstawiał się będzie następująco. Osad nadmierny kierowany będzie do istniejącego zagęszczacza osadu nadmiernego. Ze zbiornika tego kierowany będzie do procesu zagęszczenia w planowanej stacji zagęszczania osadu. Nadmierny osad zagęszczony kierowany będzie do zbiornika osadu surowego (adaptacja istniejącego zagęszczacza osadu wstępnego). Do zbiornika tego kierowany będzie również osad wstępny z osadników oraz ewentualne osady dowożone. Ze zbiornika tego osady kierowane będą do istniejących komór fermentacyjnych. W ramach zadania zmianie ulegnie sposób mieszania komór fermentacyjnych. Istniejące mieszanie za pomocą pomp recyrkulacyjnych zastąpione zostanie mieszaniem za pomocą mieszadeł śmigłowych zamontowanych w komorach. Recyrkulacja osadu prowadzona będzie poprzez wymienniki ciepła jedynie w ilości potrzebnej dla przeniesienia wymaganego strumienia ciepła. Osad przefermentowany kierowany będzie do istniejącego zbiornika osadu przefermentowanego a następnie do istniejącej stacji odwadniania osadu.

W przypadku prowadzenia procesu hydrolizy osad nadmierny zagęszczony trafił będzie do nowoprojektowanego zbiornika osadu nadmiernego zagęszczonego. Ze zbiornika tego podawany będzie do instalacji hydrolizy. Osad zhydrolizowany trafił będzie do zbiornika osadu surowego w którym łączył się będzie z osadem wstępnym oraz ewentualnymi osadami dowożonymi. Następnie kierowany będzie do komór fermentacyjnych.

W koncepcji uwzględniono dwa możliwe sposoby usuwania fosforu pod postacią struwitu:

- Strącanie fosforu z osadów (proces AirPrex). Przed wprowadzeniem osadu przefermentowanego na stację odwadniania kierowany on będzie do reaktora Airlift. Do reaktora tego wprowadzany będzie również chlorek magnezu oraz sprężone powietrze. Wydzielający się w leju reaktora struwit kierowany będzie do separatora. Pozbawiony fosforu osad trafią będzie na stację odwadniania.
- Strącanie fosforu z odcieków (proces Struvia). Odcieki z procesu odwadniania trafią będą do reaktora Struvia do którego dozowany będzie również chlorek magnezu. Wytrącony struwit separowany będzie od odcieków które skierowane zostaną do układu oczyszczania ścieków.

4.2.2. KOMPOSTOWANIE OSADÓW

W koncepcji przedstawiono następujące możliwe do zastosowania rozwiązania kompostowania osadów:

- kompostowania bębnowa,
- kompostownia w zamkniętych reaktorach żelbetowych,
- kompostownia w boksach pokrytych membraną.

Każde z tych rozwiązań wymagało będzie następujących placów magazynowych:

- plac magazynowy osadu odwodnionego (substratów),
- plac magazynowy materiału strukturalnego,
- plac magazynowy produktu gotowego.

Jako plac magazynowy produktu gotowego proponuje się wykorzystać istniejący zadaszony plac składowy osadu odwodnionego. Pozostałe place wymagają wykonania. We wszystkich rozwiązaniach załadunek substratów do instalacji przy użyciu ładowarki.

Kompostowanie zasadniczo niezależnie od technologii przebiegało będzie w podobny sposób. Poniżej opis procesu dla technologii boksów żelbetowych pokrytych membranami.

Substraty podstawowe po wymieszaniu z materiałem strukturalnym poddawane będą procesowi kompostowania w reaktorach zamkniętych membraną.

Proces kompostowania przebiegać będzie w III fazach:

- Faza intensywna: intensywne kompostowanie, higienizacja odpadu; odpad przetwarzany jest 3 tygodnie,
- Faza dojrzewania: czas trwania 3 tygodnie
- Faza dodatkowego dojrzewania: czas trwania 2 tygodnie (na pryzmach, na placu magazynowania kompostu)

Z osadów ściekowych, skratek i piasku zmieszanych z materiałem strukturalnym powstaje wsad, z którego usypywane są za pomocą ładowarki pryzmy do procesu kompostowania. Pryzmy usypywane są w boksach na kanałach napowietrzających i przykrywane specjalną membraną, po czym zaczyna się proces intensywnego kompostowania. Podczas 3 tygodni intensywnego kompostowania pod membraną ma miejsce przerzucenie kompostowanego materiału z boksu do boks. Proces kompostowania jest dokładnie monitorowany przez sondy temperatury i tlenu oraz system komputerowy aby zapewnić poprawny przebieg procesu, w tym higienizację.

W pierwszej fazie kompostowania, w jej pierwszych dwóch tygodniach, wymagany jest wzrost temperatury powyżej 55°C, aby higienizacja złoża poddanego kompostowaniu miała miejsce. Dla fazy intensywnej i I fazy dojrzewania usypane pryzmy są przykryte oddychającą ale wodoodporną, półprzepuszczalną membraną, chroniącą przetwarzany materiał przed wpływem warunków atmosferycznych, w tym deszczu. Unika się w ten sposób nadwyżki wilgoci w materiale i dzięki temu powstaje mniejsza ilość odcieków wymagających zagospodarowania.

Po okresie intensywnego kompostowania następuje przerzucenie kompostowanego materiału i zaczyna się okres dojrzewania. Proces ten prowadzony jest także z napowietrzaniem pod membraną i trwa 3 tygodnie.

Po I fazie dojrzewania kompostowany materiał jest przenoszony pod wiatę na plac magazynowania kompostu, gdzie w otwartych pryzmach zachodzi II faza dojrzewania, trwająca 2 tygodnie. Technologia umożliwia optymalną i wyrównaną gospodarkę cieplną w boksach. Ta retencja ciepła jest uzupełniona aktywnym napowietrzaniem, które zapewnia całkowitą i nieustanną higienizację materiału podczas kompostowania.

Jednoczesne zastosowanie wentylatora i membrany zapewnia wyrównaną dystrybucję ciepła, nawet w takich obszarach krytycznych, jak powierzchnia przyzmy.

Podczas przetwarzania następuje znaczna redukcja masy. Utrata masy podczas całego procesu, to około 20% względem masy wsadu.

5. PROPONOWANE ROZWIĄZANIE TECHNICZNE

5.1. STACJA MECHANICZNEGO ZGĘSZCZANIA OSADÓW

5.1.1. ZADANIE TECHNOLOGICZNE

Funkcją stacji zagęszczania jest usuwanie wody z osadu nadmiernego do uwodnienia które po zmieszaniu z osadem wstępnym zapewni optymalną zwartość suchej masy dla potrzeb prowadzenia procesu fermentacji w zamkniętych komorach fermentacyjnych.

5.1.2. OBLICZENIA

Dane wyjściowe dla potrzeb doboru urządzenia zagęszczającego osad nadmierny określono przy następujących założeniach:

- Sucha masa osadu nadmiernego dla okresu bez strącania wstępnego powiększono o 10%,
- Zawartość suchej masy w osadzie odprowadzanym z osadników wstępnych 1%
- Ilość osadu nadmiernego dowożonego zgodnie z danymi w pkt. 2.1.
- Czas pracy urządzenia 16 h dziennie przez 7 dni w tygodniu.

Dla powyższych założeń dane wyjściowe są następujące:

- sucha masa osadu nadmiernego: $M_{os_nadm} = 4,56 \text{ Mg s.m./d}$

- dobowa ilość osadu $Q_{os_nadm_1\%} = 430 \text{ m}^3/\text{d}$
- godzinowa sucha masa osadu nadmiernego: $M_{os_nadm_h} = 300 \text{ kg s.m./h}$
- godzinowa ilość osadu nadmiernego: $Q_{os_nadm_h_1\%} = 30 \text{ m}^3/\text{h}$

Dobowa objętość osadu nadmiernego zagęszczonego wyniesie:

- dla suchej masy 4%: $Q_{os_nadm_4\%} = M_{os_nadm} : 0,04 = 4,56 : 0,04 = 114 \text{ m}^3/\text{d}$,
- dla suchej masy 5%: $Q_{os_nadm_5\%} = M_{os_nadm} : 0,05 = 4,56 : 0,05 = 91,2 \text{ m}^3/\text{d}$,
- dla suchej masy 6%: $Q_{os_nadm_6\%} = M_{os_nadm} : 0,06 = 4,56 : 0,06 = 76 \text{ m}^3/\text{d}$,

5.1.3. ROZWIĄZANIE TECHNICZNE

Ofertę na wyposażenie stacji zagęszczania osadu przedstawiono w załączniku nr 1 do koncepcji. Wyposażenie stacji stanowiło będzie (przykładowe na podstawie oferty Bellmer):

- Zagęszczarka Turbodrain TD Green 1C
 - napęd elektryczny do automatycznego mycia dysz spryskujących,
 - mieszacz osadu z flokulantem,
 - przetwornik częstotliwości do napędu,
 - osłona dźwiękoszczelna, osłona przed aerozolami,
 - lej do osadu zagęszczonego
 - dane techniczne:
 - długość: ok. 3.150 mm,
 - szerokość (bez napędu) ok. 2.015 mm,
 - szerokość z napędem: ok. 2.320 mm,
 - wysokość: ok. 1.350 - 1650 mm,
 - ciężar maszyny: ok. 1.400 kg,
 - zapotrzebowanie na wodę płuczącą: $3,2 \text{ m}^3/\text{h}$, ciśnienie wody: ok. 4 bar
- Pompa osadu rzadkiego ($11-60 \text{ m}^3/\text{h}$; 1-2 bar; 9,2 kW),

- przepływomierz indukcyjny osadu niezagęszczonego,
- przepływomierz indukcyjny roztworu flokulanta,
- przepływomierz indukcyjny osadu zagęszczonego (IDM)
- Automatyczna stacja roztwarzania flokulantów (emulsja)
 - Pompa koncentratu (5-26 l/h, 1-2 bar, 0,37 kW),
 - Pompa roztworu polielektrolitu (400-2100 l/h, 2 bar, 1,5 kW)
- Pompa wody do mycia sita (4,5 m³/h; 4 bar; 3 kW),
- Pompa osadu zagęszczonego (1,8-10 m³/h; 4-8 bar; 5,5 kW)
- Wyposażenie sterownicze

Stację zagęszczania osadu nadmiernego proponuje się zlokalizować w istniejącym budynku obsługi WKF. Doprowadzenie osadu ze zbiornika osadu nadmiernego (adaptacja istniejącego zagęszczacza osadu nadmiernego). Odprowadzenie osadu do zbiornika osadów surowych (adaptacja istniejącego zagęszczacza osadu wstępnego).

5.2.WYDZIELONE KOMORY FERMENTACYJNE

5.2.1. OBLICZENIA

Obliczenia zapotrzebowania ciepła dla potrzeb ogrzewania komór fermentacyjnych po wprowadzeniu zagęszczania osadu:

- Ilość ciepła na pokrycie strat w układzie (zgodnie z obliczeniami w pkt. 5.2.2.): $q_2 = 66\,868\text{ W} = 1\,605\text{ kWh/d}$
- Ilość ciepła do ogrzania osadu:
 - objętość osadów (wstępny + nadmierny zagęszczony): $V_{os} = 60 + 76 = 136\text{ m}^3/\text{d}$,
 - temperatura osadu surowego – $t_1 = 7^\circ\text{C}$,
 - temperatura osadu podgrzanego – $t_2 = 38^\circ\text{C}$,
 - ciepło właściwe osadu – $q_{wl} = 1,163\text{ kWh/m}^3\text{ }^\circ\text{C}$,
 - ilość ciepła do ogrzania osadu: $q_1 = q_{wl} \times V_{os} \times (t_2 - t_1) = 1,163 \times 136 \times (38 - 7) = 4\,903\text{ kWh/d}$

- Łączne zapotrzebowanie ciepła:

$$q = q_1 + q_2 = 4\,903 + 1\,605 = 6\,508 \text{ kWh/d}$$

5.2.2. ROZWIĄZANIE TECHNICZNE

W zakresie zadania przewiduje się zmianę sposobu mieszania komór fermentacyjnych z pompowego na mieszadło pionowe. Ofertę na mieszadło pokazano w załączniku nr 2 do opracowania. Przykładowa specyfikacja mieszadła:

- Pozycja w zbiorniku pionowo, centralnie, na zbiorniku, na kołnierzu montażowym,
- Kołnierz montażowy mieszadła DN500 PN10,
- Silnik Celma, moc zainstalowana 5,5 kW (pobierana netto 5,04 kW)/1450 obr., 3x400V, 50Hz, IP54, PTC. Wykonanie przeciwwybuchowe, certyfikat atex; silnik przystosowany do współpracy z falownikiem.,
- Przekładnia walcowa – płaska, Nord,
- Łożyskowanie wału zespół łożyska wsporcze w obudowie
- Długość wału ~14m (czynna w zbiorniku). Wał górny, pełny o przekroju okrągłym. Wał środkowy oraz dolny, drażone o przekroju okrągłym.
- Sprzęgło kołnierzowe,
- Uszczelnienie cieczowe typu labiryntowego,
- Elementy mieszające (śmigła) dwa (2 szt.), typu CSP, łopaty skręcane na wale - górne dwułopatowe o średnicy 2 600 mm.

5.3.INSTALACJA HYDROLIZY

5.3.1. PODSTAWA TEORETYCZNA PROCESU

Celem procesu jest dezintegracja wielkocząsteczkowych związków organicznych na związki mniej złożone. W wyniku tego procesu materia organiczna zawarta w osadzie jest bardziej podatna na rozkład w procesie beztlenowym. Dezintegracja osadu może być uzyskana w wyniku różnych procesów:

- metody chemiczne
- metody biologiczne (enzymatyczne)
- metody mechaniczne
- metody chemiczno termiczne
- metody termiczne

W wyniku działania procesów termicznych dochodzi do całkowitej i nieodwracalnej higienizacji osadów, jak również do zmiany struktury cząsteczkowej osadu, ułatwiając mechaniczny i biochemiczny rozkład związków organicznych.

W wyniku działania procesów mechanicznych, jak np. oddziaływania sił tnących i nagłych zmian ciśnienia, materiał komórkowy ulega rozbiciu, większe skupiska osadów zostają rozbite.

W wyniku działania procesów biochemicznych dochodzi do hydrolizy wielołańcuchowych związków organicznych (polisacharydy, tłuszcze, białka). Proces hydrolizy do związków prostszych prowadzony jest przez bakterie termofilowe w środowisku enzymów zewnątrzkomórkowych.

Powyższe procesy powodują większy rozkład związków organicznych w procesie fermentacji beztlenowej, zwiększenie produkcji biogazu oraz większa podatność osadu przefermentowanego na odwadnianie, czego efektem jest mniejsza ilość produkowanych osadów.

5.3.2. MOŻLIWE DO ZASTOSOWANIA TECHNOLOGIE HYDROLIZY

Hydroliza termiczna może być prowadzona w różnych wariantach technologicznych różniących się temperaturą i ciśnieniem jakim oddziałuje się na osad oraz sposobem pozyskania ciepła do prowadzenia procesu. Generalnie dostępne technologie można podzielić na:

- „niskotemperaturowe”, w technologiach tych osad ogrzewany jest do temperatury około 70°C charakterystycznej dla procesu pasteryzacji,
- „wyskotemperaturowe”, w technologiach tych osad ogrzewany jest do temperatury około 135°C charakterystycznej dla procesu sterylizacji, temperatura ta uzyskiwana jest poprzez działanie parą wodną w związku z tym osad poddawany jest również działaniu podwyższonego ciśnienia.

Systemy „wyskotemperaturowe” charakteryzują się zdecydowanie wyższym nakładem inwestycyjnym w stosunku do „niskotemperaturowych. Proces jest prowadzony w reaktorach pracujących pod ciśnieniem około 9 bar. W celu ograniczenia objętości tych reaktorów osad przed podaniem do procesu hydrolizy zagęszczany jest do zawartości suchej masy około 16 – 20%. Czynnikiem grzewczym jest para wodna. Stosunkowo skomplikowany jest odzysk ciepła z osadów po hydrolizie. Wymienniki muszą pracować na wysokim ciśnieniu oraz osadzie o wysokiej zawartości suchej masy. Przed wprowadzeniem do WKF musi zostać zmniejszona zawartość w nim suchej masy. Ze względu na nakłady inwestycyjne oraz stopień skomplikowania hydrolizy „wyskotemperaturowe” w zasadzie dedykowane są do dużych oczyszczalni ścieków.

W przypadku hydroliz „niskotemperaturowych” proces prowadzony jest pod ciśnieniem atmosferycznym. W związku z tym nie wymagają one dodatkowego zagęszczenia w stosunku do standardowego uzyskiwanego na oczyszczalniach ścieków. W związku z tym nie muszą one być również rozcieńczane przed wprowadzeniem do komór fermentacyjnych. W prosty sposób można odzyskać ciepło z osadów zhydrolizowanych – możliwość zastosowania typowych wymienników osadowych stosowanych na oczyszczalniach ścieków lub wręcz nawet sprawiających mniej problemów eksploatacyjnych wymienników płaszczowych.

Systemy niskotemperaturowego mogą się różnić między sobą sposobem pozyskania ciepła do prowadzenia procesu. Ciepło może być:

- uzyskiwane w całości ze źródła ciepła,
- pozyskiwane częściowo ze źródła ciepła oraz częściowo z egzotermicznego rozkładu materii organicznej zawartej w osadach, w tym przypadku oprócz efektu hydrolizy w wyniku oddziaływania temperatury uzyskujemy również efekt hydrolizy w wyniku biologicznego rozkładu części złożonych związków organicznych.

Hydroliza termiczna może być prowadzone w różnych miejscach układu technologicznego gospodarki osadowej oczyszczalni:

- hydroliza osadu wstępnego i nadmiernego – rozwiązanie standardowe na oczyszczalniach ścieków, posiadające dużą ilość referencji w związku z tym gwarancje procesowe charakteryzują się dużą wiarygodnością, rozwiązanie to jest korzystniejsze do stosowania w przypadku hydroliz „niskotemperaturowych”, w przypadku hydroliz „wysokotemperaturowych” osad przed hydrolizą jest zagęszczany w związku z tym przed wprowadzeniem do komór musi być rozcieńczony.
- hydroliza osadu nadmiernego – również rozwiązanie standardowe na oczyszczalniach ścieków, posiadające dużą ilość referencji w związku z tym gwarancje procesowe charakteryzują się dużą wiarygodnością, w procesie tym ogrzewany jest wyłącznie strumień osadu nadmiernego, rozwiązanie to stosowane jest zwłaszcza w przypadku hydroliz „wysokotemperaturowych”, wówczas zhydrolizowany osad nadmierny rozcieńczany i schładzany jest poprzez dodanie osadu wstępnego.
- hydroliza pośrednia – rozwiązanie nowatorskie, posiadające na dzień opracowania koncepcji stosunkowo małą ilość referencji, wymagane zagęszczenie osadu przefermentowanego oraz ogrzewanie strumienia osadu kierowanego na pierwszy stopień fermentacji,
- hydroliza końcowa – również rozwiązanie nowatorskie posiadające małą ilość referencji, charakteryzuje się najkorzystniejszym wpływem na stopień odwodnienia osadu.

5.3.3. OBLICZENIA

Dane wyjściowe do hydrolizy określono przy następujących założeniach:

- odpady organiczne nie będą poddawane hydrolizie, osady te składają się w dużej mierze z tłuszczu który charakteryzuje się około 80% konwersją w procesie „klasycznej” fermentacji, w ramach modernizacji gospodarki osadowej wprowadzone będzie kompostowanie osadów które zapewni ich higienizację,
- ilość osadu nadmiernego i wstępnego przyjęto dla stanu bez strącania wstępnego z dodatkiem rezerwy na poziomie 10%, zwiększenie stopnia konwersji materii organicznej w wyniku hydrolizy w sposób znaczący osiągnane jest jedynie dla osadu nadmiernego, w przypadku gdy na oczyszczalni prowadzone będzie strącanie wstępne ilość osadu nadmiernego w stosunku do osadu wstępnego jest tak mała, że prowadzenie procesu hydrolizy nie ma uzasadnienia ekonomicznego,
- zawartość suchej masy w osadzie wstępnym jak dla stanu istniejącego, zawartość suchej masy w osadzie nadmiernym 5,5 % (założono, że wprowadzony zostanie proces zagęszczania mechanicznego),
- zawartość suchej masy w osadzie nadmiernym dowożonym 5,5 % (założono, że wprowadzony zostanie do projektowanego zagęszczania mechanicznego),

Dla powyższych założeń dane wyjściowe do procesu hydrolizy są następujące:

- objętość osadów: $V_{os_sur} = 151 \text{ m}^3/\text{d}$ w tym:
 - osad wstępny: $V_{os_wst} = 66 \text{ m}^3/\text{d}$
 - osad nadmierny zagęszczony (własny + dowożony): $V_{os_nadm_zag} = 85 \text{ m}^3/\text{d}$
- sucha masa osadu: $M_{os_sur} = 7,39 \text{ Mg s.m./d}$ w tym:
 - osad wstępny: $M_{os_wst} = 2,64 \text{ Mg s.m./d}$,
 - osad nadmierny (własny + dowożony): $M_{os_nadm} = 4,75 \text{ Mg s.m./d}$
- sucha masa organiczna: $M_{os_sur_org} = 5,41 \text{ Mg s.m.org/d}$ w tym:

- osad wstępny: $M_{os_wst_org} = 1,85 \text{ Mg s.m./d}$,
- osad nadmierny (własny + dowożony): $M_{os_nadm_org} = 3,56 \text{ Mg s.m./d}$

Obliczenia hydrolizy wykonano przy następujących założeniach:

- Wartość ChZT suchej masy organicznej poszczególnych substratów:
 - osad wstępny: 1,7 kg ChZT/kg s.m.org
 - osad nadmierny: 1,45 kg ChZT/kg s.m.org
 - bioodpady do kofermentacji (frakcja organiczne z selektywnej zbiórki odpadów): 1,7 kg ChZT/kg s.m.org
 - tłuszcze: 2,0 kg ChZT/kg s.m.org

- Stopień konwersji ChZT
 - osad wstępny:
 - fermentacja konwencjonalna: 55%,
 - fermentacja po hydrolizie: 58%
 - osad nadmierny o przedłużonym napowietrzaniu:
 - fermentacja konwencjonalna: 30%,
 - fermentacja po hydrolizie: 50%
 - osad nadmierny „typowy”:
 - fermentacja konwencjonalna: 35%,
 - fermentacja po hydrolizie: 52%
 - osad nadmierny z biologiczną defosfatacją:
 - fermentacja konwencjonalna: 30%,
 - fermentacja po hydrolizie: 50%
 - bioodpady do kofermentacji (frakcja organiczne z selektywnej zbiórki odpadów):
 - fermentacja konwencjonalna: 65%,
 - fermentacja po hydrolizie: 70%
 - tłuszcze:
 - fermentacja konwencjonalna: 80%,

- fermentacja po hydrolizie: 85%
- jednostkowa produkcja metanu: $V_{\text{CH}_4_{\text{jedn_ChZT}}} = 0,33 \text{ m}^3/\text{kg ChZT}_{\text{us}}$,
- zawartość metanu w biogazie: 62%
- jednostkowa produkcja biogazu: $V_{\text{biog_jedn_ChZT}} = V_{\text{CH}_4_{\text{jedn_ChZT}}} : 0,62 = 0,33 : 0,62 = 0,53 \text{ m}^3/\text{kg ChZT}_{\text{us}}$.

Jednostkowa produkcja biogazu z osadu wstępnego:

$$V_{\text{biog_jedn_ow_hydr}} = \text{ChZT}_{\text{jedn_ow}} \times S_{\text{konw_ow_hydr}} \times V_{\text{biog_jedn_ChZT}}$$

$$= 1,7 \times 0,58 \times 0,53 = 0,522 \text{ m}^3/\text{kg s.m.org.dost}$$

Jednostkowa produkcja biogazu z osadu nadmiernego:

$$V_{\text{biog_jedn_on_hydr}} = \text{ChZT}_{\text{jedn_on}} \times S_{\text{konw_on_hydr}} \times V_{\text{biog_jedn_ChZT}}$$

$$= 1,45 \times 0,50 \times 0,53 = 0,384 \text{ m}^3/\text{kg s.m.org.dost}$$

Jednostkowa produkcja biogazu z odpadów organicznych:

$$V_{\text{biog_jedn_flot_hydr}} = \text{ChZT}_{\text{jedn_flot}} \times S_{\text{konw_flot_hydr}} \times V_{\text{biog_jedn_ChZT}}$$

$$= 2,0 \times 0,85 \times 0,53 = 0,901 \text{ m}^3/\text{kg s.m.org.dost}$$

Teoretyczna dobowa produkcja biogazu w wyniku wprowadzenia procesu hydrolizy wyniesie:

- z osadu wstępnego:
 - dla roku 2015: $V_{\text{biog_ow_2015_hydr}} = V_{\text{biog_jedn_ow_hydr}} \times M_{\text{os_ow_org_2015}} = 0,522 \times 1680 = 877 \text{ m}^3/\text{d}$
 - dla roku 2017: $V_{\text{biog_ow_2017_hydr}} = V_{\text{biog_jedn_ow_hydr}} \times M_{\text{os_ow_org_2017}} = 0,522 \times 3520 = 1837 \text{ m}^3/\text{d}$
- z osadu nadmiernego:
 - dla roku 2015: $V_{\text{biog_on_2015_hydr}} = V_{\text{biog_jedn_on_hydr}} \times M_{\text{os_on_org_2015}} = 0,384 \times 2730 = 1048 \text{ m}^3/\text{d}$,
 - dla roku 2017: $V_{\text{biog_on_2017_hydr}} = V_{\text{biog_jedn_on_hydr}} \times M_{\text{os_on_org_2017}} = 0,384 \times 640 = 246 \text{ m}^3/\text{d}$
- z osadu nadmiernego dowożonego: $V_{\text{biog_on_zew_hydr}} = V_{\text{biog_jedn_on_hydr}} \times M_{\text{os_on_org_zew}} = 0,384 \times 560 = 215 \text{ m}^3/\text{d}$
- z odpadów organicznych dowożonych: $V_{\text{biog_flot_hydr}} = V_{\text{biog_jedn_flot_hydr}} \times M_{\text{os_flot_org}} = 0,901 \times 1150 = 1036 \text{ m}^3/\text{d}$

Obliczenie ilości osadów po hydrolizie:

Osad nadmierny

- sucha masa osadu wprowadzanego do komory fermentacyjnej: $M_{\text{os_nadm}} = 4750 \text{ kg s.m./d}$,
- zawartość części organicznych: 75%
- sucha masa organiczna w osadzie kierowanym do WKF: $M_{\text{os_nadm_org}} = 4750 \times 0,75 = 3562 \text{ kg s.m./d}$
- sucha masa mineralna w osadzie kierowanym do WKF: $M_{\text{os_nadm_min}} = 4750 - 3562 = 1188 \text{ kg s.m./d}$
- redukcja osadu nadmiernego w komorze fermentacyjnej: $M_{\text{os_nadm_rozl}} = M_{\text{os_nadm_org}} \times 0,5 = 3562 \times 0,5 = 1781 \text{ kg s.m./d}$

- sucha masa osadu nadmiernego w komorach po fermentacji: $M_{os_nadm_przef} = M_{os_nadm_min} + (M_{os_nadm_org} - M_{os_nadm_rozl}) = 1\ 188 + (3\ 562 - 1\ 781) = 2\ 969$ kg s.m./d

Osad wstępny

- sucha masa osadu wprowadzanego do komory fermentacyjnej: $M_{os_wst} = 2\ 640$ kg s.m./d,
- zawartość części organicznych: 70 %
- sucha masa organiczna w osadzie kierowanym do WKF: $M_{os_wst_org} = 2\ 640 \times 0,70 = 1\ 848$ kg s.m./d
- sucha masa mineralna w osadzie kierowanym do WKF: $M_{os_wst_min} = 2\ 640 - 1\ 848 = 792$ kg s.m./d
- redukcja osadu wstępnego w komorze fermentacyjnej: $M_{os_wst_rozl} = M_{os_wst_org} \times 0,58 = 1\ 848 \times 0,58 = 1\ 072$ kg s.m./d
- sucha masa osadu wstępnego po fermentacji: $M_{os_wst_przef} = M_{os_wst_min} + (M_{os_wst_org} - M_{os_wst_rozl}) = 792 + (1\ 848 - 1\ 072) = 1\ 568$ kg s.m./d

Łącznie:

- sucha masa osadu przefermentowanego: $M_{os_przef} = M_{os_nadm_przef} + M_{os_wst_przef} = 2969 + 1\ 568 = 4\ 537$ kg s.m./d
- masa osadu odwodnionego (sucha masa 20%): $M_{os_przef_20\%} = M_{os_przef} : 0,2 = 4\ 537 : 0,2 = 22\ 685$ Mg/d.

5.3.4. ROZWIĄZANIE TECHNICZNE

Biorąc pod uwagę fakt, że w przypadku oczyszczalni ścieków w Trepczy procesowi hydrolizy poddawane będzie około 7,4 Mg s.m. osadu/d rekomenduje się zastosowanie

systemu niskotemperaturowego. Ze względu na fakt, że na oczyszczalni planowany jest do wprowadzenia proces kompostowania zgodnie z uwarunkowaniami opisanymi w pkt. 4.1. nie ma konieczności prowadzenia procesu hydrolizy w warunkach odpowiadających pasteryzacji. Proces kompostowania zapewni higienizację osadów.

Proponuje się zastosowanie na oczyszczalni ścieków w Trepczy rozwiązanie polegające na zastosowaniu hydrolizy termicznej z częściowym rozkładem materii organicznej zapewniające większy stopień rozkładu materii organicznej w osadzie. Oczyszczalnia na dzień dzisiejszy nie ma agregatów kogeneracyjnych w związku z tym nie ma konieczności zapewnienia jak największej konwersji osadu do biogazu.

Ze względu na fakt, że zaproponowano rozwiązanie charakteryzujące się stosunkowo niskim nakładem inwestycyjnym proponuje się zastosowanie na oczyszczalni ścieków w Trepczy hydrolizy osadu nadmiernego i wstępnego.

Ofertę na instalację hydrolizy załączono do opracowania – załącznik nr 8. Osad wstępny oraz zagęszczony osad nadmierny kierowane będą do zbiornika osadu surowego (adaptacja istniejącego zagęszczacza osadu wstępnego).

Zmieszane osady surowe tłoczone będą pompami do wewnętrznej komory dwukomorowego wymiennika ciepła. W wymiennikach tych osad podgrzewany jest osadem zhydrolizowanym z reaktora hydrolizy do temperatury 33 – 40°C. Po osiągnięciu zadanej temperatury osad kierowany jest do reaktora hydrolizy w którym zachodzi właściwy proces hydrolizy termicznej. Zawartość reaktora jest napowietrzana za pomocą inżektora zamontowanego na przewodzie tłocznym pompy cyrkulacyjnej. Następują reakcje egzotermiczne i samoogrzewanie osadu. Dodatkowo reaktor może być dogrzewany ciepłem zewnętrznym. Do tego celu wykorzystywane jest ciepło z istniejącego źródła zasilającego komory fermentacyjne. Ze względu na fakt, że reaktor hydrolizy pracuje cyklicznie a kocioł w sposób ciągły w układzie zasilania w ciepło występuje zasobnik ciepła. W układzie zachodzą trzy grupy procesów prowadzące do hydrolizy osadów:

- procesy mechaniczne (inżektor): w wyniku oddziaływania sił tnących i nagłych zmian ciśnienia większe skupiska osadów i materiał komórkowy zostaje rozbity,

- procesy biochemiczne: w wyniku działania bakterii termofilowych dochodzi do hydrolizy wielołańcuchowych związków organicznych (polisacharydy, tłuszcze, białka),
- procesy termiczne: w wyniku oddziaływania temperatury dochodzi do zmiany struktury cząsteczkowej osadu oraz rozbicia błon komórkowych ułatwiającej biochemiczny rozkład związków organicznych w komorach fermentacyjnych.

Po zakończeniu procesu hydrolizy część zawartości reaktora przepompowuje się do zewnętrznej komory wymiennika gdzie oddaje on swoje ciepło osadowi surowemu. Po oddaniu ciepła osad zhydrolizowany pompowany jest do istniejących komór fermentacyjnych obiekt. Ilość energii cieplnej w osadzie jest wystarczająca do pokrycia strat ciepła na instalacjach oraz przez ściany komór fermentacyjnych. W związku z tym nie ma konieczności dodatkowego ogrzewania komór w istniejącej stacji ogrzewania.

Osad zhydrolizowany wprowadzany do istniejącego układu zasilania WKF-ów w następujący sposób za wymiennikami ciepła,

5.4.INSTALACJA ODZYSKU FOSFORU

5.4.1. ZADANIE TECHNOLOGICZNE

Celem wprowadzenia tego procesu w układzie technologicznym oczyszczalni jest:

- ochrona rurociągów, obiektów technologicznych i urządzeń przed niekontrolowanym wytrącaniem się struwitu,
- brak konieczności stosowania środków chemicznych do strącania fosforu (część fosforu jest wbudowywana w struwit),
- zmniejszanie ilości azotu w odciekach (część azotu jest wbudowywana w struwit),
- wytwarzanie nawozu fosforowego który ma status produktu,

5.4.2. PODSTAWA TEORETYCZNA

Struwit jest krystalicznym minerałem składającym się z amonu, magnezu i fosforanu $\text{NH}_4\text{MgPO}_4 \times 6 \text{H}_2\text{O}$, który powstaje, kiedy w roztworze jest obecny każdy z tych jonów powyżej punktu nasycenia roztworu. Minerał ten w sposób niekontrolowany wytrąca się na oczyszczalni w urządzeniach technologicznych i rurociągach powodując problemy eksploatacyjne. Ponieważ jego wytrącanie jest reakcją chemiczną może ona być również prowadzona w sposób kontrolowany w pożądanym przez operatora oczyszczalni miejscach procesu technologicznego. Proces oparty jest na dodawaniu reagentów w celu intensyfikacji krystalizacji struwitu i w rezultacie jego usuwania. W oczyszczalniach ścieków komunalnych limitującym jonem jest magnez i dlatego musi on być dodawany w celu usuwania fosforu. Punkt nasycenia roztworu jest silnie uzależniony od pH, dlatego w celu podniesienia wydajności może być podnoszona zasadowość strumienia zasilającego. Zazwyczaj proces jest prowadzony w zakresie pH od 7 do 8. Ze względu na fakt, że w skład struwitu wchodzi jon amonowy intensyfikacja jego wytrącania poprzez dozowanie magnezu skutkuje również dodatkowym usuwaniem azotu z układu technologicznego oczyszczalni. Udział poszczególnych jonów w struwicie przedstawia się następująco:

Tabela 1

Równanie chemiczne	$\text{Mg}^{2+} + \text{NH}_4^+ + \text{HPO}_4^{2-} + 6 \text{H}_2\text{O} = \text{MgNH}_4\text{PO}_4 \times 6\text{H}_2\text{O} + \text{H}^+$			
	Mg	NH ₄	HPO ₄	6 H ₂ O
Masa molowa [g/mol] Struwit: 246 g/mol	24,3	18,0	96,0	108,0
Udział procentowy [%]	9,8	7,3	39,0	43,9

5.4.3. OBLICZENIA

Zgodnie z informacjami zawartymi w pkt. 2.2. do obliczeń procesu usuwania struwitu przyjęto następujące dane wyjściowe:

- dobowa objętość osadu przefermentowanego: $V_{os_przef} = 191 \text{ m}^3/\text{d}$,
- dobowa ilość odcieków z prasy: $V_{odc_odw} = 262,7 \text{ m}^3/\text{d}$,
- stężenie fosforu fosforanowego w osadzie przefermentowanym: $S_{P-PO_4_os_przef} = 172 \text{ g P-PO}_4/\text{m}^3$.
- założone stężenie fosforu fosforanowego w odciekach: $S_{P-PO_4_odc} = 125 \text{ g P-PO}_4/\text{m}^3$,

Zużycia reagentów oraz ilości fosforu i azotu wbudowywanego w struwit określono przy następujących założeniach:

- ilość fosforu w struwicie: 13%,
- ilość azotu w struwicie: 5,7%,
- jednostkowe zużycie MgCl_2 : $m_{jedn_MgCl_2} = 3,1 \text{ kg MgCl}_2/\text{kg P}$,
- jednostkowe zużycie NaOH : $m_{jedn_NaOH} = 0,2 \text{ kg NaOH}/\text{kg P}$,
- jednostkowe zużycie energii elektrycznej: $e_{ee} = 0,24 \text{ kWh}/\text{kg struwitu}$,
- jednostkowe zużycie energii cieplnej do suszenia struwitu: $e_{cc} = 0,44 \text{ kWh}/\text{kg struwitu}$,
- jednostkowe zużycie wody technologicznej: $q_{wt} = 0,06 \text{ m}^3/\text{kg struwitu}$,
- sprawność procesu: 80%

Dobowa ilość produkowanego struwitu:

$$M_{struwit} = (V_{odc_odw} \times S_{P-PO_4_odc} \times 0,8) : 0,13 = (262,7 \times 0,125 \text{ g} \times 0,8) : 0,13 = 202 \text{ kg/d},$$

Zużycie reagentów i ilości fosforu i azotu wbudowywanego w struwit przedstawia się następująco:

Wskaźnik	Jednostka	Ilość
produkcja struwitu	[kg struwitu/d]	202
ilość wbudowywanego fosforu	[kgP/d]	26
ilość wbudowywanego azotu	[kgN/d]	11,4
dobowe zużycie MgCl_2	[kg MgCl_2 /d]	80,6
dobowe zużycie NaOH	[kgNaOH/d]	5,2
dobowe zużycie energii elektrycznej	[kWh/d]	48

dobowe zużycie energii cieplnej	[kWh/d]	88
dobowe zużycie wody technologicznej	[m ³ /d]	12

Dobowe zużycie czynnika grzewczego:

- czynnik grzewczy: woda z sieci zakładowej,
- ciepło właściwe: $e_{c_jedn} = 1,163 \text{ kWh/m}^3\text{K}$,
- parametry pracy: 70/60°C
- $dT = 10^\circ\text{C}$,
- ilość czynnika grzewczego na potrzeby suszenia: $V_{co} = E_c : e_{c_jedn} : dT = 88 : 1,163 : 10 = 7,57 \text{ m}^3/\text{d}$

Zapotrzebowanie powietrza dla potrzeb suszenia: $V_{pow_max} = 140 \text{ m}^3/\text{h}$.

5.4.4. ROZWIAZANIE TECNICZNE

W koncepcji rozważono dwa rozwiązania usuwania fosforu pod postacią struwitu:

- strącanie struwitu z odcieków w procesie Struvia,
- strącanie struwitu z osadu w procesie AirPrex

Ofertę na technologię Stuvia zawarto w załączniku nr 6 do opracowania. Ofertę na technologię AirPrex zawarto w załączniku nr 7 do opracowania.

5.4.4.1. PROCES AIRPREX

Zasada działania polega na podwyższeniu pH do około 8. Osiąga się to przez napowietrzanie osadu przefermentowanego w specjalnie skonstruowanym reaktorze. Do reaktora dodawany jest chlorek magnezu. Struwit wytrącony w postaci kryształów zbiera się w stożku dennym z którego kierowany jest do separatora płuczki. Następnie odseparowany struwit kierowany jest do kontenera. Ze względu na fakt, że fosfor usuwany jest z osadów uzyskiwana jest poprawa stopnia odwonienia osadu o około 3 –

7 punktów procentowych. Spada również zużycie polielektrolitu o około 20 – 30%. W rozwiązaniu tym część wytrąconego struwitu (około 50%) nie jest odzyskiwana jako produkt tylko odprowadzana jest wraz z osadem.

5.4.4.2.PROCES STRUVIA

Technologia Struvia polega na krystalizacji struwitu z fosforu zawartego w odciekach oraz jego separację od wód w jednym reaktorze. Reaktor Struvia podzielony jest na trzy strefy:

- strefa mieszania (dolna) wyposażona w mieszadło Turbomix w której zachodzi proces krystalizacji struwitu,
- strefa separacji (górną) w której następuje separacja odcieku od struwitu, w skład tej strefy wchodzi:
 - wkłady lamelowe ułożone pod kątem 60°,
 - przestrzeń pośrednia
 - wkłady lamelowe ułożone pod kątem 60°, w kierunku przeciwnym do pierwszej strefy wkładów,
- strefa pośrednia

Odbiór struwitu prowadzony jest ze strefy mieszania. Kierowany jest on na układ filtracji.

Podstawowymi elementami instalacji są:

- zbiornik buforowy odcieków,
- reaktor do produkcji struwitu,
- instalacje dozujące $MgCl_2$ oraz NaOH,
- jednostka do filtracji MAP (granulat struwitu)
- miejsce magazynowe na produkt końcowy

5.5.INSTALACJA KOMPOSTOWANIA OSADU PRZEFERMENTOWANEGO

5.5.1. OBLICZENIA

Zgodnie z informacjami zawartymi w pkt. 2.3. dane wyjściowe do procesu kompostowania są następujące:

- sucha masa osadu przefermentowanego: $M_{os_przef} = M_{os_nadm_przef} + M_{os_wst_przef} = 3\ 681 + 1\ 098 = 4\ 779\ \text{kg s.m./d}$
- sucha masa organiczna osadu przefermentowanego: $M_{os_przef_org} = M_{os_nadm_przef_or} + M_{os_wst_przef_org} = 2\ 493 + 306 = 2\ 799\ \text{kg s.m./d}$
- masa osadu kierowanego do kompostowni: $M_{os_przef_20\%} = M_{os_przef} : 0,2 = 4,779 : 0,2 = 23,895\ \text{Mg/d.}$

Kompostownia zaprojektowana została przy następujących założeniach:

- roczna ilości odpadów do kompostowania: $M_{subst_r} = 8\ 722\ \text{Mg/rok (ok. } 8\ 722\ \text{m}^3\text{/rok)}$,
- średnią dobową ilość odpadów do kompostowania określono przy założeniu czasu prowadzenia procesu 320 dni w roku wyniesie ona: $M_{subst_d} = M_{subst_r} : 320 = 8\ 722 : 320 = 27,3\ \text{Mg/d (ok. } 27,3\ \text{m}^3\text{/d)}$,
- roczna ilość materiału strukturalnego: $M_{kosubst_r} = 8\ 700\ \text{Mg/rok}$,
- gęstość materiału strukturalnego: $m_{jedm_kosubstr} = 0,35\ \text{Mg/m}^3$,
- roczna objętość materiału strukturalnego: $V_{kosubstr_r} = M_{kosubst_r} : m_{jedm_kosubstr} = 8700 : 0,35 = 24\ 857\ \text{m}^3\text{/rok} = 2\ 071\ \text{m}^3\text{/m-c}$
- całkowita ilość mieszanki kompostowej: $M_{subst+kosubs} = 17\ 422\ \text{Mg/rok (} 33\ 579\ \text{m}^3\text{/rok)}$,
- przewidywana roczna ilość gotowego kompostu po 6 tygodniach procesu tlenowego (ubytek masy około 20%): $M_{kompost} = 13\ 938\ \text{Mg/rok}$,
- ciężar właściwy: $m_{jedm_kompost} = 0,7\ \text{Mg/m}^3$,

- roczna objętość gotowego kompostu: $V_{\text{kompost}} = M_{\text{kompost}} : m_{\text{jedn_kompost}} = 13\,938 : 0,7 = 19\,911 \text{ m}^3/\text{r} = 1\,659 \text{ m}^3/\text{m-c}$.

Obliczenia placów magazynowych:

- Wymagana powierzchnia pod plac magazynowania odpadów kierowanych do kompostowania przy wysokości składowania ok. 1 m (założenie 4 tygodni magazynowania w porze zimowej jeżeli pojawią się duże mrozy i nie będzie można załadować odpadów do boksów) – 670 m^2 ,
- Wymagana powierzchnia pod plac składowania materiału strukturalnego przy wysokości składowania ok 4,0 m z uwzględnieniem 3 miesięcznego zapasu – $1\,553 \text{ m}^2$,
- Wymagana powierzchnia pod plac składowania kompostu z zadaszeniem przy wysokości składowania ok. 4 m z uwzględnieniem 1 miesięcznego dojrzewania – 415 m^2 .

5.5.2. ROZWIĄZANIE TECHNICZNE

5.5.2.1.PLACE MAGAZYNOWE

Jaka plac magazynowy produktu gotowego proponuje się wykorzystać istniejący plac składowy osadu o powierzchni około 500 m^2 . Plac magazynowania materiału strukturalnego oraz plac magazynowania odpadów do kompostowania należy wykonać w ramach planowanego zadania. Proponowana lokalizacji obiektów – teren na wschód od istniejących obiektów oczyszczalni.

5.5.2.2.KOMPOSTOWANIE

5.5.2.2.1. KOMPOSTOWANIE BĘBNOWE

Ofertę na kompostowanie w technologii bębnowej dołączono do pracowania – załącznik nr 3.

W odróżnieniu od innych technologii, proces intensywnego kompostowania w komposterze trwa ok 10-14 dni. Świeży kompost po opuszczeniu bębna automatycznie przekazywany jest przenośnikiem na plac dojrzewania. Czas dojrzewania kompostu wynosi ok. 3 miesiące. W tej fazie kompost okresowo przesypywany jest za pomocą ładowarki. Ma to na celu eliminację ognisk silnego utleniania kompostu i jego spopielenia. Kontrolę prowadzi się również za pomocą badania temperatury w kompoście. Dojrzały kompost charakteryzuje się stabilną proporcją węgla do azotu wynoszącą poniżej 10:1. Zawartość części organicznych stabilizuje się zazwyczaj na poziomie ok. 50%. W skład instalacji wchodzi:

- Komposter (bęben kompostujący). Komposter to wolno obrotowy bęben, wyposażony w trzy rodzaje łopat: mieszających, podających oraz rozładujących. Łopaty mieszające zapewniają optymalną aerację kompostowanej mieszaniny, ułatwiając dostęp mikroorganizmów odpowiedzialnych za kompostowanie do każdej cząstki osadów i dodatków organicznych. Odpowiednie napowietrzenie wraz z kontrolą wilgotności sprzyja rozwojowi mikroorganizmów i rozkładowi materii organicznej zawartej w komponentach. Łopaty podające przesuwają kompostowaną masę rozprowadzając ją stopniowo po całym wnętrzu bębna. Z kolei łopaty rozładujące przesuwają masę do wylotu kompostera wprost do gardzieli przenośnika rozładującego. Komposter jest zsynchronizowany z układem załadunku tak, że po zakończeniu tego procesu, przełącza się na automatyczne sekwencje obracania i aeracji. Temperatura w komposterze utrzymywana jest na stałym poziomie ca 55°C, a gazy odlotowe odciągane są poprzez biofiltr. W komposterze kontrolowana jest również i utrzymywana na stałym poziomie wilgotność kompostowanej masy.

- Aeracja. Niezbędna w procesie aeracja jest realizowana przy użyciu wentylatorów zlokalizowanych po obu stronach bębna, przy wlocie i wylocie.
- Oczyszczanie powietrza wychodzącego. Powietrze wychodzące należy skierować na biofiltr.

Dane techniczne kompostownika:

- Pojemność całkowita 130 m³,
- Średnica bębna kompostownika - 3,4 m,
- Maksymalna średnica wieńca zębatego - 3,8 m,
- Długość bębna - 14 m,
- Masa całkowita - 16 ton,
- Obudowa kompostownika wykonana z blachy stalowej o grubości 8 mm jakości S355J2+N i wzmocniona oddzielnymi obręczami wzmacniającymi,
- Wewnątrz kompostownika zainstalowane 24 łopaty, których ustawienie można zmieniać spoza bębna,
- Przy wlotach do napełniania i opróżniania bębna stałe łopaty,
- Wewnątrz bębna zamontowany na stałe układ napowietrzania,
- Wewnętrzna powierzchnia bębna i łopaty powleczone masą plastyczną (Inerta 250),
- Bęben kompostownika wyposażony w dwa włazy o średnicy 60 cm,
- W dostawie z kompostownikiem dmuchawa wysokiego ciśnienia do zasilania układu napowietrzania

Hydraulika i mechanizm obrotowy

- Układ hydrauliczny jest napędzany silnikiem elektrycznym o maksymalnej mocy 3 kW,
- Zbiornik oleju hydraulicznego o pojemności min. 25 litrów,
- Blokada obrotu wstecz.

Ocieplenie

- Izolacja termiczna dwuskładnikowym uretanem o grubości min 50 mm.
- Temperatura mierzona w rurze wylotowej powietrza

Układ napowietrzania

- Do odsysania powietrza wylotowego wykorzystywany jest wentylator osiowy. (wydajność min. to 1800 m³/h),
- Dodatkowo należy właczać powietrze do wnętrza bębna, gdzie będzie rozprowadzane rurami ze stali kwasoodpornej bezpośrednio w kompost. (2 rury wewnątrz bębna)

Układ kompostowania wyposażony w zespół przenośników załadowniczych, które będą zapewniały wymieszanie podawanego materiału bezpośrednio przed bębniem oraz zespół przenośników wyładowniczych (dwuślimakowych).

Układ kompostowania wyposażony w integralny układ sterowania zarządzający całym procesem kompostowania. System automatyki należy włączyć w układ sterowania oczyszczalni ścieków. Wszystkie sygnały z urządzenia przekazywane do centralnej dyspozytorni.

5.5.2.2.2. KOMPOSTOWANIE „GARAŻOWE”

Ofertę na kompostowanie w technologii bioreaktorów zamkniętych dołączono do opracowania – załącznik nr 4.

W skład instalacji wchodzi siedem bioreaktorów w zamkniętej konstrukcji żelbetowej o wymiarach w rzucie ok. 20m x 7m i wysokości użytecznej około 5 m. Dostęp do komór poprzez szczelne wrota. Napowietrzanie reaktorów poprzez ruszt zamontowany w posadzce. Ruszt ten jednocześnie służy do odprowadzania odcieków z procesu kompostowania.

Zużyte powietrze procesowe dezodoryzowane jest w układzie oczyszczania składającym się z płuczki chemicznej kwaśnej oraz biofiltra.

System zraszania odpadów zainstalowany w górnej części przestrzeni bioreaktora. Do zraszania może być wykorzystywana woda technologiczna (ścieki oczyszczone).

Sterowania pracą kompostowni w oparciu o pomiar temperatury i tlenu w przetwarzanym biologicznie złożu reaktora.

5.5.2.2.3. KOMPOSTOWANIE W BOKSACH PRZYKRYTYCH MEMBRANĄ

Ofertę na kompostowanie w technologii boksów pokrytych membraną dołączono do opracowania – załącznik nr 4.

W skład instalacji wchodzi:

- 7 bioreaktorów w zamkniętej konstrukcji żelbetowej o wymiarach ok. 20 m x 7 m;
- wysokość jednego boksu 1,5 m,
- odległość pomiędzy boksami 1 m (przestrzeń manewrowa dla nawijarki membran),
- System napowietrzania odpadów zainstalowany w posadzce reaktorów;
- System odbioru odcieków zintegrowany z systemem napowietrzania;
- Hermetyzacja i dezodoryzacja powietrza poprocesowego za pomocą półprzepuszczalnych membran;
- System sterowania pracą kompostowni w oparciu o pomiar temperatury i tlenu w przetwarzanym biologicznie złożu reaktora;

5.5.2.3.ZABEZPIECZENIE PRZECIWPOŻAROWE

Wartość ciepła spalania materiału strukturalnego zgromadzonego w bioreaktorach na początku procesu Q_{d1} wynosi 15,00 MJ/kg.

Maksymalna objętość materiału strukturalnego zgromadzonego na placu wynosi 6 212 m³. Powierzchnia placu magazynowania materiału strukturalnego F_1 wynosi 1 553 m².

Przyjęto gęstość nasypową odpadów na placach wynoszącą 350 kg/m³.

Obciążenie ogniowe wyniesie: $(15 \text{ MJ/kg} \times 6\,221 \text{ m}^3 \times 350 \text{ kg/m}^3) : 1\,553 \text{ m}^2 = 21\,030 \text{ MJ/m}^2$.

Obciążenie ogniowe powyżej $4\,000 \text{ MJ/m}^2$.

Wymagana ilość wody do celów przeciwpożarowych dla obiektów budowlanych produkcyjnych i magazynowych, służąca do zewnętrznego gaszenia pożaru dla strefy pożarowej zgodnie z rozporządzeniem Ministra Spraw Wewnętrznych i Administracji z dnia 24 lipca 2009 r w sprawie przeciwpożarowego zaopatrzenia w wodę oraz dróg pożarowych:

Lp.	Gęstość obciążenia ogniowego [MJ/m^2]		Powierzchnia strefy pożarowej [m^2]							
			powyżej		500	1 000	2 000	3 000	4 000	5 000
			do	500	1 000	2 000	3 000	4 000	5 000	
	powyżej	do	wydajność wodociągu [dm^3/s]*							
1		200	10	10	10	10	15	15	20	
2	200	500	10	10	10	20	20	30	30	
3	500	1 000	10	10	20	20	30	30	40	
4	1 000	2 000	10	20	20	30	30	40	40	
5	2 000	4 000	20	20	30	30	40	40	50	
6	4 000		20	30	30	40	40	50	60	

Wynikające z tego zapotrzebowanie na wodę dla strefy pożarowej obejmującej plac magazynowy materiału strukturalnego: $30 \text{ dm}^3/\text{s}$; Czas pożaru określono jako 8 godzin. W związku z czym minimalna ilość wody do celów pożarowych wynosi 864 m^3 . Przyjęto zbiornik do celów pożarowych o pojemności 900 m^3 .

5.6.PUNKT PRZYJMOWANIA SUBSTRATÓW ZEWNĘTRZNYCH

5.6.1. ZADANIE TECHNOLOGICZNE

Funkcją tego obiektu jest wprowadzanie do układu technologicznego fermentacji substratów zewnętrznych. Mogą to być osady dowożone z innych oczyszczalni ścieków lub inne wysokoenergetyczne odpady w formie płynnej lub półpłynnej.

5.6.2. ROZWIĄZANIE TECHNICZNE

Proponowany punkt przystosowany jest do przyjmowania osadów w stanie płynnym lub półpłynnym. Nie jest przystosowany do przyjmowania osadów odwodnionych (nie jest wyposażony w instalację do roztwarzania osadów). Osady wprowadzane są do zbiornika o wymiarach w rzucie 3,0 x 3,0 m, głębokości użytecznej 2,7 m. Objętość użyteczna 24,3 m³. Wprowadzanie osadu poprzez otwór zamykany klapą lub poprzez rurociąg zakończony szybkozłączem. Wyposażenie zbiornika stanowi mieszadło zatapialne N = 2,0 kW. Ściany i strop zbiornika zabezpieczone chemoodpornie dla pH2, dno dla pH 4.

Ze zbiornika osad pobierany jest pompą ślimakową o wydatku 8 m³/h przy 220 obr/min. Przed pompą łapacz większych części stałych i macerator sitowo nożowy. Substraty dowożone tłoczone do zbiornika osadu surowego.

5.7.LINIA OCZYSZCZANIA, OSUSZANIA, MAGAZYNOWANIA, PODNOSZENIA CIŚNIENIA I POCHODNIA BIOGAZU.

W przypadku przyjmowania do fermentacji jako kosubstratów tłuszczy ilość biogazu może wynieść: $V_{\text{biog_max}} = 2\ 8864\ \text{m}^3/\text{d} = 119,35\ \text{m}^3/\text{h}$. Przepustowość istniejących urządzeń linii biogazu wynosi:

- odsiarczanie: $85\ \text{m}^3/\text{h}$,
- podnoszenie ciśnienia: $90\ \text{m}^3/\text{h}$ (dla jednego wentylatora),
- pochodnia gazowa: $100\ \text{m}^3/\text{h}$

W przypadku stwierdzenia możliwości pozyskiwania tłuszczy do kofermentacji w ilości $30\ \text{m}^3/\text{h}$ należy rozważyć zwiększenie przepustowości istniejącej linii biogazu.

Dodatkowo zwraca się uwagę na fakt, że zgodnie z dokumentacją projektową dmuchawa biogazu ma spręż $40\ \text{mbar}$. W przypadku planów zastosowania agregatu kogeneracyjnego należy rozważyć zwiększenie sprężu w układzie podnoszenia ciśnienia do minimum $80\ \text{mbar}$.

6. ZAGADNIENIA KOSZTOWE

6.1.SZACUNKOWE NAKŁADY INWESTYCYJNE

6.1.1. ZAGĘSZCZANIE OSADÓW

Zgodnie z oferta firmy Bellmer (załącznik nr 1) koszt zakupu linii do zagęszczania osadu wynosi: $211\ 090\ \text{EUR}$ (około $910\ 000\ \text{zł}$). Szacunkowy nakład inwestycyjny związany z pracami towarzyszącymi (adaptacja istniejącego budynku, adaptacja istniejącego zagęszczacza, rurociągi, zasilanie elektroenergetyczne, AKPiA).

Okolo 400 000 zł. Zwraca się uwagę, że na rynku dostępne są zagęszczarki innych producentów kosztujące mniej niż zagęszczarka Bellmera.

6.1.2. KOMORY FERMENTACYJNE

Zgodnie z ofertą firmy Agimix (załącznik nr 2) koszt zakupu dwóch kompletów mieszadeł do komór fermentacyjnych wynosi 359 600 zł. Łączny nakład inwestycyjny na wymianę mieszadeł (zakup + montaż, zasilanie, przemiennik częstotliwości sterowanie) to około 450 000 zł.

6.1.3. HYDROLIZA

Oferta firmy SEEN na instalację hydrolizy w technologii Aerotherm – załącznik nr 8 do opracowania. Szacunkowe nakłady inwestycyjne dla tego zadania określono na podstawie oferty SEEN oraz na podstawie kosztorysów inwestorskich wykonanych dla porównywalnej instalacji pracującej w technologii Aerotherm:

- branża konstrukcyjna (przy założeniu wykorzystania istniejącego zbiornika dla potrzeb magazynowania osadów kierowanych do hydrolizy: 1 300 000 zł
- branża drogowa: 90 000 zł,
- branża elektryczna i AKP: 230 000 zł
- branża ciepła: 200 000 zł
- branża technologiczna (wraz z dostawą urządzeń): 3 500 000 zł

Łącznie: 5 320 000 zł

6.1.4. USUWANIE FOSFORU

6.1.4.1. TECHNOLOGIA AIRPREX

Oferta firmy WaWaTech na dostawę instalacji usuwania fosforu w technologii AirPrex – załącznik nr 7 do opracowania. Całkowity nakład inwestycyjny związany z tym zadaniem wynosi: 3 600 000 zł.

6.1.4.2. TECHNOLOGIA STRUVIA

Oferta firmy Veolia na dostawę instalacji usuwania fosforu w technologii Struvia – załącznik nr 6 do opracowania. Koszt zakupu instalacji: 700 000 EUR (około 3 000 000 zł. Koszt robót budowlanych (przy założeniu wykorzystania istniejących zbiorników) około 500 000 zł.

6.1.5. KOMPOSTOWANIE

6.1.5.1. INFRASTRUKTURA TOWARZYSZĄCA

Plac składowy osadu, plac składowy materiału strukturalnego, drogi obsługowe, zbiornik ppoż., przepompownia odcieków: około 1 000 000 zł.

6.1.5.2. KOMPOSTOWANIA „GARAŻOWA”

Oferta firmy Instytut Energii na dostawę kompostowni w technologii reaktorów zamkniętych – załącznik nr 4.

Koszt dostawy wyposażenia technologicznego: 3 850 000 zł.

Koszt wykonania konstrukcji reaktorów: 2 500 000 zł

Łącznie: 6 350 000 zł

6.5.1.3.KOMPOSTOWANIE W BOKSACH Z MEMBRANĄ

Oferta firmy Instytut Energii na dostawę kompostowni w technologii boksów pokrytych membraną – załącznik nr 5.

Koszt dostawy wyposażenia technologicznego: 2 350 000 zł.

Koszt wykonania konstrukcji reaktorów: 1 300 000 zł

Łącznie: 3 650 000 zł

6.5.1.4.KOMPOSTOWNIA BĘBNOWA

Oferta firmy Stalbudom na dostawę kompostowni w technologii bębnowej – załącznik nr 3.

Koszt dostawy wyposażenia technologicznego: 11 000 000 zł.

Budynek techniczny: 900 000 zł

Łącznie: 11 900 000 zł

6.6. KORZYŚCI Z TYTUŁU PRACY PROPONOWANYCH INSTALACJI

6.6.1. ZAGĘSZCZANIE OSADU

Korzyści z tytułu pracy zagęszczacza osadu wynikają ze zmniejszenia objętości osadów kierowanych do komór fermentacyjnych dzięki temu:

- zmniejszeniu ulega zapotrzebowanie instalacji na energię cieplną,
- zwiększenie czasu zatrzymania osadu w komorach fermentacyjnych a co się z tym wiąże zwiększenie produkcji biogazu ora zmniejszenie ilości osadu przefermentowanego.

Zgodnie z obliczeniami w pkt. 3.2.2.3. zapotrzebowanie energii cieplnej dla potrzeb ogrzewania komór fermentacyjnych (bez strącania wstępnego) wynosi: 8 455 kWh/d. Po wprowadzeniu zagęszczania mechanicznego (bez strącania wstępnego) zapotrzebowanie energii cieplnej wyniesie: 6 508 kWh/d. Uzyskana w ten sposób nadwyżka energii cieplnej wyniesie: $E_{c_nadw} = 8\ 455 - 6\ 508 = 1\ 947$ kW.

Na dzień wykonania opracowania oczyszczalnia ścieków w Trepczy do ogrzewania budynków wykorzystuje gaz ziemny. Obliczenie korzyści wykonano przy założeniu:

- jednostkowy koszt energii cieplnej: $k_{jedn_ec} = 0,16$ zł/kWh
- czas trwania sezonu grzewczego: $t = 150$ dni

Zysk z tytułu oszczędności energii cieplnej wyniesie:

$$Z_{ec} = E_{c_nadw} \times k_{jedn_ec} \times t = 1\ 947 \times 150 \times 0,16 = 46\ 728 \text{ zł/rok}$$

W rachunku ekonomicznym nie uwzględniono:

- kosztów polielektrolitu dla potrzeb zagęszczania osadu
- kosztów energii elektrycznej dla potrzeb zagęszczania osadu
- zysków z tytułu zwiększonej produkcji biogazu zmniejszenia ilości osadu przefermentowanego w wyniku zwiększenia czasu zatrzymania osadu w komorach.

6.6.2. KOMORY FERMENTACYJNE

Korzyści z tytułu zastąpienia mieszania pompowego mieszaniem mieszadłem pionowym wynikają z:

- mniejszego zapotrzebowania energii elektrycznej na mieszanie,
- lepszego wymieszania co powinno skutkować zwiększoną produkcją biogazu oraz zmniejszeniem ilości osadu przefermentowanego.

Szacunkowe zmniejszenie zapotrzebowania mocy: $dN = 7 \text{ kW}$

Założony koszt energii elektrycznej: $k_{ee_jedn} = 0,35 \text{ zł/kWh}$

Roczna korzyść z tytułu zmniejszenia zużycia energii:

$$Z_{ee_WKF} = k_{ee_jedn} \times dN \times 365 \times 24 = 7 \times 0,35 \times 365 \times 24 = 21\,462 \text{ zł}$$

6.6.3. HYDROLIZA

Korzyści z tytułu wprowadzenia procesu hydrolizy wynikają z:

- wzrostu produkcji biogazu,
- ubytku ilości osadów

Na oczyszczalni ścieków w Trepczy nie ma agregatu kogeneracyjnego w związku z tym do rachunku korzyści nie przyjmuje się wzrostu produkcji biogazu (w okresie letnim nadmiar biogazu wypalany będzie w pochodni).

Korzyści z tytułu ubytku osadów:

- ilość osadów bez hydrolizy (zgodnie z obliczeniami w pkt. 2.3.): $M_{os_przeł_{20\%}} = 26,523 \text{ Mg/d}$,
- ilość osadów z hydrolizą (zgodnie z obliczeniami w pkt. 5.3.3.): $M_{os_przeł_{20\%}} = 22,685 \text{ Mg/d}$,
- różnica: $dM_{os} = 3,838 \text{ Mg/d}$
- dla zagospodarowania przyrodniczego (koszt jednostkowy $k_{jedn_roln} = 100 \text{ zł/Mg}$ osadu): $Z_{os_hydr} = dM_{os} \times k_{jedn_roln} \times 365 = 3,838 \times 100 \times 365 = 140\,087 \text{ zł/rok}$
- dla kompostowania ((koszt jednostkowy $k_{jedn_kompost} = 150 \text{ zł/Mg}$ osadu): $Z_{os_hydr} = dM_{os} \times k_{jedn_roln} \times 365 = 3,838 \times 150 \times 365 = 210\,131 \text{ zł/rok}$

6.6.4. USUWANIE FOSFORU

Korzyści z instalacji:

- cena sprzedaży struwitu (cenę określa się na podstawie ceny azotu i fosforu w dostępnych na rynku nawozach sztucznych):
 - Cena fosforu
 - Fosdar – superfosfat wzbogacony: 40% P_2O_5 – cena netto 1 225 zł/Mg w Big Bag
 - zawartość fosforu: $0,437 \times 0,4 \times 1\,000 = 175 \text{ kg P/Mg}$
 - cena fosforu: $1\,225 : 175 = 7 \text{ zł/kgP}$
 - Cena azotu:
 - Mocznik: 46% N – cena netto 925 zł/Mg w Big Bag

- zawartość azotu: 460 kg/Mg
- cena azotu: $925 : 460 = 2 \text{ zł/kg N}$

- Cena struwitu:
 - zawartość azotu w struwicie: $14 : 246 = 5,7\%$
 - zawartość fosforu w struwicie: $31 : 246 = 12,6\%$
 - cena azotu w struwicie: $0,057 \times 1\,000 \times 2 = 114 \text{ zł/Mg struwitu}$
 - cena fosforu w struwicie: $0,126 \times 1\,000 \times 7 = 882 \text{ zł/ Mg struwitu}$
 - maksymalna cena za struwit: $114 + 882 = 996 \text{ zł/Mg}$
- przyjęto, że realna cena za którą można odsprzedać struwit wynosi $Z_{\text{jedn_struwit}} = 600 \text{ zł/Mg}$
- produkcja struwitu: $M_{\text{struw}} = 202 \text{ kg struwitu/d,}$
- zysk ze sprzedaży struwitu: $Z_{\text{struwit}} = M_{\text{struw_hydr}} \times Z_{\text{jedn_struwit}} = 0,202 \times 600 = 121,2 \text{ zł/d} = 44\,238 \text{ zł/rok}$
- zysk z braku konieczności stosowania chemikaliów do strącania fosforu przyjęto na poziomie kosztów zakupu PIX w roku 2017: $Z_{\text{PIX}} = 84\,384 \text{ zł/rok}$

Łącznie korzyści: $Z_{\text{struwit+PIX}} = 128\,622 \text{ zł/rok}$

Koszty:

- dobowe zużycie MgCl_2 : $M_{\text{MgCl}_2} = 80,6 \text{ kg MgCl}_2/\text{d}$
- koszt jednostkowy MgCl_2 : $k_{\text{jedn_MgCl}_2} = 1\,140 \text{ zł/Mg}$ (w tym 467 zł/Mg koszt zakupu, 673 zł/Mg koszt transportu na teren oczyszczalni ścieków w Trepczy)
- koszt MgCl_2 : $K_{\text{MgCl}_2} = M_{\text{MgCl}_2} \times k_{\text{jedn_MgCl}_2} = 0,0806 \times 1\,140 = 92 \text{ zł/d} = 33\,538 \text{ zł/rok}$
- dobowe zużycie NaOH: $M_{\text{NaOH}} = 5,2 \text{ kg NaOH/d}$
- koszt jednostkowy NaOH: $k_{\text{jedn_NaOH}} = 2 \text{ zł/kg}$
- koszt NaOH: $K_{\text{NaOH}} = M_{\text{NaOH}} \times k_{\text{jedn_NaOH}} = 5,2 \times 2 = 10,4 \text{ zł/d} = 3\,796 \text{ zł/rok}$
- dobowe zużycie energii elektrycznej: $E_{\text{ee}} = 48 \text{ kWh/d}$
- koszt jednostkowy energii elektrycznej: $k_{\text{ee_jedn}} = 350 \text{ zł/MWh}$
- koszt energii elektrycznej: $K_{\text{ee}} = k_{\text{ee_jedn}} \times E_{\text{ee}} = 350 \times 0,048 = 16,8 \text{ zł/d} = 6\,132 \text{ zł/rok}$

- dobowe zużycie energii cieplnej: $E_{ec} = 88 \text{ kWh/d}$
- koszt jednostkowy energii cieplnej (przy założeniu jako paliwa na oczyszczalni gaz ziemny): $k_{ec_jedn} = 160 \text{ zł/MWh}$
- koszt energii cieplnej: $K_{ec} = k_{ec_jedn} \times E_{ec} = 160 \times 0,088 = 14,08 \text{ zł/d} = \mathbf{5\ 139 \text{ zł/rok}}$

Łącznie koszty eksploatacji: $\mathbf{K_{struwit} = 48\ 605 \text{ zł/rok}}$

Zysk z tytułu pracy instalacji: $\mathbf{Z_{struwit} = 80\ 017 \text{ zł/rok}}$

Uwaga:

- w kosztach nie uwzględniono wody technologicznej oraz zysków z tytułu usuwania azotu
- w korzyściach nie uwzględniono unikniętych kosztów związanych z niekontrolowanym wytrącaniem się struwitu w urządzeniach, rurociągach i armaturze,
- w korzyściach nie uwzględniono wpływu zmniejszenia stężenia fosforanów w osadzie na jego lepkość a co się z tym wiąże lepszym jego odwadnianiem się oraz mniejszym zużyciem polielektrolitu,
- W kosztach nie uwzględniono amortyzacji.

6.6.5. KOMPOSTOWANIE

Koszt przetwarzania osadów w procesie kompostowania przyjęto na podstawie danych określonych dla pracującej na oczyszczalni ścieków w Słupsku instalacji kompostowania. Wynoszą one: $k_{jedn_kompost} = 180 \text{ zł/Mg}$ osadów uwodnionych. Cenę sprzedaży kompostu również ustalono na podstawie danych pracującej w Słupsku instalacji kompostowania: $Z_{jedn_kompost} = 25 - 45 \text{ zł/Mg}$.

- roczna ilości odpadów do kompostowania: $M_{subst_r} = 8\ 722 \text{ Mg/rok}$,
- koszt kompostowania: $K_{kompost} = k_{jedn_kompost} \times M_{subst_r} = 180 \times 8\ 722 = 1\ 569\ 960 \text{ zł/r}$
- roczna ilość gotowego kompostu: $M_{kompost} = 13\ 938 \text{ Mg/rok}$,

- zysk z tytułu sprzedaży kompostu (dla 30 zł/Mg): $Z_{\text{kompost}} = M_{\text{kompost}} \times Z_{\text{jedn_kompost}} = 13\,938 \times 30 = 418\,140 \text{ zł/rok}$

Koszt operacyjny instalacji wyniesie: $K_{\text{operac_kompost}} = K_{\text{kompost}} - Z_{\text{kompost}} = 1\,569\,960 - 418\,140 = 1\,151\,820 \text{ zł/rok}$ (132 zł/Mg osadu uwodnionego)

Jednostkowy koszt operacyjny zagospodarowania osadów w procesie kompostowania jest wyższy od obecnie ponoszonego kosztu zagospodarowania w procesie R-10. Należy jednak zwrócić uwagę na fakt coraz większych ograniczeń dla zagospodarowania osadu w procesie R-10. W rejonie oczyszczalni ścieków w Trepczy brak wystarczającego arealu na którym osad w tym procesie może być zagospodarowany. Po przekształceniu go w kompost uzyskuje on status produktu. Stosowanie kompostu nie podlega ograniczeniom wynikającym z ustawy o odpadach i może być on stosowany w rejonie oczyszczalni ścieków w Trepczy.

Zwraca się również uwagę na fakt, że coraz częściej oczyszczalnie ścieków w Polsce uzyskują status polepszacza glebowego dla osadu higienizowanego wapnem (proces obecnie stosowany na oczyszczalni ścieków w Trepczy). Stosowanie polepszacza również nie podlega rygorom ustawy o odpadach.

6.6.6. WPROWADZENIE AGREGATÓW KOGENERACYJNYCH

Na dzień wykonania opracowania oczyszczalnia ścieków w Trepczy nie ma agregatów kogeneracyjnych. Teoretyczne korzyści z ich wprowadzenia określono przy założeniu:

- sprawność elektryczna agregatu kogeneracyjnego: 40%,
- koszt zakupu energii elektrycznej: $k_{\text{ee_jedn}} = 350 \text{ zł/MWh}$,

Korzyści z tytułu uniknięcia zakupu energii elektrycznej wyniosą:

- dla ilości biogazu wynikające z obliczeń teoretycznych: $Z_{ee_agr_teor} = E_{biog_teor} \times 0,4 \times k_{ee_jedn} = 11,334 \times 0,4 \times 350 = 1\,587 \text{ zł/d} = 579\,167 \text{ zł/rok}$
- dla ilości biogazu średniej dobowej za rok 2017: $Z_{ee_agr_2017\acute{s}r} = E_{biog_2017_śr} \times 0,4 \times k_{ee_jedn} = 7,854 \times 0,4 \times 350 = 1\,062 \text{ zł/d} = 387\,542 \text{ zł/rok}$

W obliczeniach nie uwzględniono korzyści ze sprzedaży świadectw energii elektrycznej (zgodnie z planowanymi uregulowaniami mogą one sięgać do 500 zł/MWh i być gwarantowane przez 15 lat).

7. PODSUMOWANIE

Podstawowe wnioski wynikające z przeprowadzonej analizy stanu istniejącego oczyszczalni ścieków w Trepczy oraz proponowanych do wprowadzenia zmian są następujące.

7.1. STAN ISTNIEJĄCY

Dane wyjściowe

- Stężenia zanieczyszczeń w ściekach napływających na oczyszczalnię są stosunkowo wysokie. Zalecane jest określenie przyczyny tego zjawiska. Być może wskazane będzie wyegzekwowanie od dostawców ścieków przemysłowych działań „u źródła” mających na celu „standaryzację” ścieków wprowadzanych do sieci kanalizacyjnej. Wydzielone na urządzeniach podczyszczających zanieczyszczenia mogły by trafiać bezpośrednio do części osadowej oczyszczalni.
- Po wyegzekwowaniu podczyszczania ścieków przemysłowych ilości produkowanych na oczyszczalni osadów powinny ulec zmniejszeniu.

- Ze względu na prowadzone obecnie chemiczne strącanie wstępne stężenie fosforu w odciekach jest na poziomie przy którym nie ma uzasadnienia ekonomicznego jego strącanie pod postacią struwitu. Do obliczeń w koncepcji przyjęto stężenia odnotowywane na oczyszczalniach w których nie jest prowadzony proces strącania wstępnego.

Stopień konwersji osadów w komorze fermentacyjnej

Zgodnie z danymi Zamawiającego zawartość części organicznych w osadzie przefermentowanym jest bardzo niska. Wynosi ona około 55%. Standardowo na oczyszczalniach w których nie jest prowadzony proces hydrolizy zawartość części organicznych w osadzie przefermentowanym wynosi około 62 – 68%. Z jednej strony przyczyna takiej sytuacji są prawdopodobnie bardzo korzystne parametry pracy komór fermentacyjnych. Z drugiej strony zawartość części organicznych w osadzie wstępnym na oczyszczalni ścieków w Trepczy jest nietypowo niska.

Produkcja biogazu

Produkcja biogazu na oczyszczalni charakteryzuje się znaczącą zmiennością w poszczególnych miesiącach najwyższą średnią dobową odnotowano za miesiąc luty $V_{\text{biog_2017_luty}} = 1\ 848\ \text{m}^3/\text{d}$, najniższą za miesiąc październik $V_{\text{biog_2017_październik}} = 1\ 090\ \text{m}^3/\text{d}$. Średnia dobowa produkcja za rok 2017 wyniosła $1\ 309\ \text{m}^3/\text{d}$. Określona na podstawie danych teoretycznych i średniej dobowej ilości osadów za rok 2017 ilość biogazu wynosi $1\ 889\ \text{m}^3/\text{d}$.

Oczyszczanie, podnoszenie ciśnienia, magazynowanie i pochodnia biogazu.

W przypadku przyjmowania do fermentacji jako kosubstratów tłuszczy ilość biogazu może wynieść: $V_{\text{biog_max}} = 2\ 8864\ \text{m}^3/\text{d} = 119,35\ \text{m}^3/\text{h}$. Przepustowość istniejących urządzeń linii biogazu wynosi:

- odsiarczanie: $85\ \text{m}^3/\text{h}$,
- podnoszenie ciśnienia: $90\ \text{m}^3/\text{h}$ (dla jednego wentylatora),
- pochodnia gazowa: $100\ \text{m}^3/\text{h}$

W przypadku stwierdzenia możliwości pozyskiwania tłuszczy do kofermentacji w ilości $30\ \text{m}^3/\text{h}$ należy rozważyć zwiększenie przepustowości istniejącej linii biogazu.

Dodatkowo zwraca się uwagę na fakt, że zgodnie z dokumentacją projektową dmuchawa biogazu ma spręż $40\ \text{mbar}$. W przypadku planów zastosowania agregatu kogeneracyjnego należy rozważyć zwiększenie sprężu w układzie podnoszenia ciśnienia do minimum $80\ \text{mbar}$.

Sieć wody technologicznej

Wydajność istniejącej przepompowni wody technologicznej jest wystarczająca dla potrzeb dodatkowego zużycia wody związanego z planowanym wprowadzeniem zagęszczania mechanicznego.

Mieszanie komór fermentacyjnych

Mieszanie komór fermentacyjnych prowadzone jest poprzez recyrkulację zawartości za pomocą pomp. Ilość pomp pracujących 3 kpl. x $7,5\ \text{kW}$. Standardowo

mieszanie na oczyszczalniach prowadzone jest za pomocą mieszadeł śmigłowych. recyrkulacja prowadzona jest jedynie dla potrzeb ogrzewania komór.

Produkcja biogazu i ogrzewanie komór fermentacyjnych

Łączne zapotrzebowanie ciepła dla potrzeb ogrzewania komór fermentacyjnych wynosi:

- dla strącania wstępnego

$$q_{2017} = q_{1_2017} + q_2 = 4\,471 + 1\,605 = 6\,076 \text{ kWh/d}$$

- bez strącania wstępnego

$$q_{2015} = q_{1_2015} + q_2 = 6\,850 + 1\,605 = 8\,455 \text{ kWh/d}$$

Energia w wyprodukowanym biogazie wynosi:

- dla ilości biogazu wynikające z obliczeń teoretycznych:

$$E_{\text{biog_teor}} = V_{\text{biog_teor}} \times e_{\text{biog_jedn}} = 1\,889 \times 6 = 11\,334 \text{ kWh/d}$$

- dla ilości biogazu średniej dobowej za rok 2017:

$$E_{\text{biog_2017_sr}} = V_{\text{biog_2017_sr}} \times e_{\text{biog_jedn}} = 1\,309 \times 6 = 7\,854 \text{ kWh/d}$$

- dla ilości biogazu maksymalnej w roku 2017:

$$E_{\text{biog_2017_luty}} = V_{\text{biog_2017_luty}} \times e_{\text{biog_jedn}} = 1\,848 \times 6 = 11\,088 \text{ kWh/d}$$

- dla ilości biogazu minimalnej w roku 2017:

$$E_{\text{biog_2017_październik}} = V_{\text{biog_2017_październik}} \times e_{\text{biog_jedn}} = 1\,090 \times 6 = 6\,540 \text{ kWh/d}$$

Rzeczywista ilość produkowanego biogazu jest niższa od ilości biogazu wynikającej z obliczeń teoretycznych. Jednocześnie osad przefermentowany charakteryzuje się bardzo wysokim stopniem mineralizacji co świadczyło by o co

najmniej prawidłowej konwersji materii organicznej do biogazu. W tej sytuacji nie jest zrozumiała tak niska produkcja biogazu.

Energia zawarta w biogazie jest większa od teoretycznego zapotrzebowania na ciepło dla potrzeb ogrzewania zwłaszcza, że zapotrzebowanie to określone zostało dla okresu niskich temperatur. Przez większą część roku nadmiar ciepła powinien być zdecydowanie większy. Dodatkowo należy zwrócić uwagę na fakt, że w teoretycznym zapotrzebowaniu ciepła pokrycie strat przez przegrody stanowi około 25% (dla wersji z mniejszą ilością osadów). Dlatego też przyczyną braku nadmiaru ciepła na oczyszczalni nie jest niewłaściwa izolacja termiczna komór. W praktyce dla sytuacji gdy biogaz jest w całości zamieniany na energię cieplną (kocioł) a nie jak na większości oczyszczalni na energię cieplną i elektryczną (agregat kogeneracyjny) energia zawarta w biogazie powinna wystarczyć również na ogrzewanie budynków. Na dzień wykonania opracowania Zamawiający do ogrzewania budynków wykorzystuje energię ze spalania paliw zewnętrznych.

Wprowadzenie zagęszczania mechanicznego dodatkowo powinno (obliczenia pkt. 5.2.2.) zwiększyć nadwyżkę energii cieplnej na oczyszczalni (mniejsza objętość osadów do ogrzania).

Proponuje się opomiarować ciepło kierowane na potrzeb komór fermentacyjnych. Pozwoli to na oszacowanie rzeczywistego jego zapotrzebowania oraz rzeczywistych strat ciepła przez przegrody. Na tej podstawie możliwe będzie podjęcie decyzji co do celowości zmiany izolacji termicznej istniejących komór.

7.2. PROPONOWANE ROZWIĄZANIE

Stacja mechanicznego zagęszczania osadu

Korzyści z tytułu pracy zagęszczacza osadu wynikają ze zmniejszenia objętości osadów kierowanych do komór fermentacyjnych dzięki temu:

- zmniejszeniu ulega zapotrzebowanie instalacji na energię cieplną,
- zwiększenie czasu zatrzymania osadu w komorach fermentacyjnych a co się z tym wiąże zwiększenie produkcji biogazu oraz zmniejszenie ilości osadu przefermentowanego.

W nakładach inwestycyjnych cenę określono dla zagęszczacza taśmowego firmy Bellmer. Na rynku dostępne są urządzenia innych producentów charakteryzujące się niższym nakładem inwestycyjnym.

Celowość wprowadzenia zagęszczania mechanicznego jest bezdyskusyjna. Rozwiązanie takie jest praktycznie rzeczą biorąc standardem na oczyszczalniach prowadzących proces beztlenowej fermentacji osadów.

Komory fermentacyjne

Zaproponowano zmianę systemu mieszania komór fermentacyjnych z pompowego na dwuśmigłowe mieszadła współpracujące z łamaczami strugi. Korzyści z tego rozwiązania są następujące:

- mniejszego zapotrzebowania energii elektrycznej na mieszanie,
- lepszego wymieszania co powinno skutkować zwiększoną produkcją biogazu oraz zmniejszeniem ilości osadu przefermentowanego,
- mniejsze prawdopodobieństwo powstawania kożucha w komorach (mieszadło powoduje jego zatapianie).

Podobnie jak w przypadku wprowadzenia zagęszczania mechanicznego celowość wprowadzenia mieszadeł śmigłowych jest bezdyskusyjna. Rozwiązanie takie jest standardem na oczyszczalniach ścieków.

Zwraca się uwagę na fakt, że zgodnie z informacjami zawartymi we wnioskach dotyczących stanu istniejącego osad przefermentowany na oczyszczalni ścieków w

Trepczy charakteryzuje się niską zawartością materii organicznej. Świadczy to o bardzo dobrej pracy komór fermentacyjnych (lub o nietypowo dużej ilości części mineralnych w osadzie wstępnym). W związku z tym wszelkie działania w wyniku których powinna wzrosnąć produkcja biogazu mogą odnieść skutek niższy od oczekiwanego. Jednocześnie zwraca się uwagę, że osiągnięty wysoki stopień konwersji organiki nie koreluje z deklarowaną produkcją biogazu.

Działania związane ze zmianą/zwiększeniem izolacji termicznej zbiorników powinny być podjęte na podstawie pomiaru rzeczywistego zużycia ciepła na potrzeby ogrzewania komór. Ilość ciepła na potrzeby ogrzania osadu wynika wprost z ciepła właściwego natomiast pozostała część ciepła to straty na instalacjach i poprzez przegrody.

Hydroliza

Ze względu na fakt, że na oczyszczalni planowany jest do wprowadzenia proces kompostowania zgodnie z uwarunkowaniami opisanymi w pkt. 4.1. nie ma konieczności prowadzenia procesu hydrolizy w warunkach odpowiadających pasteryzacji. Proces kompostowania zapewni higienizację osadów.

Zaproponowano rozwiązanie polegające na zastosowaniu hydrolizy termicznej z częściowym rozkładem materii organicznej zapewniające większy stopień rozkładu materii organicznej w osadzie. Oczyszczalnia na dzień dzisiejszy nie ma agregatów kogeneracyjnych w związku z tym nie ma konieczności zapewnienia jak największej konwersji osadu do biogazu.

Ze względu na fakt, że zaproponowane rozwiązanie charakteryzuje się stosunkowo niskim nakładem inwestycyjnym proponuje się zastosowanie na oczyszczalni ścieków w Trepczy hydrolizy osadu nadmiernego i wstępnego.

W układzie zachodzą trzy grupy procesów prowadzące do hydrolizy osadów:

- procesy mechaniczne (inżektor): w wyniku oddziaływania sił tnących i nagłych zmian ciśnienia większe skupiska osadów i materiał komórkowy zostaje rozbity,

- procesy biochemiczne: w wyniku działania bakterii termofilowych dochodzi do hydrolizy wielołańcuchowych związków organicznych (polisacharydy, tłuszcze, białka),
- procesy termiczne: w wyniku oddziaływania temperatury dochodzi do zmiany struktury cząsteczkowej osadu oraz rozbicia błon komórkowych ułatwiającej biochemiczny rozkład związków organicznych w komorach fermentacyjnych.

Standardowo korzyści z tytułu wprowadzenia procesu hydrolizy wynikają z:

- wzrostu produkcji biogazu,
- ubytku ilości osadów

Na oczyszczalni ścieków w Trepczy nie ma agregatu kogeneracyjnego w związku z tym wzrost produkcji biogazu nie znajdzie odzwierciedlenia w zmniejszeniu ilości energii elektrycznej kupowanej na potrzeby oczyszczalni (w okresie letnim nadmiar biogazu wypalany będzie w pochodni).

Proponuje się decyzję o celowości wykonania instalacji hydrolizy podjąć równoległe z decyzją o celowości wprowadzenia do układu technologicznego agregatów kogeneracyjnych. Ewentualnie rozważyć hydrolizę jako element pasteryzacji osadów w przypadku:

- nie wykonywania kompostowni,
- przyjmowania na oczyszczalnię odpadów pochodzenia zwierzęcego kategorii II i III.

Odzysk fosforu

W koncepcji rozważano dwa rozwiązania usuwania fosforu pod postacią struwitu:

- strącanie struwitu z odcieków w procesie Struvia,
- strącanie struwitu z osadu w procesie AirPrex

Przedstawione w analizie kosztowej korzyści z wprowadzenia instalacji bazują na założeniu, że stężenie fosforu w osadach/odciekach będzie standardowe. Obecnie rzeczywiste stężenia są zdecydowanie niższe. Wynika to z prowadzenia procesu strącania wstępnego.

Dla stężeń obecnych wprowadzenie procesu usuwania fosforu pod postacią struwitu nie ma uzasadnienia ekonomicznego. Dla stężeń założonych czas zwrotu nakładów inwestycyjnych jest bardzo długi. Ten element inwestycji ma uzasadnienie w przypadku możliwości pozyskania pieniędzy zewnętrznych.

Kompostowanie

Rozważono trzy technologie kompostowania:

- kompostowania bębnowa,
- kompostowanie w zamkniętych bioreaktorach,
- kompostowanie w boksach pokrytych membraną

Zdecydowanie najniższym nakładem inwestycyjnym charakteryzuje się rozwiązanie na bazie boksów pokrytych membranami.

Każde z rozwiązań wymaga dodatkowych elementów infrastruktury:

- plac magazynowy wyrobu gotowego (możliwość wykorzystania istniejącego placu magazynowego osadu),
- plac magazynowy osadu,
- plac magazynowy materiału strukturalnego

Ze względu na obciążenie ogniowe placu magazynowego materiału strukturalnego prawdopodobnie konieczne będzie wykonanie zbiornika wody ppoż (osiągnięcie wydatku istniejącej sieci wodociągowej (hydrantów) na oczyszczalni na poziomie 30 dm³/s jest mało realne.

Dla obecnych kosztów zagospodarowania osadów w procesie R-10 celowość inwestycji wynika głównie z „zarządzania ryzykiem”.

Przyjmowanie substratów zewnętrznych

Biorąc pod uwagę rezerwę zdolności przerobowej istniejących komór fermentacyjnych proponuje się rozważenie wykonania na oczyszczalni punktu przyjmowania substratów zewnętrznych. Zaproponowano punkt przyjmowania substratów w postaci płynnej lub półpłynnej. W przypadku gdy analiza rynku potencjalnych dostawców substratów wykaże celowość takiego działania należy rozważyć dodatkowo:

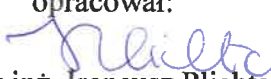
- możliwość przyjmowania substratów stałych,
- możliwość przyjmowania odpadów pochodzenia zwierzęcego kategorii II i III.

Korzyści z przyjmowania kosubstratów do fermentacji wynikały będą:

- opłat od dostawców substratów,
- zwiększonej produkcji biogazu.

Agregaty kogeneracyjne

Proponuje się rozważyć zainstalowanie na oczyszczalni agregatów kogeneracyjnych. Na dzień wykonania opracowania nadwyżka biogazu spalana jest w pochodni gazowej bez korzyści ekonomicznych. Pozostały biogaz wykorzystywany jest na cele grzewcze. Koszt zakupu kWh energii elektrycznej jest co najmniej dwukrotnie wyższy od kosztu zakupu kWh energii cieplnej. Dodatkowo będzie można wykorzystać system wsparcia dla producentów energii elektrycznej z paliw odnawialny.

opracował:

mgr inż. Ireneusz Plichta