



ul. Szybisko 30, 30-698 Kraków

tel/fax: 12 654 75 62, kom: 602 286 141

[ekosystembiuro@gmail.com](mailto:ekosystembiuro@gmail.com) [www.ekosystem-krakow.pl](http://www.ekosystem-krakow.pl)

NIP 679-141-97-89

**INWESTOR**

Podhalańskie Przedsiębiorstwo Komunalne Sp. z o.o.  
34-400 Nowy Targ, Al. Tysiąclecia 35A

**WARIANTOWA KONCEPCJA  
modernizacji oczyszczalni ścieków we Frydmanie**

**OPRACOWAŁ**

**NUMER UPRAWNIENÍ/ SPECJALNOŚĆ**

**PODPIS**

mgr inż. Andrzej Łącki

dr inż. Zbigniew Mucha

97/2000 Specjalność instalacyjna ze  
specjalizacją oczyszczalnie ścieków

Kraków, październik 2011 rok

## Spis treści

<b>1. PODSTAWA OPRACOWANIA .....</b>	<b>3</b>
<b>2. CEL I ZAKRES OPRACOWANIA.....</b>	<b>3</b>
<b>3. OPIS ISTNIEJĄCEJ OCZYSZCZALNI .....</b>	<b>3</b>
3.1. Lokalizacja oczyszczalni .....	3
3.2. Charakterystyka ścieków dopływających do oczyszczalni .....	4
3.3. Odbiornik ścieków i wymagana efektywność oczyszczania .....	5
3.4. Ogólny opis technologii oczyszczania .....	5
3.5. Charakterystyka istniejących obiektów oczyszczalni .....	6
3.5.1. Pompownia ścieków surowych .....	6
3.5.2. Stacja kraty i piaskowników .....	7
3.5.3. Zbiornik ścieków dowożonych .....	8
3.5.4. Reaktory biologiczne SBR .....	9
3.5.5. Zagęszczacze grawitacyjne osadu z pompownią osadu .....	11
3.5.6. Stacja dmuchaw .....	12
3.5.7. Stacja dozowania PIX-u .....	12
3.5.8. Poletko osadowe .....	13
3.5.9. Komora pomiarowa .....	13
3.5.10. Staw biologiczny .....	13
<b>4. KONCEPCJA MODERNIZACJI .....</b>	<b>14</b>
4.1. Analiza ilości ścieków i ładunków zanieczyszczeń .....	14
4.2. Kryteria i warunki doboru koncepcji .....	18
4.3. Wymagania w zakresie jakości ścieków oczyszczonych wynikające z przewidywanych ładunków zanieczyszczeń .....	19
4.4. Obliczenia technologiczne, wstępny dobór urządzeń i opis rozwiązań mechanicznego stopnia oczyszczania oraz wytyczne budowlane .....	19
4.5. Obliczenia technologiczne i dobór urządzeń dla zakresu wyposażenia wspólnego dla rozważanych wariantów .....	22
4.6. Wariant 1- reaktor przepływowy – obliczenia technologiczne, wstępny dobór urządzeń i opis rozwiązań .....	25
4.7. Wariant 2 – reaktor SBR - obliczenia technologiczne, wstępny dobór urządzeń i opis rozwiązań .....	31
4.8. Obliczenia technologiczne, wstępny dobór urządzeń i opis rozwiązań linii osadowej .....	33
4.9. System wizualizacji oraz AKPiA w oczyszczalni .....	38
4.10. Ilość powstających odpadów .....	39
4.11. Zużycie energii elektrycznej .....	40
4.12. Zestawienie zużycia materiałów chemicznych .....	41
<b>5. ANALIZA KOSZTÓW.....</b>	<b>42</b>
5.1. Szacunkowe koszty inwestycyjne .....	42
5.2. Szacunkowe koszty eksploatacji .....	46
<b>6. Możliwość dowożenia ścieków ze wsi Falsztyn .....</b>	<b>48</b>
<b>7. WNIOSKI KOŃCOWE .....</b>	<b>51</b>

Rysunki:

1. Schemat technologiczny oczyszczalni ścieków we Frydmanie – Stan istniejący
2. Schemat technologiczny oczyszczalni ścieków we Frydmanie – Wariant 1
3. Schemat technologiczny oczyszczalni ścieków we Frydmanie – Wariant 2
4. Plan sytuacyjny oczyszczalni ścieków we Frydmanie – Wariant 1
5. Plan sytuacyjny oczyszczalni ścieków we Frydmanie – Wariant 2

## **1. PODSTAWA OPRACOWANIA**

Niniejsza koncepcja opracowana została na zlecenie Podhalańskiego Przedsiębiorstwa Komunalnego (PPK) Sp. z o.o. w Nowym Targu. Podstawą opracowania jest umowa zawarta pomiędzy PPK a Pracownią Projektową EKOSYSTEM Kraków.

## **2. CEL I ZAKRES OPRACOWANIA**

Celem opracowania jest wykonanie wariantowej koncepcji modernizacji oczyszczalni ścieków w miejscowości Frydman. Opracowanie obejmuje:

- Analizę bilansu ilości ścieków i ładunków zanieczyszczeń dopływających obecnie do oczyszczalni oraz docelowo.
- Opracowanie wariantowej koncepcji modernizacji i rozbudowy oczyszczalni z obliczeniami procesowymi i doбором wielkości obiektów i urządzeń.
- Wytyczne do projektu budowlanego.
- Wstępną analizę kosztów inwestycyjnych i eksploatacyjnych.
- Rysunki: schematy technologiczne, plany sytuacyjne rozmieszczenia obiektów oczyszczalni.

## **3. OPIS ISTNIEJĄCEJ OCZYSZCZALNI**

### **3.1. Lokalizacja oczyszczalni**

Istniejąca oczyszczalnia ścieków zlokalizowana jest we wsi Frydman poza obszarem zabudowy. Oczyszczalnia położona jest w bezpośrednim sąsiedztwie rowu odwadniającego obwałowania zbiornika zapory Czorsztyn i pompowni zawala ze zbiornikiem czerpalnym. Do oczyszczalni prowadzi droga dojazdowa odgałęziająca się od lokalnej drogi w miejscowości Frydman. Na ogrodzonym terenie oczyszczalni, znajdują się zasadnicze obiekty jak:

- pompownia ścieków,
- zbiornik ścieków dowożonych,
- stacja dozowania PIX-u,
- dwa reaktory biologiczne SBR zblokowane z piaskownikami oraz z zagęszczaczami i pompownią osadu,
- zadaszone poletko osadowe,
- budynek mechanicznego oczyszczania ze stacją dmuchaw i stacją mechanicznego oczyszczania ścieków,
- budynek z dyspozytornią i z pomieszczeniami socjalnymi.

Pod względem administracyjnym oczyszczalnia znajduje się na terenie gminy Łapsze Niżne w powiecie nowotarskim.

### 3.2. Charakterystyka ścieków dopływających do oczyszczalni

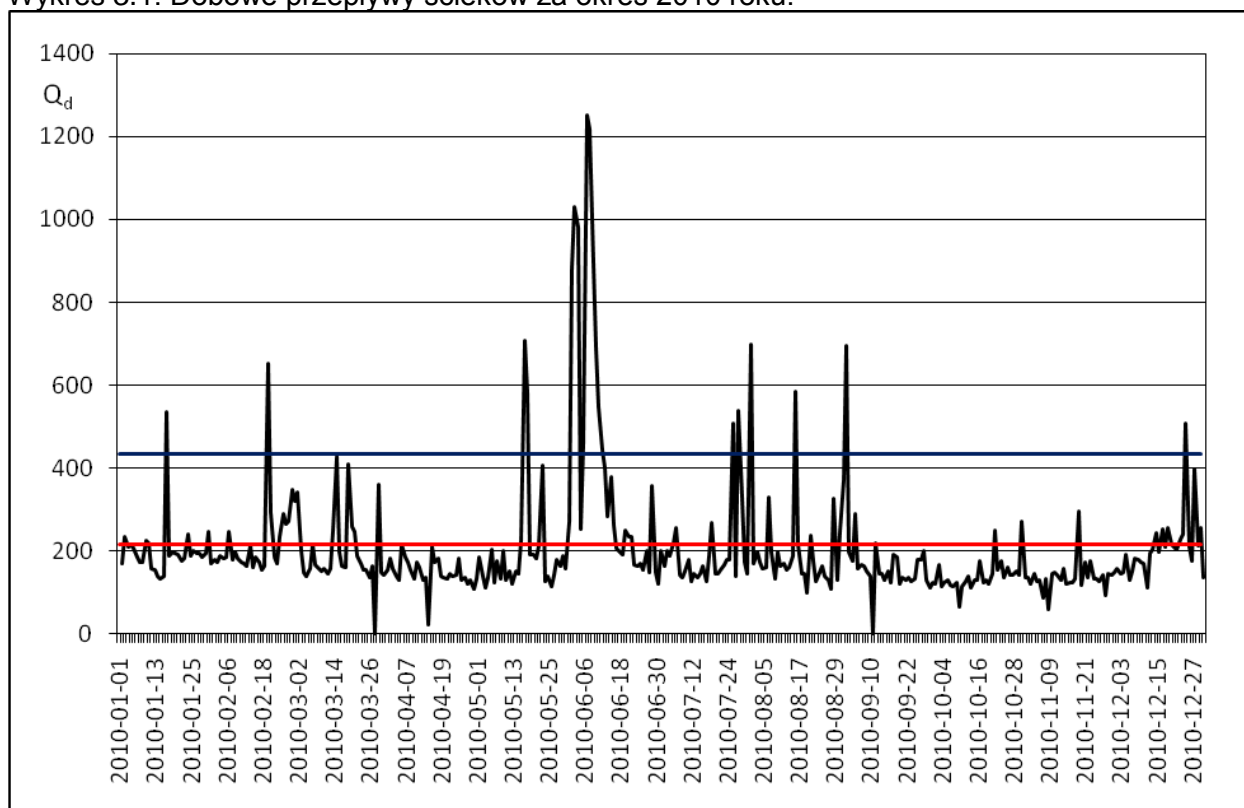
Oczyszczalnia została zaprojektowana na przepustowość średnią dobową  $Q_{d\text{sr}} = 402\text{m}^3/\text{d}$  ścieków z kanalizacji,  $32,5\text{m}^3/\text{d}$  ścieków dowożonych, i na równoważną liczbę mieszkańców  $\text{RLM} = 2100$ . Wg danych projektowych do oczyszczalni miały dopływać i być dowożone wyłącznie ścieki bytowe.

Powyższe dane były weryfikowane na etapie rozruchu oczyszczalni w latach 90-tych minionego wieku. Obserwowane wówczas przepływy były znacznie niższe, natomiast stężenia zanieczyszczeń zdecydowanie wyższe od zakładanych. Liczba zrealizowanych podłączeń do kanalizacji stanowiła 54% projektowanej i mimo tego obejmowała cały obszar możliwy do skanalizowania i włączenia do tej oczyszczalni. W wyniku aktualizacji danych uzyskane pozwolenie wodno-prawne zezwala na wprowadzanie ścieków oczyszczonych do odbiornika w ilości  $218\text{m}^3/\text{d}$ .

#### Ilość ścieków

Obecnie do oczyszczalni ścieków we Frydmanie wg informacji Użytkownika dopływają ścieki, pochodzące wyłącznie z kanalizacji od 1400 mieszkańców do niej podłączonych. W okresie pełnego roku 2010 obserwowane przepływy pokazano na poniższym wykresie.

Wykres 3.1. Dobowe przepływy ścieków za okres 2010 roku.



Na wykresie linią w kolorze granatowym oznaczona jest projektowana średnia dobową ilość ścieków  $434,5\text{m}^3/\text{d}$ , natomiast linią czerwoną wartość średnia wg pozwolenia wodno-prawnego, wynosząca  $218\text{m}^3/\text{d}$ . Podstawowe charakterystyki dla okresu 2010 roku zawarto w tabeli nr 3.1.

Tabela 3.1. Statystyczne wartości przepływów ścieków w 2010 roku.

STATYSTYKA	JEDNOSTKA	WARTOŚĆ
Średnia	$\text{m}^3/\text{d}$	206
Mediana	$\text{m}^3/\text{d}$	167
Minimum	$\text{m}^3/\text{d}$	0
Maksimum	$\text{m}^3/\text{d}$	1250

### 3.3. Odbiornik ścieków i wymagana efektywność oczyszczania

Ścieki oczyszczone odprowadzane są do zbiornika pompowni wód zawala i dalej do Zbiornika Czorszyńskiego. Oczyszczalnia posiada pozwolenie wodno-prawne z dn. 2005-03-16 znak: OŚ – 6223/2/2005, ważne do dn. 31.03.2015r. Pozwolenie to określa następujące warunki ilości i jakości ścieków wprowadzanych do odbiornika:

- Dobowa ilość średniodobowa  $Q_{\text{dśr}} = 218 \text{ m}^3/\text{d}$
- Dopuszczalne stężenie zwiesiny ogólnej  $Zaw_{\text{og}} = 50 \text{ mg}/\text{dm}^3$
- Dopuszczalne stężenie BZT<sub>5</sub>  $BZT_5 = 40 \text{ mgO}_2/\text{dm}^3$
- Dopuszczalne stężenie ChZT  $ChZT = 150 \text{ mgO}_2/\text{dm}^3$
- Dopuszczalne stężenie azotu ogólnego  $N_{\text{og}} = 30 \text{ mg N}/\text{dm}^3$
- Dopuszczalne stężenie fosforu ogólnego  $P_{\text{og}} = 5 \text{ mg P}/\text{dm}^3$

W oczyszczalni, wg wykonywanych okresowo badań laboratoryjnych ścieków w ok. 50% próbek nie spełniało tych wszystkich wymagań. Najczęściej obserwowano przekroczenie dopuszczalnej wartości azotu ogólnego. Zdarzają się też przekroczenia wskaźników BZT<sub>5</sub> i ChZT. Fosfor jest zawsze utrzymywany w normie. W przypadku azotu przekroczenia są regułą w okresie gdy temperatura w reaktorze jest niższa od  $12^\circ\text{C}$ . Wówczas tego wskaźnika nie uwzględnia się przy ocenie sprawności oczyszczalni. W okresach o temperaturze powyżej  $12^\circ\text{C}$  także zdarzają się przekroczenia. Bezpośrednią przyczyną pojawiających się okresowo trudności jest brak pełnej automatyzacji oczyszczalni, przestarzałe już rozwiązania szczególnie w stopniu mechanicznym. oraz niewystarczające parametry niektórych urządzeń technologicznych np. dmuchaw powietrza.

### 3.4. Ogólny opis technologii oczyszczania

Rozwiązanie technologiczne oczyszczalni przedstawiono w załączonym rysunku nr 1 - Schemat technologiczny istniejącej oczyszczalni ścieków we Frydmanie. Do oczyszczalni doprowadzone są ścieki z systemu kanalizacyjnego wsi Frydman, oraz ścieki własne z terenu oczyszczalni, a także mogą być przyjmowane ścieki dowożone samochodami asenizacyjnymi. Na terenie oczyszczalni zlokalizowany jest punkt zlewny do przyjmowania ścieków dowożonych, nie jest on jednak użytkowany ze względu na brak dowozu tych ścieków.

Całość doprowadzanych ścieków dopływa do zbiornika pompowni głównej, w której zamontowana jest jedna pompa wirowa. Pompa przetłacza ścieki do urządzeń oczyszczających. Wylot ścieków z rurociągu tłocznego pompowni następuje na kratę średnią, oczyszczaną ręcznie. Ścieki po kracie spływają do położonego bezpośrednio pod nią, piaskownika z dwoma lejami. Wydzielone skratki zostają przez obsługę załadowane bezpośrednio z kraty do worków, natomiast piasek w postaci pulpy wodno – piaskowej jest okresowo odpompowywany do zbiorników odsączających, z których ścieki są odprowadzane do pompowni. Okresowo piasek i skratki są odbierane przez specjalistyczną firmę i wywożone poza teren oczyszczalni. Każdy z lejów piaskownika przyporządkowany jest do jednego z dwóch reaktorów biologicznych typu SBR, ścieki do reaktorów przepływają rurociągiem na poziomie maksymalnego poziomu ścieków. Ścieki w procesie biologicznym są oczyszczane w następujących kolejno fazach o zróżnicowanych warunkach tlenowych. Są to fazy: niedotleniona i tlenowa, po tych fazach następują dwie fazy, w których reaktor działa jak osadnik, jest to faza sedymentacji i następnie faza dekantacji. Pełny cykl pracy reaktora trwa 12 godzin. Reaktory biologiczne zasilane są w sprężone powietrze doprowadzane rurociągami ze stacji dmuchaw. Reaktory wyposażone są w ruszt natleniający, oraz dekanter ścieków oczyszczonych. Ścieki oczyszczone biologicznie zostają odprowadzone do urządzenia pomiarowego i dalej do odbiornika.

Do odbioru osadu nadmiernego z reaktorów SBR służą dwa zagęszczacze grawitacyjne, każdy z nich połączony jest z przynależnym reaktorem SBR przewodem oraz zamontowanym w zagęszczaczu dekanterem. Układ komory reaktora i zagęszczacza stanowi naczynia połączone, w których poziom zwierciadła jest wyrównany. Układ ten funkcjonuje w ten sposób, że w trakcie napełniania reaktora podnosi się poziom w reaktorze i w zagęszczaczu, przy czym do zagęszczacza dopływa osad z dna reaktora i wypływa przez dekanter na poziomie zwierciadła w zagęszczaczu. Osad ten sedymentuje i zagęszcza się w zagęszczaczu. W fazie dekantacji ścieków oczyszczonych w reaktorze SBR poziom obniża się w reaktorze i w zagęszczaczu, przy czym następuje wówczas przepływ wody nadosadowej z górnej strefy zagęszczacza do warstwy zsedymetowanego osadu w reaktorze. Osad z zagęszczacza jest okresowo odprowadzony po otwarciu zasuw do położonego pomiędzy zagęszczaczami zbiornika osadu. W tym zbiorniku zainstalowana jest pompa wirowa podająca okresowo osad na poletko osadowe. W sytuacjach kiedy poletko jest zapełnione, oraz w okresie mrozów osad może być odbierany bezpośrednio z zagęszczaczy do samochodu asenizacyjnego i wywożony do innej oczyszczalni ścieków, wyposażonej w stację odwadniania osadów. Oczyszczalnia jest też wyposażona w układ dozowania PIX-u, stosowanego do chemicznego strącania fosforu ze ścieków.

### **3.5. Charakterystyka istniejących obiektów oczyszczalni**

#### **3.5.1. Pompownia ścieków surowych**

Pompownię stanowi zbiornik w formie okrągłej studni, położonej poniżej poziomu terenu. Parametry tego zbiornika są następujące:

- |                      |                 |
|----------------------|-----------------|
| • forma zbiornika    | okrągła studnia |
| • średnica           | 2,0 m           |
| • wysokość całkowita | 4,9 m           |

- średnica kanału doprowadzającego ścieki  $\phi 315$  mm
- położenie dna kanału nad dnem pompowni 2,11 m
- powierzchnia dna w rzucie 3,14 m<sup>2</sup>
- pojemność retencyjna poniżej dna kanału 6,6 m<sup>3</sup>
- max czas zatrzymania ścieków przy  $Q_{d\dot{s}r}$  43,8 min

Funkcją pompowni jest przepompowanie ścieków z poziomu zwierciadła w pompowni do urządzeń technologicznych zlokalizowanych powyżej poziomu terenu. Pompownia wyposażona jest w jedną zatapialną pompę wirową posiadającą następujące dane techniczne:

- producent SARLIN
- typ SV 0440 1P
- wydajność 0 ÷ 45 dm<sup>3</sup>/s
- wysokość podnoszenia 14,4 ÷ 2,0 m
- moc znamionowa  $P_2$  4,2 kW

Rurociąg tłoczny DN100, prowadzi do pomieszczenia kraty i piaskowników. Rurociąg ten nie jest wyposażony w zawór zwrotny i zasuwę odcinającą. Rurociąg tłoczny, przy ścianie budynku obok pomieszczenia kraty i piaskowników, poprowadzony jest w pionie po zewnętrznej ścianie budynku na odcinku ok 3m. Na tym odcinku zainstalowany jest przepływomierz elektromagnetyczny ENCO DN100. Przepływomierz ten jest sprawny technicznie.

### 3.5.2. Stacja kraty i piaskowników

Stacja mieści się w budynku zlokalizowanym na początku reaktorów biologicznych, przed stacją dmuchaw. W pomieszczeniu wykonane są konstrukcje żelbetowe i stalowe, służące do mechanicznego oczyszczenia ścieków. Piaskownik stanowi komora, której dno uformowane jest w postaci dwóch lejów, zatrzymujących piasek. Ponad komorą piaskownika w stalowej (blaszanej) obudowie zamontowana jest krata średnia, wykonana z płaskowników ze stali węglowej. Ścieki po procesie cedzenia na kratce spływają w dół, bezpośrednio do zbiornika piaskownika. Zatrzymane na kratce skratki zgarniane są ręcznie grabkami i pakowane przez obsługę do worków, które są okresowo wywożone z oczyszczalni. Piaskowniki wyposażone są w podnośniki powietrzne (pompy mamutowe) do okresowego usuwania piasku. Piasek w postaci pulpy wodno – piaskowej, pompowany jest po otwarciu zaworu powietrza, oraz po otwarciu zasuwy na rurociągu podnośnika prowadzącym do zbiornika odsączającego, położonego obok komory piaskownika. Istnieją dwie komory odsączające, każda z nich przynależy do jednego z lejów piaskownika. Za każdą komorą odsączającą znajduje się głębsza od niej komora przelewowa, do której poprzez przelew prosty przedostają się odcieki z komory odsączania. Odcieki odprowadzane są kanałem do pompowni głównej ścieków. Ścieki oczyszczone mechanicznie, tj. pozbawione zanieczyszczeń grubych i zawiesin mineralnych, odpływają rurociągami do dwóch reaktorów SBR. Do każdego reaktora odpływ następuje przynależnym do niego rurociągiem z przyporządkowanej części piaskownika. Rurociągi łączące piaskownik z reaktorem SBR mają wlot na poziomie maksymalnego zwierciadła ścieków w reaktorze i wylot przy jego dnie. Na rurociągu jest zamontowana zasuwa klinowa z napędem ręcznym. Zamknięcie tej zasuwy powoduje wyłączenie danego reaktora z pracy. W oczyszczalni nie występuje automatyczne sterowanie rozdziałem ścieków na dwa ciągi reaktora, w normalnym trybie pracy ścieki dopływają równocześnie do obydwóch komór. W



trakcie fazy dekantacji następuje blokada pracy pompowni i zatrzymanie ścieków w kanalizacji. Piaskownik ma następujące wymiary i parametry:

- długość całkowita komory piaskowników 5,05 m
- szerokość komory piaskownika 1,5 m
- wysokość całkowita 2,5 m
- wysokość czynna 2,25 m
- wysokość leja 0,9 m
- długość jednego leja 2,4 m
- długość dna leja 0,5 m
- szerokość dna leja 0,4 m
- powierzchnia rzutu dna piaskownika 7,575 m<sup>2</sup>
- pojemność jednego leja 1,35 m<sup>3</sup>
- pojemność czynna części prostopadłościennej 10,2 m<sup>3</sup>
- średni czas zatrzymania przy  $Q_{dśr}$  54,5 min
- średnica rury odprowadzającej ścieki do reaktora DN200 mm

Każda z dwóch komór ociekowych piasku ma następujące wymiary:

- długość komory ociekowej 1,6 m
- szerokość komory ociekowej 1,5 m
- wysokość czynna ok 0,5 m

Wysokość czynna komory ociekowej jest zależna od aktualnej wysokości zamknięcia szandorowego, zakładanego z desek na prowadnice, a stanowiącego przelew pomiędzy komorą ociekową, a przelewową.

### 3.5.3. Zbiornik ścieków dowożonych

Zbiornik zlokalizowany w obrębie ogrodzonego terenu oczyszczalni obok pompowni głównej ścieków. Funkcją zbiornika jest retencjonowanie ścieków dowożonych do oczyszczalni samochodami asenizacyjnymi, oraz umożliwienie kontrolowanego wprowadzenia tych ścieków do procesu oczyszczania. Zbiornik wykonany jest jako konstrukcja żelbetowa, w znacznej części podziemna. Ma formę prostopadłościanu z ukształtowanymi spadkami dna w kierunku wypływu ścieków. Ze zbiornikiem zblokowana jest komora zasuw, stanowiąca jego przedłużenie, o identycznej szerokości i głębokości. Komora zasuw położona jest od strony pompowni głównej i przeprowadzony jest przez nią rurociąg DN100 służący do odprowadzenia ścieków dowożonych do pompowni, na którym jest zainstalowana zasuwa klinowa. W komorze zasuw zabudowany jest także wodomierz na rurociągu wodociągowym zasilającym oczyszczalnię, oraz pompka dozująca PIX. Na stropie zbiornika ścieków dowożonych i komory zasuw ustawiony jest zbiornik magazynowy PIX-u. Wprowadzanie ścieków do układu oczyszczania następuje po otwarciu ręcznej zasuwy w komorze zasuw. W tym celu pracownik musi zejść po drabinie do tej komory. Ścieki odpływają bezpośrednio do pompowni głównej, skąd pompa przetłacza je do układu oczyszczania. Wymiary zbiornika i komory zasuw są następujące:

• szerokość zbiornika ścieków	2 m
• długość zbiornika ścieków	2,4 m
• wysokość całkowita średnio	2,2 m
• spadek dna	3 %
• wysokość czynna	1,5 m
• pojemność czynna	7,2 m <sup>3</sup>
• szerokość komory zasuw	2 m
• długość komory zasuw	1,2 m
• głębokość komory zasuw	2,5 m

### 3.5.4. Reaktory biologiczne SBR

Reaktory biologiczne SBR stanowią kompletną linię biologicznego oczyszczania ścieków. Są to zbiorniki żelbetowe o następujących wymiarach i parametrach technologicznych:

• szerokość	$B = 2,4 \text{ m}$
• długość	$L = 18 \text{ m}$
• wysokość całkowita	$H_c = 4,5$
• wysokość czynna max	$H_{\max} = 4 \text{ m}$
• wysokość czynna min	$H_{\min} = 2,4$
• powierzchnia dna	$F = 43,2 \text{ m}^2$
• pojemność czynna max	$V_{\max} = 172,8 \text{ m}^3$
• pojemność czynna min	$V_{\min} = 103,7 \text{ m}^3$
• współczynnik wymiany max	$f = 0,4$
• stężenie osadu wg projektu	$X_{\max} = 5 \text{ kg sm/m}^3$
• wiek osadu zalecany	$WO_{\min} = 25 \text{ dni}$

W komorze zainstalowany jest ruszt do napowietrzania ścieków o następujących parametrach:

• rodzaj dyfuzorów	dyfuzory membranowe dyskowe
• liczba dyfuzorów w jednej komorze	45 szt
• wydajność jednego dyfuzora	$q_p = 1 \div 4 \text{ Nm}^3/\text{h}$
• max ilość powietrza na jedną komorę	$Q_p = 180 \text{ Nm}^3/\text{h}$

Do odprowadzenia ścieków oczyszczonych służy zamontowany w komorze dekanter pływakowy o nieznanymi danych technicznych.

W bioreaktorze występują cztery instalacje technologiczne, pozwalające na realizację jego funkcji. Są to:

- Instalacja doprowadzająca ścieki surowe, jest to krótki rurociąg ciśnieniowy DN200 prowadzący ścieki z piaskownika do reaktora. Na rurociągu tym zamontowana jest w komorze piaskownika zasuw do zamykania ręcznego. Rurociąg doprowadzony jest w reaktorze do poziomu przy dnie komory.
- Instalacja odprowadzająca ścieki oczyszczone, jest to rurociąg współpracujący z dekanterem, którego zadaniem jest odprowadzenie w fazie dekantacji oczyszczonych ścieków do urządzenia pomiarowego i dalej do odbiornika. Układ tych rurociągów

zlokalizowany jest częściowo w komorze SBR i poza nią, przechodzi przez zbiornik pompowni osadu oraz komorę zasuw przy reaktorach. W instalacji tej występują w obrębie reaktora rurociągi stalowe DN150. Na rurociągach zrzutowych ścieków oczyszczonych zainstalowane są przepustnice z napędem elektromechanicznym, które aktualnie nie funkcjonują w trybie automatycznego sterowania lecz pozostają ciągle otwarte. Dekantacja rozpoczyna się po ręcznym opuszczeniu dekantera na poziom zwierciadła ścieków w reaktorze. Opuszczanie i podnoszenie dekanterów następuje za pomocą ręcznych wciągników linowych. Wydajność dekantera pozwala na zdekantowanie ok. 1,2m słupa ścieków w czasie 1 h, a więc wydajność wynosi ok. 50 m<sup>3</sup>/h.

- Instalacja osadu nadmiernego, która służy do odprowadzania osadu do linii osadowej. Instalacja ta współpracuje z zagęszczaczem grawitacyjnym osadu nadmiernego znajdującego się obok reaktora SBR.
- Instalacja powietrza służąca do doprowadzenia sprężonego powietrza ze stacji dmuchaw do rusztu natleniającego komorę. Są to rurociągi ze stali, w stacji dmuchaw mają średnicę DN150, natomiast poza stacją są to rury DN100. Wszystkie rurociągi powietrza wykonane są ze stali węglowej. Na rurociągach prowadzonych do reaktorów zainstalowane są przepustnice z napędem elektromechanicznym, które aktualnie nie funkcjonują w trybie sterowania automatycznego, lecz pozostają ciągle otwarte.

Komora SBR pracuje w 12-to godzinny cykl pracy, w którym wyróżnimy następujące fazy:

- faza tlenowa, w której reaktor jest napełniany i napowietrzany,
- faza niedotleniona/beztlenowa, w której reaktor jest napełniany, a ścieki z osadem czynnym są mieszane za pomocą systemu natleniania działającego w trybie czasowym, polega to na tym, że przy bardzo krótkich czasach pracy w stosunku do czasu przerwy w pracy nie nastąpi wzrost stężenia tlenu do poziomu zatrzymującego proces denitryfikacji.
- faza sedymentacji, podczas której dmuchawy są wyłączone, ścieki zostają wówczas sklarowane, a osad opada na dno, reaktor w tej fazie jest nadal napełniany,
- faza dekantacji, tj. odprowadzenia ścieków oczyszczonych z bioreaktora do urządzeń pomiarowych i następnie do odbiornika, w tej fazie następuje zablokowanie pracy pompowni ścieków surowych.

Po wykonaniu powyższego cyklu pracy reaktor rozpoczyna jego ponowną realizację.

Bardziej szczegółowo cykl pracy i pracę maszyn obrazuje poniżej przedstawiony cyklogram.

KOMORA SBR NR 1																								
godziny zegarowe	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24
NAPEŁNIANIE																								
MIESZANIE																								
NAPOWIERZANIE																								
SEDYMENTACJA																								
DEKANTACJA																								
KOMORA SBR NR 2																								
godziny zegarowe	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24
NAPEŁNIANIE																								
MIESZANIE																								
NAPOWIERZANIE																								
SEDYMENTACJA																								
DEKANTACJA																								

Osad nadmierny usuwany jest z reaktora do zagęszczacza poprzez rurociąg wyprowadzony z dna reaktora i połączony z dekanterem zamontowanym w zagęszczaczu. W trakcie napełniania reaktora podnosi się także poziom w zagęszczaczu, przy czym do zagęszczacza dopływa osad z dna reaktora i wypływa przez dekanter na poziomie zwierciadła w zagęszczaczu. Osad ten sedymentuje i zagęszcza się w zagęszczaczu. W fazie dekantacji ścieków oczyszczonych w reaktorze SBR, poziom obniża się także w zagęszczaczu, przy czym następuje wówczas przepływ wody nadosadowej z górnej strefy zagęszczacza do warstwy zsedymetowanego osadu w reaktorze.

### 3.5.5. Zagęszczacze grawitacyjne osadu z pompownią osadu

Występują dwa zagęszczacze grawitacyjne, każdy przyporządkowany do jednego z reaktorów SBR. Służą do odbioru osadu nadmiernego usuwanego z układu reaktorów biologicznych SBR. W zagęszczaczu, na wskutek oddziaływania siły grawitacji następuje zwiększenie zagęszczenia osadu. Oddzielona woda, odprowadzana jest poprzez dekanter z powrotem do reaktora SBR w fazie dekantacji, gdy obniża się poziom ścieków w reaktorze. Usuwaniem osadu można sterować wyłącznie za pomocą jego odbioru na poletka osadowe lub wywiezienie z oczyszczalni. Jeżeli zagęszczacze będą napełnione osadem i nie będzie on z nich usuwany, wówczas odprowadzany w fazie napełniania z reaktorów osad nadmierny, będzie powracał do reaktora, gdyż nie będzie w zagęszczaczu miejsca dla przyjęcia nowej porcji. Zagęszczacz grawitacyjny ma formę prostopadłościanu.

Wymiary jednego zagęszczacza są następujące:

• szerokość	1,52 m
• długość	2,1 m
• wysokość całkowita	4,5 m
• Wysokość czynna max	4,0 m
• powierzchnia dna	3,2 m <sup>2</sup>
• objętość czynna max	12,7 m <sup>3</sup>

W komorze każdego z zagęszczaczy zamontowany jest dekanter pływakowy, o następujących danych technicznych:

• producent	brak danych
• wielkość	DN100
• wykonanie materiałowe	pływak i wąż odpływu z PVC

Pomiędzy zagęszczaczami znajduje się zbiornik pompowni osadu. Osad do tego zbiornika doprowadzany jest po otwarciu zasuw na rurociągu prowadzącym z jednego z zagęszczaczy. Zbiornik pompowni ma następujące wymiary:

• szerokość	1,5 m
• długość	2,1 m
• wysokość całkowita	4,5 m
• Wysokość czynna max	4,0 m
• powierzchnia dna	3,1 m <sup>2</sup>
• objętość czynna max	12,6 m <sup>3</sup>

W zbiorniku zamontowana jest pompa o nieznanych danych technicznych podająca osad na poletko.

Do zbiornika wprowadzona jest rura stalowa zakończona od góry poszerzeniem umożliwiającym zasypywanie wapna. Do rury tej włączony jest także bypass od pompy osadowej, którym po przełączeniu odpowiednio zasuw, osad jest cyrkulowany w obrębie zbiornika i w ten sposób mieszany z wapnem. Wapnowanie ma na celu higienizowanie osadu w stanie uwodnionym, przed odprowadzeniem go na poletko.

### **3.5.6. Stacja dmuchaw**

Stacja dmuchaw służy do dostarczenia powietrza do rusztów natleniających w reaktorach SBR. W stacji zamontowane są dwie dmuchawy powietrza o odpowiednich parametrach, każda z nich w warunkach normalnej pracy zasila jeden reaktor. Układ połączeń rurociągów w stacji dmuchaw pozwala na zasilanie obydwu reaktorów z jednej dmuchaw w przypadku awarii którejkolwiek z nich. Na rurociągach powietrza prowadzących do poszczególnych reaktorów zainstalowane są przepustnice DN150 z napędem elektromechanicznym, które aktualnie pozostają stale otwarte. Zainstalowane dmuchawy nie są wyposażone w obudowy dźwiękochłonne. Wydajność każdej z dmuchaw jest regulowana przynależnym jej przemiennikiem częstotliwości, który współpracuje z sondą tlenową, zainstalowaną w zasilanym z tej dmuchawy reaktorze SBR. Żądane stężenie tlenu w fazie tlenowej można nastawiać poprzez przetwornik tlenomierza. Od rurociągu powietrza w stacji dmuchaw odgałęzia się przewód poprowadzony do zasilenia podnośników powietrznych do usuwania pulpy piaskowo-wodnej z piaskownika.

Dane techniczne dmuchaw są następujące:

• producent	Spomasz
• typ	DR 112-55-T-D-NP-04
• wydajność	5,31 m <sup>3</sup> /min
• spręż	0,05 MPa
• moc silnika	7,5 kW
• masa	355 kg

### **3.5.7. Stacja dozowania PIX-u**

Stację PIX stanowi zbiornik o pojemności 800 dm<sup>3</sup> zlokalizowany obok pompowni ścieków, ustawiony na płycie przykrywającej zbiornik ścieków dowożonych. Pompka dozująca PIX zamontowana jest w komorze zasuw. Dawkowanie PIX-u następuje bezpośrednio do pompowni głównej ścieków surowych. Wydajność pompki regulowana jest ręcznie.

### 3.5.8. Poletko osadowe

Poletko osadowe jest zadaszonym obiektem, służącym do odwadniania osadu. Poletko ma wymiary:

- szerokość 6 m
- długość 12 m
- powierzchnia 72 m<sup>2</sup>
- warstwa wylewanego osadu 0,2 m
- objętość zalewowa osadem 14,4 m<sup>3</sup>
- proj. ilość wylewów osadu rocznie 15
- proj. roczna objętość osadu 216 m<sup>3</sup>

Podłoże poletka jest wykonane z trzech warstw żwirowych o różnorodnym uziarnieniu, przy czym największe uziarnienie jest w warstwie najniższej, w której ułożony został ciąg odwadniający z sączków. Według projektu odcieki z warstw filtracyjnych odprowadzane są do pompowni głównej ścieków. Obszar w bezpośrednim otoczeniu wylotu z rurociągu doprowadzającego osad, umocniony jest płytą betonową, mającą zabezpieczyć podłoże przed rozmyciem na skutek energii wypływającego strumienia.

### 3.5.9. Komora pomiarowa

Jest to komora żelbetowa, zlokalizowana na kanale zrzutowym ścieków oczyszczonych pomiędzy reaktorami biologicznymi SBR, a odbiornikiem. W komorze zainstalowany jest przepływomierz elektromagnetyczny ENCO  $\phi 150$ , z wyjściem kablowym, przesyłającym sygnał do sterowni. Przepływomierz ten jest aktualnie niesprawny i w związku z tym do określenia ilości ścieków wykorzystuje się pomiar na dopływie ścieków z pompowni do kraty.

### 3.5.10. Staw biologiczny

W oczyszczalni występuje staw biologiczny, którego celem jest uśrednianie składu ścieków oczyszczonych, także ich doczyszczanie, jak również wyrównanie przepływu, który po reaktorach typu SBR ma charakter impulsowy. Staw ma kształt nieregularny, wykonany jest w obwałowaniu ziemnym. Powierzchnia stawu wynosi 350 m<sup>2</sup>. Odpływ ścieków ze stawu następuje poprzez młoch spustowy. Aktualnie staw biologiczny jest wyłączony z eksploatacji.

## 4. KONCEPCJA MODERNIZACJI

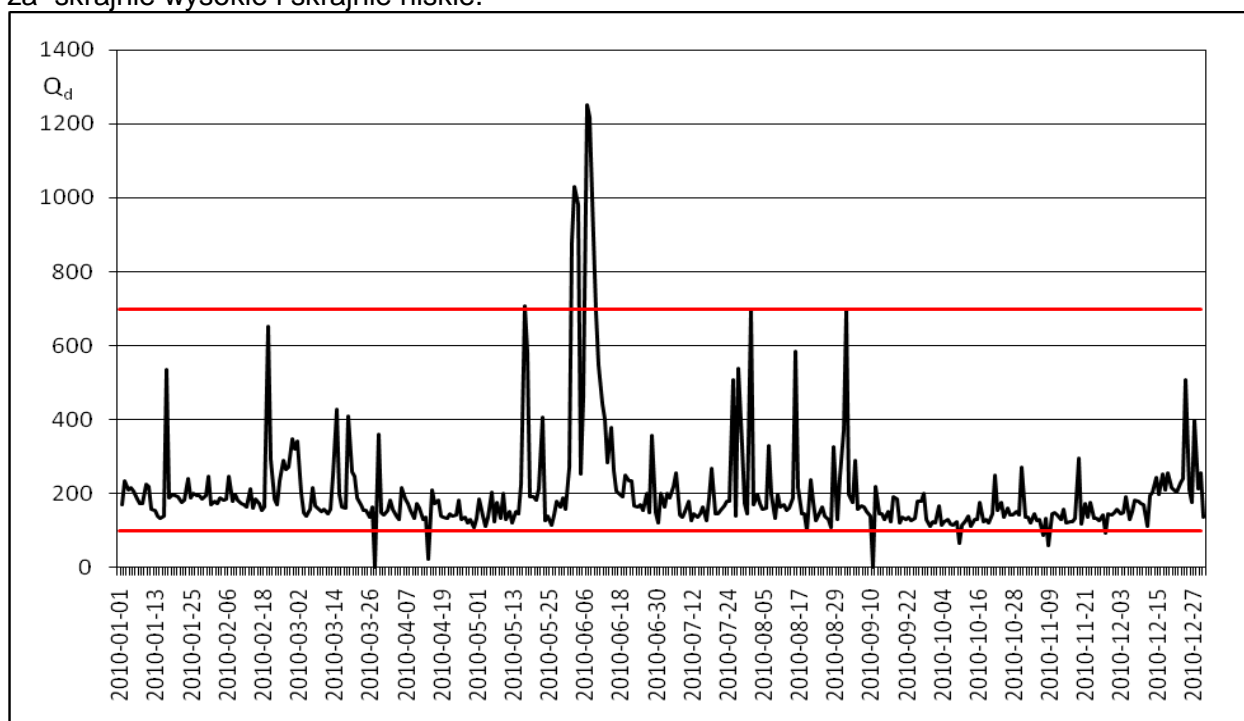
### 4.1. Analiza ilości ścieków i ładunków zanieczyszczeń

W celu wyznaczenia przepływów, które można będzie zastosować do obliczeń technologicznych oczyszczalni, wykorzystane będą zaobserwowane przepływy za rok 2010, oraz zastosowana zostanie następująca metodologia:

1. Odrzuca się wartości skrajne, w szczególności wartość odpowiadająca minimalnej wynoszącej  $0\text{m}^3/\text{d}$  gdyż taka wartość może być jedynie wynikiem niesprawności oczyszczalni czy też urządzenia pomiarowego. Odrzucone też są wartości maksymalne, jakie występowały w okresie anomalii pogodowych i powodzi w czerwcu 2010 r.
2. Na podstawie obliczonych przepływów charakterystycznych i znanej liczby ludności może być wyznaczony wskaźnik jednostkowej ilości ścieków na mieszkańca.
3. Uogólniony współczynnik nierównomierności przepływów zostaje przyjęty jako typowy dla miejscowości o danej wielkości.
4. Określa się liczbę mieszkańców dla roku kierunkowego, przy założeniu dwudziestoletniego okresu eksploatacji zmodernizowanej oczyszczalni, oraz przy uwzględnieniu prognozowanego rzeczywistego przyrostu liczby mieszkańców.
5. Oblicza się prognozowane wartości przepływów dla roku kierunkowego.
6. Dodatkowa rezerwa w zakresie ładunku zanieczyszczeń zawarta będzie w obliczeniach, a wynikająca z przyjęcia wskaźnika jednostkowego  $\text{BZT}_5$  na poziomie  $60\text{ mgO}_2/(\text{Mxd})$ , która to wartość jest na terenach wiejskich niższa i wynosi ok.  $55\text{ mgO}_2/(\text{Mxd})$ . Rezerwa ta stanowi ok. 10%.

Z przepływów obserwowanych w roku 2010 odrzucono wartości skrajnie niskie o prawdopodobieństwie występowania wraz z niższymi 2% oraz skrajnie wysokie o prawdopodobieństwie pojawiania się wraz z niższymi powyżej 98%. Przepływy wraz z liniami granicznymi są przedstawione graficznie na wykresach nr 2 i nr 3 oraz liczbowo w tabeli nr 2.

Wykres 4.1. Dobowe przepływy ścieków za okres 2010 roku z granicami przepływów uznanych za skrajnie wysokie i skrajnie niskie.



Wykres 4.2. Prawdopodobieństwo pojawienia się przepływów ścieków wraz z mniejszymi za okres 2010 roku z granicami przepływów skrajnie wysokich i skrajnie niskich.

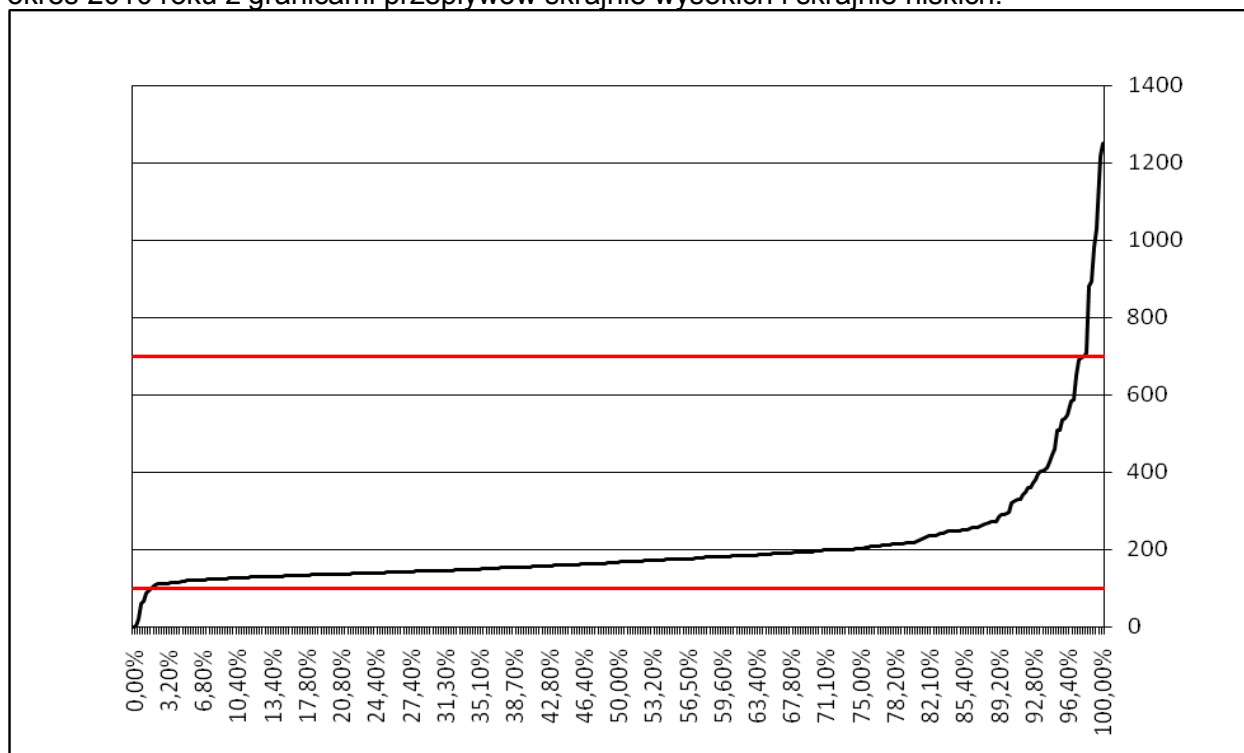




Tabela 4.1. Statystyczne wartości przepływów ścieków w 2010 roku po odrzuceniu skrajnie niskich i wysokich wartości.

STATYSTYKA	JEDNOSTKA	WARTOŚĆ
Średnia	m <sup>3</sup> /d	201
Mediana	m <sup>3</sup> /d	167
Minimum	m <sup>3</sup> /d	100
Maksimum	m <sup>3</sup> /d	700

Według informacji zawartych w opracowaniu „Strategia rozwoju społeczno - gospodarczego gminy Łapsze Niżne na lata 2000 – 2015” we wsi Frydman istnieje sieć kanalizacji sanitarnej odprowadzająca ścieki ze wszystkich posesji do oczyszczalni ścieków sanitarnych. Wynika stąd, że do obliczeń bilansowych powinna być uwzględniona całkowita liczba mieszkańców miejscowości. Z powyższego przywołanego opracowania, jak również z aktualnego „Planu rozwoju lokalnego gminy Łapsze Niżne” wynika, że funkcje miejscowości pozostaną w przyszłości bez zmian, a więc będą to głównie funkcje mieszkalne z niewielką liczbą obiektów użyteczności publicznej i zakładów usługowych dla potrzeb lokalnej społeczności. Zatem ścieki doprowadzane do oczyszczalni będą zdecydowanie o charakterze bytowo gospodarczym, a do bilansowania ich ilości i jakości będzie uwzględniona ogólna liczba mieszkańców miejscowości.

Tabela 4.2. Liczba ta według danych publikowanych na stronie internetowej Urzędu Gminy Łapsze Niżne zmieniała się w kilku kolejnych latach następująco:

ROK	LICZBA LUDNOŚCI	PRZYROST RZECZYWISTY %
31 grudnia 2006	1676	0,12
31 grudnia 2007	1678	1,37
31 grudnia 2008	1701	-0,18
31 grudnia 2009	1698	0,82
31 grudnia 2010	1712	

Średnia wartość wskaźnika przyrostu rzeczywistego za okresy tych pięciu lat wynosi 0,53%. Do obliczeń będzie przyjęty wskaźnik rzeczywistego przyrostu ludności zaczerpnięty z Rocznika demograficznego 2010, który podaje wartość 0,5% dla powiatu nowotarskiego.

Jako rok kierunkowy przyjęto rok 2034, wychodząc z założenia, że przygotowanie inwestycji i budowa będą trwać 3 lata oraz okres eksploatacji 20 lat.

Liczba ludności w roku kierunkowym 2034 będzie wynosić:

$$LM_k = 1712 \times (1 + 0,005)^{24} = 1930$$

Aktualna jednostkowa ilość ścieków, uwzględniająca zużycie wody na wszystkie cele, w tym także wody przypadkowe wynosi:

$$qj' = 201 / 1712 = 0,12 \text{ m}^3/(\text{M} \cdot \text{d})$$

Dobowa ilość ścieków dla danej liczby mieszkańców będzie wynosić w roku kierunkowym:

$$Q_d = 1930 \cdot 0,12 = 231,6 \text{ m}^3/\text{d}$$

Uogólniony współczynnik nierównomierności godzinowej przyjęto  $N_{og} = 2,5$

Przepływy godzinowe charakterystyczne w okresie bezdeszczowym będą następujące:

Przepływ godzinowy średni -	$Q_{h\bar{s}r} = 231,6 / 24 = 9,7 \text{ m}^3/\text{h}$
Przepływ średni z godzin dziennych -	$Q_{hdz\bar{s}r} = 231,6 / 14 = 16,5 \text{ m}^3/\text{h}$
Przepływ godzinowy maksymalny -	$Q_{hmax} = 9,7 \times 2,5 = 24,3 \text{ m}^3/\text{h}$

Przepływy godzinowe charakterystyczne w okresie deszczowym będą następujące:

Przepływ średni godzinowy w dobie maksymalnej przy opadach deszczu	$Q_{max\ h\bar{s}r} = (700-201+231,6) / 24 = 30,4 \text{ m}^3/\text{h}$
Przepływ średni z godzin dziennych w dobie maksymalnej przy opadach deszczu	$Q_{max\ hdz\bar{s}r} = (700-201+231,6) / 14 = 52,2 \text{ m}^3/\text{h}$

### Jakość ścieków

Jakość ścieków surowych dopływających do oczyszczalni zostanie wyznaczona stosując wskaźniki ładunków jednostkowych.

Ładunki podstawowych zanieczyszczeń dopływających do oczyszczalni dla liczby ludności w roku kierunkowym będą wynosić:

$$\text{Ł BZT}_5 = 1930 \times 0,06 = 115,8 \text{ kg O}_2/\text{d}$$

$$\text{Ł ZAW}_{og} = 1930 \times 0,06 = 115,8 \text{ kg/d}$$

$$\text{Ł ChZT} = 1930 \times 0,12 = 231,6 \text{ kg O}_2/\text{d}$$

$$\text{Ł N}_{og} = 1930 \times 0,012 = 23,2 \text{ kg N/d}$$

$$\text{Ł P}_{og} = 1930 \times 0,0025 = 4,8 \text{ kg P/d}$$

Dla średnich przepływów dobowych stężenia zanieczyszczeń będą następujące:

$$S \text{ BZT}_5 = 115,8 \times 1000 / 231,6 = 500 \text{ gO}_2/\text{m}^3$$

$$S \text{ ZAW}_{og} = 115,8 \times 1000 / 231,6 = 500 \text{ g/ m}^3$$

$$S \text{ ChZT} = 231,6 \times 1000 / 231,6 = 1000 \text{ gO}_2/\text{m}^3$$

$$S \text{ N}_{og} = 23,2 \times 1000 / 231,6 = 100 \text{ gN/ m}^3$$

$$S \text{ P}_{og} = 4,8 \times 1000 / 231,6 = 20,7 \text{ gP/ m}^3$$

## 4.2. Kryteria i warunki doboru koncepcji

Modernizacja oczyszczalni ścieków we Frydmanie musi zapewnić eliminację wszelkich wad i utrudnień eksploatacyjnych, jakie stwierdza się obecnie, ma także zapewnić odnowę infrastruktury technicznej i zwiększenie niezawodności poprzez rezerwowanie urządzeń istotnych dla sprawności procesów technologicznych oczyszczania. Ponadto jako istotny element należy uwzględnić poprawę estetyki obiektów i dostosowanie wszelkich ich parametrów do współczesnych wymagań warunków technicznych.

Przy rozwiązaniu technologicznym oczyszczalni, oparto się na procesie wielofazowego osadu czynnego z wykorzystaniem istniejącego bloku reaktora biologicznego i powiązanego z nim budynku, poprzez adaptacje komór i pomieszczeń technologicznych na podobne lub zmienione funkcje w układzie technologicznego ciągu oczyszczania ścieków. Przy doborze wariantowej technologii kierowano się następującymi kryteriami:

- wielkością oczyszczalni,
- możliwością wykorzystania i adaptacji istniejących obiektów,
- dostępnością terenu pod ewentualną rozbudowę,
- charakterystyką ilości i jakości ścieków

Celem modernizacji oczyszczalni jest poza dobraniem poszczególnych jednostkowych procesów oczyszczania ścieków, także zaproponowanie spójnego i optymalnego systemu przeróbki osadów, oraz propozycje gospodarowania odpadami.

Z dotychczas przeprowadzonych ocen pracy istniejącej oczyszczalni ścieków we Frydmanie, wynikają następujące problemy eksploatacyjne wymagające rozwiązania:

- Brak rezerwowej pompy w pompowni głównej.
- Brak automatyzacji procesów mechanicznego oczyszczania ścieków.
- Brak hermetyzacji procesów w mechanicznym stopniu oczyszczania, co powoduje emisję odorów i aerozoli do otoczenia, oraz jest przyczyną intensywnej korozji elementów, przede wszystkim stalowych w wyniku działania agresywnych gazów wydzielanych ze ścieków.
- Niestabilna praca biologicznego stopnia oczyszczania, czego przyczynę upatruje się w małym stopniu zainwestowania w infrastrukturę techniczną wyposażenia reaktorów i kontroli procesu. Brak także urządzeń rezerwowych i wykonywanie niektórych czynności w sposób ręczny, które powinny być zautomatyzowane. Ponadto brak bufora pozwalającego na równomierny i ciągły odbiór przyrastającego osadu nadmiernego.
- Brak linii osadowej, pozwalającej na niezależną pracę oczyszczalni jako całości układu technologicznego.
- Brak systemu sterowania i wizualizacji, pozwalających na pełny nadzór nad procesem.
- Skorodowane rurociągi technologiczne, pomosty obsługowe i balustrady.

W związku z wyżej wyszczególnionymi brakami i wadami proponuje się wykonać kompleksową modernizację obejmującą wszystkie obiekty oczyszczalni, oraz uwzględniającą zarówno roboty instalacyjne-technologiczne jak i elektryczne, automatykę, roboty budowlane i drogowe.

Planuje się poddać ocenie dwa warianty rozwiązań technologicznych, przy czym obydwie z nich będą miały taki sam stopień mechaniczny i taką samą linię osadową. Różnice pomiędzy wariantami będą koncentrowały się w stopniu biologicznym. W wariantie pierwszym proponuje się sekwencyjny reaktor biologiczny z osadem czynnym, a w drugim będzie to reaktor przepływowy.

#### **4.3. Wymagania w zakresie jakości ścieków oczyszczonych wynikające z przewidywanych ładunków zanieczyszczeń**

Dla przewidywanej ilości zanieczyszczeń dopływających do oczyszczalni, równoważna liczba mieszkańców będzie wynosiła:

$$RLM = 115,8 / 0,06 = 1930$$

Na podstawie ROZPORZĄDZENIA MINISTRA ŚRODOWISKA z dnia 24 lipca 2006 r. w sprawie warunków, jakie należy spełnić przy wprowadzaniu ścieków do wód lub do ziemi, oraz w sprawie substancji szczególnie szkodliwych dla środowiska wodnego dla oczyszczalni o wielkości poniżej 2000 RLM wymagania jakości ścieków oczyszczonych są następujące:

- $BZT_5 = 40 \text{ mgO}_2/\text{dm}^3$
- $ChZT = 150 \text{ mgO}_2/\text{dm}^3$
- $Zaw.og. = 50 \text{ mg}/\text{dm}^3$
- $Nog = 30 \text{ mgN}/\text{dm}^3$
- $Pog = 5 \text{ mgP}/\text{dm}^3$

Ze względu na fakt, że odbiornikiem ścieków jest sztuczny zbiornik wodny, usytuowany na wodach płynących, wymagania dla oczyszczalni dotyczą też związków biogennych, a więc azotu ogólnego i fosforu ogólnego.

Starosta może określić wyższe wymagania dla jakości ścieków oczyszczonych z uwagi ochronę zbiornika lub na wielkość oczyszczalni o RLM bliskiej wartości 2000, a więc granicznej dla podanych wymagań. Z tego względu obliczenia technologiczne dla istotnych parametrów będą wykonywane dla wymagań jak dla oczyszczalni o  $2000 < RLM < 9999$ , a więc:

- $BZT_5 = 25 \text{ mgO}_2/\text{dm}^3$
- $ChZT = 125 \text{ mgO}_2/\text{dm}^3$
- $Zaw.og. = 35 \text{ mg}/\text{dm}^3$
- $Nog = 15 \text{ mgN}/\text{dm}^3$
- $Pog = 2 \text{ mgP}/\text{dm}^3$

#### **4.4. Obliczenia technologiczne, wstępny dobór urządzeń i opis rozwiązań mechanicznego stopnia oczyszczania oraz wytyczne budowlane**

Mechaniczny stopień oczyszczania powinien być zaprojektowany na obciążenie hydrauliczne, pozwalające na przejście ścieków w dni deszczowe przy przepływie średnim z godzin dziennych, a więc na wydajność wynoszącą  $52,2 \text{ m}^3/\text{h}$ . Taka wydajność pozwoli na przyjęcie max dobowego  $Q_{\max} = 24 * 52,2 = 1252,8 \text{ m}^3/\text{d}$ , przy założeniu ciągłego opadu lub zwiększenia retencji w kanałach. Taka wartość jest większa od maksimum zaobserwowanego w roku 2010.

W pompowni ścieków zostanie zamontowane sito pionowe, mające na celu ochronę pomp przed większymi zanieczyszczeniami występującym w ściekach. Dobrano następujące sito pionowe:

- wydajność 20 dm<sup>3</sup>/s (72m<sup>3</sup>/h)
- średnica kanału  $\phi$ 315 mm
- wielkość otworów perforacji  $\phi$ 6 mm
- wysokość od osi dopływu do terenu ~2,65 m
- wysokość zrzutu skratek ponad teren ~1,3 m
- średnica sita/transportera 300/273 mm
- moc zainstalowana ~1,75 kW (napęd + ogrzewanie)
- wyrzut skratek do workownicy.

Pompownia ścieków zostanie wyposażona w dwie nowe pompy wirowe, które będą pracowały w układzie jedna robocza i druga rezerwowa. Pompy te będą miały następujące, przybliżone parametry:

- wydajność jednej pompy 14,5 dm<sup>3</sup>/h (52,2m<sup>3</sup>/h)
- wysokość podnoszenia ~8 m
- moc silnika P<sub>2</sub> ~3 ÷ 5 kW
- wylot DN 100

Przewidzieć należy wykonanie rurociągów tłocznych, indywidualnych pomp ze stali nierdzewnej DN125, na nich zainstalowane kulowe zawory zwrotne i klinowe zasuwy odcinające.

Rurociąg tłoczny wspólny dwóch pomp (poza studnią pompowni) przewidzieć jako wykonany z rur PE  $\phi$ 160 prowadzący do sito-piaskownika.

Do mechanicznego oczyszczania ścieków został dobrany zblokowany sito-piaskownik w wersji kompaktowej (HD), który posiada zintegrowany, wewnętrzny bypass. Urządzenie to zostanie zamontowane w istniejącym pomieszczeniu kraty i piaskownika, po wykonaniu remontu i następujących prac adaptacyjnych:

- likwidacja istniejącej kraty ręcznej i instalacji technologicznych,
- likwidacja zbiornika piaskowników do wysokości posadzki na poziomie wejścia do budynku,
- zaślepienie otworów po rurociągach w ścianie reaktora,
- zasypanie pozostałej części zbiornika piaskowników oraz zbiorników ociekowych piasku z komorami przelewowymi,
- wykonanie nowej posadzki o rzędnej dostosowanej do wysokości sito-piaskownika w celu umożliwienia grawitacyjnego przepływu ścieków do stopnia biologicznego oczyszczania,
- wymiana tynków w pomieszczeniu i wykończenie powierzchni materiałem nienasiąkliwym np. płytkami,
- wykonanie nowej bramy od strony istniejącego poletka osadu, brama powinna mieć wymiary dostosowane do wprowadzenia sito piaskownika,
- wykonanie instalacji wentylacyjnej grawitacyjnej i mechanicznej, wywiewnej i nawiewnej pomieszczenia,

- montaż belki dwuteowej jako toru dla przejezdnego wciągnika, wg wytycznych dostawcy sito piaskownika, belka i wciągnik do celów serwisowych sito piaskownika,
- wykonanie izolacji termicznej dachu.

Dobry sito piaskownik powinien posiadać następujące parametry techniczne:

- przepustowość max 20 dm<sup>3</sup>/s (72 m<sup>3</sup>/h),
- wielkość otworów perforacji sita 3 mm,
- wyposażony w instalację do przemywania skratek,
- wyposażony w strefę prasowania skratek,
- efektywność usuwania ziaren piasku o  $d \geq 0,2 \text{ mm}$   $\geq 90\%$  przy przepływie 20 dm<sup>3</sup>/s,
- moc zainstalowana 2,65 kW
- piaskownik napowietrzany – wyposażony w dmuchawę.

Ścieki po mechanicznym oczyszczeniu będą przepływać grawitacyjnie do stopnia biologicznego rurociągiem dostosowanym do danego wariantu rozwiązania tego stopnia. W wariacie przepływowym będzie to jeden rurociąg prowadzący do komory defosfatacji, zaś w wariacie z reaktorami SBR będą to rurociągi z zamontowanymi zasuwami z elektronapędami do automatycznego sterowania rozdziałem ścieków.

Stopień mechaniczny oczyszczalni powinien także zostać doposażony w ciąg zlewczy, spełniający obowiązujące aktualnie wymagania odnośnie pomiaru i rejestracji ilości ścieków dowożonych.

W tym celu należy zaprojektować kontenerowy punkt zlewczy obok istniejącego zbiornika ścieków dowożonych, np. produkcji Pol-Eko, Enko lub równoważny.

Kontener z ciągiem powinien być zlokalizowany obok zbiornika, po przeciwległej stronie względem pompowni. Przed punktem zlewczym powinno zostać wykonane stanowisko dla pojazdu asenizacyjnego z odwodnieniem podłączonym do kanalizacji sanitarnej.

Ciąg zlewczy powinien być wyposażony w następujące elementy i układy:

- przepływomierz elektromagnetyczny do pomiaru ilości ścieków,
- króciec z szybkozłączem do węża wyprowadzony na zewnątrz kontenera,
- głowica pomiarowa z sensorem do pomiaru pH,
- układ do samoczynnego płukania głowicy pomiarowej i ciągu po każdym zrzucie,
- szafka zasilająco sterująca,
- zasuw z napędem pneumatycznym,
- sprężarka tłokowa,
- szafka z panelem odczytującym identyfikatory dostawców,
- szafka z drukarką raportów,
- grzejnik do ogrzewania komory ciągu zlewczego,
- kurek z wodą do podłączenia węża 3/4".

Zaleca się także wymianę istniejącego orurowania ze stali węglowej na stal nierdzewną lub polietylen, oraz wymianę zasuw ręcznej na zasuwę z napędem elektromechanicznym, które znajdują się w komorze zasuw pomiędzy zbiornikiem ścieków dowożonych, a pompownią ścieków.

#### 4.5. Obliczenia technologiczne i dobór urządzeń dla zakresu wyposażenia wspólnego dla rozważanych wariantów

##### BILANS ŁADUNKU BZT<sub>5</sub> DO USUNIĘCIA

Stężenie BZT <sub>5</sub> w ściekach surowych	$S_o = 500 \text{ gO}_2/\text{m}^3$
Wymagane stężenie BZT <sub>5</sub> w ściekach oczyszczonych	$S_e' = 40 \text{ gO}_2/\text{m}^3$
Przyjęte do obliczeń stężenie BZT <sub>5</sub> w ściekach oczyszczonych	$S_e = 15 \text{ gO}_2/\text{m}^3$

Wymagany do usunięcia ładunek BZT<sub>5</sub> wynosi:

$$\mathcal{L}_{\text{BZT}_{5\text{us}}} = 231,6 \times (500 - 15)/1000 = 112,3 \text{ kgO}_2/\text{d}$$

##### BILANS AZOTU DO DENITRYFIKACJI

Stężenie N <sub>og</sub> w ściekach surowych	$S_o = 100 \text{ gN}/\text{m}^3$
Wymagane stężenie N <sub>og</sub> w ściekach oczyszczonych	$S_e' = 30 \text{ gN}/\text{m}^3$
Przyjęte do obliczeń stężenie N <sub>og</sub> w ściekach oczyszczonych	$S_e = 15 \text{ gN}/\text{m}^3$

Stężenie N <sub>og</sub> doprowadzanego do reaktora	$100 \text{ gN}/\text{m}^3$
Stężenie N <sub>og</sub> w odpływie z osadników	$-15 \text{ gN}/\text{m}^3$
Stężenie N <sub>og</sub> asymilowanego = 5% BZT <sub>5</sub>	$-25 \text{ gN}/\text{m}^3$
Azot do denitryfikacji	$=60 \text{ gN}/\text{m}^3$

##### BILANS FOSFORU DO USUNIĘCIA

Stężenie P <sub>og</sub> w ściekach surowych	$S_o = 20,8 \text{ gP}/\text{m}^3$
Wymagane stężenie P <sub>og</sub> w ściekach oczyszczonych	$S_e = 2 \text{ gP}/\text{m}^3$

Stężenie P <sub>og</sub> doprowadzanego do reaktora	$20,7 \text{ gP}/\text{m}^3$
Stężenie P <sub>og</sub> w odpływie z osadników	$-2 \text{ gP}/\text{m}^3$
Stężenie P <sub>og</sub> asymilowanego = 1% BZT <sub>5</sub>	$-5 \text{ gP}/\text{m}^3$
Fosfor do strącenia chemicznego	$=13,7 \text{ gP}/\text{m}^3$

## PRZYROST OSADU

Przyrost osadu w związku z usuwaniem związków węglowych – w celu obliczenia tego przyrostu założono zgodnie z wytycznymi ATV jako wiek osadu  $WO = 13,7$  d, dla temperatury w k.o.cz. wynoszącej  $12^{\circ}\text{C}$  oraz proporcji  $V_D:V_R = 0,4$ . Przyrost ten obliczony jest w poniższym równaniu:

$$\Delta X_C = 112,3 \cdot \left[ 0,75 + 0,6 \cdot \frac{500}{500} - \frac{(1 - 0,2) \cdot 0,17 \cdot 0,75 \cdot 13,7 \cdot 1,072^{(12-15)}}{1 + 0,17 \cdot 13,7 \cdot 1,072^{(12-15)}} \right] = 107,5 \text{ kg sm/d}$$

Dodatkowy przyrost osadu w związku z przyswajaniem fosforu wynosi:

$$\Delta X_{P_{biol}} = \frac{231,6 \cdot 5 \cdot 3}{1000} = 3,5 \text{ kg sm/d}$$

Przyrost osadu w związku z chemicznym strącaniem fosforu wynosi:

$$\Delta X_{P_{chem}} = \frac{231,6 \cdot 10,7 \cdot 6,8}{1000} = 16,9 \text{ kg sm/d}$$

Summaryczny przyrost osadu wynosi:

$$\Delta X = 107,5 + 3,5 + 16,9 = 127,9 \text{ kg sm/d}$$

Jednostkowy współczynnik przyrostu całkowitego osadu wynosić będzie:

$$dX = 127,9 / 112,3 = 1,14 \text{ kg sm/kg BZT}_{5\text{us}}$$

Wymagany zapas osadu dla  $WO = 13,7$  d

$$\Sigma X = 13,7 \cdot 127,9 = 1752 \text{ kg sm}$$

Współczynnik proporcji objętości komory (fazy) denitryfikacji do pojemności całkowitej  $V_R$  wynosi:

$$\frac{V_D}{V_R} = \frac{60 \cdot 2,9}{0,75 \cdot 1,13 \cdot 500} = 0,41$$



### ZAPOTRZEBOWANIE NA TLEN

Dobowe zapotrzebowanie tlenu na utlenianie związków organicznych wynosi:

$$OV_{d,c} = 115,8 \cdot \left[ 0,56 + \frac{0,15 \cdot 13,7 \cdot 1,072^{(12-15)}}{1 + 0,17 \cdot 13,7 \cdot 1,072^{(12-15)}} \right] = 131,7 \text{ kgO}_2/\text{d}$$

Dobowe zapotrzebowanie tlenu na utlenianie amoniaku

$$OV_{d,N} = \frac{4,3 \cdot 231,6 \cdot (60 - 0 + 10)}{1000} = 69,7 \text{ kgO}_2/\text{d}$$

Dobowy odzysk tlenu w procesie denitryfikacji

$$OV_{d,D} = \frac{2,9 \cdot 231,6 \cdot 60}{1000} = 40,3 \text{ kgO}_2/\text{d}$$

Maksymalne godzinowe zapotrzebowanie na tlen wynosi:

$$OV_h = \frac{1,16 \cdot (131,7 - 40,3) + 2,13 \cdot 69,7}{24} = 10,6 \text{ kgO}_2/\text{h}$$

Wymagana ilość dostarczanego tlenu wynosi:

$$\alpha OC = \frac{9,1}{9,1 - 2} \cdot 10,6 = 13,6 \text{ kgO}_2/\text{h}$$

Współczynnik natleniania k wynosił będzie:

$$k = \frac{13,6 \cdot 24}{115,8} = 2,82$$

### OBLICZENIE URZĄDZEŃ DO MAGAZYNOWANIA I DOZOWANIA PIX-u

Ilość fosforu do strącenia wynosi 10,7 gP/m<sup>3</sup>, zatem dobowy ładunek do strącenia wynosi:

$$P_{PIX} = 231,6 \times 10,7 / 1000 = 2,5 \text{ kgP/d}$$

Przy zastosowaniu dawki żelaza 1,5 mola Fe / mol P dobowe zużycie żelaza wynosić będzie:

$$D_{Fe} = 2,5 \times 1,5 \times 1,8 = 6,8 \text{ kg Fe/d}$$

Dobowa ilość PIX-u będzie wynosić:

$$D_{PIX} = 6,8 / 0,115 = 59,1 \text{ kg/d}$$

Dobowa objętość PIX-u będzie wynosić:

$$DV_{PIX} = 59,1 / 1,55 = 38,1 \text{ dm}^3/\text{d}$$

Dla wariantu 1 należy przewidzieć dwie pompki dozujące PIX jedną podstawową i drugą rezerwową. PIX będzie w tym wariantcie dozowany do komory zbiorczo rozdzielczej zlokalizowanej na drodze przepływu ścieków z osadem pomiędzy komorami nitryfikacji, a osadnikami wtórnymi. Pompki powinny mieć wydajność max  $4 \text{ dm}^3/\text{h}$  z regulacją w zakresie  $10 \div 100\%$ .

Dla wariantu 2 należy przewidzieć trzy pompki dozujące PIX po jednej dla każdego reaktora SBR. PIX będzie w tym wariantcie dozowany do komór SBR w okolicy mieszadeł. Pompki powinny mieć wydajność max  $7 \text{ dm}^3/\text{h}$  z regulacją w zakresie  $10 \div 100\%$ .

Zakłada się, że w oczyszczalni będzie zamontowany zbiornik magazynowy PIX-u o pojemności zapewniającej zapas na ok. 2 miesiące. Pojemność magazynowa powinna wynosić:

$$V_{zb} = 60 \times 38,1 = 2286 \text{ dm}^3$$

Przyjmuje się zbiornik o pojemności  $2 \text{ m}^3$  wykonany z PEHD jako zbiornik dwupłaszczowy. Zbiornik ten będzie ustawiony obok reaktorów biologicznych, zaś pompki, będą zamontowane na tym zbiorniku w zamykanej szafce, zawierającej też wszystkie elementy wyposażenia układu dozującego, tj:

- odcinające zawory kulowe na ssaniu,
- zawory przelewowe,
- zawory odpowietrzające jeżeli występują.

#### **4.6. Wariant 1- reaktor przepływowy – obliczenia technologiczne, wstępny dobór urządzeń i opis rozwiązań**

W wariantcie 1 przewiduje się oczyszczanie ścieków w reaktorze przepływowym, na który zostanie zaadaptowany istniejący reaktor SBR. Rozwiązanie to będzie wymagało także budowy nowych elementów ciągów biologicznych, a więc komory defosfatacji i dwóch osadników wtórnych.

Komora defosfatacji będzie wykonana jako prostopadłościenny zbiornik żelbetowy, zlokalizowany obok stacji sito piaskownika i reaktora biologicznego od strony stawu uśredniającego.

Czas zatrzymania ścieków w komorze przyjęto 1h dla  $Q_{hdz}$ . Pojemność komory wynosi:

$$V_{KDF} = 1 \cdot 16,5 = 16,5 \text{ m}^3$$

Wymiary przyjmuje się wstępnie 2,5 x 2,5m

Wysokość czynna będzie wynosić:  $H_{cz} = 16,5 / (2,5 \times 2,5) = 2,65 \text{ m}$ .

Komora wykonana zostanie z betonu wodoszczelnego i mrozoodpornego odpornego na ścieki przebywające w warunkach beztlenowych.

W komorze defosfatacji powinno być zamontowane mieszadło o następujących danych technicznych:

- moc znamionowa P2 1,3 kW
- moc znamionowa P1 1,9 kW
- prędkość obrotowa 1450 min<sup>-1</sup>
- średnica śmigła 200 mm
- masa 29 kg

Mieszadło powinno mieć prowadnicę ze zintegrowanym żurawikiem i wciągnikiem.

Ścieki z komory defosfatacji będą przepływać dwoma rurociągami syfonowymi do dwóch komór denitryfikacji, wydzielonych z komór istniejącego reaktora SBR za pomocą cienkich ścianek żelbetowych.

Każdy z dwóch istniejących reaktorów ma następujące wymiary:

- długość 18 m
- szerokość 2,4 m
- wysokość czynna max 4,0 m
- pojemność jednego reaktora  $V_{1R} = 18 \times 2,4 \times 4 = 172,8 \text{ m}^3$
- pojemność dwóch reaktorów  $V_R = 2 \times 172,8 = 345,6 \text{ m}^3$

Wymagane stężenie osadu w kocz dla powyższych parametrów wynosi:

$$X = 1752 / 345,6 = 5,07 \text{ kg sm/m}^3$$

Pojemność komory denitryfikacji będzie wynosić:

$$V_D = 0,41 \times 172,8 = 70,8 \text{ m}^3$$

Długość komory (do osi ścianki działowej) denitryfikacji będzie wynosić:

$$L_D = 70,8 / (2,4 \times 4) = 7,4 \text{ m}$$

Długość komory nitryfikacji (do osi ścianki działowej) będzie wynosić:

$$L_N = 18 - 7,4 = 10,6 \text{ m}$$

Każda z dwóch komór denitryfikacji zostanie wyposażona w jedno mieszadło o następujących parametrach:

- moc znamionowa P2 2,8 kW
- moc znamionowa P1 4,1 kW
- prędkość obrotowa 894 min<sup>-1</sup>
- średnica śmigła 300 mm
- masa 48 kg

Mieszadło powinno mieć prowadnicę ze zintegrowanym żurawikiem i wciągnikiem.

W każdej komorze nitryfikacji będzie zamontowany ruszt napowietrzający, o następujących proponowanych danych technicznych i parametrach:

- rodzaj dyfuzorów płytowe
- typ AQUACONSULT Q4,0
- długość płyty 4 m
- szerokość płyty 0,18 m
- liczba płyt w jednej komorze 4 szt

W każdej komorze nitryfikacji będzie zamontowana na jej końcowym odcinku, przy pomocy pompa wirowa do recyrkulacji wewnętrznej. Dobiera się pompę o wydajności gwarantującej 300% recyrkulacji względem przepływu średniego z godzin dziennych. Wydajność tej pompy powinna wynosić:

$$Q_{RW} = 3 \times 16,5/2 = 24,8 \text{ m}^3/\text{h} = 6,9 \text{ dm}^3/\text{s}$$

Pozostałe parametry dla tych pomp wynoszą w przybliżeniu:

- geometryczna wysokość podnoszenia 0,5 m
- wysokość tłoczenia 1,0 m
- moc P<sub>2</sub> 1,5 kW

Rurociąg tłoczny DN100 dla każdej z dwóch pomp recyrkulacji wewnętrznej należy wyposażyć w przepływomierz elektromagnetyczny DN 80 zainstalowany na przewężeniu tego rurociągu.

Pompy recyrkulacyjne powinny mieć silniki dostosowane do pracy z falownikiem i powinny być wyposażone w falowniki. Sterowanie przepływem powinno uwzględniać przepływ ścieków oczyszczonych, a ze względu na dużą zmienność tego przepływu, spowodowaną przerywaną pracą pompowni głównej, do ustalania chwilowej wartości recyrkulacji powinna być obliczana średnia wartość z ostatniej godziny. Recyrkulacja wewnętrzna powinna mieć wydajność chwilową równą 300% odpływu ścieków w ostatniej godzinie.

W komorze nitryfikacji będzie zamontowane na jej końcu koryto przelewowe z ekranem zatrzymującym ciała pływające. Odpływ z koryta rurociągiem ze stali nierdzewnej do komory zbiorczo rozdzielczej.

Dla obliczonej ilości zapotrzebowania tlenu oraz dla opisanych powyżej dyfuzorów powietrza dobiera się 3 szt. Dmuchaw (2 robocze + 1 rezerwa) o następujących danych technicznych:

- rodzaj rotacyjna
- typ Aerzen GM 3S G5 DN50
- wydajność Q 2,25 m<sup>3</sup>/min
- spręż  $\Delta p$  550 mbar
- moc silnika N<sub>s</sub> 5,5 kW

UWAGA: Dobrane dmuchawy dostosowane są do dyfuzorów płytowych i osiąganey sprawności transferu tlenu, w przypadku zastosowania dyfuzorów innych należy dostosować parametry dmuchaw.

### OBLICZENIE OSADNIKÓW WTÓRNYCH

Zakłada się, że wykonane będą dwa osadniki o przepływie pionowym, po jednym dla każdego ciągu technologicznego. Osadniki wykonane będą z betonu wodoszczelnego i mrozoodpornego oraz wyposażone w elementy ze stali nierdzewnej:

- rurę centralną,
  - koryto przelewowe,
  - koryto do odbioru części pływających,
- oraz w pompę wirową recyrkulacji zewnętrznej

Osadniki powinny zapewnić przyjęcie max ilości ścieków jaka może przepływać przez ciągi biologiczne, a więc powinna to być wydajność równa wydajności pompowni głównej, która wynosi 14,5 dm<sup>3</sup>/s (52,2m<sup>3</sup>/h).

Dopuszczalne max obciążenie hydrauliczne osadnika powinno wynosić:

$$q_F = \frac{650}{5,01 \cdot 150} = 0,87 \text{ m}^3 / (\text{m}^2 \cdot \text{h})$$

Dopuszczalne obciążenie przy założeniu współczynnika bezpieczeństwa o wartości 1,25 będzie wynosić:

$$q_F = \frac{0,87}{1,25} = 0,7 \text{ m}^3 / (\text{m}^2 \cdot \text{h})$$

Powierzchnia dwóch osadników powinna wynosić:

$$F_{os} = \frac{52,2}{0,7} = 74,6 \text{ m}^2$$

Natomiast powierzchnia jednego osadnika będzie wynosić:

$$F_{los} = \frac{74,6}{2} = 37,3 \text{ m}^2$$

Wymiary liniowe w rzucie przyjęto 6,1 x 6,1 m.

Wysokość części przepływowej osadnika dla stężenia osadu  $X = 5,01 \text{ kg sm/m}^3$ , indeksu osadu  $IO = 150 \text{ ml/g}$ , oraz dla 100% recyrkulacji powinna wynosić:

$$h_p = \frac{0,5 \cdot 0,7 \cdot (1+1)}{1 - \frac{5,01 \cdot 150}{1000}} = 2,8 \text{ m}$$

Wysokość ścieków sklarowanych będzie wynosić 0,5m.

Pojemność części przepływowej osadnika  $V_{\text{pos}} = 6,1 \times 6,1 \times 2,8 = 104,2 \text{ m}^3$ ,

Czas zatrzymania ścieków w osadniku przy przepływie miarodajnym wynosi:

$$t_z = \frac{104,2}{\frac{52,2}{2}} = 4 \text{ h}$$

Wymagana objętość leja dla czasu zagęszczania 2h przy recyrkulacji 100% wynosi:

$$V_{\text{los}} = \frac{52,2}{2} \cdot 2 = 52,2 \text{ m}^3$$

Taką objętość będzie miał lej o podstawie górnej 6,1 x 6,1 oraz dolnej 0,5 x 0,5 i wysokości 3,9m, jednak aby uzyskać minimalny, zalecany kąt  $55^\circ$  wysokość ta powinna wynosić 4m i taką wartość przyjmuje się jako zalecaną do realizacji.

Całkowita wysokość osadnika będzie wynosić:

$$H_c = 4 + 2,8 + 0,5 + 0,5 = 7,8 \text{ m}$$

Gdzie dodatkowa wartość 0,5m jest wysokością powyżej zwierciadła ścieków do korony osadnika.

Średnica rury centralnej powinna zapewnić prędkość przepływu 0,08 m/s, wymagane pole powierzchni przekroju sumarycznego rur centralnych wynosi:

$$f_{rc} = \frac{2 \cdot 54}{\frac{3600}{0,08}} = 0,375 \text{ m}^2$$

Średnica rur centralnych powinna wynosić:

$$d_{rc} = \sqrt{\frac{4 \cdot \frac{0,375}{2}}{3,14}} = 0,489 \text{ m} \approx \text{DN500}$$

Osadniki należy wyposażyć w pompy recyrkulacji zewnętrznej, rury centralne, koryta przelewowe i w dekanter lub koryto spustu ciał pływających.

Pompy recyrkulacyjne w osadnikach wtórnych będą opuszczane poprzez rury centralne, ich silniki powinny być dostosowane do współpracy z falownikami. Wydajnością tych pomp będzie sterował przemiennik częstotliwości uzależniając ją od średniego przepływu z ostatniej godziny oraz wprowadzonego w systemie sterowania współczynnika recyrkulacji. Jako wydajność max tych pomp ustala się 100% recyrkulacji przy przepływie miarodajnym. Pompy te powinny mieć następujące przybliżone parametry:

Pozostałe parametry dla tych pomp wynoszą w przybliżeniu:

- wydajność  $Q_{RZ} = 52,2/2 = 26,1 \text{ m}^3/\text{h} = 7,3 \text{ dm}^3/\text{s}$
- geometryczna wysokość podnoszenia  $\sim 0,8 \text{ m}$
- wysokość tłoczenia  $\sim 2 \text{ m}$
- moc  $P_2 \sim 1,5 \text{ kW}$

Przewiduje się adaptację komór dotychczasowych zagęszczaczy, zbiornika osadu i komory zasuw na następujące cele:

- zagęszczacze grawitacyjne – zachowają swoją funkcję oraz zostaną doposażone w przelewy wody nadosadowej z odprowadzeniem do kanalizacji i w rury centralne,
- zbiornik osadu – zachowa swoją funkcję oraz będzie wydzielona z niego komora zbiorcza – rozdzielczą na dwa osadniki wtórne, dzięki czemu można będzie pracować z jednym lub z dwoma osadnikami, Zbiornik zostanie też wyposażony w nową pompę wirową do podawania osadu do wydzielonej komory stabilizacji tlenowej osadu,
- komora zasuw zachowa swoją funkcję, będą w niej zasuwę pozwalające na wyłączenie dowolnego osadnika, przepływomierze recyrkulacji zewnętrznej oraz zasuwę z elektronapędami do zrzutu osadu nadmiernego.

#### 4.7. Wariant 2 – reaktor SBR - obliczenia technologiczne, wstępny dobór urządzeń i opis rozwiązań

Na reaktor porcjowy SBR zostanie zaadaptowany istniejący reaktor funkcjonujący także w tej technologii, oraz zachodzi konieczność budowy trzeciego reaktora, łącznie z przynależnym do niego zagęszczaczem osadu o wymiarach jak analogiczne obiekty istniejące.

Każdy z dwóch ciągów istniejących reaktorów ma następujące wymiary:

- długość 18 m
- szerokość 2,4 m
- wysokość czynna max 4,0 m
- pojemność jednego reaktora  $V_{1R} = 18 \times 2,4 \times 4 = 172,8 \text{ m}^3$
- pojemność dwóch reaktorów  $V_R = 2 \times 172,8 = 345,6 \text{ m}^3$

Pojemność trzech reaktorów będzie wynosić:

$$V_{3R} = 3 \times 172,8 = 518,4 \text{ m}^3$$

Wymagane stężenie w reaktorach dla  $WO = 13,7 \text{ d}$  powinno wynosić:

$$X = 1752 / 518,4 \times (8 / 6) = 4,5 \text{ kg sm/m}^3$$

Łączny czas trwania faz denitryfikacji będzie wynosić:

$$t_{fD} = 0,41 \times 6 = 2,46 \text{ h} - \text{przyjęto } 2,5 \text{ h}$$

Zakłada się, że będzie to 1,5h denitryfikacji wstępnej oraz 1h denitryfikacji końcowej.

Czas trwania faz nityfikacji będzie wynosić:

$$t_{fN} = 6 - 2,5 = 3,5 \text{ h}$$

Zakłada się 3 godziny napowietrzania po denitryfikacji wstępnej oraz 0,5h napowietrzania bezpośrednio przed fazą sedimentacji.

Reaktory realizować będą 8-mio godzinny cykl pracy, w którym faza reakcji będzie trwać 6h, sedimentacji 1h oraz dekantacji 1h.

Przyjęto współczynnik wymiany  $k = 0,45$ , zatem jednorazowa porcja ścieków wnosić będzie:

$$\Delta Q = 0,45 \times 172,5 = 78 \text{ m}^3/\text{cykl}$$

Maksymalnie, przy 6-ciu 8-mio godzinnych cyklach pracy reaktory mogą przyjąć w ciągu doby  $\max Q_{dmax8h} = 78 \times 9 = 702 \text{ m}^3/\text{d}$ .



Zaleca się także zaprogramowanie 6-cio godzinnego cyklu pracy dla okresów deszczowych. Przy którym oczyszczalnia będzie mogła przyjąć  $Q_{dmax6h} = 78 \times 12 = 936 \text{ m}^3/\text{d}$  przy założeniu stałego dopływu ścieków co możliwe jest wyłącznie w trakcie pogody deszczowej i zwiększenia retencji kanałowej.

Proponuje się wymianę istniejących dekanterów. Nowe dekantery, które zostaną zamontowane w każdej komorze SBR powinny mieć wydatek  $90 \text{ m}^3/\text{h}$ .

Każda komora SBR zostanie wyposażona w 3szt. mieszadeł o następujących parametrach:

- moc znamionowa P2 1,5 kW
- moc znamionowa P1 2,2 kW
- prędkość obrotowa  $904 \text{ min}^{-1}$
- średnica śmigła 300 mm
- masa 48 kg

Mieszadło powinno mieć prowadnicę ze zintegrowanym żurawikiem i wciągnikiem.

Do usuwania osadu nadmiernego zamontowana zostanie w każdej z komór SBR pompa wirowa o następujących danych technicznych:

- wydajność  $5 \text{ dm}^3/\text{s}$
- geometryczna wysokość podnoszenia  $\sim 2 \text{ m}$
- wysokość tłoczenia  $\sim 3 \text{ m}$
- moc  $P_2 \sim 1,5 \text{ kW}$

W każdej komorze SBR będzie zamontowany ruszt napowietrzający, o następujących proponowanych danych technicznych i parametrach:

- rodzaj dyfuzorów płytowe
- typ AQUACONSULT Q3,5
- długość płyty 3,5 m
- szerokość płyty 0,18 m
- liczba płyt w jednej komorze 8 szt.

## ZAPOTRZEBOWANIE NA POWIETRZE DLA PROCESU SBR

Wymagana ilość dostarczanego tlenu wynosi:

$$\alpha OC = \frac{9,1}{9,1 - 2} \cdot 10,6 \cdot \frac{1}{1 - \frac{4,5}{8}} = 31,1 \text{ kgO}_2/\text{h}$$

Dla obliczonej ilości zapotrzebowania tlenu oraz dla opisanych powyżej dyfuzorów powietrza dobiera się dmuchawy o następujących danych technicznych:

- rodzaj rotacyjna
- typ Aerzen GM 3S G5 DN50
- wydajność Q  $2,96 \text{ m}^3/\text{min}$
- spręż  $\Delta p$  550 mbar
- moc silnika  $N_s$  5,5 kW

UWAGA: Dobrane dmuchawy dostosowane są do dyfuzorów płytowych i osiągniętej sprawności transferu tlenu, w przypadku zastosowania dyfuzorów innych należy dostosować parametry dmuchaw.

Przewiduje się pozostawienie komór zagęszczaczy, zbiornika osadu i komory zasuw zgodnie z dotychczasowymi funkcjami, jednak należy przewidzieć nowe wyposażenie do zainstalowania w tych komorach:

- zagęszczacze grawitacyjne – zostaną wyposażone w rury centralne po zdemontowaniu dekanterów, oraz w koryta przelewowe wód nadosadowych,
- zbiornik osadu – będzie wyposażony w nową pompę do osadu o wydajności  $5\text{dm}^3/\text{s}$  i mocy ok. 1,5 kW,
- komora zasuw zachowa swoją funkcję, będą w niej nowe zasuwki z elektonapędami do uruchamiania dekantacji oraz zasuwki sterujące tzw. pierwszym zrzutem.

#### 4.8. Obliczenia technologiczne, wstępny dobór urządzeń i opis rozwiązań linii osadowej

##### OBLICZENIE WYDZIELONEJ TLENOWEJ KOMORY STABILIZACJI OSADU

Osad nadmierny tłoczony będzie do WKST pompą wirową po jego zagęszczeniu w zagęszczaczach grawitacyjnych.

Dobowa sucha masa osadu  $SM = 127,9\text{ kgsm/d}$ , uwodnienie osadu  $w=98,5\%$ ,

Nie przewiduje się dowożenia osadu z innych oczyszczalni ścieków.

Dobowa objętość osadu  $Q_{\text{osur}} = 8,5\text{ m}^3/\text{d}$

Tabela 4.3. Bilans masy osadu w procesie stabilizacji

Rodzaj osadu	Sucha masa SM	smm		smo		smoR		smoNR	
	kg/d	% sm	kg/d	% sm	kg/d	% smo	kg/d	% smo	kg/d
nadmierny	127,9	25	32	75	95,9	40	38,4	60	57,5

Po stabilizacji zostaje  $SM_{\text{os}} = 89,5\text{ kgsm/d}$ .

W komorze stabilizacji napowietrzanie będzie przerywane. Podczas przerwy w napowietrzaniu następować będzie:

- zagęszczenie osadu ustabilizowanego pobieranego do odwadniania. Przyjęto uwodnienie osadu ustabilizowanego zagęszczonego  $W = 97,5\%$  ( $sm = 2,5\%$ ).
- doprowadzanie nowej porcji osadu oraz odprowadzanie wody osadowej.

Objętość osadu po stabilizacji i zagęszczeniu:

$$Q_{os.stb.} = 89,5 / (10 \cdot 2,5) = 3,6 \text{ m}^3/\text{d}$$

Objętość wody osadowej:

$$Q_{Wos} = 8,5 \text{ m}^3/\text{d} - 3,6 \text{ m}^3/\text{d} = 4,9 \text{ m}^3/\text{d}$$

Średnia objętość osadu w procesie stabilizacji:

$$Q_{sr\ os} = (Q_{os\ sur} + 2 \cdot Q_{os\ stb}) / 3 = (8,5 + 2 \cdot 3,6) / 3 = 5,2 \text{ m}^3/\text{d}$$

Przyjęto czas stabilizacji osadu nadmiernego:

$$t_{st} = (30 \text{ d} - WO_t) = 30 - 13,7 \cdot (1 - 0,41) = 21,9 \text{ d} \approx 22 \text{ d}$$

Wymagana objętość czynna komory stabilizacji:

$$V_{cz\ WKST} = Q_{sr\ os} \cdot t_{sr\ st} = 5,2 \cdot 22 = 114,4 \text{ m}^3$$

Przyjęto komorę stabilizacji o głębokości czynnej  $H_{cz} = 4,0 \text{ m}$ . Wymagana powierzchnia komory  $F = 28,6 \text{ m}^2$ . Przyjęto komorę o wymiarach  $5 \times 6 \text{ m}$ . Pojemność tej komory będzie wynosiła:

$$V_{cz\ WKST} = 5 \times 6 \times 4 = 120 \text{ m}^3$$

Komora wykonana będzie w konstrukcji żelbetowej z betonu wodoszczelnego i mrozoodpornego i wyposażona zostanie w system napowietrzania (możliwe jest również zainstalowanie mieszadła) oraz układ przewodów do doprowadzania i odprowadzania osadu a także dekanter wody osadowej i przelew awaryjny (lub zasuwę hydrostatyczną zastępującą te dwa elementy), o przepustowości pozwalającej usunąć wodę w ciągu  $1 \text{ h/d}$   $Q_{dek} \geq 4,9 \text{ m}^3/\text{h}$ . Jeżeli w rozwiązaniu projektowym zastosowany zostanie dekanter to musi on zostać wyposażony w przepustnice sterowaną elektrycznie umieszczoną w komorze zasuwy w formie studzienki obok WKS. Jeżeli natomiast będzie to zasuwa hydrostatyczna, wówczas powinna być wyposażona w pierścień z blachy nierdzewnej dookoła wlotu, o wysokości ok.  $0,35 \text{ m}$  do zatrzymywania ciał pływających. Zaleca się także wyposażenie komory w mieszadło o mocy  $P_1$  ok.  $4,1 \text{ kW}$  i  $P_2$   $2,8 \text{ kW}$ .

#### OBLICZENIE DMUCHAWY DLA WYDZIELONEJ TLENOWEJ KOMORY STABILIZACJI OSADU

Proponuje się lokalizację stacji dmuchaw w pomieszczeniu obok stacji odwadniania osadu.

Zapotrzebowanie tlenu do procesu stabilizacji:

$$O_2 = 1,8 \cdot smoR = 1,8 \cdot 38,4 = 69,1 \text{ kg } O_2/\text{d}$$

Stopień wykorzystania tlenu z powietrza ( $H = 4,0 \text{ m}$ ) – 17 %

współczynnik  $\alpha = 0,5$

Wymagana ilość powietrza (wydajność dmuchaw):

$$Q_P = (69,1 \times 1000) / (0,17 \times 0,5 \times 280) = 2903 \text{ m}^3/\text{d}$$

Zakładając 18 godzinny cykl napowietrzania w ciągu doby (w pozostałych godzinach zagęszczanie i odprowadzanie wód nadosadowych) wydajność dmuchawy powinna być następująca:

$$Q_d = 2903 / 18 = 161,3 \text{ m}^3/\text{h} = 2,69 \text{ m}^3/\text{min}$$

Przewiduje się zastosowanie 1 dmuchawy pracującej + 1 rezerwowej. Dobrano jako przykładowe dmuchawy rotacyjne w obudowie dźwiękochłonnej Aerzen lub równoważne o następujących parametrach:

- |                     |                               |
|---------------------|-------------------------------|
| • rodzaj            | rotacyjna                     |
| • typ               | Aerzen GM 3S G5 DN50          |
| • wydajność $Q$     | $2,69 \text{ m}^3/\text{min}$ |
| • spręż $\Delta p$  | 550 mbar                      |
| • moc silnika $N_s$ | 5,5 kW                        |

UWAGA: Dobrane dmuchawy dostosowane są do dyfuzorów płytowych i osiągniętej sprawności transferu tlenu, w przypadku zastosowania dyfuzorów innych należy dostosować parametry dmuchaw.

Wydajność chwilowa dmuchawy pracującej będzie sterowana przemiennikiem częstotliwości zależnie od stężenia tlenu w komorze stabilizacji, mierzonego za pomocą zainstalowanej w niej stacjonarnej sondy tlenowej.

Wymagane stężenie tlenu w komorze stabilizacji od  $0,5$  do  $2,0 \text{ gO}_2/\text{m}^3$ .

Komora stabilizacji będzie wyposażona w system napowietrzania składający się z kolektorów zbiorczych ze stali nierdzewnej oraz dyfuzorów płytowych. Proponuje się zamontowanie rusztu napowietrzającego, o następujących danych technicznych i parametrach:

- |                                |                  |
|--------------------------------|------------------|
| • rodzaj dyfuzorów             | płytowe          |
| • typ                          | AQUACONSULT Q4,0 |
| • długość płyty                | 4 m              |
| • szerokość płyty              | 0,18 m           |
| • liczba płyt w jednej komorze | 5 szt.           |

Powietrze doprowadzone będzie rurociągiem ze stali nierdzewnej.

Komora stabilizacji wyposażona zostanie także w instalację do odprowadzania cieczy nadosadowej. Wody nadosadowe z komory stabilizacji odprowadzone będą do wewnętrznej kanalizacji sanitarnej.

W komorze realizowany będzie ciągły pomiar:

- stężenia tlenu,
- gęstości osadu,
- wysokości napętnienia.

W oczyszczalni ścieków we Frydmanie, dla potrzeb odwadniania osadu na miejscu proponuje się budowę stacji odwadniania i higienizacji oraz pomieszczenia ze stanowiskiem na kontener do odbioru osadu. Przewiduje się jeden wariant technologiczny, dla obydwu rozwiązań części biologicznej. Projektowana stacja odwadniania i higienizacji osadu poza instalacjami technologicznymi wyposażona zostanie w następujące instalacje dodatkowe:

- instalacja wody czystej do przygotowania polielektrolitu oraz płukania prasy,
- instalacja wody technologicznej z filtratu do płukania prasy,
- instalacja kanalizacyjna odprowadzająca filtrat do kanalizacji własnej,
- instalacje elektryczną i AKPiA.

Stacja odwadniania osadu zlokalizowana będzie w przewidzianym do zaprojektowania budynku, zlokalizowanym obok komory stabilizacji, na miejscu dotychczasowego poletka na osad. Budynek wykonany w konstrukcji murowej, ocieplony z dachem dwuspadowym dostosowanym do architektury miejscowej.

Odwodniony osad gromadzony będzie w kontenerze. Stanowisko kontenera osadu powinno być zlokalizowane obok stacji odwadniania w pomieszczeniu do niej przyległym.

Odcieki ze stacji odwadniania oraz z posadzki pomieszczenia gdzie będzie w kontenerze osad, poprzez instalację kanalizacji sanitarnej zawracane będą do przepompowni ścieków.

Wymagana wydajność pompy tłoczącej osad ustabilizowany do odwadniania określa się przy założeniu jej pracy 5 razy w tygodniu przez 5h = 25 h/tydzień.

Przyjęcie to zakłada pozostawienie 2h na poranny rozruch instalacji, w tym przygotowanie polielektrolitu oraz godzinę na zakończenie tj. umycie prasy i stacji odwadniania. Faktyczna praca stacji to 2h/d, a więc 10h/tydzień.

Do doboru przyjęto ilość osadu o uwodnienia 2,0%sm tj.  $89,5/(10 \times 2) = 4,48 \text{ m}^3/\text{d}$ .

$$QP = Q_{os.stb}/t = 4,48 \times 7 \text{ dni}/10 = 3,1 \text{ m}^3/\text{h}$$

Dobrano przykładowo pompę rotacyjną np. Boerger o regulowanej falownikiem wydajności 1 do  $5 \text{ m}^3/\text{h}$ , wysokość ssania do 5m,  $H = 10 \text{ m}$  sł.  $\text{H}_2\text{O}$ ,  $n = 70\text{-}200 \text{ obr/min}$ ,  $NW = 0,6 \text{ kW}$ ,  $NS = 1,5 \text{ kW}$ .

#### Prasa odwadniająca:

Dobrano przykładowo prasę filtracyjną DEWA typ SP 7 L o następujących parametrach:

$$Q = 2 - 5 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$SM = 250 \text{ kg/h}$$

$$\text{Szerokość taśmy} \quad BT = 1,10 \text{ m}$$

$$\text{Szerokość prasy} \quad B = 1,45 \text{ m}$$

$$\text{Długość prasy} \quad L = 3,40 \text{ m}$$

$$\text{Wysokość prasy} \quad H = 1,65 \text{ m}$$

$$\text{Masa prasy} \quad M = 1000 \text{ kg}$$

$$\text{Moc silników} \quad 0,25 \text{ kW}$$

Alternatywnie może być zastosowana wirówka, która powinna mieć wydajność jak dla podanej powyżej prasy. W przypadku zastosowania wirówki należy uwzględnić dodatkowe zapotrzebowanie na moc elektryczną, większą o ok. 15 kW względem rozwiązania z prasa filtracyjną.

#### Stacja przygotowania i dawkowania polielektrolitu PEL

dawka PEL średnio - 5 kg PEL/1000 kg sm

zapotrzebowanie PEL:

$$5 \times 89,5/1000 = 0,45 \text{ kg/d}$$

$$\text{zapas miesięczny PEL} \quad 30 \times 0,45 = 13,5 \text{ kg/m-c}$$

Stężenie przygotowywanego i dawkowanego roztworu PEL: sm = 0,5%

Objętość roztworu PEL:

$$Q_{\text{PEL}} = 0,45/(10 \times 0,5) = 0,09 \text{ m}^3/\text{d}$$

Dobrano zestaw do przygotowania i dawkowania PEL firmy DEWA typ AP-1:

objętość zbiorników:

- przygotowania  $V = 1,0 \text{ m}^3$
- dawkowania  $V = 1,1 \text{ m}^3$

wymiary:

$$L = 1,6 \text{ m,}$$

$$B = 1,0 \text{ m,}$$

$$H = 2,55 \text{ m}$$

$$M = 450 \text{ kg}$$

$$N_s = 1,28 \text{ kW}$$

Wydajność pompki dozującej:

$$Q_p \text{ doz.} = Q_{\text{PEL}}/t = 90/2 \text{ h} = 45 \text{ dm}^3/\text{h}$$

Dalsze mieszanie roztworu PEL z wodą do stężenia 0,1% sm nastąpi w instalacji wyposażonej w rotametry, dostarczanej łącznie z zestawem.

Objętość osadu po odwodnieniu w prasie filtracyjnej (sm = 18%):

$$Q_{\text{os.odw.d}} = 89,5/(10 \times 18) = 0,5 \text{ m}^3/\text{d}$$

#### **Higienizacja osadu z wykorzystaniem CaO**

Przyjęto dawkę CaO = 0,25 kg CaO/kg sm

$$\text{Zużycie dobowe CaO} = 0,25 \times 89,5 \text{ kg sm/d} = 22,4 \text{ kg CaO/d}$$

$$\text{Wydajność dawkownika wapna} : 22,4 \text{ kg CaO/d} / 2 \text{ h} = 11,2 \text{ kg/h}$$

$$\text{Zużycie miesięczne CaO} = 30 \times 22,4 = 672 \text{ kg/m-c} = 0,67 \text{ t/m-c}$$

Wapno magazynowane będzie w zasobniku tzw. mini higienizacji, który należy zlokalizować w stacji odwadniania. W przypadku mini higienizacji stosowane będzie wapno dostarczane w workach.

Transport osadu z prasy lub wirówki do kontenera może się odbywać przenośnikiem o długości ok 5 - 6m, opisanym w instalacji higienizacji osadu,

Instalacja do higienizacji będzie utworzona z następujących urządzeń:

- zasobnik na wapno, wyposażony w elektrowibrator i mieszacz boczny oraz podajnik wapna,
- przenośnik ślimakowy osadu PS 200/6, do transportu osadu z prasy i zarazem do mieszania osadu z wapnem, średnica ślimaka: Ø 200 mm, długość przenośnika ok. 5÷6m, wykonanie: stal zimnowalcowana gatunku OH18N9, ślimak bezwałowy wykonany ze stali konstrukcyjnej, zabezpieczony antykorozyjnie, koryto wyłożone wkładką HD500, napęd przenośnika: przekładnia ślimakowa o mocy 1,5 kW
- dozownik wraz z przenośnikiem wapna, średnica ślimaka: Ø 90 mm, długość przenośnika ok.4m, wykonanie: stal zimnowalcowana gatunku OH18N9, moc 0,37 kW

Ilość powstającego osadu

Dobowo:  $M_{os} = 0,5 \times 1,05 + 22,4/1000 = 0,55 \text{ Mg/d}$

Rocznie:  $M_{os/a} = 0,55 \times 365 = 200,8 \text{ Mg/rok}$

#### **4.9. System wizualizacji oraz AKPiA w oczyszczalni**

Należy przewidzieć pełną automatyzację pracy urządzeń oczyszczalni z przesyłem sygnałów do lokalnego systemu wizualizacji. W przypadku obiektów lub urządzeń, które posiadają indywidualne rozwiązania systemu zasilająco-sterowniczego, jak np. stacja odwadniania, sito pionowe, sito-piaskownik, należy zapewnić wyprowadzenie z tych systemów sygnałów odpowiadających stanom pracy lub awarii poszczególnych urządzeń.

Każdy węzeł lub urządzenie w oczyszczalni powinno mieć możliwość przełączania pomiędzy sterowaniem automatycznym, ręcznym zdalnym z dyspozytorni, oraz ręcznym z paneli lokalnych. Wszystkie pomiary określone na schematach technologicznych, oraz stany pracy/postoju/awarii dla wszystkich urządzeń muszą być przesyłane do lokalnej wizualizacji zainstalowanej w komputerze PC zlokalizowanym w dyspozytorni. Dodatkowo główny sterownik należy wyposażać w panel operatorski umożliwiający sterowanie pracą oczyszczalni w przypadku awarii komputera.

W celu ujednolicenia systemów w oczyszczalniach ścieków użytkowanych przez Podhalańskie Przedsiębiorstwo Komunalne, realizowana budowa układu sterowania i wizualizacji procesu musi bazować na sterownikach oraz na systemie SCADA InTouch.

Opracowane na zlecenie Podhalańskiego Przedsiębiorstwa Komunalnego koncepcja wdrażania ERP przewiduje przesył parametrów pracy oczyszczalni do jednostki nadrzędnej SUS 3 (oczyszczalnia ścieków w Łopusznej) oraz do jednostki głównej SG1 (Centrala w Nowym Targu).

Do SUS3 należy doprowadzić linię telekomunikacyjną do przesyłu danych i przekazywać następujące informacje dla SUS3 i SG1:

- Pomiar poziomu ścieków w pompowni ścieków surowych
- Praca/Awaria pomp w pompowni ścieków surowych
- Praca/Awaria sit mechanicznych
- Praca/Awaria dmuchaw
- Praca/Awaria mieszadeł
- Pomiar przepływu ścieków oczyszczonych
- Czasy pracy urządzeń

Wymienione sygnały należy traktować jako minimum, a w miarę możliwości przesyłu należy dążyć do rozszerzenia tej listy o dodatkowe parametry ustalone z Zamawiającym.

Zliczanie przez system całkowitego czasu pracy urządzeń należy wykorzystać do automatycznego generowania informacji przypominających o przeglądzie, remoncie, wymianie podzespołów, filtrów itp. Informacje te także powinny być przekazywane do zarządzającego grupą obiektów.

Wymiana danych pomiędzy oczyszczalnią ścieków i nadrzędną Sekcją Utrzymania Sieci (SUS) oraz pomiędzy SUS, a Siedzibą Główną (SG) powinna odbywać się z wykorzystaniem łączności telekomunikacyjnych. Docelowo, w Sekcji Utrzymania Sieci (SUS) oraz w Siedzibie Główniej (SG) należy również przewidzieć zainstalowanie oprogramowania SCADA (proponuje się oprogramowanie InTouch) i udostępnić minimum wymienione sygnały z obiektu.

#### 4.10. Ilość powstających odpadów

Ilość skratek dla sita gęstego może dochodzić do  $25 \text{ dm}^3/(\text{M} \times \text{rok})$ . Zakładając gęstość właściwą skratek  $0,75 \text{ kg/dm}^3$  do przeliczenia objętości na masę, roczna masa skratek dla liczby mieszkańców  $\text{LM} = 1930$  będzie wynosiła:

$$M_{skr} = \frac{1930 \cdot 25 \cdot 0,75}{1000} = 36,2 \text{ Mg/rok} \rightarrow 0,01 \text{ Mg/d}$$

Przewidywana ilość piasku dla jednostkowej ilości  $20 \text{ dm}^3/1000 \text{ m}^3$  i gęstości  $1,5 \text{ kg/dm}^3$  będzie wynosić:

$$M_{pias} = \frac{365 \cdot 231,6}{10^6} \cdot 20 \cdot 1,5 = 2,54 \text{ Mg/rok} \rightarrow 0,007 \text{ Mg/d}$$

Ilość powstającego osadu, po odwodnieniu i higienizacji wynosi dla obydwu wariantów:

$$\text{Dobowo} \quad M_{os} = 0,55 \text{ Mg/d}$$

$$\text{Rocznie:} \quad M_{os/a} = 200,8 \text{ Mg/rok}$$



#### 4.11. Zużycie energii elektrycznej

Tabela nr. 4.4. Zestawienie przewidywanych mocy urządzeń i zużycia energii elektrycznej dla wariantu 1.

LP	URZĄDZENIE	MOC URZĄDZENIA [kW]	LICZBA URZĄDZEŃ	MOC ZAINSTALOWANA [kW]	WSPÓŁCZYNNIK POBORU MOCY	LICZBA URZĄDZEŃ PRACUJĄCYCH	MOC ROBOCZA [kW]	DOBOWY CZAS PRACY [h/d]	ZUŻYCIE ENERGII [kWh/d]
1	Sito pionowe	1,75	1	1,75	1,0	1	1,75	8,0	14,0
2	Pompy ścieków	4,00	2	8,00	0,9	1	3,60	4,5	16,2
3	Sito-piaskownik	2,65	1	2,65	1,0	1	2,65	4,0	10,6
4	Ciąg zlewczy	3,50	1	3,50	0,5	1	1,75	1,0	1,8
5	KDF - mieszadło	1,90	1	1,90	0,7	1	1,33	12,0	16,0
6	KDN - mieszadło	4,10	2	8,20	0,7	2	5,74	12,0	68,9
7	KN - pompa rec. wewn.	1,50	2	3,00	0,7	2	2,10	24,0	50,4
8	Osadniki - pompa rec. zewn.	1,50	2	3,00	0,7	2	2,10	24,0	50,4
9	Pompki dozujące PIX	0,02	2	0,04	1,0	1	0,02	24,0	0,5
10	Dmuchawy powietrza	5,50	3	16,50	0,6	2	6,60	24,0	158,4
11	Pompa osadu zagęszcz.	1,50	1	1,50	0,7	1	1,05	0,5	0,5
12	KTSO - mieszadło	4,10	1	4,10	0,7	1	2,87	2,0	5,7
13	KTSO - dmuchawy	5,50	2	11,00	0,7	1	3,85	18,0	69,3
14	Stacja odwadniania	12,00	1	12,00	0,9	1	10,80	3,0	32,4
15	Inne	1,00	1	1,00	1,0	1	1,00	24,0	24,0
SUMA				78,14		SUMA	47,21	SUMA	519,1

Wskaźnik objętościowy zużycia energii elektrycznej względem  $Q_{dśr}$  wynosi dla wariantu 1:

$$E_Q = 2,24 \text{ kWh/m}^3$$

Wskaźnik ładunkowy zużycia energii elektrycznej względem  $Q_{dśr}$  wynosi dla wariantu 1:

$$E_L = 4,48 \text{ kWh/kgBZT}_5$$

Tabela nr. 4.5. Zestawienie przewidywanych mocy urządzeń i zużycia energii elektrycznej dla wariantu 2.

LP	URZĄDZENIE	MOC URZĄDZENIA [kW]	LICZBA URZĄDZEŃ	MOC ZAINSTALOWANA [kW]	WSPÓŁCZYNNIK POBORU MOCY	LICZBA URZĄDZEŃ PRACUJĄCYCH	MOC ROBOCZA [kW]	DOBOWY CZAS PRACY [h/d]	ZUŻYCIE ENERGII [kWh/d]
1	Sito pionowe	1,75	1	1,75	1,0	1	1,75	8,0	14,0
2	Pompy ścieków	4,00	2	8,00	0,9	1	3,60	4,5	16,2
3	Sito-piaskownik	2,65	1	2,65	1,0	1	2,65	4,0	10,6
4	Ciąg zlewczy	3,50	1	3,50	0,5	1	1,75	1,0	1,8
5	SBR - mieszadła	2,20	9	19,80	0,7	9	13,86	7,5	104,0
6	SBR - pompa osadu	1,50	3	4,50	0,7	3	3,15	0,3	0,9
7	Pompa osadu zagęszcz.	1,50	1	1,50	0,7	1	1,05	0,3	0,3
8	Pompa zagęszcz. nr 3	1,50	1	1,50	0,7	1	1,05	0,2	0,2
9	Pompki dozujące PIX	0,02	3	0,07	1,0	3	0,07	2,0	0,1
10	Dmuchawy powietrza	5,50	3	16,50	0,9	3	14,85	10,5	155,9
11	KTSO - mieszadło	4,10	1	4,10	0,7	1	2,87	2,0	5,7
12	KTSO - dmuchawy	5,50	2	11,00	0,7	1	3,85	18,0	69,3
13	Stacja odwadniania	12,00	1	12,00	0,9	1	10,80	3,0	32,4
14	Inne	1,00	1	1,00	1,0	1	1,00	24,0	24,0
SUMA				87,87		SUMA	62,30	SUMA	435,5

Wskaźnik objętościowy zużycia energii elektrycznej względem  $Q_{d\dot{s}r}$  wynosi dla wariantu 1:

$$E_Q = 1,88 \text{ kWh/m}^3$$

Wskaźnik ładunkowy zużycia energii elektrycznej względem  $Q_{d\dot{s}r}$  wynosi dla wariantu 1:

$$E_L = 3,76 \text{ kWh/kgBZT}_5$$

#### 4.12. Zestawienie zużycia materiałów chemicznych

W procesie oczyszczania ścieków będzie używany PIX do chemicznej defosfatacji, natomiast w procesie przerobu osadu będzie stosowany polielektrolit i wapno.

Zużycie PIX-u będzie wynosić:

$$Z_{PIX} = 59,1 \text{ kg/d} \rightarrow 21,6 \text{ ton/rok}$$

Zużycie polielektrolitu będzie wynosić:

$$Z_{PEL} = 0,45 \text{ kg/d} \rightarrow 164,3 \text{ kg/rok}$$

Zużycie wapna będzie wynosić:

$$Z_{Ca(OH)_2} = 22,4 \text{ kg/d} \rightarrow 8,2 \text{ Mg/rok}$$

## 5. ANALIZA KOSZTÓW

### 5.1. Szacunkowe koszty inwestycyjne

Tabela nr. 5.1. Zestawienie kosztów inwestycyjnych związanych z mechanicznym stopniem oczyszczania – dotyczy obydwu wariantów.

Lp	Nazwa obiektu	Planowane roboty i wyposażenie	Przewidywany koszt
1	Pompownia ścieków surowych	Zakup i montaż sita pionowego na dopływie do pompowni, zakup i montaż 2 nowych pomp wirowych do ścieków o mocy ok. 4 kW, budowa nowej instalacji tłocznej wewnątrz pompowni oraz nowego rurociągu tłoczego do stacji sito piaskownika	250 000,00
2	Stacja mechanicznego oczyszczania	Wyburzenie konstrukcji żelbetowej piaskownika, likwidacja istniejących instalacji technologicznych. Wykonanie nowej posadzki, remont pomieszczenia z wymianą tynków, położenie płytek, ocieplenie dachu, wykonanie instalacji wentylacji, wykonanie nowej bramy. Zakup i montaż sito-piaskownika, belki z wciągnikiem, wykonanie nowych instalacji technologicznych, sanitarnych grzewczych i elektrycznych	550 000,00
3	Stacja zlewca	Wykonanie płyty fundamentowej pod kontener z ciągiem zlewczym, zakup i montaż ciągu zlewczego, wykonanie stanowiska dla samochodu asenizacyjnego z wpustem kanalizacyjnym, remont istniejącego zbiornika ścieków dowożonych – wykonanie wewnątrz żywicznej powłoki ochronnej oraz wymiana instalacji odprowadzającej ścieki do pompowni, wymiana zasuwy ręcznej na elektromechaniczną. Demontaż istniejącej stacji PIX-u usytuowanej aktualnie na stropie zbiornika	120 000,00
SUMA			920 000,00

Tabela nr. 5.2. Zestawienie kosztów inwestycyjnych związanych z biologicznym stopniem oczyszczania – dla wariantu 1.

Lp	Nazwa obiektu	Planowane roboty i wyposażenie	Przewidywany koszt
1	Komora beztlenowa	Budowa i wyposażenie w mieszadło i w dwa przelewy komory prostopadłościennej o wymiarach $b \times L \times h = 2,5 \times 2,5 \times 3\text{m}$	35 000,00
2	Reaktory biologiczne – 2 ciągi	Adaptacja istniejących reaktorów SBR na reaktory przepływowe, wykonanie ścianki wydzielającej komorę niedotlenioną, montaż koryta przelewowego, mieszadła, dyfuzorów, pompy recyrkulacji wewnętrznej i wymiana instalacji technologicznych, zakup i montaż nowych czujników stężenia tlenu oraz gęstościomierzy	200 000,00
3	Zagęszczacze grawitacyjne – 2 ciągi	Modernizacja poprzez montaż rur centralnych i koryt przelewowych wód nadosadowych oraz wymiana instalacji technologicznej osadu.	40 000,00
4	Pompownia osadu	Wydzielenie z niej mniejszej komory zbiorczo-rozdzielczej ścieków o pojemności, która nie będzie wymagać zastosowania mieszadła, wymiana pompy osadu na nową oraz wymiana rurociągów technologicznych osadu	50 000,00
5	Osadniki wtórne	Budowa 2 nowych osadników wtórnych o wymiarach 6,1 x 6,1 i wysokości całkowitej 7,8m, oraz wyposażenie ich w rury centralne, koryta przelewowe, pompę recyrkulacji zewnętrznej, instalacje technologiczne, dekantery lub koryta do usuwania ciał pływających.	400 000,00
6	Stacja PIX	Wykonanie płyty fundamentowej o wymiarach ok. 2,5 x 2,5m, zakup i montaż dwupłaszczowego zbiornika PIX oraz dwóch pomp dozujących	35 000,00
7	Stacja dmuchaw	Wymiana dmuchaw – zakup i montaż 3 nowych dmuchaw o wydajności 2,25m <sup>3</sup> /min, sprężu 550mbar, mocy 5,5kW	80 000,00
8	Komora zasuw	Adaptacja istniejącej, ewentualnie budowa nowej o większych wymiarach i wyposażenie w przepływomierze elektromagnetyczne DN80, oraz 2 zasuw DN100 z elektronapędem i 2 zasuw DN80 z elektronapędem	40 000,00
9	Komora pomiarów	Wyposażenie istniejącej komory w nowy przepływomierz elektromagnetyczny DN150 oraz w kompletny pomiar pH i mętności	35 000,00
SUMA			<b>915 000,00</b>

Tabela nr. 5.3. Zestawienie kosztów inwestycyjnych związanych z biologicznym stopniem oczyszczania – dla wariantu 2.

Lp	Nazwa obiektu	Planowane roboty i wyposażenie	Przewidywany koszt
1	Istniejący reaktor SBR – 2 ciągi	Wymiana rusztu napowietrzającego na nowy, montaż 3 szt. mieszadeł w każdej z komór, wymiana dekanterów, zakup i montaż pomp do odprowadzania osadu nadmiernego, budowa nowych instalacji technologicznych ścieków surowych, powietrza, osadu nadmiernego i ścieków oczyszczonych, wymiana krat Wema na pomoście, odnowa poprzez czyszczenie i malowanie konstrukcji stalowych pomostu i zadaszenia, wyposażenie w nowy czujnik stężenia tlenu, gęstościomierz i sondę hydrostatyczną	400 000,00
2	Reaktor biologiczny 3 ciąg	Budowa nowego reaktora biologicznego o wymiarach b x L x H = 2,4 x 18 x 4,5, kubaturze czynnej 172,8 m <sup>3</sup> , wyposażenie go w dekanter o wydajności 90 m <sup>3</sup> /h, 3 szt. mieszadeł, pompy osadu nadmiernego, doprowadzenie instalacji technologicznych ścieków surowych, powietrza, osadu nadmiernego i ścieków oczyszczonych, wyposażenie w czujnik stężenia tlenu, gęstościomierz i sondę hydrostatyczną	250 000,00
3	Zagęszczacze grawitacyjne istniejące – 2 ciągi	Modernizacja poprzez montaż rur centralnych i koryt przelewowych wód nadosadowych oraz wymiana instalacji technologicznej osadu.	40 000,00
4	Zagęszczacz grawitacyjny nowego ciągu	Budowa nowego zagęszczacza grawitacyjnego o wymiarach 2,4 x 2,1 m i wyposażenie go w rurę centralną, koryto przelewowe, pompę o mocy ok. 1,5 kW, oraz rurociągi osadu nadmiernego i wód nadosadowych	30 000,00
5	Pompownia osadu	wymiana pompy osadu na nową oraz wymiana rurociągów technologicznych osadu	30 000,00
6	Komora zasuw	Zakup i montaż 2 szt. nowych przepustnic DN150 z elektonapędem	15 000,00
7	Stacja PIX	Wykonanie płyty fundamentowej o wymiarach ok. 2,5 x 2,5m, zakup i montaż dwupłaszczowego zbiornika PIX oraz trzech pompek dozujących	35 000,00
8	Stacja dmuchaw	Wymiana dmuchaw – zakup i montaż 3 nowych dmuchaw o wydajności 2,96m <sup>3</sup> /min, sprężu 550mbar, mocy 5,5kW	100 000,00
9	Komora pomiarów	Wyposażenie istniejącej komory w nowy przepływomierz elektromagnetyczny DN150 oraz w kompletny pomiar pH i mętności	35 000,00
SUMA			<b>935 000,00</b>

Tabela nr. 5.4. Zestawienie kosztów inwestycyjnych związanych z budową komory stabilizacji osadu i stacji odwadniania osadu.

Lp	Nazwa obiektu	Planowane roboty i wyposażenie	Przewidywany koszt
1	Istniejące poletko osadowe	Likwidacja poletka	25 000,00
2	Komora tlenowej stabilizacji osadu	Budowa nowej komory stabilizacji osadu o wymiarach $b \times L \times H = 5 \times 6 \times 4,5$ , o pojemności czynnej $120\text{m}^3$ , wyposażonej w ruszt napowietrzający, dekanter wód nadosadowych, mieszadło o mocy $P_1 = 4,1 \text{ kW}$ i $P_2 = 2,8 \text{ kW}$ , instalacje osadu, powietrza, przelewu i wód nadosadowych, wyposażonej także w sondę tlenową, czujnik gęstości osadu i sondę hydrostatyczną.	200 000,00
3	Budynek stacji odwadniania osadu	Budowa nowego budynku zawierającego stację odwadniania i higienizacji, stację dmuchaw, rozdzielnię elektryczną i stanowisko na kontener. Zakłada się, że budynek będzie miał wymiary w rzucie obrysu zewnętrznego $6,90 \times 14,60\text{m}$	750 000,00
SUMA			<b>975 000,00</b>

Dodatkowo w każdym wariantcie należy uwzględnić koszty sterowania i wizualizacji procesu oraz koszty zagospodarowania terenu. Koszty te dla każdego wariantu przyjęto odpowiednio **300 000,00** i **150 000,00** zł.

Ponadto dla każdego z wariantów należy uwzględnić rezerwowe źródło zasilania, tutaj proponuje się agregat prądotwórczy w obudowie kontenerowej. Koszt agregatu łącznie z płytą fundamentową przyjęto **70 000,00** zł.

Po zsumowaniu wartości z odpowiednich tabel koszty inwestycyjne będą następujące:

Koszt wykonania modernizacji i rozbudowy oczyszczalni w wariantcie 1 wynosi **3 330 tys zł**

Koszt wykonania modernizacji i rozbudowy oczyszczalni w wariantcie 2 wynosi **3 350 tys zł**

Jak wynika z powyższego zestawienia koszty inwestycyjne dla tych dwóch wariantów są porównywalne.

## 5.2. Szacunkowe koszty eksploatacji

Tabela nr. 5.5. Zestawienie kosztów eksploatacyjnych dla wariantu 1.

Lp.	Wyszczególnienie - składniki kosztów	Jednostka	Wartości
1.	<b><u>Płace z narzutami</u></b> Zatrudnienie (etaty) <b>Koszty płac bezpośrednich</b>	os. zł/rok	2 <b>68000</b>
2.	<b><u>Energia elektryczna</u></b> Zużycie energii elektrycznej Jednostkowe koszty energii elektrycznej <b>Koszty energii elektrycznej</b>	kWh/d zł/kWh zł/rok	519 0,50 <b>94736</b>
3.	<b><u>Reagenty chemiczne</u></b> Zużycie PIX Zużycie wapna Zużycie polielektrolitu Cena PIX Cena wapna Cena polielektrolitu <b>Koszty reagentów chemicznych</b>	t/rok t/rok kg/rok zł/t zł/t zł/kg zł/rok	21,6 8,2 164,3 800 330 14 <b>22286</b>
4.	<b><u>Wywóz odpadów i osadów</u></b> Ilość odpadów - skratki Ilość odpadów - piasek Ilość osadu Opłata za wywóz skratek Opłata za wywóz piasku Opłata za wywóz osadu <b>Koszt wywozu odpadów i osadów</b>	t/rok t/rok t/rok zł/t zł/t zł/t zł/rok	36,2 2,54 200,8 200 200 200 <b>47908</b>
5.	<b><u>Opłaty za korzystanie ze środowiska</u></b> Opłata za 1 kg odprowadzonego BZT5 Opłata za 1 kg odprowadzonego ChZT Opłata za 1 kg odprowadzonych zawiesin Dobowa ilość ścieków (średnia) Stężenie BZT5 w odpływie Stężenie ChZT w odpływie Stężenie Zawiesiny Ogólnej w odpływie <b>Koszty opłat za korzystanie ze środowiska</b>	zł/kg zł/kg zł/kg m3/d kg/m3 kg/m3 kg/m3 zł/rok	3,82 1,52 0,47 231,6 0,015 0,065 0,035 <b>7504</b>
6.	<b><u>Remonty i konserwacja</u></b> <b>Koszty remontów i konserwacji</b>	zł/rok	<b>15000</b>
7.	<b><u>Badania ścieków i osadów</u></b> Liczba analiz w roku (w tym osady i kontr.technologiczna) Koszt analizy <b>Koszt badań</b>	zł zł/rok	2 750 <b>1500</b>
8.	<b><u>Roczne koszty eksploatacji</u></b>	zł/rok	<b>256934</b>
9.	<b><u>Jednostkowe koszty eksploatacji</u></b> w przeliczeniu na ilość ścieków	zł/m3	<b>3,04</b>

Tabela nr. 5.6. Zestawienie kosztów eksploatacyjnych dla wariantu 2.

Lp.	Wyszczególnienie - składniki kosztów	Jednostka	Wartości
1.	<b><u>Place z narzutami</u></b> Zatrudnienie (etaty) <b><i>Koszty plac bezpośrednich</i></b>	os. zł/rok	2 <b>68000</b>
2.	<b><u>Energia elektryczna</u></b> Zużycie energii elektrycznej Jednostkowe koszty energii elektrycznej <b><i>Koszty energii elektrycznej</i></b>	kWh/d zł/kWh zł/rok	436 0,50 <b>79479</b>
3.	<b><u>Reagenty chemiczne</u></b> Zużycie PIX Zużycie wapna Zużycie polielektrolitu Cena PIX Cena wapna Cena polielektrolitu <b><i>Koszty reagentów chemicznych</i></b>	t/rok t/rok kg/rok zł/t zł/t zł/kg zł/rok	21,6 8,2 164,3 800 330 14 <b>22286</b>
4.	<b><u>Wywóz odpadów i osadów</u></b> Ilość odpadów - skratki Ilość odpadów - piasek Ilość osadu Opłata za wywóz skratek Opłata za wywóz piasku Opłata za wywóz osadu <b><i>Koszt wywozu odpadów i osadów</i></b>	t/rok t/rok t/rok zł/t zł/t zł/t zł/rok	36,2 2,54 200,8 200 200 200 <b>47908</b>
5.	<b><u>Opłaty za korzystanie ze środowiska</u></b> Opłata za 1 kg odprowadzonego BZT5 Opłata za 1 kg odprowadzonego ChZT Opłata za 1 kg odprowadzonych zawiesin Dobowa ilość ścieków (średnia) Stężenie BZT5 w odpływie Stężenie ChZT w odpływie Stężenie Zawiesiny Ogólnej w odpływie <b><i>Koszty opłat za korzystanie ze środowiska</i></b>	zł/kg zł/kg zł/kg m3/d kg/m3 kg/m3 kg/m3 zł/rok	3,82 1,52 0,47 231,6 0,015 0,065 0,035 <b>7504</b>
6.	<b><u>Remonty i konserwacja</u></b> <b><i>Koszty remontów i konserwacji</i></b>	zł/rok	<b>15000</b>
7.	<b><u>Badania ścieków i osadów</u></b> Liczba analiz w roku (w tym osady i kontr.technologiczna) Koszt analizy <b><i>Koszt badań</i></b>	zł zł/rok	2 750 <b>1500</b>
8.	<b><u>Roczne koszty eksploatacji</u></b>	zł/rok	<b>241677</b>
9.	<b><u>Jednostkowe koszty eksploatacji</u></b> w przeliczeniu na ilość ścieków	zł/m3	<b>2,86</b>

Różnica przewidywanych kosztów eksploatacyjnych wynosi 6% na korzyść wariantu 2.



## 6. Możliwość dowożenia ścieków ze wsi Falsztyn

Planowana rozbudowa punktu zlewnego ma sens jedynie w przypadku zapewnienia dowozu ścieków do oczyszczalni. Miejscowość Frydman została już całkowicie skanalizowana, zatem dowóz nieczystości jest możliwy z miejscowości sąsiednich. Wieś Falsztyn, położona w odległości 5 km od Frydmana nie jest skanalizowana i nie jest planowana taka inwestycja na najbliższe lata, można więc uwzględnić tę miejscowość w planach rozbudowy oczyszczalni. Zgodnie z ustaleniami z PPK w Nowym Targu, do oczyszczalni dowożone byłyby ścieki od 50% mieszkańców Falsztyna. Dowożenie takiej ilości ścieków będzie możliwe pod warunkiem zdolności oczyszczalni do ich oczyszczania. Należy zatem rozpatrzyć z jednej strony bilans ilości ścieków i ładunków, oraz z drugiej strony możliwości oczyszczalni do ich oczyszczenia. Wieś Falsztyn zamieszkuje w 2011 roku 329 mieszkańców. Przyjmując do obliczeń wskaźnik przyrostu rzeczywistego 0,5% jak dla powiatu nowotarskiego, uzyskuje się dla roku docelowego 2034 następującą liczbę mieszkańców dla Falsztyna:

$$LM_k = 329 \times (1 + 0,005)^{24} = 370$$

Zakładając dowożenie ścieków od 50% mieszkańców dodatkowa wartość RLM będzie wynosiła:

$$RLM_d = 0,5 \times 370 = 185$$

Ze względu na konieczność osiągania wymaganej efektywności usuwania zanieczyszczeń, zaleca się ograniczanie ilości ścieków dowożonych o nadmiernym stężeniu, do 10% ilości ścieków świeżo wodnych. Do dalszych obliczeń przyjmuje się maksymalnie 10% z ładunku  $BZT_5$ , a więc także 10-cio procentowy wzrost RLM. Dopuszczalna dodatkowa liczba mieszkańców będzie zatem wynosić:

$$RLM_{dmax} = 0,1 \times 1930 = 193 \text{ i nowa wartość RLM} = 2123$$

Stąd wynika, że można przyjąć dodatkowy ładunek od 185 mieszkańców spełniając postawiony warunek nie przekraczania 10% ścieków świeżowodnych.

W dalszej kolejności zostanie sprawdzona możliwość przyjęcia dodatkowej ilości ładunku w ramach zwymiarowanych dotychczas dwóch wariantów rozbudowy oczyszczalni.

### WARIANT 1 – reaktor przepływowy

W wariantcie 1 obliczone stężenie osadu czynnego w ciągach wynosi  $5,07 \text{ kgsm/m}^3$ , zatem nie ma możliwości jego zwiększenia, gdyż już nieznacznie przekracza zalecaną wartość max  $5 \text{ kgsm/m}^3$ . Nie ma zatem dla tego wariantu możliwości zwiększenia ładunku w ramach obliczonego układu, można natomiast zwiększyć kubaturę reaktora poprzez rozbudowę komór. Najprostszym rozwiązaniem będzie budowa dodatkowej komory denitryfikacji, zblokowanej z planowaną do budowy komorą beztlenową. Wzrost pojemności całkowitej reaktora powinien być proporcjonalny do wzrostu RLM, a zatem o 10%.

Dodatkowa pojemność denitryfikacyjna wynosić będzie:

$$V_{Dd} = 0,1 \times 345,6 = 34,6 \text{ m}^3$$

Zakładając szerokość równą szerokości komory beztlenowej  $b = 2,5\text{m}$ , oraz głębokość czynną  $3,5\text{m}$ , długość tej komory będzie wynosić:

$$L = \frac{34,6}{2,5 \cdot 3,5} = 4\text{m}$$

Komora o takich wymiarach zmieści się obok istniejących reaktorów jako kolejna komora na drodze przepływu ścieków za komorą beztlenową. Komora ta, podobnie jak komora beztlenowa byłaby wspólna dla dwóch ciągów i na jej końcu zamiast w komorze beztlenowej należałoby zlokalizować rozdzielacz przepływu na dwa ciągi. Na początek tej komory powinny zostać doprowadzone rurociągi recyrkulacji wewnętrznej, lub opcjonalnie można projektować drugą recyrkulację wewnętrzną i uzyskać w ten sposób reaktor typu UCT. Obliczone wcześniej w rozdziale 4.6 wymiary komór niedotlenionych uległyby skróceniu do wartości wynikającej z poniższych obliczeń:

Pojemność łączna denitryfikacji będzie wynosić:

$$V_D = 0,41 \times (345,6 + 34,6) = 155,9 \text{ m}^3$$

Pojemność denitryfikacyjna pomniejszona o komorę wspólną będzie wynosić:

$$V_{D'} = 155,9 - 34,6 = 121,3\text{m}^3$$

Zaś dla jednego ciągu:

$$V_{1/2D'} = 0,5 \times 121,3 = 60,7\text{m}^3$$

Długość komory (do osi ścianki działowej) denitryfikacji będzie wynosić:

$$L_{D'} = 60,7 / (2,4 \times 4) = 6,3 \text{ m}$$

Zatem byłaby krótsza o  $1,1 \text{ m}$  od obliczonej w rozdziale 4.6.

Długość komory nitrifikacji (do osi ścianki działowej) będzie wynosić:

$$L_N = 18 - 6,3 = 11,7 \text{ m}$$

Zatem byłaby dłuższa o  $1,1 \text{ m}$  od obliczonej w rozdziale 4.6.

Ze względu na decydujący wzrost obciążenia ładunkiem zanieczyszczeń, a niewielki wzrost obciążenia hydraulicznego dla ścieków dowożonych, oraz uwzględniając fakt, że obliczone w rozdziale osadniki posiadają wystarczający współczynnik bezpieczeństwa, zwiększanie ich parametrów nie będzie konieczne.

Zachodzi natomiast konieczność powiększenia komory stabilizacji osadu proporcjonalnie do wzrostu ładunku, a więc nowa kubatura będzie wynosić:

$$V_{WKST} = (1 + 0,1) \times 120 = 132m^3$$

Przyjęto nowe wymiary:

$$L \times B \times H = 5,5 \times 6 \times 4 = 132m^3$$

Oprócz wymienionych modyfikacji będzie potrzebna niewielka korekta wydajności dmuchaw, przy czym pozostanie to ten sam rząd wielkości, a więc koszty dmuchaw nie ulegną zwiększeniu.

Obliczona w rozdziale 4.8 wydajność linii odwadniania osadu zachowuje nadal aktualność ze względu na dobór urządzeń o najmniejszej wydajności, a mimo to posiadających pewną jej nadwyżkę ponad potrzeby.

Budowa dodatkowej komory denitryfikacji oraz zwiększenie komory stabilizacji będzie generować wzrost kosztów inwestycyjnych o ok. 80.000,00 zł, zatem koszt wykonania modernizacji i rozbudowy oczyszczalni w wariantie 1 z przyjęciem ścieków dowożonych od 50% mieszkańców Falsztyna wynosi:

**3 410 tys zł.**

Koszty eksploatacyjne nieznacznie wzrosną na  $m^3$  ścieków i zmaleją w przeliczeniu na Ładunek BZT<sub>5</sub>, ze względu na duże stężenia i małe ilości ścieków dowożonych. Można założyć, że korekta tych wskaźników względem obliczonych poprzednio zmieni się o niewielką wartość niższą od błędu obliczeniowego.

#### WARIANT 2 – reaktor SBR

W wariantie 2 obliczone stężenie osadu czynnego w reaktorach SBR wynosi 4,5 kgsm/ $m^3$ , zatem poniżej zalecanego max 5 kgsm/ $m^3$ .

W celu dostosowania parametrów reaktora, należy zwiększyć proporcjonalnie stężenie osadu, zatem nowa wartość powinna wynosić:

$$X' = 4,5 \times (1 + 0,1) = 4,95 \text{ kgsm}/m^3$$

Uzyskany wynik jest poniżej 5 kgsm/ $m^3$  i reaktory można bardziej obciążyć bez zwiększania ich kubatury.

W tym wariantie konieczne będzie także powiększenie komory stabilizacji osadu w sposób identyczny jak dla wariantu 1.

Zwiększenie komory stabilizacji będzie generować wzrost kosztów inwestycyjnych o ok. 20.000,00 zł, zatem koszt wykonania modernizacji i rozbudowy oczyszczalni w wariantie 2 z przyjęciem ścieków dowożonych od 50% mieszkańców Falsztyna wynosi:

**3 370 tys zł.**

Koszty eksploatacyjne tak samo jak dla wariantu 1 nieznacznie wzrosną na m<sup>3</sup> ścieków i zmaleją w przeliczeniu na ładunek BZT<sub>5</sub>. Przyjmuje się, że korekta tych wskaźników względem obliczonych poprzednio zmieni się o niewielką wartość niższą od błędu obliczeniowego.

## 7. WNIOSKI KOŃCOWE

Z przeprowadzonej w opracowaniu analizy wynikają następujące wnioski:

- Istniejąca oczyszczalnia okresowo nie spełnia wymagań jakości ścieków oczyszczonych a urządzenia technologiczne są zużyte i wymagają wymiany na urządzenia nowoczesne
- W koncepcji przedstawiono wariantowo rozwiązania techniczno-technologiczne procesu biologicznego oczyszczania ścieków z zastosowaniem metody osadu czynnego w układzie przepływowym oraz z reaktorami o działaniu cyklicznym typu SBR.
- W części mechanicznej zaproponowano nowoczesne rozwiązania jednakowe dla obydwu wariantów tj. sito pionowe oraz zblokowane urządzenie do mechanicznego oczyszczania tzw. sitopiaskownik.
- Oczyszczalnia w obydwu wariantach wymaga zastosowania procesu stabilizacji osadu nadmiernego w wydzielonej komorze tlenowej stabilizacji oraz odwadniania w urządzeniach mechanicznych (prasa lub wirówka)
- Jednym z możliwych sposobów unieszkodliwiania i zagospodarowania osadów z oczyszczalni o tej wielkości, co Frydman jest metoda z wykorzystaniem złoża gruntowo-roślinnego. Jest to metoda wykorzystująca naturalne właściwości niektórych traw (trzciny) do wspomagania tworzenia gleby. Trawy, ze względu na ciągłość vegetacji najbardziej nadają się do zastosowania w tego typu technologii. Złóża mają konstrukcję podobną do poletka osadowego z zastosowaniem specjalnych warstw filtracyjnych i drenażu wyposażonego w rury wywiewne wyprowadzone ok. 0.5 m nad powierzchnię. Poletka zalewane są cyklicznie osadem, który stopniowo wysycha a następnie zostaje obsiany trawą. Kilka lat eksploatacji złóż obsiewanych trawą (lub obsadzanych trzcina) umożliwia uzyskanie humusu o uwodnieniu nieprzekraczającym 65%. Wg informacji uzyskanych w Niemczech jednostkowa powierzchnia złoża obsiewanego watą wynosi brutto około 0.5-0.7m<sup>2</sup>/MR. Dla oczyszczalni we Frydmanie wymagana powierzchnia to ok. 13 arów. Dostępna powierzchnia na terenie istniejącego stawu i terenu przyległego to ok. 10.5 ara. Możliwe jest zwiększenie terenu pod warunkiem przełożenia istniejącego kanału ściekowego. Szacunkowy koszt inwestycyjny obejmujący koszty robót budowlano-montażowych i opłaty licencyjne bez kosztów zakupu terenu wynosi netto ok. 400 tys. zł. Szacunkowy roczny koszt eksploatacji obejmujący koszt obsługi i koszt zakupu trawy oraz koszt badań wynosi ok. 13 tys. zł. Przyjęto przy tym założenie, że humus odbierany jest bezpłatnie.

W porównaniu do metody odwadniania na prasie filtracyjnej lub wirówce i higienizacji wapnem metoda ta wymaga dużej powierzchni terenu, co może powodować także występowanie nieprzyjemnych zapachów z osadu wylewanego na poletka a także owadów.

- W opisie koncepcji oraz w części rysunkowej przedstawiono przykładowe rozwiązania techniczne oraz urządzenia. Wybrane przez projektanta urządzenia muszą spełniać odpowiednie wymagania podane w koncepcji.
- Obliczone koszty inwestycyjne są porównywalne dla obydwu wariantów. Koszty eksploatacyjne są nieco wyższe w przypadku oczyszczalni przepływowej

- Proponowane warianty technologiczne są porównywalne. Wariant z rozbudową oczyszczalni o dodatkowy reaktor SBR zapewni nieprzerwaną pracę istniejącej oczyszczalni w porównaniu z wariantem z reaktorami przepływowymi, które wymagają większego zakresu prac modernizacyjnych w istniejących zbiornikach. Wariant z reaktorami przepływowymi i dobrze zaprojektowanymi osadnikami wtórnymi może być pewniejszy technologicznie. W przypadku oczyszczalni SBR ważną rolę spełniają dekantery, które w przypadku niewłaściwej konstrukcji mogą stwarzać problemy eksploatacyjne.
- Wariant z reaktorem przepływowym, przy bezpiecznie zaprojektowanych osadnikach wtórnych, jakie są proponowane w koncepcji, pozwala na obciążenie hydrauliczne oczyszczalni w stopniu odpowiadającym maksimum zaobserwowanym w 2010r. W przypadku reaktorów SBR uzyskanie takiego przepływu ścieków wymagać będzie ingerencji w automatyczny cykl pracy i skracanie czasu cyklu poniżej 6 godzin.
- Biorąc pod uwagę wszystkie przewidywalne aspekty realizacji oraz późniejszej eksploatacji zmodernizowanej oczyszczalni, rekomenduje się do realizacji wariant 2 z reaktorami SBR. Uzasadniając to rozstrzygnięcie wskazuje się dwa czynniki:
  - Niższe koszty eksploatacyjne.
  - Możliwość realizacji rozbudowy i modernizacji stopnia biologicznego w najprostszy sposób, bez wyłączania reaktora w zbyt dużym zakresie i konieczności stosowania rozwiązań tymczasowych. W pierwszej kolejności należy wybudować trzeci reaktor SBR, a następnie wyłączać i modernizować kolejno reaktory istniejące.
- Wariant drugi zachowuje wszystkie zalety względem pierwszego także przy zwiększeniu ładunku zanieczyszczeń o ilość ścieków dowożonych od 50% mieszkańców Falsztyna. W tym przypadku wariant 2 jest dodatkowo korzystniejszy ze względu na mniejszy wzrost zakresu rozbudowy w związku z dodatkowym ładunkiem zanieczyszczeń.
- Zwiększenie wielkości oczyszczalni do wartości  $RLM = 2123$  w związku z dowożeniem ścieków z Falsztyna, ma tę niekorzystną stronę, że zwiększa się wielkość oczyszczalni ponad graniczną wartość 2000. Wówczas z całą pewnością obowiązywać będą podwyższone wymagania odnośnie efektywności usuwania zanieczyszczeń. Jeżeli wybrane zostanie rozwiązanie z  $RLM=1930$ , która to wartość zawiera rezerwę na przewidywany wzrost liczby mieszkańców do roku 2034, to wówczas można zawsze w ramach tej rezerwy przyjmować ścieki z Falsztyna w ilości 10% aktualnego ładunku, a więc na dzień dzisiejszy przy liczbie mieszkańców wynoszącej 1720 będzie to 172 MK, natomiast aby nie przekroczyć  $RLM$  projektowanego będzie wynosić  $1930 - 1720 = 210$ . Niższa z tych dwóch obliczonych wartości, a więc 172 stanowi liczbę mieszkańców Falsztyna, którzy mogliby dowozić ścieki. Ścieki od pozostałych mieszkańców musiałyby być dowożone do innych oczyszczalni, m.in. do Niedzicy. Takie obliczenie musiałoby być aktualizowane okresowo. Aktualnie nie można z wysokim prawdopodobieństwem stwierdzić, że miejscowość Falsztyn nie będzie kanalizowana do roku 2034, podobnie jak liczba mieszkańców we Frydmanie może nie wzrosnąć do prognozowanej liczby 1930. Proponuje się rozstrzygnąć tę kwestię w ramach projektu, w ramach prac projektowych będzie należało uzyskać warunki i opinie stron przyszłego postępowania wodno-prawnego dla nowo budowanej oczyszczalni i w zależności od tych ustaleń można będzie ewentualnie zwiększyć projektowane  $RLM$ .