

# PROJEKTOWANIE, KONSULTING, MODERNIZACJE

*Stanisław RYBICKI*

30-222 Kraków; ul.Kogucia 17/4

tel.:602 58 10 77

*rok.zał.1995*

---

*Inwestor:*     **SEWIK Tatrzańska Komunalna Grupa Kapitałowa  
Spółka z o.o. w Zakopanem  
ul. Kasprowicza 35c**

*Obiekt:*       **Oczyszczalnia Ścieków Miasta Zakopane**

*Temat:*       **Koncepcja przebudowy i rozbudowy oczyszczalni ścieków  
Łęgi i Spyrkówka w Zakopanem**

*Branża:*       Technologiczna

*Stadium :*     **KONCEPCJA**

*Nr umowy:*   **1/PA/2017**

**Zespół autorski:**       dr inż. Krystyna Kurbiel-Swatek

dr hab. inż.Stanisław M. RYBICKI (Nr upr. 678/94 RP)

Kraków-Zakopane , 02.2017

## Spis treści i spis zawartości pracy

### SPIS TREŚCI

<b>1. PODSTAWA OPRACOWANIA .....</b>	<b>4</b>
<b>2. CEL I ZAKRES OPRACOWANIA .....</b>	<b>4</b>
<b>3. STATYSTYCZNA ANALIZA DANYCH EKSPLOATACYJNYCH .....</b>	<b>5</b>
3.1. METODYKA .....	5
3.2. ANALIZA DANYCH EKSPLOATACYJNYCH Z OCZYSZCZALNI W ZAKOPANEM.....	5
<b>4. ZAKRES ROZWIĄZAŃ KONCEPCJI TECHNOLOGICZNEJ ROZBUDOWY I PRZEBUDOWY OCZYSZCZALNI ŚCIEKÓW W ZAKOPANEM.....</b>	<b>11</b>
4.1. OGÓLNE ZAŁOŻENIA PRZYJĘTE W REALIZOWANEJ KONCEPCJI .....	11
4.2. OGÓLNY OPIS ROZWIĄZAŃ PRZEBUDOWY I ROZBUDOWY OCZYSZCZALNI ŁĘGI PRZYJĘTYCH W REALIZOWANEJ KONCEPCJI.....	12
4.3. OGÓLNY OPIS ROZWIĄZAŃ PRZEBUDOWY I ROZBUDOWY OCZYSZCZALNI SPYRKÓWKA PRZYJĘTYCH W REALIZOWANEJ KONCEPCJI .....	13
<b>5. OBLICZENIE TECHNOLOGICZNE WRAZ Z DOBOREM ROZWIĄZAŃ TECHNICZNYCH URZĄDZEŃ DLA OCZYSZCZALNI ŁĘGI.....</b>	<b>16</b>
5.1. DANE WYJŚCIOWE .....	16
5.2. <i>KONCEPCJA MODERNIZACJI PIASKOWNIKÓW W OCZYSZCZALNI ŁĘGI POD KĄTEM USUWANIA TŁUSZCZU ZE ŚCIEKÓW .....</i>	<i>17</i>
5.3. OBLICZENIA OSADNIKA WSTĘPNEGO WRAZ Z WĘZŁEM ZAGĘSZCZANIA OSADU WSTĘPNEGO .....	21
5.4. REAKTORY OSADU CZYNNEGO. ....	24
5.5. OSADNIK WTÓRNY (DODATKOWY) (OB.19/3) .....	26
<b>6. OBLICZENIE TECHNOLOGICZNE WRAZ Z DOBOREM ROZWIĄZAŃ TECHNICZNYCH URZĄDZEŃ - OCZYSZCZALNIA SPYRKÓWKA .....</b>	<b>28</b>
6.1. DANE WYJŚCIOWE .....	28
6.2. OBLICZENIA PIASKOWNIKÓW PRZEDMUCHIWANYCH (OB. 501).....	29
6.3. OBLICZENIA OSADNIKÓW WSTĘPNYCH (OB. 504) .....	31
6.4. OBLICZENIA POMPOWNI OSADU WSTĘPNEGO OCZYSZCZALNI SPYRKÓWKA (OB.506).....	33
6.5. OBLICZENIA REAKTORÓW BIOLOGICZNYCH OSADU CZYNNEGO (OB. 507) .....	33
6.6. OSADNIKI WTÓRNE (OB. 509) .....	40
6.7. STACJA PRZYJMOWANIA POJAZDÓW SPECJALISTYCZNYCH (OB. 515) .....	41
<b>7. OBLICZENIA WKF WRAZ Z OBIEKTAMI TOWARZYSZĄCYMI.....</b>	<b>42</b>
<b>8. STACJA SUSZENIA OSADU .....</b>	<b>49</b>
8.1. ANALIZA MOŻLIWOŚCI I OPLACALNOŚCI STOSOWANIA RÓŻNYCH ŹRÓDEŁ CIEPŁA DO SUSZENIA .....	49
8.2. PRZYKŁADOWY DOBÓR ROZWIĄZANIA SUSZENIA OSADU WEDŁUG PROPOZYCJI FIRMY HUBER. ....	52
8.2. PRZYKŁADOWY DOBÓR ROZWIĄZANIA SUSZENIA OSADU WEDŁUG PROPOZYCJI FIRMY VEOLIA .....	55
<b>9. POMPY CIEPŁA .....</b>	<b>60</b>

9.1. ANALIZA MOŻLIWOŚCI I OPLACALNOŚCI STOSOWANIA POMP CIEPŁA.....	60
9.2. POMPA CIEPŁA Z WYMIENNIKIEM DLA OCZYSZCZALNI ŁĘGI .....	61
9.3. POMPA CIEPŁA Z WYMIENNIKIEM DLA OCZYSZCZALNI SPYRKÓWKA .....	62
<b>10. ANALIZA KOSZTÓW.....</b>	<b>64</b>
10.1. WYZNACZENIE KOSZTÓW INWESTYCYJNYCH DLA OCZYSZCZALNI ŁĘGI.....	64
10.3. WYZNACZENIE KOSZTÓW INWESTYCYJNYCH DLA OCZYSZCZALNI SPYRKÓWKA .....	70
10.3. ANALIZA KOSZTÓW INWESTYCYJNYCH POD KĄTEM CELOWOŚCI INWESTYCJI.....	76

## TABELE

Tab.3.1. Wartości charakterystyczne, ładunków: zawiesiny, BZT <sub>5</sub> oraz ChZT dla ścieków surowych z oczyszczalni Łęgi oraz Spyrkówka w Zakopanem w roku 2011 .....	5
Tab.3.2. Wartości charakterystyczne, ładunków: zawiesiny, BZT <sub>5</sub> oraz ChZT dla ścieków surowych z oczyszczalni Łęgi oraz Spyrkówka w Zakopanem w roku 2012 .....	6
Tab.3.3. Wartości charakterystyczne, ładunków: zawiesiny, BZT <sub>5</sub> oraz ChZT dla ścieków surowych z oczyszczalni Łęgi oraz Spyrkówką w Zakopanem w roku 2013 .....	6
Tab.3.4. Wartości charakterystyczne, ładunków: zawiesiny, BZT <sub>5</sub> oraz ChZT dla ścieków surowych z oczyszczalni Łęgi oraz Spyrkówka w Zakopanem w roku 2014 .....	7
Tab.3.5. Wartości charakterystyczne, ładunków: zawiesiny, BZT <sub>5</sub> oraz ChZT dla ścieków surowych z oczyszczalni Łęgi oraz Spyrkówka w Zakopanem w roku 2015 .....	7
Tab.3.6. Wartości charakterystyczne, ładunków: zawiesiny, BZT <sub>5</sub> oraz ChZT dla ścieków surowych z oczyszczalni Łęgi oraz Spyrkówka w Zakopanem dla całego okresu obserwacji,.....	10
Tab.5.1. Dane ilościowe ścieków oczyszczanych w Oczyszczalni Łęgi.....	16
Tab.5.2. Wartości ładunków i stężeń w ściekach surowych przyjęte do obliczeń dla Oczyszczalni Łęgi.....	16
Tab.5.3. Wartości stężeń w ściekach surowych i oczyszczonych przyjęte do obliczeń dla Oczyszczalni Łęgi.....	17
Tab.5.4. Parametry charakterystyczne osadnika w Oczyszczalni Łęgi.....	21
Tab.5.5. Jakość ścieków oczyszczonych w osadniku Oczyszczalni Łęgi .....	22
Tab.5.6. Jakość ścieków dopływających do reaktora biologicznego w Oczyszczalni Łęgi ....	24
Tab.6.1. Dane ilościowe ścieków oczyszczanych w Oczyszczalni Spyrkówka .....	28
Tab.6.2. Wartości ładunków i stężeń w ściekach surowych przyjęte do obliczeń dla Oczyszczalni Spyrkówka .....	28
Tab.6.3. Wartości stężeń w ściekach surowych i oczyszczonych przyjęte do obliczeń dla Oczyszczalni Spyrkówka .....	28
Tab.6.4. Jakość ścieków oczyszczonych w osadniku oczyszczalni Spyrkówka.....	32
Tab.7.1. Bilans osadów do obliczenia stabilizacji beztlenowej .....	42
Tab.7.2. Bilans cieplno-energetyczny projektowanego układu generowania energii.....	46
Tab. 10.1. Wyznaczenie kosztów inwestycyjnych dla oczyszczalni Łęgi .....	65
Tab. 10.2 Zbiorcze zestawienie kosztów inwestycyjnych dla oczyszczalni Łęgi wraz z określonymi kosztami amortyzacji.....	70
Tab. 10.3. Wyznaczenie kosztów inwestycyjnych dla oczyszczalni Spyrkówka.....	72

Tab. 10.4 Zbiornice zestawienie kosztów inwestycyjnych dla oczyszczalni Spyrkówka wraz z określonymi kosztami amortyzacji.....	76
Tab. 10.5 Ogólna analiza głównych składników kosztów w realizacji WKF.....	76
Tab. 10.6 Ogólna analiza głównych składników kosztów w realizacji suszarni osadów.....	77
Tab. 10.7 Zestawienie bilansowe ciepła w oczyszczalni analizowanego w koncepcji.....	78

## RYSUNKI

Rys.1.Koncepcja piaskownika przedmuchiwanego z usuwaniem tłuszczu w oczyszczalni Łęgi

Rys. 1.1.Koncepcja osadnika poziomego w oczyszczalni Łęgi

Rys.2.Schematy technologiczne suszarni osadów

Rys.3. Blokowy schemat technologiczny oczyszczalni Spyrkówka

Rys. 4. Schemat reaktora osadu czynnego w oczyszczalni Spyrkówka

Rys.5.Schemat technologiczny rozbudowy oczyszczalni Łęgi i Spyrkówka

Rys.6.Plan lokalizacji obiektów w oczyszczalni Łęgi i Spyrkówka

## ZAŁĄCZNIKI:

Załącznik 1. Oszacowanie kosztów rozbiórki na ciągu Spyrkówka dla oczyszczalni Zakopane

## Płyta CD z ofertami przykładowo dobranych maszyn i urządzeń.

### Spis zebranych ofert

- Oferta na zgarniacze denne piasku – Firma Dynamik Filtr
- Oferty na dmuchawy do piaskowników, biofiltry, przekrycia piaskowników, osadników i zagęszczaczy – Firma EkoFin
- Oferty na stację suszenia osadów, pompy ciepła i stację przyjmowania pojazdów specjalistycznych – Firma Huber
- Oferty na wyposażenie piaskowników i osadników - Firma PWP, Katowice
- Oferty na pompy, mieszadła, system napowietrzania komór osadu czynnego i dmuchawy- Firma Sulzer
- Oferty na pompy, mieszadła, system napowietrzania komór osadu - Firma Xylen
- Oferta na suszarnie osadu – Firma Veolia

Ponadto na płycie zamieszczono również komplet ofert zebranych przy realizacji koncepcji w 2016 r.

## **1. PODSTAWA OPRACOWANIA**

Opracowanie pt. „Koncepcja przebudowy i rozbudowy oczyszczalni ścieków Łęgi i Spyrkówka w Zakopanem, wykonane zostało na zlecenie Przedsiębiorstwa SEWIK - Tatrzańska Komunalna Grupa Kapitałowa, Spółka z o.o. ul. Kasprowicza 35c, 34-500 Zakopane. Podstawą opracowania jest umowa nr 1/PA/2017 z dnia 03.01.2017 r.

Właścicielem oczyszczalni jest Przedsiębiorstwo SEWIK - Tatrzańska Komunalna Grupa Kapitałowa, Spółka z o.o., zlecające niniejsze opracowanie.

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

Celem wykonania opracowania jest wykonanie koncepcji technologicznej przebudowy i rozbudowy oczyszczalni ścieków „Łęgi” i oczyszczalni ścieków „Spyrkówka” w Zakopanem , która integrować będzie dotychczas wykonane opracowanie z kwietnia 2016 roku oraz nowoprojektowane obiekty technologiczne w jednolite opracowanie będące podstawą do kompleksowego ulepszania systemu oczyszczania ścieków przez SEWiK TKGK sp. z o.o. w zintegrowanym obiekcie Oczyszczalni Zakopane.

Zakres opracowania określony w umowie przez Zamawiającego (SEWiK Tatrzańska Grupa Kapitałowa sp z o.o.) obejmuje następujące zagadnienia częściowe:

- Analiza możliwości modernizacji istniejących piaskowników w oczyszczalni Łęgi pod kątem realizacji usuwania z nich tłuszczu, obliczenia technologiczne trzeciego osadnika wtórnego w oczyszczalni Łęgi,
- Obliczenia technologiczne całego nowego obiektu, łącznie z nowymi piaskownikami napowietrzanymi, nowymi osadnikami wstępnymi po likwidacji istniejących osadników Imhoffa oraz nowymi komorami osadu czynnego po likwidacji istniejących złóż biologicznych na oczyszczalni Spyrkówka,
- Określenie wydajności pomp i maszyn dla zatwierdzonego przez Zamawiającego układu,
- Obliczenia technologiczne wymiennika ciepła z wód termalnych pod kątem doboru typu suszarni osadowej,
- Dobór pomp ciepła pod kątem maksymalnego możliwego uzysku ciepła w obu oczyszczalniach Obliczenia 2 pomp ciepła w oczyszczalniach Łęgi i Spyrkówka,
- Rysunki: schemat technologiczny obu oczyszczalni, piaskownik oczyszczalni Łęgi po modernizacji, schemat technologiczny suszarni osadów na bazie poprzedniego schematu, lokalizacja obiektów na planie CAD - wspólnie Łęgi i Spyrkówka,
- Określenie szacunkowego kosztu inwestycji,
- Weryfikacja opłacalności inwestycji - analiza kosztów inwestycyjnych,
- Zespolecie opracowania z koncepcją z kwietnia 2016 r w jednolite opracowanie.

Zmiany i ulepszenia technologii zaproponowane przez Zespół Autorski oparte są na współczesnej wiedzy technologicznej, przyjęte rozwiązania technologiczne zostały poparte doбором przykładowych urządzeń, których parametry odpowiadają potrzebom procesowym. Przedstawione obliczenia procesowe mają charakter autorski. Należy jednak pamiętać , że opracowanie to jest

koncepcją, zatem obliczenia i dobór urządzeń nie zastępują czynności projektowych a zwłaszcza szczegółowych obliczeń technologicznych, technicznych i kosztowych, wymaganych w dalszych etapach projektowania. W szczególności możliwe jest zastosowanie urządzeń i obiektów innych niż podano jako przykładowe, pod warunkiem wszakże, że zapewnią one uzyskanie wymaganych efektów technologicznych i ekologicznych.

### 3. STATYSTYCZNA ANALIZA DANYCH EKSPLOATACYJNYCH

#### 3.1. Metodyka

Autorzy opracowania oparli prace dotyczące prognozowanego bilansu ścieków od analizy statystycznej danych eksploatacyjnych z istniejącej oczyszczalni ścieków Łęgi oraz Spyrkówka w latach 2011-2015 r. W oparciu o udostępnione analizy jakościowe, wykonano analizę statystyczną danych wyjściowych. Przebieg obliczeń w formie graficznej przedstawiono w Załączniku Nr 1 do niniejszej Koncepcji, w którym zamieszczono wykresu przebiegów zmienności stężeń i ładunków podstawowych zanieczyszczeń w ściekach dopływających do obu części oczyszczalni dla m. Zakopanego tzn. Oczyszczalni Łęgi oraz Oczyszczalni Spyrkówka dla lat 2011,2012,2013,2014 oraz 2015.

#### 3.2. Analiza danych eksploatacyjnych z oczyszczalni w Zakopanem

Podstawą wymiarowania oczyszczalni są jednak ładunki charakterystycznych zanieczyszczeń dopływających do obu obiektów, dlatego te dane wyznaczono dla kolejnych lat z podanego okresu. Wyniki przedstawiono w tabelach 3.1. do 3.5, poniżej

**Tab.3.1. Wartości charakterystyczne, ładunków: zawiesiny,  $BZT_5$  oraz ChZT dla ścieków surowych z oczyszczalni Łęgi oraz Spyrkówka w Zakopanem w roku 2011**

Parametr	Łęgi (sur) Ład ZAW	Spyrkówka (sur) Ład ZAW	Łęgi (sur) Ład $BZT_5$	Spyrkówka (sur) Ład $BZT_5$	Łęgi (sur) Ład ChZT	Spyrkówka (sur) Ład ChZT
<b>Liczebność</b>	17	16	16	16	17	16
<b>Max</b>	3773	5316	3474	5508	9085	13986
<b>Średnia</b>	2033	2753	1818	1893	5023	5277
<b>Min</b>	892	1059	626	382	2398	999
<b>SD</b>	927	1076	830	1410	2198	3869
<b>SSD</b>	0,456	0,391	0,456	0,744	0,437	0,733
$p=100\%$	3773	5316	3474	5508	9085	13986
$p=95\%$	3644	4430	2895	4590	8798	13495
$p=90\%$	3531	3898	2940	3908	8056	7781
$p=85\%$	2546	3172	2452	2098	6214	5493
$p=60\%$	2017	2775	1601	1559	8488	13691
$p=50\%$	1686	2596	1507	1275	4125	4178
$p=25\%$	1299	1738	1094	909	3359	2591

**Tab.3.2. Wartości charakterystyczne, ładunków: zawiesiny, BZT<sub>5</sub> oraz ChZT dla ścieków surowych z oczyszczalni Łęgi oraz Spyrkówka w Zakopanem w roku 2012**

Parametr	Łęgi (sur) Ład ZAW	Spyrkówka (sur) Ład ZAW	Łęgi (sur) Ład BZT <sub>5</sub>	Spyrkówka (sur) Ład BZT <sub>5</sub>	Łęgi (sur) Ład ChZT	Spyrkówka (sur) Ład ChZT
<b>Liczebność</b>	26	26	26	26	26	26
<b>Max</b>	5941	4022	4917	5784	13399	15545
<b>Średnia</b>	2733	2462	2505	1762	6218	4790
<b>Min</b>	858	1080	883	601	2836	1456
<b>SD</b>	1245	833	1091	1110	2539	2922
<b>SSD</b>	0,456	0,338	0,436	0,630	0,408	0,610
<i>p=100%</i>	5941	4022	4917	5784	13399	15545
<i>p=95%</i>	4526	3722	4432	3718	7839	9441
<i>p=90%</i>	4454	3370	4076	2781	9906	7208
<i>p=85%</i>	3441	3077	2309	1993	5884	5372
<i>p=60%</i>	2831	2591	2492	1589	7080	4660
<i>p=50%</i>	2623	2455	1836	1491	4593	4280
<i>p=25%</i>	1666	1757	1332	1117	3343	2871

**Tab.3.3. Wartości charakterystyczne, ładunków: zawiesiny, BZT<sub>5</sub> oraz ChZT dla ścieków surowych z oczyszczalni Łęgi oraz Spyrkówka w Zakopanem w roku 2013**

Parametr	Łęgi (sur) Ład ZAW	Spyrkówka (sur) Ład ZAW	Łęgi (sur) Ład BZT <sub>5</sub>	Spyrkówka (sur) Ład BZT <sub>5</sub>	Łęgi (sur) Ład ChZT	Spyrkówka (sur) Ład ChZT
<b>Liczebność</b>	13	13	13	13	13	13
<b>Max</b>	2696	2420	4596	3327	10379	7060
<b>Średnia</b>	2095	1830	2335	1715	5831	3877
<b>Min</b>	1001	811	1062	484	2472	1503
<b>SD</b>	464	442	1003	739	2194	1321
<b>SSD</b>	0,221	0,242	0,429	0,431	0,376	0,341
<i>p=100%</i>	2696	2420	4596	3327	10379	7060
<i>p=95%</i>	2679	2285	4129	2988	9132	5866
<i>p=90%</i>	2629	2203	3662	2680	8076	5092
<i>p=85%</i>	2373	2150	2411	1805	6985	4108
<i>p=60%</i>	2211	2040	2123	1469	6358	3683
<i>p=50%</i>	2043	1835	2077	1429	5144	3647
<i>p=25%</i>	1862	1479	1642	1345	4071	3311

**Tab.3.4. Wartości charakterystyczne, ładunków: zawiesiny, BZT<sub>5</sub> oraz ChZT dla ścieków surowych z oczyszczalni Łęgi oraz Spyrkówka w Zakopanem w roku 2014**

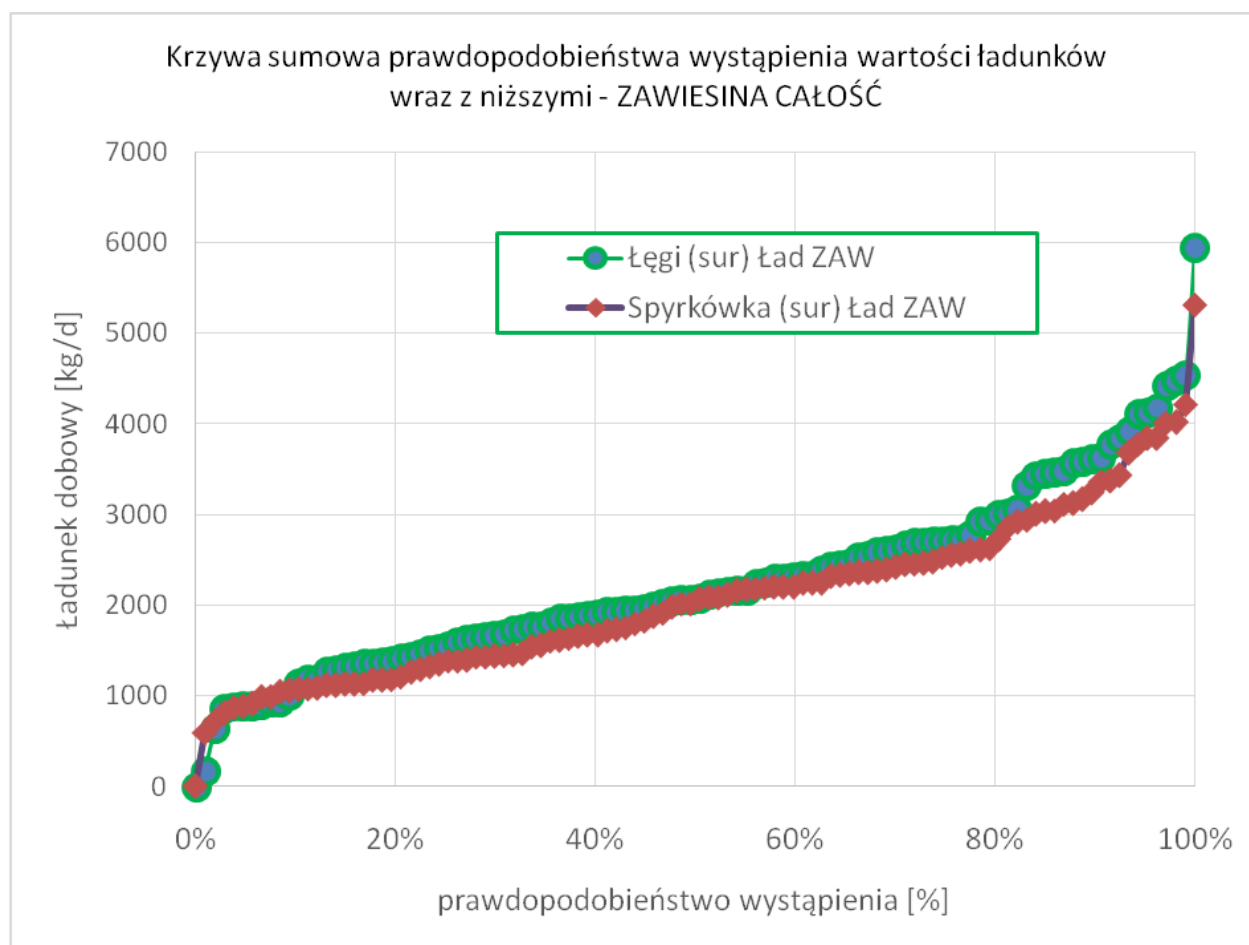
Parametr	Łęgi (sur) Ład ZAW	Spyrkówka (sur) Ład ZAW	Łęgi (sur) Ład BZT <sub>5</sub>	Spyrkówka (sur) Ład BZT <sub>5</sub>	Łęgi (sur) Ład ChZT	Spyrkówka (sur) Ład ChZT
<b>Liczebność</b>	25	26	25	25	25	25
<b>Max</b>	4179	3682	4861	3560	12958	8647
<b>Średnia</b>	2059	1541	2559	1238	7101	3533
<b>Min</b>	646	597	136	305	883	925
<b>SD</b>	825	663	1030	755	2734	1960
<b>SSD</b>	0,401	0,430	0,403	0,610	0,385	0,555
p=100%	4179	3682	4861	3560	12958	8647
p=95%	3512	2712	4269	2416	12193	7827
p=90%	3127	2052	3705	2034	10495	5476
p=85%	2780	2019	3331	1973	9284	4963
p=60%	2053	1608	2776	1054	7059	3493
p=50%	1915	1435	2437	1027	6780	2920
p=25%	1457	1071	1969	681	5843	2188

**Tab.3.5. Wartości charakterystyczne, ładunków: zawiesiny, BZT<sub>5</sub> oraz ChZT dla ścieków surowych z oczyszczalni Łęgi oraz Spyrkówka w Zakopanem w roku 2015**

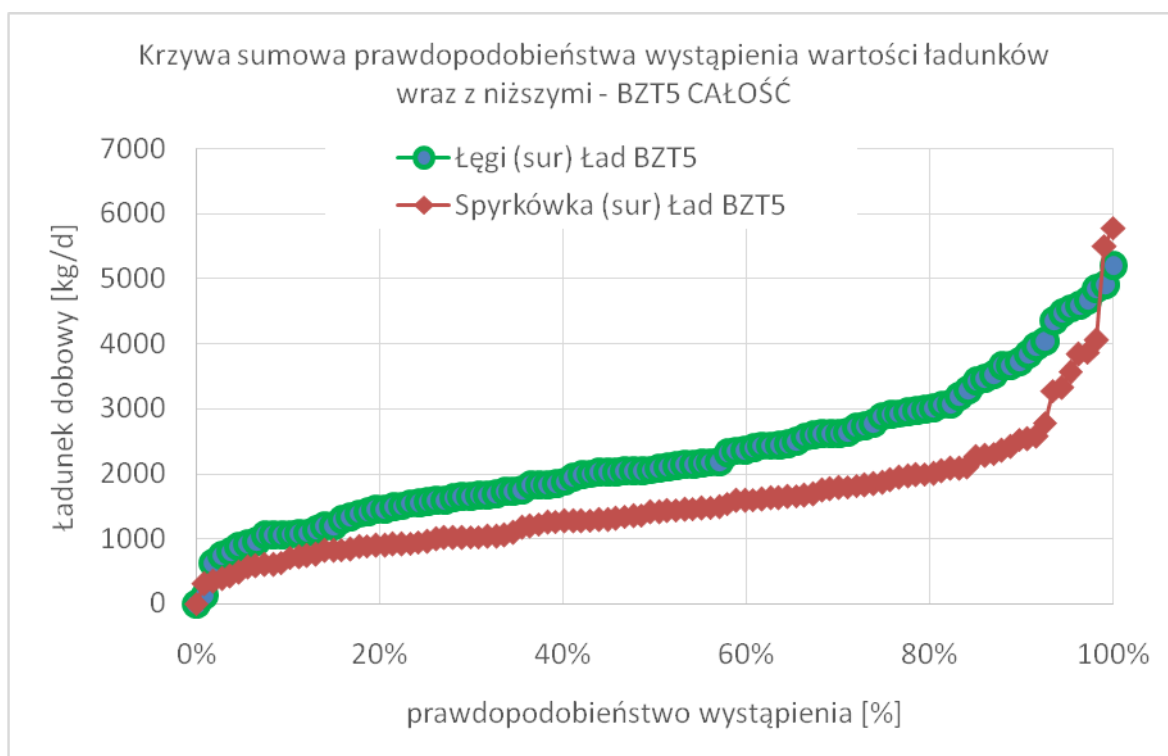
Parametr	Łęgi (sur) Ład ZAW	Spyrkówka (sur) Ład ZAW	Łęgi (sur) Ład BZT <sub>5</sub>	Spyrkówka (sur) Ład BZT <sub>5</sub>	Łęgi (sur) Ład ChZT	Spyrkówka (sur) Ład ChZT
<b>Liczebność</b>	26	27	26	27	26	27
<b>Max</b>	4130	4218	5215	2577	10952	9247
<b>Średnia</b>	2225	1953	2143	1482	6387	4367
<b>Min</b>	176	917	810	563	2432	1612
<b>SD</b>	1035	835	1139	548	2364	1829
<b>SSD</b>	0,465	0,427	0,532	0,369	0,370	0,419
p=100%	4130	4218	5215	2577	10952	9247
p=95%	3990	3253	4053	2125	9409	6494
p=90%	3864	2645	3767	2084	9531	6017
p=85%	3586	2481	2890	1981	9175	5589
p=60%	2158	2197	2060	1632	6321	4881
p=50%	2070	2031	1820	1529	5919	4493
p=25%	1471	1172	1413	917	4726	2545



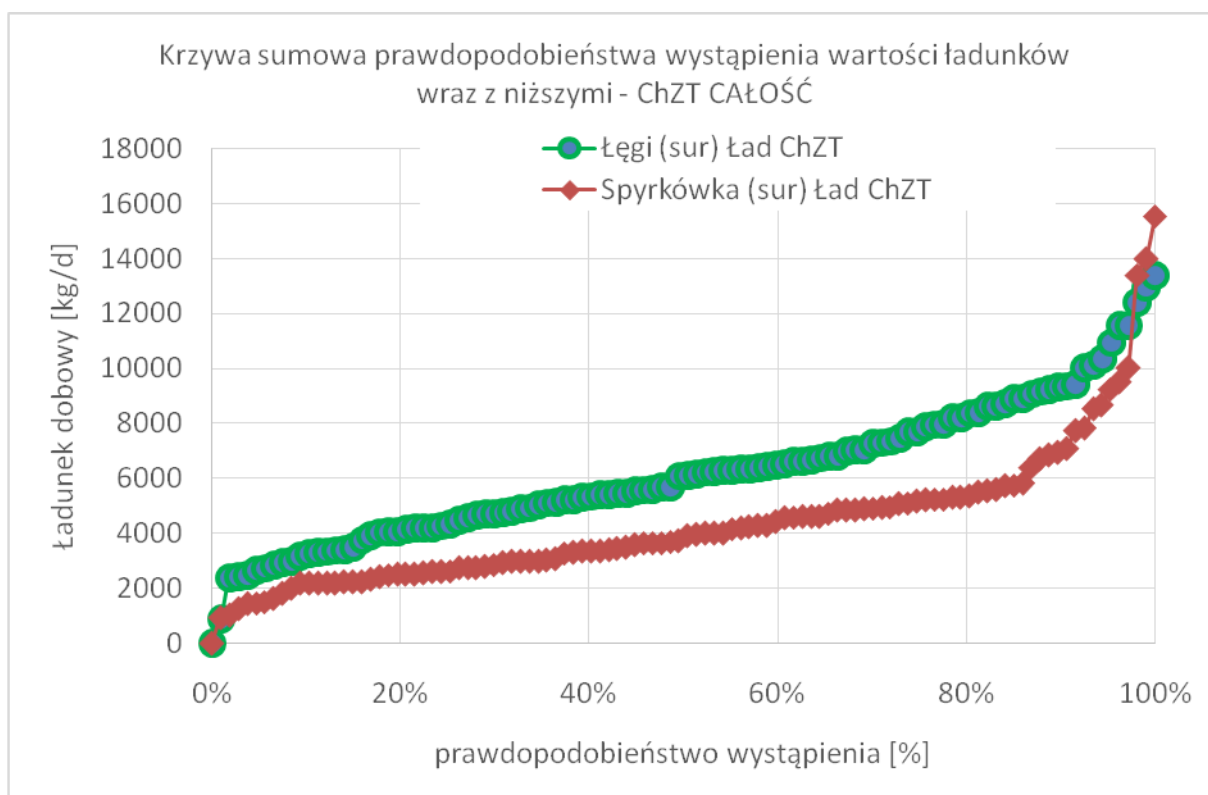
Po przeanalizowaniu danych z poszczególnych lat, zdecydowano się oprzeć wymiarowania całego obiektu przeróbki osadu na zagregowanych danych dla całego okresu obserwacji 2011-2015. W tym celu wyznaczono krzywe sumowe wystąpienia ładunków zanieczyszczeń w ściekach surowych wraz z wartościami niższymi, co dla ładunków trzech podstawowych zanieczyszczeń przedstawiono na rysunkach Fig.3.1, Fig.3.2 oraz Fig.3.3. Syntezę tych obliczeń przedstawiono w tabeli 3.6., poniżej wykresów. Na tej podstawie oraz biorąc pod uwagę doświadczenia autorów niniejszej koncepcji w projektowaniu oczyszczalni ścieków o zbliżonej przepustowości, zdecydowano się przyjąć do wymiarowania ładunki zanieczyszczeń odpowiadające 85% prawdopodobieństwu wystąpienia (wraz z wartościami niższymi).



**Fig.3.1. Krzywa sumowa prawdopodobieństwa wystąpienia wartości ładunków wraz z niższymi – ZAWIESINA , dla całego okresu obserwacji.**



**Fig.3.2. Krzywa sumowa prawdopodobieństwa wystąpienia wartości ładunków wraz z niższymi – BZT<sub>5</sub> , dla całego okresu obserwacji.**



**Fig.3.3. Krzywa sumowa prawdopodobieństwa wystąpienia wartości ładunków wraz z niższymi – ChZT , dla całego okresu obserwacji.**

**Tab.3.6. Wartości charakterystyczne, ładunków: zawiesiny,  $BZT_5$  oraz ChZT dla ścieków surowych z oczyszczalni Łęgi oraz Spyrkówką Zakopanem dla całego okresu obserwacji,**

**Kolorem niebieskim zaznaczono ładunki przyjęte do wymiarowania**

p%	Łęgi (sur) Ład ZAW	Spyrkówka (sur) Ład ZAW	Łęgi (sur) Ład $BZT_5$	Spyrkówka (sur) Ład $BZT_5$	Łęgi (sur) Ład ChZT	Spyrkówka (sur) Ład ChZT
0	0	0	0	0	0	0
25%	1552,323	1389,33	1572,1	948,58	4340,7	2623,3
50%	2063,4	2020,7	2063	1402,5	6099,49	3721,9
50%	2076,48	2074,12	2096,81	1411,7	6128,64	3911,8
60%	2308,88	2207,54	2360,48	1594,7	6486,45	4426,1
75%	2713,2	2531,43	2889,59	1860,2	7707,75	5150,4
<b>85%</b>	<b>3450,72</b>	<b>3038,08</b>	<b>3438,45</b>	<b>2253,5</b>	<b>8928,65</b>	<b>5747,6</b>
90%	3618,36	3247,56	3731,84	2524,5	9329,32	6935,6
95%	4130,49	3838,95	4550,56	3559,6	10952,3	9246,6
100%	5941	5316,09	5214,75	5784,2	13399,2	15545

## **4. ZAKRES ROZWIĄZAŃ KONCEPCJI TECHNOLOGICZNEJ ROZBUDOWY I PRZEBUDOWY OCZYSZCZALNI ŚCIEKÓW W ZAKOPANEM**

### **4.1. Ogólne założenia przyjęte w realizowanej koncepcji**

Przebudowa i rozbudowa oczyszczalni ścieków dotyczy obu ciągów oczyszczalni: Łęgi i Spyrkówka. Obie oczyszczalnie nie są nowe i nie spełniają we wszystkich obiektach wymogów nowoczesności technologii ani nowoczesnych rozwiązań technicznych. W ostatnich latach nastąpił istotny postęp technologiczny, wymuszony wprowadzanymi w UE a konsekwencji także i w Polsce, zwiększonymi wymaganiami formalnymi odnośnie jakości ścieków oczyszczonych. Pociąga to za sobą rozwój techniczny z którego wynika celowość modernizacji oczyszczalni. Ponadto szereg obiektów w obu ciągach oczyszczalni wymaga zmiany z uwagi na istotny stan zużycia ich konstrukcji wynikający z wieloletniej eksploatacji.

Przebudowa i rozbudowa oczyszczalni w linii ściekowej będzie polegała na:

- wprowadzeniu procesów usuwania tłuszczu ze ścieków,
- zastosowaniu sedymentacji wstępnej osadów,
- zmiany technologii opartej obecnie w oczyszczalni Spyrkówka na złożach biologicznych, na technologię osadu czynnego,
- intensyfikacji procesów usuwania azotu poprzez realizację stacji dawkowania zewnętrznego źródła węgla.

Również intensyfikacji usuwania azotu ze ścieków służy realizacja zbiornika retencji wód odciekowych z odwadniania osadów wraz z systemem ich dawkowania do ścieków w zależności od poziomu azotu w ściekach oczyszczonych

W linii przeróbki osadów przewiduje się wprowadzenie racjonalnej dla tej wielkości oczyszczalni wspólnej przeróbki osadów ściekowych w procesie fermentacji mezofilowej. Ponadto osad po tym procesie ma być suszony w suszarce średnotemperaturowej, częściowo wykorzystującej do procesu ciepło z wód termalnych dostępnych z Zakopanem. Z biogazu wytworzonego w procesie fermentacji przewiduje się produkcję energii elektrycznej, która z punktu widzenia formalnego stanowić będzie energię odnawialną użytkowaną w tej oczyszczalni. Ponadto przeanalizowana została również możliwość odzysku energii cieplnej ze ścieków oczyszczonych poprzez zastosowanie pomp ciepła z wymiennikami ciepła.

Dalszym istotnym założeniem, jest hermetyzacja uciążliwych obiektów oczyszczalni i dezodoryzacja powietrza, do tej grupy zaliczono następujące obiekty: piaskowniki przedmuchiwane, osadniki wstępne, zagęszczacze i zbiornik osadu po fermentacji.

Zmiana przestarzałej technologii oczyszczania ścieków w osadniku Imhoffa oraz na złożach biologicznych na obiekty spełniające obecne wymagania, praktycznie wymaga wyburzenia większości elementów tej oczyszczalni i realizację w ich miejsce nowych – z wykorzystaniem jedynie zagłębień/konstrukcji dennych po obecnych obiektach, na posadowienie w nich nowych obiektów.

#### **4.2. Ogólny opis rozwiązań przebudowy i rozbudowy oczyszczalni Łęgi przyjętych w realizowanej koncepcji**

Całościowy schemat modernizacji oczyszczalni Łęgi przedstawiono na rys. 5.

W oczyszczalni Łęgi zmodernizowany zostanie piaskownik w celu realizacji usunięcia tłuszczu ze ścieków, dokonane to zostanie poprzez przebudowę jego 2 komór na 1 piaskownik przedmuchiwany z usuwaniem tłuszczu. Koncepcję tej modernizacji przedstawiono na rys. 1.

Dalsza modernizacja w linii oczyszczania ścieków polegać będzie na wydzieleniu z istniejącej dużej komory beztlenowej jednego osadnika wstępnego. Będzie to osadnik poziomy z mechanicznym zgarnianiem osadów. Koncepcję tej modernizacji przedstawiono na rys. 1.1.

Ponadto wobec zbyt małej obecnie powierzchni osadników wtórnych zrealizuje się dodatkowy osadnik wtórny radialny o średnicy 28m, czyli taki sam jak dwa już istniejące. Przewidziano realizację stacji dawkowania pożywki węglowej do procesu denitryfikacji, w przypadku okresowego niedoboru tych związków.

W ściekach oczyszczonych, opcjonalnie przewiduje się realizację pompy ciepła.

W linii przeróbki osadów, osad wstępny odprowadzany z nowego osadnika podlegać będzie procesowi zgęszczania w grawitacyjnych zagęszczaczach z których odcieki będą stanowić cenne źródło pożywki węglowej dla procesu biologicznego usuwania fosforu (LKT). Osad wstępny, zmieszany z zagęszczonym osadem nadmiernym podawany będzie do procesu fermentacji w wydzielonej komorze WKF z ujęciem i odprowadzaniem z niej biogazu. Proces podawania osadów do WKF dotyczy osadów z obu oczyszczalni tj. również ze Spyrkówki, z której oddzielnymi rurociągami musi być on tu doprowadzony. Osad nadmierny ze Spyrkówki będzie ponadto, jak obecnie, zagęszczany w maszynie zagęszczającej osad przed WKF. Osad po fermentacji będzie odwadniany i po procesie odwadniania pompowany do stacji średnotemperaturowego suszenia osadu, po której zawartość wody w osadzie wyniesie jedynie ok. 10%. Ponadto w celu złagodzenia wpływu wód z odwadniania osadów realizuje się zbiornik dla ich przetrzymania wyposażony w pompę która poda je do ścieków surowych w godzinach niższego stężenia azotu w dopływie, np. nocnych. Przewiduje się również realizację rurociągu przesyłającego te wody do oczyszczalni Spyrkówka wówczas można będzie je dawkować do tej oczyszczalni w której usuwanie azotu będzie w danym okresie lepsze.

Gospodarka biogazem polegać będzie na jego magazynowaniu, oczyszczeniu i spalaniu w kogeneratorze do zintegrowanego wytwarzania energii cieplnej i elektrycznej. Ciepło z chłodzenia kogeneratora będzie służyło do podgrzewania WKF do temperatury zapewniającej mezofilowy charakter procesu fermentacji. Uzyskana w ten sposób energia elektryczna będzie spełniać kryteria OZE.

Projektowana przebudowa i rozbudowa oczyszczalni obejmować będzie następujące obiekty oznaczone w koncepcji jak poniżej:

- OB. 2/1 Piaskownik przedmuchiwany
- OB. 2/2 Studnia tłuszczu
- OB. 2/3 Pompownia tłuszczu
- OB. 7/1. Osadnik wstępny poziomy
- OB. 5/1. Stacja dawkowania Brenntaplus

OB. 304. Pompownia osadu wstępnego do zagęszczaczy (międzyobiektowa)  
OB. 305 (305/1 i 305/2) Zagęszczacze grawitacyjne osadu wstępnego  
OB. 306/1, 306/2, 306/3 Biofiltr do dezodoryzacji powietrza  
OB. 307. Zbiornik z pompownią osadu wstępnego zagęszczonego  
OB. 19/3. Osadnik wtórny radialny  
OB. 20. Istniejąca pompownia osadu nadmiernego pompująca osad obecnie do nowej studni zbiorczej osadów nadmiernych z obu oczyszczalni  
OB. 308 Zbiornik pośredni osadów nadmiernych z obu oczyszczalni  
OB. 21 Stacja mechanicznego zagęszczania osadów nadmiernych wraz z pompami  
OB. 21/1. Układ dezintegracji osadu nadmiernego  
OB. 9A Zbiornik osadów wstępnych i wtórnych przed komorą WKF  
OB. 310/1. Pompy osadu surowego zmieszanego do WKF i recyrkulowanego  
OB. 309. Wydzielona komora fermentacji  
OB. 309/1 Budynek klatki schodowej przy WKF  
OB. 310 Budynek obsługi WKF  
OB 310/2. Wymiennikownia dla osadu  
OB. 311. Zbiornik osadu przefermentowanego  
OB. 18. Stacja odwadniania osadów pobieranych z OB. 311  
OB. 312. Zbiornik biogazu  
OB. 313. Stacja odsiarczania biogazu  
OB. 314. Gazogenerator  
OB. 315. Węzeł tłoczny biogazu  
OB. 316. Pochodnia biogazu  
IB. 317. Zbiornik wód z odwadniania osadu  
OB. 318 Pompa ciepła z wymiennikiem  
OB. 319. Stacja suszenia osadu  
OB. 320 Kontenery osadu wysuszonego

Lokalizację w/w obiektów przedstawiono na rys. 6.

#### **4.3. Ogólny opis rozwiązań przebudowy i rozbudowy oczyszczalni Spyrkówka przyjętych w realizowanej koncepcji**

Stare obiekty oczyszczalni ścieków muszą ulec rozbiórce. Są to następujące obiekty:

OB. 102. Piaskowniki wirowe  
OB. 103. Osadniki Imhoffa  
OB.104. Komora osadu czynnego  
OB.106. Pompownia osadu recyrkulowanego  
OB.107. Złoże biologiczne  
OB. 108. Osadniki wtórne radialne  
OB. 110. Komora mieszania  
OB. 111. Pompownia osadu nadmiernego  
OB. 112. Pompownia osadu przefermentowanego

## OB. 5. Osadniki wtórne prostokątne

W ich miejsce przewiduje się realizację technologii opartej na wysokoefektywnym osadzie czynnym usuwającym w sposób zintegrowany zanieczyszczenia związkami węgla, azotu i fosforu, poprzedzonym sedymentacją osadu wstępnego ze ścieków. Schemat modernizowanej oczyszczalni przedstawiono na rys. 3 oraz w formie połączonej z Łęgami na rys. 5.

Procesy oczyszczania ścieków przebiegać będą w następującej kolejności (podano zgodnie z kierunkiem przepływu):

- Ścieki po kratkach w pierwszej kolejności oczyszczane będą w nowych piaskownikach przedmuchiwanym z których usuwany będzie obok piasku – tłuszcz. Tłuszcz pompowany będzie do wspólnej studni tłuszczu w oczyszczalni Łęgi, z której pompowo podawany będzie przed wymiennik WKF.
- Po piaskownikach ścieki przepływać będą do 2 osadników wstępnych poziomych a następnie do 2 reaktorów biologicznych. Osad wstępny zagęszczany będzie w leju osadników i pompowany do studni osadów przed WKF.
- Reaktor biologiczny składa się z komór: predenitryfikacji i defosfatacji o wzorcu przepływu – pełne wymieszanie, oraz komór denitryfikacji i nityfikacji o cyrkulacyjnym wzorcu przepływu. Schemat reaktorów przedstawiono na rys.4. Po reaktorach zaprojektowano osadniki wtórne radialne (2 jednostki) a także przewidziano realizację stacji dawkowania pożywki węglowej do procesu denitryfikacji, w przypadku okresowego niedobory tych związków.
- Osad wtórny z reaktorów biologicznych, jako osad nadmierny będzie pompowany do oczyszczalni Łęgi w której będzie on zagęszczany w maszynie zagęszczającej wspólnie z osadem czynnym z oczyszczalni Łęgi, a następnie, po dezintegracji, podawany do WKF.
- Na kanale ścieków oczyszczonych opcjonalnie przewidziano pompę ciepła z wymiennikami.
- Dodatkowymi elementami oczyszczalni Spyrkówka będzie stacja przyjmowania pojazdów specjalistycznych tj. z mycia sieci kanalizacyjnej, oraz stacja przyjmowania tłuszczu, o ile w trakcie eksploatacji okaże się, że jest możliwe obciążenie WKF tłuszczami dodatkowymi. Jest to korzystne z uwagi na istotną, dużą produkcję biogazu z tłuszczu.

Projektowana przebudowa i rozbudowa oczyszczalni obejmować będzie następujące obiekty oznaczone w koncepcji jak poniżej:

OB. 501. Piaskowniki przedmuchiwane

OB. 502. Studnia tłuszczu

OB. 503. Pompownia tłuszczu

OB. 504. Osadniki wstępne

OB.505. Stacja biofiltrów

OB. 506. Pompownia osadu wstępnego do oczyszczalni Łęgi do OB.9A.

OB. 507. Reaktory osadu czynnego

OB.508. Studnia rozdziału ścieków

OB.509. Osadniki wtórne

OB. 510. Studnia zbiorcza osadu z pompownią osadu recykulowanego i nadmiernego do oczyszczalni Łęgi do OB. 308.

OB. 511. Stacja dmuchaw

OB. 512. Stacja dawkowania źródła węgla

OB. 513. Pompa ciepła z wymiennikami

OB. 514. Stacja przyjmowania tłuszczu dowożonego

OB. 515. Stacja przyjmowania pojazdów specjalistycznych z czyszczenia kanalizacji

Lokalizację w/w obiektów przedstawiono na rys. 6.



## 5. OBLICZENIE TECHNOLOGICZNE WRAZ Z DOBOREM ROZWIĄZAŃ TECHNICZNYCH URZĄDZEŃ DLA OCZYSZCZALNI ŁĘGI

### 5.1. Dane wyjściowe

Obliczenia parametrów technologicznych i wielkości urządzeń dla przyjętych rozwiązań oczyszczalni, przeprowadzono przyjmując jako dane wyjściowe wielkości wyznaczone rozdziale 3 niniejszej koncepcji. Są to wielkości przedstawione w tabelach 5.1. do 5.3. :

**Tab.5.1. Dane ilościowe ścieków oczyszczanych w Oczyszczalni Łęgi**

	Jednostka	Natężenie przepływu
$Q_{d\text{śr}}$	$\text{m}^3/\text{d}$	14 613
$Q_{d \text{ max.}}$	$\text{m}^3/\text{d}$	17536
$Q_{h \text{ śr.}}$	$\text{m}^3/\text{h}$	609
$Q_{h \text{ śr. dz}}$	$\text{m}^3/\text{h}$	913
$Q_{h \text{ max.}}$	$\text{m}^3/\text{h}$	1403
$Q_{h \text{ min.}}$	$\text{m}^3/\text{h}$	205

**Tab.5.2. Wartości ładunków i stężeń w ściekach surowych przyjęte do obliczeń dla Oczyszczalni Łęgi**

Wskaźnik	<b>RLM = 57308</b> <b><math>Q_{\text{śr.d}} 14\,613 = \text{m}^3/\text{d}</math></b>	
	<b><math>L_{\text{śr.d, kg/d}}</math></b>	<b><math>S, \text{g/m}^3</math></b>
BZT <sub>5</sub>	3438	235
ChZT	8929	611
Zaw. og.	3451	236
N <sub>og.</sub>	742	51
P <sub>og</sub>	123	8

**Tab.5.3. Wartości stężeń w ściekach surowych i oczyszczonych przyjęte do obliczeń dla Oczyszczalni Łęgi**

Lp.	Wskaźnik	Stężenie w ściekach surowych, $S_o$ [g/m <sup>3</sup> ]	Stężenie w ściekach oczyszczonych, $S_e$ [g/m <sup>3</sup> ]
1.	BZT <sub>5</sub>	235	15
2.	ChZT	611	125
3.	Zaw.og.	236	35
4.	N <sub>og.</sub>	51	15
5.	P <sub>og.</sub>	8	2

## 5.2. Koncepcja modernizacji piaskowników w Oczyszczalni Łęgi pod kątem usuwania tłuszczu ze ścieków

Istniejący piaskownik składa się z trzech komór o przepływie poziomym o wymiarach:

- długość część przepływowa 25,0 m, całkowita 32,0 m,
- szerokość całkowita 6,58 m, głębokość całkowita 3,98 m,

Szerokość czynna 1 komory przepływowej 1,90 m, głębokość czynna 3,25 m

Każda z komór posiada kinetę o szerokości 0,41 m i głębokości 0,17 m w której porusza się ruchem posuwisto-zwrotnym zgarniacz piasku.

W leju każdej z komór zamontowane są pompy zatapialne do tłoczenia zgarniętej pulpy piaskowej o wydajności  $Q = 50 \text{ m}^3/\text{h}$  i wysokości podnoszenia  $H = 6,0 \text{ m}$ .

Pierwotnie do każdej z komór doprowadzone było powietrze za pomocą rurociągów składających się z 12 odgałęzień, równomiernie rozłożonych wzdłuż komory przepływowej.

Aktualnie tak ruszt jak i dmuchawy służące do napowietrzania ścieków w piaskowniku zainstalowane w budynku krat, zostały zdemontowane.

W ramach koncepcji przewiduje się rozwiązanie piaskownika przedmuchiwanego z wydzieloną strefą zatrzymywania tłuszczu. Dzięki napowietrzaniu następuje odświeżenie ścieków, oddzielenie zawieszin organicznych od mineralnych oraz flotacja zanieczyszczeń pływających, głównie tłuszczów, zatrzymywanych w tzw. komorze tłuszczu.

Realizacja tej koncepcji możliwa jest przez połączenie 2 komór przepływowych w jedną komorę wyprofilowaną na dnie tak, że z jednej strony pozostawia się istniejący skos i istniejącą kinetę ze zgarniaczem, z której pod kątem 30 stopni kształtuje się nowe dno, po usunięciu ścianki grodzącej komory i drugiej kinety wraz ze zgarniaczem. Ponadto w przestrzeni nad nowo ukształtowanym dnem wydziela się strefę na gromadzenie tłuszczu o szerokości 1,2 m wzdłuż całej komory piaskownika. W tym celu pomiędzy częścią sedymentacyjną, a flotacyjną przewiduje się ażurową przegrodę z pionowych desek zapewniającą uspokojenie przepływu w komorze flotacyjnej tłuszczu.

Opisane powyżej zmiany dotyczą przestrzeni z 2 komór piaskownika wydzielonej za pomocą poprzecznych ścianek grodzących, umiejscowionych w początkowej i końcowej części komór w takiej odległości od czoła i tyłu, aby umożliwić pozostawienie pierwszego i końcowego segmentu pomostu nad piaskownikiem z uwagi na fakt iż stanowią one konstrukcje wsporcze zgarniacza. Odległość pomiędzy tymi ściankami wyniesie 20 m i stanowić będzie długość piaskownika. Takie wydzielenie strefy piaskownika pozwala również na nie naruszenie rozwiązania podziału stref dopływu i odpływu ścieków z obecnych 3 piaskowników. Poprzeczne ścianki grodzące na początku i końcu strefy piaskownika przedmuchiwane umieszcza się na wysokości ok. 100 cm powyżej dna piaskownika w celu umożliwienia ruchu zgarniacza i przepływu piasku przez niego zgarnianego. Całkowita wysokość ścianek wynosi ok. 186 cm. W górnej części realizuje się 2 okna dla rozdziału ścieków po szerokości piaskownika, każde o wymiarze: szerokość 50 cm, głębokość ok. 100 cm. Na Rys. 1 przedstawiono opisaną modernizację piaskowników.

W piaskowniku modernizuje się także 2 leje w celu wykorzystania obu pomp do piasku. Ponieważ pulpa piaskowa zgarniana będzie tylko do leja środkowego, lej boczny piaskownika należy z nim połączyć co realizuje się za pomocą odcinka rurociągu o średnicy DN300 umieszczonego w górnej części skosu lejowego i ułożonego ze spadkiem ok. 10 % w kierunku leja bocznego.

Powietrze doprowadzane będzie do piaskownika za pomocą przewodu o średnicy DN80 wykonanego ze stali nierdzewnej, który zasilac będzie 8 równomiernie rozłożonych odgałęzień o średnicy DN32 tj. rur pionowych tworzących tzw. sekcje napowietrzania zakończone na dole poprzecznym rurociągiem z otworkami tworzącymi tzw. ruszt napowietrzający średnio pęcherzykowy o średnicy otworu 2,0 mm. Długość 1 rury rusztu wynosi 230 cm.

Każda z sekcji (pionowych rur) napowietrzających doprowadzona będzie do wysokości skosu dna piaskownika oraz wyposażona w przepustnicę regulacyjną umożliwiającą dostosowanie przepływu powietrza w takim stopniu aby ruch poprzeczny cieczy wymuszany przez powietrze odbywał się z prędkością około 0,3 m/s przy której wymusza się sedymentację części mineralnych ze ścieków, przy ograniczeniu części organicznych w piasku..

Przewiduje montaż zgarniacza powierzchniowego tłuszczu w części jego flotowania. Tłuszcz zgarniany z powierzchni przelewać będzie się do poprzecznego kanału odprowadzającego tłuszcz o wymiarach przekroju poprzecznego 60 x 60 cm, długości ok. 160 cm, ułożonego ze spadkiem 20%, tak aby spływał do studni tłuszczu zlokalizowanej bezpośrednio przy piaskowniku (OB. 2/2). Przewiduje się realizację studni tłuszczu o parametrach:

- w rzucie kwadratowa o boku  $B_{czynna} = 1,40$  m
- głębokość czynna max.  $H = 2,4$  m.

Dno studni wykonać należy w kształcie leja o spadku ścianek bocznych 20 – 25%

W studni przewiduje się montaż mieszadła. Przykładowo dobrano mieszadło, wariantowo:

- mieszadło szybkoobrotowe FLYGT SR 4620.410 SF, o mocy 1,5 kW,  $n=1,385$  obr./min,
- Sulzer typu XRW 2121 PA08/4 EC o mocy 0,92 kW :

oraz systemu podgrzewającego tłuszcz w postaci grzałki o mocy 5,0 kW

Obok studni tłuszczu realizuje się komorę suchą w której montuje się pompę do tłuszczu (OB.2/3). Pompa tłoczyć będzie zebrany w niej tłuszcz, rurociągiem DN100 do przewodu przed wymiennikiem ciepła przy WKF.

W celu maksymalnego zagęszczenia tłuszczu przed jego wywozem do utylizacji lub podawaniem do WKF, w studni komory suchej przewiduje się króciec rozdzielczy na rurociągu tłocznym z pompy tłuszczu i podłączenie nowego odcinka rurociągu, co pozwoli na pompowe zawracanie do piaskownika ścieków z warstwy pod wyflotowanymi w niej tłuszczami. W studzience przewiduje się czujnik poziomu do sterowania opróżniania studzienki (czujnik ultradźwiękowy). Praca pompy tłuszczu w studzience sterowana będzie od poziomu tłuszczu i uruchomiana przy zadanym poziomie.

W zależności od kondycji procesu fermentacji osadu w WKF należy liczyć się z okresową koniecznością wywozu tłuszczu ze studzienki.

Na rys. 1 pokazano opisane rozwiązanie. Tak zaprojektowany piaskownik będzie miał następujące wymiary:

Szerokość komory	$B_{\text{całk.}} = 4,0 \text{ m}$
Szerokość czynna komory	$B_{\text{cz.strefy piaskowej.}} = 2,65 \text{ m}$
	$B_{\text{cz.strefy tłuszczu.}} = 1,2 \text{ m}$
Głębokość czynna komory	$H_{\text{cz}} = 2,58 \text{ m}$

Piaskownik posiadać będzie powierzchnię przekroju poprzecznego (po odliczeniu skosów)

$F_{\text{pop}} = 7,53 \text{ m}^2$  tj. poniżej zalecanej przez literaturę wielkości  $16 \text{ m}^2$ . Pozostałe wymiary i parametry piaskownika będą następujące:

Długość	$L = 20 \text{ m}$
Powierzchnia rzutu	$F = 80 \text{ m}^2$
Objętość komory	$V = 150,6 \text{ m}^3 \sim 150 \text{ m}^3$ .

Charakterystyczne proporcje:

stosunek  $B_{\text{całk.}} : H = 0,65$  oraz  $B_{\text{cz.strefy piaskowej.}} : H = 2,65 : 2,58 = 1,03$

Maksymalna prędkość pozioma:  $v = 1403 \text{ m}^3/\text{h} / 7,53 \text{ m}^2 = 186 \text{ m/h} = 0,052 \text{ m/s} < 0,2 \text{ m/s}$

Sprawdzenie parametrów technologicznych dla zaprojektowanego piaskownika:

- czas zatrzymania

$t_{\text{z min}} = V / Q_{\text{hmax}} = 150 / 1403 = 0,107 \text{ godz.} = 6,42 \text{ min}$

$t_{\text{z sr}} = V / Q_{\text{hsr}} = 150 / 609 = 0,246 \text{ godz.} = 14,76 \text{ min}$

- obciążenia hydrauliczne powierzchni piaskowników wyniosą dla odpowiednich przepływów:

Ohmax	17,5	$\text{m}^3/\text{m}^2 \text{ h}$
Ohsr	7,6	$\text{m}^3/\text{m}^2 \text{ h}$

Zalecany przez literaturę czas zatrzymania w piaskowniku winien mieścić się w zakresie  $t = 5\text{-}15 \text{ min}$  dla  $Q_{\text{hmax}}$ , natomiast zalecane obciążenie hydrauliczne dla tego samego przepływu – Ohmax nie może przekraczać wartości  $18 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{h}$ . Jak wykazano, modernizacja polegająca na zamianie dwóch piaskowników na jeden, ze zintegrowanym usuwaniem tłuszczu, pozwala na uzyskanie bezpiecznych parametrów technologicznych. Ponadto dla przepływów ekstremalnych pozostawia się do dyspozycji nie zmienioną trzecią komorę piaskownika. Można ją będzie zatem wykorzystywać w takich sytuacjach tym bardziej, że przy znacząco większych przepływach spowodowanych wodami burzowymi stężenie tłuszczu w ściekach będzie bardzo małe.

Do piaskowników doprowadzane będzie powietrze w wymaganej ilości:

Jednostkowa ilość	12,5 – 15,0	m <sup>3</sup> powietrza/m dł. *h
Przyjęto	14	m <sup>3</sup> powietrza/m dł. *h
Długość piaskownika L	20	m <sup>3</sup>
Ilość powietrza	280	m <sup>3</sup> /h

Dla powyższych wydajności dobrano dmuchawy w ilości: 1 szt + jedną rezerwową, które zamontowane będą w miejscu dawnych dmuchaw w budynku krat.

Dobrano dmuchawę o wydajności od 185 – 320 m<sup>3</sup>/h, dostosowaną do pracy z falownikiem typu.ROBOX EVOLUTION ES 25/1P wg. oferty EkoFin POL. Moc zainstalowana 11 KW, zapotrzebowanie mocy max. 9,4 kW.

Ilość tłuszczu określono opierając się na powszechnie stosowanej teoretycznej zawartości, która w ściekach miejskich wynosi 6% zawiesiny łatwo opadającej.

Ilość zawiesiny łatwo opadającej wynosi  $L_{\text{opad.}} = 3451 * 0,7 = 2416 \text{ kg/d}$

Ilość tłuszczu:  $L_{\text{tł}} = 2416 * 0,06 = 145 \text{ kg/d}$

co przy założeniu ciężaru właściwego

tłuszczu rzędu 0,8 kg/l daje

$Q_{\text{tł}} = 181 \text{ l/dobę.}$

Dobrano pompę wirową odśrodkową w instalacji suchej FLYGT NT 3127.160 HT/488, o mocy 4,7 kW,  $Q=30\text{m}^3/\text{h}$   $H_p=15,2\text{m}$ . dla medium typu woda. Tłuszcze będą tłoczone z mniejszą wydajnością, niemniej na pewno za dużą żeby zastosować ciągle ich podawanie do WKF. Zatem pompa powinna tłoczyć tłuszcze do WKF, w porcjach podzielonych na 6 dawek w dobie co oznacza jej okresową pracę z odpowiednią wydajnością.

Ponadto w celu minimalizacji uciążliwości piaskowników przewidziano ich przykrycie i odciąganie powietrza do biofiltra w celu dezodoryzacji.

Zawraca się również uwagę że w czasie modernizacji piaskownika należy dokonać przeglądu stanu zgarniacza piasku z określeniem stopnia jego zużycia. Należy liczyć się z celowością i koniecznością wymiany w tym czasie zgarniacza, na nową jednostkę.

### 5.3. Obliczenia osadnika wstępnego wraz z węzłem zagęszczania osadu wstępnego

#### 5.3.1. Obliczenia i opis ogólny

W części mechanicznej oczyszczalni ścieków założono zmniejszenie kubatury komory beztlenowej OB. 7. z obecnej pojemności 2400 m<sup>3</sup> do pojemności 928 m<sup>3</sup> poprzez zamknięcie okien w ścianie działowej obecnej komory i odpowiednią zmianę miejsca doprowadzenia osadu recyrkulowanego jak to pokazano na rys.1.1.. W ten sposób pozostanie do dyspozycji pierwsza część obecnej komory beztlenowej o wymiarach w rzucie 8,05 x 45,6 m i głębokości Hcz = 2 m. W tej części zrealizować można dwa osadniki wstępne poziome, każdy o wymiarach rzędu 4 x 45 przy Hcz=2m lub jeden osadnik o wymiarach rzędu 8 x 45 i Hcz=2,5m.

Pojemność czynna dwóch osadników wyniesie 720 m<sup>3</sup>, natomiast w przypadku wyboru wariantu polegającego na zastosowaniu jednego osadnika, pojemność ta wyniesie 900 m<sup>3</sup>.

Zatem zakładając pracę 2 lub jednego osadnika osadników, charakterystyczne parametry będą następujące (Tab.5.4.):

**Tab.5.4. Parametry charakterystyczne osadnika w Oczyszczalni Łęgi**

Wartość przepływu Parametr charakt.	Qhśr	Qhśrdz	Qhmax	Qhmin	Jednostka
obciążenie hydrauliczne powierzchni $O_h$	1,6	2,5	3,8	0,56	m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> *h
czas zatrzymania –t przy 2 osadnikach	1,2	0,79	0,51	3,5	godz.
czas zatrzymania –t przy 1 osadniku	1,5	0,99	0,64	4,4	godz.

Osadniki te wyposażone zostaną w sprzęt do równomiernego rozprowadzenia ścieków, koryta i zgarniacz zgrzeblowy, łańcuchowy lub taśmowy osadu i flotatu (powierzchniowo-denny). Przykładowo dla wersji z 1 osadnikiem (OB.7.1.) dobrano (jako rozwiązanie przykładowe, spełniające wszystkie wymogi technologiczne):

- Zgarniacz zgrzeblowy osadu **ZGP-ŁM 8,0** wraz z systemem deflektorów rozprowadzających ścieki oraz korytem odprowadzającym.
- Zgarniacz ten wyposażony jest w układ jednoczesnego zgarniania części pływających.
- Zgarniacz posiada moc napędu 2 x 0,25 kW oraz układ podnoszenia mechanicznym łopaty do zgarniania części pływających o mocy napędu 2 x 0,25 kW

Założono efektywność procesu sedymentacji wstępnej w projektowanych do uruchomienia osadnikach: 20 % usuwania BZT<sub>5</sub> i 60% usuwania zawiesiny wstępnej. Zatem stężenie ścieków po osadniku wstępnym będzie zgodne z wartościami pokazanymi w tabeli 5.5., w której podano wartości stężeń charakterystycznych obliczonych przy różnych procentach efektywności usuwania tych zanieczyszczeń.

**Tab.5.5. Jakość ścieków oczyszczonych w osadniku Oczyszczalni Łęgi**

Wskaźnik jakości ścieków oczyszczonych	Jednostka	Stężenie
Stężenie BZT <sub>5</sub> (20 % usuw)	g/m <sup>3</sup>	188
Stężenie ChZT (10 % usuw)	g/m <sup>3</sup>	550
Stężenie zawiesiny – (sr 60% usuw.)	g/m <sup>3</sup>	94
Stężenie N og – (0% usuw.)	g/m <sup>3</sup>	51
Stężenie P og. – (0% usuw)	g/m <sup>3</sup>	8,4

Ładunek zawiesiny zatrzymanej w osadnikach wyniesie:

$$L_{os.wst} = 3451 \cdot 0,6 = 2070 \text{ kg/d}$$

Jest to osad wstępny, którego objętość przy założeniu zagęszczenia

w leju osadowym do stężenia 2,0 %, wyniesie:  $Q_{os.wst} = 2070 / (2,0 \cdot 10) = 103,5 \text{ m}^3/\text{d}$ .

Założono relatywnie niskie stężenie osadu wstępnego w lejach z uwagi na ich mniejszą od standardowej pojemność która wyniesie ok.  $V_{lejów} = 2 \times 18 = 36 \text{ m}^3$ .

Osad wstępny z lejów osadnika będzie odprowadzany, do nowego zespołu obiektów - dwóch grawitacyjnych zagęszczaczy osadu wstępnego w których przewiduje się również częściową generację LKT. Zatem wody nadosadowe z tych zagęszczaczy grawitacyjnie będą odprowadzane do komory beztlenowej w celu wspomagania procesu biologicznego usuwania fosforu. Przewiduje się zagęszczenie osadu w tych zagęszczaczach do 6% sm. Ponieważ jest to proces uciążliwy dla środowiska, zagęszczacze zostaną przykryte a odciągane z nich powietrze podawane będzie do biofiltra (OB. 306/1)

### 5.3.2. Pompownia osadu wstępnego do zagęszczaczy grawitacyjnych(OB. 304)

Sumaryczny czas pracy pompy tłoczącej osad wstępny do zagęszczacza -  $t = 12 \text{ h}$

Wydajność pompy:

$$Q_{pwst} = Q_{os.wst}/t = 103,5/12 = 8,6 \text{ m}^3/\text{h}$$

Dobrano pompę, 1 pracującą + 1 rezerwowa, przykładowo wyporowo śrubową typ NEMO® Pompa NM045BY01L06B.2 o parametrach:

- $Q = 8,6 \text{ m}^3/\text{h}$
- $H = 20 \text{ m sł.H}_2\text{O}$
- $N_s = 3,0 \text{ kW}$

Przewidziano pompownię międzyobiekтовую w postaci studni żelbetowej o wymiarach w rzucie 3 x 2 m i głębokości 2,0 m. Przed pompą przewiduje się macerator. Zastosowanie maceratora wymusza zastosowanie pompy w rozwiązaniu suchym. Pompownię należy zlokalizować w odległości nie większej aniżeli 30 m oraz na poziomie zapewniającym napływ grawitacyjny osadu do pompy (pompa poniżej zwierciadła ścieków w osadniku).

Zamontowany przed pompą macerator **NETZSH – Macerator M-OVAS\_S1-2.2** o mocy 2,2 kW.

### 5.3.3. Zagęszczacz grawitacyjny (OB.305)

Objętość zagęszczacza przy założonym czasie zatrzymania 3 d

$$V_{zag.} = 103,5 * 3 = 310,5 \text{ m}^3$$

Przyjmując 2 jednostki, głębokość czynną zagęszczacza 3,0 m, jego powierzchnia wyniesie:

$$F = 310,5 / (2 * 3) = 51,66 \text{ m}^2.$$

Średnica

$$D = (4 * 51,66 / 3,14)^{1/2} = 8,1 \text{ m}$$

Dobrano 2 zagęszczacze o działaniu okresowym zmieszadłem prętowym zagęszczacza typ **MW-ZRP 7,5** o następujących parametrach:

- średnica 7,5 mm
- głębokość czynna 3,0 m , całkowita 3,5 m
- mieszadło o mocy 0,37 kW

Rzeczywiste obciążenie powierzchni zawiesiną:

$$Oz = \frac{1}{2} * 2070 * 4 / (7,5^2 * 3,14) = 58 \text{ kg sm} / \text{m}^2\text{d}$$

Przewidziano zamknięcie zagęszczaczy z odciąganiem powietrza do biofiltara (OB. 306/1). Przewidziano przykrycie z zastosowaniem laminatowego przykrycia dachowego pomiędzy ścianami zewnętrznymi w postaci segmentów korytkowych. Odciągane z przestrzeni pod przykryciem powietrze będzie oczyszczane w biofiltrze typu Biowent® BW-2000

Ilość osadu wstępnego po zagęszczaczach wyniesie (6%sm):

$$Q_{os.wstzag} = 2070 / (6,0 * 10) = 34,5 \text{ m}^3/\text{d}.$$

Ilość wody nadosadowej

$$Q_{wodynados} = 103,5 - 34,5 = 69 \text{ m}^3/\text{d}.$$

Osad zagęszczony podawany jest za pomocą pompy do zbiornika osadów zmieszanych, przed WKF. Pompownia osadu wstępnego zagęszczonego OB. 307 składa się ze zbiornika osadu i części suchej z pompą. Pompa odprowadza osad z zagęszczony grawitacyjniei podaje ten osad do zbiornika osadów zmieszanych przed WKF. Projektuje się OB. 307 jako zbiornik na osad przed pompą o pojemności czynnej 50 m<sup>3</sup>, głębokość czynna h=3 m i wymiarach rzutu 4 x 4 m, oraz w części suchej komorę w rzucie 2 x 1,5 m.

$$Q_p = 34,5 / 12 = 2,9 \text{ m}^3/\text{h} - \text{przy założonym czasie pracy 12 godz.}$$

Zastosowano pompę wyporowo- śrubową **NEMO® Pompa NM045BY02S12B.2**( 1 jednostka + rezerwa) o następujących parametrach:

- $Q = 2,9 \text{ m}^3/\text{h}$
- $H = 10 \text{ m sł.H}_2\text{O}$
- $N_s = 3,0 \text{ kW}$

W zbiorniku OB. 307 montuje się mieszadło. Dobrano zatapialne mieszadło średnioobrotowe **FLYGT SR 4640.412 SF** o mocy 2,5 kW.



## 5.4. Reaktory osadu czynnego.

### i. Dane wyjściowe

Charakterystyka ścieków dopływających do reaktora biologicznego odpowiada wartościom określonym przy obliczeniach osadników wstępnych, pokazano je w tabeli 5.6, poniżej:

**Tab.5.6. Jakość ścieków dopływających do reaktora biologicznego w Oczyszczalni Łęgi**

Wskaźnik	Ł <sub>R</sub> , kg/d	S <sub>R</sub> , g/m <sup>3</sup>
BZT <sub>5</sub>	2751	188
ChZT	8036	550
Zaw <sub>og</sub>	1380	94
N <sub>og</sub>	742	51
N <sub>NH4</sub> (0,6 N <sub>og</sub> .)	445	30
P <sub>og</sub>	123	8,4

### ii. Bilans zanieczyszczeń dopływających do części biologicznej.

Podatność ścieków na procesy biologicznego usuwania związków biogenych po sedimentacji w osadnikach wstępnych wynika z proporcji, które ścieki kwalifikują do symultanicznego usuwania węgla, oraz N i P.

$$BZT_5/N_{og.} = 188/51 = 3,7 < 4$$

$$BZT_5/P_{og.} = 188/8,4 = 22,4 > 20$$

Wartości powyższych proporcji wskazują, że w ściekach doprowadzanych do reaktora po procesie sedimentacji wystąpi niedobór substancji organicznych do procesu wysokoefektywnej denitryfikacji, natomiast usuwanie biologiczne fosforu powinno być zadowalające, tym bardziej że przewiduje się generację LKT z osadów wstępnych.

### iii. Bilans azotu

#### a) Nitryfikacja

Stężenie azotu w dopływie do reaktora	+ 51,0 g N/m <sup>3</sup>
Stężenie N-NH <sub>4</sub> w odpływie	- 2,0 g N/m <sup>3</sup>
Stężenie azotu przyswojonego (2,5% S <sub>BZT</sub> )	- 4,7 g N/m <sup>3</sup>
Saldo azotu do nitryfikacji	44,1 g N/m <sup>3</sup>
stopień nitryfikacji $\eta = (44,1/51) \cdot 100 = 86,8\%$	

**b) Denitryfikacja**

Stężenie azotanów w dopływie	+ 44,1 g N/m <sup>3</sup>
Stężenie N-NO <sub>3</sub> w odpływie	- 6,0 g N/m <sup>3</sup>
Saldo azotu do denitryfikacji	38,1 g N/m <sup>3</sup>

stopień denitryfikacji  $\eta = (38,1/44,1) \cdot 100 = 86,4\%$

Potencjał denitryfikacyjny (współczynnik denitryfikacji):

$$\Delta N/\Delta BZT_5 = 38,1/188 = 0,20 \text{ kg N-NO}_3/\text{kg BZT}_5$$

**Konieczne jest zatem pożywkowanie procesu.**

**iv. Obliczenie wieku osadu**

Do obliczeń WO przyjęto:

$$\text{zaw.og.}/BZT_5 = 94/188 = 0,50$$

dla której to proporcji odczytano jednostkowy przyrost osadu:

$$dX_j = 0,7 \text{ kg sm/kg BZT}_5 \text{ us.}$$

Wartość jednostkowego przyrostu osadu biologicznego została również zweryfikowana obliczeniami z danych eksploatacyjnych oczyszczalni i jest to zgodna wielkość z uzyskiwana obecnie w eksploatacji.

Dla wstępnej denitryfikacji i obliczonego potencjału (współczynnika denitryfikacji)

$$\Delta N/\Delta BZT_5 = 0,14 \text{ kg N-NO}_3/\text{kg BZT}_5$$

wg. ATV, wymagane wartości to:

$$V_D/V_R = 0,4$$

$$WO = 15 \text{ dni}$$

**v. Dobowy przyrost osadu biologicznego:**

$$\Delta X_d = dX_j \cdot L_{BZT \text{ us.}}$$

$$L_{BZT \text{ us.}} = Q(S_R - S_e) = 14 \, 613 \cdot (0,188 - 0,015) = 2 \, 532 \text{ kg BZT}_5 \text{ us./d}$$

$$\Delta X_d = dX_j \cdot L_{BZT5 \text{ us.}} = 0,7 \cdot 2532 = 1772 \text{ kg sm/d}$$

**vi. Ilość osadu nadmiernego:**

Przy założeniu zagęszczania w osadniku wtórnym do 0,8%, objętość osadu nadmiernego wyniesie

$$Q_{\text{wtórn}} = 1772 / (0,8 \cdot 10) = 221,5 \text{ m}^3/\text{d}$$

**vi. Wymagana objętość reaktora:**

Wymagana objętość reaktora (z nitryfikacją i denitryfikacją)

$$V_R = (WO \cdot SM / X)$$

Gdzie X stężenie osadu w reaktorze.

$$\text{Przyjęto } X = 3 \text{ kg sm/m}^3$$

Zatem wymagana pojemność reaktora wyniesie:

$$V_R = (15 \cdot 1772) / 3 = 8860 \text{ m}^3$$

Istniejący reaktor w części niedotlenionej i tlenowej posiada łączną pojemność (dane dla 2 ciągów)  $9396 \text{ m}^3$ , zatem jest ona wystarczająca.

#### vii. Dawkowanie zewnętrznego źródła węgla

W podanych powyżej obliczeniach z potencjału denitryfikacji wynika, że konieczne może być stosowanie dodatkowego źródła węgla do procesu denitryfikacji. Realne uzyskanie usunięcia azotu może być przy potencjale w wysokości:

$$\Delta N / \Delta BZT_5 = 0,15 \text{ kg N-NO}_3 / \text{kg BZT}_5$$

Zgodnie z przedstawionymi powyżej obliczeniami, z procesu denitryfikacji wyłączona będzie następująca ilość azotu określona za pomocą stężenia:

• Azot wbudowany w biomase	4,7 gN/m <sup>3</sup>
• Azot organiczny w ściekach oczyszczonych	3 gN/m <sup>3</sup>
• Amoniak w ściekach oczyszczonych	2 N/m <sup>3</sup>
• Azotany w ściekach oczyszczonych	6 gN/m <sup>3</sup>

$$\text{Sumaryczne stężenie azotu nie podlegającego denitryfikacji} = 15,7 \text{ g N-NO}_3 / \text{m}^3$$

Dla założonego potencjału denitryfikacji 0,15 ilość azotu jaka przy tym założeniu ulegnie denitryfikacji, bez zewnętrznego źródła węgla, wyniesie będzie:

$$S_{DN \text{ wewn}} = 0,15 \cdot 188 = 28,2 \text{ g N-NO}_3 / \text{m}^3$$

Ilość azotu do denitryfikacji z zastosowaniem zewnętrznego źródła węgla wyniesie:

$$S_{DN \text{ zewn}} = 51 - 15,7 - 28,2 = 7,1 \text{ g N-NO}_3 / \text{m}^3$$

Co odpowiada ładunkowi:

$$\dot{L}_{N \text{ zewn}} = 14 \cdot 613 \cdot 0,0071 = 100,3 \text{ kg N-NO}_3 / \text{d}$$

Zapotrzebowanie na zewnętrzne źródło węgla wyniesie:

$$5 \cdot 100,2 = 501 \text{ kg ChZT} / \text{d}$$

Preparat Brenntaplus VP1 zawiera w  $1 \text{ m}^3$  1000 kg ChZT, zatem wymagana ilość Brenntaplus wyrażona w objętości preparatu wyniesie:

$$V_{Brent.} = 0,5 \text{ m}^3 / \text{d} = 20,8 \text{ l/h}$$

Należy zaznaczyć jednak, że obecne doświadczenia eksploatacyjne nie potwierdzają konieczności dodawania zewnętrznego źródła węgla. Niemniej z uwagi na konieczność zaprojektowania układu o dużym stopniu niezawodności, należy przewidzieć układ do dawkowania zewnętrznego źródła węgla do reaktora biologicznego, który eksploatowany będzie krótkookresowo w czasie, gdyby stężenie łatworozkładalnych związków węgla okazało się zbyt niskie. Wprowadzenie procesu sedymentacji wstępnej w osadniku poziomym może wymusić stosowanie pożywkowania jak wykazały to powyższe obliczenia technologiczne.

#### 5.5. Osadnik wtórny (dodatkowy) (OB.19/3)

Obecnie w oczyszczalni są dwa osadniki wtórne, każdy o średnicy 28 m i powierzchni 603 m<sup>2</sup>. Przyjmując indeks osadu 100 l/kg oraz dla stężenia osadu  $X = 5 \text{ kg/m}^3$  porównawcza objętość osadu wyniesie:

$$PO = 500 \text{ l/m}^3$$

Przyjęto jednostkowe obciążenie powierzchni objętością osadu

$$q_{00} = 450 \text{ l/m}^2 \text{ h.}$$

dla którego obciążenie powierzchni osadem wyniesie

$$Q_a = q_{00} / PO = 450 / 500 = 0,9 \text{ m}^3/\text{m}^2 \text{ h.}$$

Dla przepływów charakterystycznych wymagana powierzchnia osadników wynosi:

$$\text{- dla } Q_{h \text{ sr}} = 609 / 0,9 = 676 \text{ m}^2$$

$$\text{- dla } Q_{h \text{ dz}} = 913 / 0,9 = 1014 \text{ m}^2$$

$$\text{- dla } Q_{h \text{ max}} = 1403 / 0,9 = 1558 \text{ m}^2 \text{ i jest powyżej obecnej powierzchni 2 osadników, która wynosi } 2 * 603 = 1206 \text{ m}^2$$

Konieczna jest zatem budowa trzeciego osadnika, którego powierzchnia wyznaczana jest poniżej w oparciu o obciążenie hydrauliczne powierzchni zawiesiną.

W pierwszej symulacji przyjęto budowę trzeciego identycznego osadnika, tj. o średnicy 28 m.

Obecnie, przy dwóch osadnikach przekroczone jest obciążenie ich powierzchni ładunkiem zawiesiny, ponieważ aktualna powierzchnia osadników wynosi 1203 m<sup>2</sup> tj. < 1558 m<sup>2</sup>. Jest zatem konieczność dobudowy 3-ciej jednostki osadnika.

Przyjmując stężenie osadu w reaktorze  $X=4 \text{ kg/m}^3$  dla 3 identycznej wielkości piaskowników ich obciążenie zawiesiną wyniesie:

$$\text{- dla } Q_{h \text{ sr}} = (609 * 4) / (3 * 603) = 1,35 \text{ kg sm/m}^2 \text{ h}$$

$$\text{- dla } Q_{h \text{ dz}} = (913 * 4) / (3 * 603) = 2 \text{ kg sm/m}^2 \text{ h}$$

Analizując sytuacje ekstremalne jakie występują w oczyszczalni podczas szczytów turystycznych, kiedy to w reaktorze utrzymywana jest z konieczności wysoka zawartość osadu czynnego, określonego stężeniem osadu w granicach  $6 \text{ kg sm/m}^3$  reaktora, obciążenia zawiesiną powierzchni 3 osadników wyniosą:

$$\text{- dla } Q_{h \text{ sr}} = (609 * 6) / (3 * 603) = 2 \text{ kg sm/m}^2 \text{ h}$$

$$\text{- dla } Q_{h \text{ dz}} = (913 * 6) / (3 * 603) = 3 \text{ kg sm/m}^2 \text{ h}$$

Dla prawidłowej sedymentacji osadu czynnego wymagane jest obciążenie zawiesiną poniżej 1,6 kg sm/m<sup>2</sup> h, zatem dobudowa trzeciego osadnika o takiej samej powierzchni jak istniejące nie do końca rozwiąże występujące problemy eksploatacyjne, ale bez wątpienia poprawi obecną sytuację. całkowite rozwiązanie problemu wymagało by budowy osadnika o powierzchni dodatkowej:  $F = 1078 \text{ m}^2$  co oznacza dodatkowy osadnik o średnicy 37 m i  $F = 1074 \text{ m}^2$  i wówczas dla ekstremalnego stężenia osadu w reaktorze obciążenie powierzchni osadników zawiesiną wyniesie:

$$\text{- dla } Q_{h \text{ sr}} = 609 * 6 / (2 * 603 + 1074) = 1,6 \text{ kg sm/m}^2 \text{ h}$$

$$\text{- dla } Q_{h \text{ dz}} = 913 * 6 / (2 * 603 + 1074) = 2,4 \text{ kg sm/m}^2 \text{ h}$$

Ostatecznie do realizacji przyjęto jeden osadnik dodatkowy o średnicy 37 m.

## 6. OBLICZENIE TECHNOLOGICZNE WRAZ Z DOBOREM ROZWIĄZAŃ TECHNICZNYCH URZĄDZEŃ - OCZYSZCZALNIA SPYRKÓWKA

### 6.1. Dane wyjściowe

Obliczenia parametrów technologicznych i wielkości urządzeń dla przyjętych rozwiązań oczyszczalni, przeprowadzono przyjmując jako dane wyjściowe wielkości wyznaczone rozdziale 3 niniejszej koncepcji, dodając ładunek przewidziany na rozbudowę sieci w tej części zlewni kanalizacyjnej.. Są to wielkości przedstawione w tabelach 6.1. do 6.3. :

**Tab.6.1. Dane ilościowe ścieków oczyszczanych w Oczyszczalni Spyrkówka**

	Jednostka	Natężenie przepływu
$Q_{d\acute{s}r}$	$m^3/d$	16000
$Q_{d\ max.}$	$m^3/d$	19200
$Q_{h\ \acute{s}r.}$	$m^3/h$	667
$Q_{h\ \acute{s}r.\ dz}$	$m^3/h$	1000
$Q_{h\ max.}$	$m^3/h$	1600
$Q_{h\ min.}$	$m^3/h$	233

**Tab.6.2. Wartości ładunków i stężeń w ściekach surowych przyjęte do obliczeń dla Oczyszczalni Spyrkówka**

Wskaźnik	RLM = 40 100 $Q_{\acute{s}r.d}=16\ 000= m^3/d$	
	$L_{\acute{s}r.d}, kg/d$	$S, g/m^3$
BZT <sub>5</sub>	2404	150
ChZT	6048	378
Zaw. og.	3188	199
N <sub>og.</sub>	556	35
P <sub>og.</sub>	62	4

**Tab.6.3. Wartości stężeń w ściekach surowych i oczyszczonych przyjęte do obliczeń dla Oczyszczalni Spyrkówka**

Lp.	Wskaźnik	Stężenie w ściekach surowych, $S_{og}/m^3$	Stężenie w ściekach oczyszczonych, $S_e g/m^3$
1.	BZT <sub>5</sub>	150	15
2.	ChZT	378	125
3.	Zaw.og.	199	35
4.	N <sub>og.</sub>	35	15
5.	P <sub>og.</sub>	4	2

## 6.2. Obliczenia piaskowników przedmuchiwanych (OB. 501)

Projektuje się nowe piaskowniki przedmuchiwane powiązane z odtłuszczaniem ścieków, które lokalizuje się w miejscu zlikwidowanych osadników Imhoffa, wykorzystując tym samym istniejące zagłębienie budowli.

Projektuje się 2 jednostki, każda o wymiarach:

Szerokość czynna komory  $B_1 = 4,0 \text{ m}$

Głębokość czynna komory  $H_{cz} = 3,5 \text{ m}$

Długość  $L = 15 \text{ m}$

Powierzchnia rzutu  $F = 60 \text{ m}^2$

Tak zwymiarowany piaskownik posiada powierzchnię przekroju poprzecznego (z uwzględnieniem skosu dna od strony komory tłuszczowej  $30^\circ$ ) :

$$F_{pop} = 11,04 \text{ m}^2 \text{ tj. poniżej zalecanej przez literaturę wielkości } 15 \text{ m}^2.$$

Wyznaczona proporcja szerokości do wysokości:  $B : H = 1,14$

Objętość komory  $V = 165,6 \text{ m}^3 \sim 166 \text{ m}^3$ .

Maksymalna prędkość pozioma:

$$v = 1600 \text{ m}^3/\text{h} / (2 * 11,04) \text{ m}^2 = 72,5 \text{ m/h} = 0,02 \text{ m/s} < 0,2 \text{ m/s}$$

Sprawdzenie parametrów technologicznych dla zaprojektowanego piaskownika:

- czas zatrzymania

$$t_{z \min} = V / Q_{h\max} = 2 * 165,6 / 1600 = 0,21 \text{ godz.} = 12,4 \text{ min}$$

$$t_{z \text{ sr}} = V / Q_{h\text{sr}} = 2 * 165,6 / 667 = 0,50 \text{ godz.} = 29,8 \text{ min}$$

- obciążenia hydrauliczne powierzchni piaskowników wyniosą dla odpowiednich przepływów:

Oh <sub>max</sub>	13,3	m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> h
Oh <sub>sr</sub>	5,6	m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> h

Zalecany przez literaturę czas zatrzymania w piaskowniku winien mieścić się w zakresie  $t = 5\text{-}15 \text{ min}$  dla  $Q_{h\max}$ , natomiast zalecane obciążenie hydrauliczne dla tego samego przepływu –  $O_{h\max}$  nie może przekraczać wartości  $18 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{h}$ . Zaprojektowany piaskownik spełnia wymagania tych parametrów.

Do piaskowników doprowadzać będzie się powietrze w wymaganej ilości – dla pojedynczego piaskownika::

Jednostkowa ilość	10,5 – 14,0	m <sup>3</sup> powietrza/m dł. *h
Przyjęto	12	m <sup>3</sup> powietrza/m dł. *h
Długość piaskownika L	15	m
Ilość powietrza	180	m <sup>3</sup> /h

Dla wydajności  $180 * 2 = 360 \text{ m}^3/\text{h}$  dobrano dmuchawy 1 szt + jedną rezerwową.

Dobrano dmuchawę typu ROBOX EVOLUTION ES 35/2P wg. oferty EkoFin POL. Moc zainstalowana 11 KW, zapotrzebowanie mocy max. 9,4 kW.

Każda z sekcji (pionowych rur) napowietrzających doprowadzona będzie do wysokości 80 cm nad dnem oraz wyposażona w przepustnicę regulacyjną umożliwiającą dostosowanie przepływu powietrza w takim stopniu aby ruch poprzeczny cieczy wymuszany przez powietrze odbywał się z prędkością około 0,3 m/s przy której wymusza się sedymentację części mineralnych ze ścieków, przy ograniczeniu części organicznych.

Do zgarniania piasku przewiduje się zgarniacz o ruchu posuwisto – zwrotnym (Zickerta) oraz pompę zanurzaną w leju piaskownika, zlokalizowaną na jego początku. Pulpa piaskowa tą pompą podawana będzie do istniejącego separatora piasku.

Przykładowo dobrano zgarniacze piasku firmy Dynamik Filtr Denne DF ZD 12x0,4.

Tłuszcz wyflotowany w części tłuszczowej piaskownika o szerokości 1,2 m zgarniany będzie za pomocą zgarniacza powierzchniowego do końcowej części tej komory z której grawitacyjnie odpływać będzie do studzienki tłuszczowej (OB.502) zlokalizowanej obok – tj. przy ścianie końcowej komór tłuszczowych.

Tłuszcz pompowany będzie z tej studzienki za pomocą pompy suchej do studzienki tłuszczu w oczyszczalni Łęgi z której będzie łącznie, z obu oczyszczalni, podawany do WKF.

Projektuje się studzienkę tłuszczu o wielkości:

- w rzucie o boku  $B_{czynna} = 1,50 \text{ m}$ , długości 3,0 m.
- głębokość czynna  $H = 2,5 \text{ m}$ .

Dno studzienki wykonać należy dno o spadku 20 – 25% w kierunku ściany 1,5 m od strony pompowni tłuszczu.

W studni przewiduje się montaż mieszadła o parametrach Sulzer typu XRW 2121 PA08/4 EC o mocy 0,92 kW oraz systemu podgrzewającego tłuszcz w postaci grzałki o mocy 10 kW

Studnię o wymiarach 1,5 x 1,5 m projektuje się dla pompy suchej z układem rurociągów i zasuw (OB. 503).

Obliczono teoretycznie ilość tłuszczu, która w ściekach miejskich wynosi 6% zawiesiny łatwo opadającej.

Ilość zawiesiny łatwo opadającej wynosi  $L_{opad.} = 3188 * 0,7 = 2232 \text{ kg/d}$

Ilość tłuszczu:  $L_{tl} = 2232 * 0,06 = 134 \text{ kg/d}$

co przy założeniu ciężaru właściwego tłuszczu rzędu 0,8 kg/l daje

$$Q_{tl} = 107 \text{ l/dobę.}$$

W studni suchej montuje się pompę do tłuszczu, która tłoczyć będzie zebrany w niej tłuszcz, rurociągiem DN100 do oczyszczalni Łęgi.

Dobrano pompę :Sulzer typu XFP 100E-VX. PE90/4 o mocy 9,9 kW, wydajności od 2 do 18 l/s, wysokości podnoszenia 10-12 m. Praca pompy tłuszczu w studzienki sterowana będzie od poziomu tłuszczu i uruchamiana przy zadanym poziomie.

W celu maksymalnego zagęszczenia tłuszczu przed jego wywozem do utylizacji lub podawaniem do WKF, w studni komory suchej przewiduje się króciec rozdzielczy na rurociągu tłocznym z pompy tłuszczu i podłączenie nowego odcinka rurociągu, co pozwoli na pompowe zawracanie

do piaskownika ścieków z warstwy pod wyflutowanymi w niej tłuszczami. W studziencie tłuszczu przewiduje się czujnik poziomu do sterowania opróżniania studzienki oraz do lokalnego sterowania napędami zasuw przy pompie (czujnik ultradźwiękowy).

Ponadto w celu minimalizacji uciążliwości piaskowników przewidziano ich przykrycie i odciąganie powietrza do biofiltra w celu dezodoryzacji

#### **Punkt przyjęcia tłuszczu dowożonego (OB. 514)**

Dodatkowo na terenie oczyszczalni przewiduje się punkt przyjmowania tłuszczu dowożonego. W tym celu zrealizować należy studnię o wymiarach czynnych w rzucie 2,5x2,5m i głębokości czynnej 2,5m. Pozwoli to na przyjmowanie jednorazowo max. 15 m<sup>3</sup> tłuszczu. W studni montuje się mieszadło typu FLYGT SR 4620.410 SFo mocy P2=1,5 kW, n=1,385 obr./min, oraz grzałkę oraz pomiar poziomu tłuszczu. Dno studziencie wykonać należy dno o spadku 20 – 25% Studnię o wymiarach 1,5 x 1,5 m projektuje się dla pompy suchej z układem rurociągów i zasuw. Pompa tłoczyć będzie tłuszcz do oczyszczalni Łęgi do układu jego zagospodarowania. Dobrano pompę :Sulzer typu XFP 100E-VX. PE90/4 o mocy 9,9 kW, wydajności od 2 do 18 l/s, wysokości podnoszenia 10-12 m. Pompa w wersji suchej, poziomej.

### **6.3. Obliczenia osadników wstępnych (OB. 504)**

W części mechanicznej oczyszczalni ścieków założono realizację procesu sedymentacji zawieszin w osadnikach poziomych prostokątnych.

Teoretyczny czas zatrzymania ścieków w osadnikach przyjęto dla przepływu średniego dziennego:  $t_z = 1$  godz,

Zatem pojemność teoretyczna osadników wyniesie:

$$V_{cz} = Q_{hdz} * 1 \text{ godz} = 1000 \text{ m}^3/\text{h} * 1 \text{ h} = 1000 \text{ m}^3$$

Przyjęto  $n = 2$  osadniki, każdy o wymiarach:

$B = 5,0$  m, szerokość czynna

$H_{cz} = 2,0$  m głębokość czynna

$H_{całk.} = 3,0$  m głębokość całkowita

Dla przyjętych wielkości długość osadnika wyniesie:

$$L = V / (2 * B * H) = 1000 / (2 * 5 * 2) = 50 \text{ m.}$$

Powierzchnia rzutu tak stworzonego osadnika wyniesie:

$$F_1 = 5 * 50 = 250 \text{ m}^2$$

Zgodnie z wytycznymi dla osadników poziomych powinna być zachowana proporcja

$L/H = > 10/1$  co dla wymiarowanego osadnika wyniesie  $50/5 = 10$

Główne parametry technologiczne zaprojektowanych osadników wstępnych będą następujące:

dla Q	Qhśr	Qhśrdz	Qhmax	Qhmin	
Oh	1,33	2,00	3,20	0,47	m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> * h
Czas t	1,50	1,00	0,63	4,28	godz.

Parametry te są zgodne z wytycznymi do projektowania osadników wstępnych przed procesem osadu czynnego.



Osadniki wyposażone zostaną w system rozdziału ścieków na dopływie w postaci deflektorów Stengla, natomiast do odbioru ścieków oczyszczonych służyć będzie układ koryt przelewowych. Ponadto osadniki wyposażać należy w zgarniacz denny osadów połączony z usuwaniem części pływających które stanowią głównie tłuszcze.

W celu zapobieżenia wynoszenia substancji pływających wraz ze ściekami z osadnika, należy przed przelewami zainstalować fartuchy.

W celu gromadzenia i zagęszczania wstępnego osadu, na początku osadnika projektuje się leje osadowe. Należy wykonać pogłębione leje osadowe, po jednym w każdym osadniku o nachyleniu ścian leja 1:1,75 co da ich zwiększoną pojemność umożliwiającą eksploatację osadników w systemie zbliżonym do tzw. aktywnych osadników wstępnych, pozwalającym na dłuższe zatrzymanie w lejach osadów. Dłuższe zatrzymanie osadów pozwoli na ich większe zagęszczenie oraz ewentualną produkcję częściową LKT w celu wspomagania procesu denitryfikacji. Ta większa pojemność lejów jest tu wskazana wobec braku możliwości realizacji w Spyrkówce zagęszczaczy grawitacyjnych dla osadów wstępnych z uwagi na szczupły teren będący do dyspozycji. Głębokość leja w osadniku wyniesie zatem ok. 4,3 m, a całkowita głębokość osadników w miejscu leja – 7,3 m. Należy tak zlokalizować osadniki, aby możliwe było wykorzystanie zagłębienia po zlikwidowanych osadnikach Imhoffa na część lejową osadników wstępnych poziomych.

Z każdego leja musi być odprowadzany osad – hydraulicznie do zbiornika z pompami. Ważne jest tu wyposażenie rurociągów spustowych w mierniki gęstości osadu odprowadzanego, tak aby leje osadników stanowiły jednocześnie zagęszczacze tego osadu. Pozwoli to zagęszczenie osadu w tych lejach 5 %sm którą to wartość przyjęto do dalszych obliczeń.

Ponadto projektuje się przykrycie osadników w celu minimalizacji ich uciążliwości dla środowiska a powietrze odprowadzane z pod przykrycia będzie dezodoryzowane w biofiltrze, wspólnie z powietrzem odprowadzanym z piaskowników przedmuchiwanych.

Założono efektywność procesu sedymentacji wstępnej w projektowanych do uruchomienia osadnikach: 25 % usuwania BZT<sub>5</sub> i 60% usuwania zawiesiny wstępnej. Zatem stężenie ścieków po osadniku wstępnym będzie następujące:

**Tab.6.4. Jakość ścieków oczyszczonych w osadniku oczyszczalni Spyrkówka**

Wskaźnik jakości ścieków oczyszczonych	Jednostka	Stężenie
Stężenie BZT <sub>5</sub> - (20 % usuw)	g/m <sup>3</sup>	120
Stężenie ChZT - (10 % usuw)	g/m <sup>3</sup>	340
Stężenie zawiesiny – (sr 60% usuw.)	g/m <sup>3</sup>	80
Stężenie N og – (10% usuw.)	g/m <sup>3</sup>	31
Stężenie P og. – (5% usuw)	g/m <sup>3</sup>	3,7

Ładunek zawiesziny zatrzymanej w osadnikach wyniesie:

$$\text{Ł}_{\text{os.wst}} = 3188 \cdot 0,6 = 1913 \text{ kg/d}$$

Jest to osad wstępny, którego objętość przy założeniu zagęszczenia w lejach osadowym – 5,0 %, wyniesie:

$$Q_{\text{os.wst}} = 1913 / (5,0 \cdot 10) = 38,3 \text{ m}^3/\text{d}.$$

#### 6.4. Obliczenia pompowni osadu wstępnego oczyszczalni Spyrkówka (OB.506)

Osad wstępny podawany będzie do zbiornika osadu przed fermentacją w Łęgach za pomocą pompy, której wydajność powinna wynosić przy założonym czasie pracy  $t = 12 \text{ h}$

Wydajność pompy:

$$Q_{\text{pwst}} = Q_{\text{os.wst}}/t = 38,3/12 = 3,2 \text{ m}^3/\text{h}$$

Dobrano pompę **NEMO® Pompa NM045BY02S12B.2**, 1 pracująca + 1 rezerwowa

- $Q = 3,2 \text{ m}^3/\text{h}$
- $H = 20 \text{ m sł.H}_2\text{O}$
- $N_s = 3,0 \text{ kW}$

Przewidziano studnię zbiorczą osadu wstępnego o wymiarze  $3 \times 3 \text{ m}$  oraz część w postaci dodatkowej studni o wymiarach w rzucie  $3 \times 2 \text{ m}$ . Łączny wymiar rzutu studni z pompownią suchą wyniesie w rzucie  $5 \times 3 \text{ m}$ . Głębokość czynna  $2,5 \text{ m}$ . W części pompowej zamontuje się pompę suchą, jak wyżej o wydajności  $3,2 \text{ m}^3/\text{h}$ , do podawania osadu, przed pompą przewiduje się macerator. Zastosowanie maceratora wymusza zastosowanie pompy w rozwiązaniu suchym. Pompownie należy zlokalizować w odległości nie większej aniżeli  $30 \text{ m}$  oraz na poziomie zapewniającym napływ grawitacyjny osadu do pompy (pompa poniżej zwierciadła ścieków w osadniku).

Zamontowany przed pompą macerator –**NETZSCH Macerator M-OVAS\_S1-2.2/50** o mocy  $2,2 \text{ kW}$

#### 6.5. Obliczenia reaktorów biologicznych osadu czynnego (OB. 507)

Ilość ścieków doprowadzanych do reaktora jest następująca:

<b>Q-śr</b>	16000	$\text{m}^3/\text{d}$	185	$\text{l/s}$
<b>Q-dmax</b>	19 200	$\text{m}^3/\text{d}$	222	$\text{l/s}$
<b>Q-hśr</b>	667	$\text{m}^3/\text{h}$	185	$\text{l/s}$
<b>Q-hśrdz</b>	1000	$\text{m}^3/\text{h}$	278	$\text{l/s}$
<b>Q-hmax</b>	1600	$\text{m}^3/\text{h}$	444	$\text{l/s}$
<b>Q-hmin</b>	233	$\text{m}^3/\text{h}$	65	$\text{l/s}$

Bilans zanieczyszczeń doprowadzany do reaktora wyniesie:

	Stężenia		Ładunki	
<b>BZT<sub>5</sub></b>	120	$\text{g/m}^3$	1923	$\text{kg/d}$
<b>Zog</b>	80	$\text{g/m}^3$	1275	$\text{kg/d}$
<b>Nog</b>	31	$\text{g/m}^3$	500	$\text{kg/d}$
<b>N<sub>NH4</sub></b>	19	$\text{g/m}^3$	300	$\text{kg/d}$
<b>Pog</b>	3,7	$\text{g/m}^3$	59	$\text{kg/d}$

Charakterystyczne proporcje w ściekach wyniosą:

BZT/N	=3,8
BZT/P	=30,6
Szaw/S-BZT5	=0,7

### **Bilans azotu**

#### **c) nitryfikacja**

Stężenie azotu w dopływie do reaktora	+ 31,0 g N/m <sup>3</sup>
Stężenie azotu org. w odpływie	- 1,0
Stężenie N-NH <sub>4</sub> w odpływie	- 1,0 g N/m <sup>3</sup>
Stężenie azotu przyswojonego (4% S <sub>BZT</sub> )	- 4,8 g N/m <sup>3</sup>
Saldo azotu do nitryfikacji	24,5 g N/m <sup>3</sup>
stopień nitryfikacji $\eta = (24,5/32) \cdot 100 = 78,2\%$	

#### **d) denitryfikacja**

Stężenie azotanów w reaktorze	+ 24,5 g N/m <sup>3</sup>
Stężenie N-NO <sub>3</sub> w odpływie	- 4,0 g N/m <sup>3</sup>
Saldo azotu do denitryfikacji	20,5 g N/m <sup>3</sup>

$$\text{stopień denitryfikacji } \eta = (20,5/24,5) \cdot 100 = 83,7 \%$$

### **Parametry procesu**

Obliczenia przeprowadzono dla temperatury procesu  $T = 12^{\circ}\text{C}$

Potencjał denitryfikacyjny (współczynnik denitryfikacji):

$$\Delta N / \Delta BZT_5 = 20,5 / (120 - 15) = 0,19 \text{ kg N-NO}_3 / \text{kg BZT}_5$$

Do obliczeń przyjęto  $W_O = 13,2$  dni, jako bezpieczny dla rozwoju bakterii nitryfikacyjnych.

Przyrost jednostkowy osadu przyjęto natomiast z danych ATV:

$$dX_j = 0,8 \text{ kg sm/kg BZT}_5 \text{ us.}$$

Projektowane reaktory osadu czynnego będą posiadać następujące proporcje komór:

$$V_D / V_{T+N} = 0,5$$

Dobowy przyrost osadu biologicznego:

$$\Delta X_d = dX_j \cdot L_{BZT \text{ us.}}$$

$$L_{BZT \text{ us.}} = Q(S_R - S_e) = 16\,000 \cdot (0,120 - 0,015) = 1683 \text{ kg BZT}_5 \text{ us./d}$$

$$\Delta X_d = dX_j \cdot L_{BZT5 \text{ us.}} = 0,8 \cdot 1683 = 1347 \text{ kg sm/d}$$

### Wymagana objętość reaktora (z nityfikacją i denityfikacją)

$$V_R = (WO * \Delta X_d) / X$$

Gdzie X stężenie osadu w reaktorze.

$$\text{Przyjęto } X = 4 \text{ kg sm/m}^3$$

Zatem wymagana pojemność reaktora wyniesie (strefy N + T):

$$V_{N+T} = (13,2 * 1347) / 4 = 4444 \text{ m}^3$$

Przy głębokości H = 5 m powierzchnia rzutu komór niedotlenionej i tlenowej wyniesie:

$$F_{N+T} = 4444 / 5 = 888,7 \text{ m}^2$$

### Biologiczne usuwanie fosforu

Założono, że w wyniku nadmiarowego biologicznego usuwania fosforu, zawartość fosforu w osadzie nadmiernym wyniesie  $P = 2,5\% \text{ sm}$ .

Ładunek fosforu usuwany z osadem nadmiernym:

$$\dot{L}_P = 0,025 * \Delta X_d = 0,025 * 1347 = 34 \text{ kg P/d}$$

Usunięte z osadem nadmiernym stężenie fosforu  $S_{Pus}$ :

$$S_{Pus} = \dot{L}_P / Q = 34 * 1000 / 16\,000 = 2,1 \text{ g P/m}^3$$

Pozostałe stężenie fosforu:

$$S_{p\ b} - S_{Pus} = 3,7 - 2,1 = 1,6 > 1 \text{ g P/m}^3$$

Stężenie fosforu do chemicznego strącania

$$\Delta S_{ch} = 1,6 - 1 = 0,6 \text{ gP/m}^3$$

Zapotrzebowanie żelaza

$$Fe = 3 * \Delta S_{ch} = 3 * 0,6 = 1,8 \text{ g Fe/m}^3$$

$$1,8 * 16\,000 = 27\,708 \text{ g Fe/d} = 27,7 \text{ kg Fe/d}$$

co odpowiada 138 l PIX/d = 6 l PIX-u /h

Ilość osadu chemicznego ( $6,8 * P_{chem} * Q$ )	62,8	kg smch/d
Ilość osadu z $P_{biol} = 3 \text{ g/l}$ $P_{us.biol}$	101,0	kg sm/d
Sumaryczny przyrost osadu: $biol + chem (9165 + 18,2 + 687,4)$	<b>1510,4</b>	kg sm/d

### Obliczenie procesu defosfatacji

Objętość komory defosfatacji obliczono przy założeniu czasu zatrzymania  $t = 1 \text{ godz}$ :

$$V_{cal \text{ komory } P} = 1 * 16\,000 / 24 = 667 \text{ m}^3$$

### Obliczenie procesu predenitryfikacji

Objętość komory predenitryfikacji obliczono przy założeniu czasu zatrzymania  $t = 1 \text{ godz}$ :

$$V_{cal \text{ komory } P} = 1 * 16\,000 / 24 = 667 \text{ m}^3$$

Projektuje się dwa reaktory, z których każdy będzie posiadać następujące pojemności obliczeniowe:

$$V_{IN+T} = 4444 \text{ m}^3 / 2 = 2222 \text{ m}^3$$

$$V_{IN} = V_{IT} = 2222 * 0,5 = 1111 \text{ m}^3$$

$$V_{IP} = 337 \text{ m}^3 / 2 = 333,5 \text{ m}^3$$

$$V_{IP} = 337 \text{ m}^3 / 2 = 333,5 \text{ m}^3$$

Całkowita pojemność 1 reaktora wyniesie:

$$V_{c1} = 2222 + 333,5 + 333,5 = 2889 \text{ m}^3$$

Przyjęto reaktor o wzorcu przepływu z pełnym wymieszaniem dla komór predenitryfikacji i defosfatacji oraz o cyrkulacyjnym przepływie dla komór nitryfikacji i denitryfikacji o następujących wymiarach:

Głębokość reaktora	H	5	m
Komora predenitryfikacji	s1	8	m
	l1	8,5	m
Komora defosfatacji	s1	8	m
	l1	8,5	m
Komora denitryfikacji, -N	B	8	m
	L	30	m
Szerokość pojedynczego koryta	S <sub>1</sub>	4	m

### Recyrkulacja wewnętrzna z komory tlenowej N do niedotlenionej D

Mając na uwadze uzyskanie maksymalnej możliwej denitryfikacji w reaktorze biologicznym, przyjmuje się stopień recyrkulacji w każdym z reaktorów, do około 400% dla przepływu średniego dziennego oraz 200% dla przepływu maksymalnego godzinowego, co oznacza:

$$Q_1 = 4 * 1000/2 = 2000 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$Q_2 = 2 * 1600/2 = 1600 \text{ m}^3/\text{h}$$

Zatem dobiera się mieszadła pompujące na całkowitą wydajność: 2000 m<sup>3</sup>/h, 2 sztuki każde o wydajności 1000 m<sup>3</sup>/h, z przemiennikami częstotliwości.

Dobrano mieszadła pompujące wariantowo:

- FLYGT PP 4640.412 ś o mocy 2,5 kW
- Sulzer typu XRCP 5032 A PM55/24 CR o mocy 5,5 kW.

### Recyrkulacja zewnętrzna

Recyrkulacja zewnętrzna z osadnika do reaktora odbywać będzie się za pomocą 2 pomp, każda do jednego reaktora. Dobrano pompy zatapialne wariantowo:

- FLYGT NP 3202.180 LT/616 na punkt pracy Q=600m<sup>3</sup>/h Hp=8,0m, moc 22 kW
- Sulzer XFP 206J-CB2.351 PE185/6 o wydajności 600 m<sup>3</sup>/h

Każda pompa we współpracy z przemiennikami częstotliwości. Pompy umieszcza się w studni osadu recyrkulowanego i nadmiernego OB. 510.

## System napowietrzania

### **Zapotrzebowanie tlenu**

Zapotrzebowanie tlenu obliczono wzorem Eckenfeldera:

$$O_2 = 1,2 (0,1 \cdot \Sigma X + 0,5 L_{BZTus.} + 4,6 L_{N-NH4nit.} - 2,3 L_{N-NO3D})$$

gdzie:

- zapotrzebowanie tlenu na oddychanie biomasy

$$O_2 = 0,1 \cdot X \cdot V_{kom tl} = 0,1 \cdot 4 \cdot 4444 = 1777 \text{ kg } O_2/d$$

- zapotrzebowanie tlenu na usuwanie BZT<sub>5</sub>

$$O_2 = 0,5 L_{BZTus.} = 0,5 \cdot 1683 = 842 \text{ kg } O_2/d$$

- zapotrzebowanie tlenu na nityfikację

$$O_2 = 4,6 L_{N-NH4nit.} = 4,6 \cdot 16\,000 \cdot 0,0245 = 1801 \text{ kg } O_2/d$$

- odzysk tlenu w procesie denitryfikacji

$$O_2 = -2,3 L_{N-NO3D} = -2,3 \cdot 16\,000 \cdot 0,0205 = -754 \text{ kg } O_2/d$$

---

Razem                      średnie zapotrzebowanie O<sub>2</sub>                      **3 667 kg O<sub>2</sub>/d**

$$OC/L = 1,91$$

Maksymalne zapotrzebowanie tlenu:

$$O_{2max} = 1,2 \cdot 3667/24 = 191 \text{ kg } O_2/h = AOR$$

### **Zapotrzebowanie powietrza – obliczenia teoretyczne**

Dla dyfuzorów istniejących:

- stopień wykorzystania tlenu z powietrza (dla warunków standardowych)

dla H<sub>cz</sub> = 4,8 m wynosi: η<sub>Ads.</sub> = 28%

- współczynnik dyfuzji α = 0,65
- zawartość tlenu w powietrzu: 280 g O<sub>2</sub>/Nm<sup>3</sup>
- wykorzystanie tlenu z 1 Nm<sup>3</sup> powietrza:

$$O_{2 1m} = 280 \cdot 0,28 \cdot 0,65 = 50,96 \text{ g } O_2/m^3$$

Zapotrzebowanie powietrza:

$$Q_P = 191 \cdot 1000/50,96 = 3\,748 \text{ m}^3/h$$

### **Dobór rozwiązań do dostarczenia powietrza**

Dobrano system rozprowadzania powietrza dla założonych 2 reaktorów cyrkulacyjnych wyposażonych w napowietrzanie wgłębne oraz mieszadła wolnoobrotowe.

Dane dla 1 reaktora:	AOR w kg O <sub>2</sub> /h	SOTR w kg O <sub>2</sub> /h	Q pow w Nm <sup>3</sup> /h
Średnio	65	140	1400
maksymalnie	100	215	2300

Wariantowo zaproponowano:

- wg. Firmy Xylen - dyfuzory membranowe Sanitaire Silver II. 9”o optymalnym zakresie doprowadzania powietrza  $2,5 \div 4,5 \text{ Nm}^3/\text{h}$ , pełnym zakresie  $0,85 \div 6,8 \text{ Nm}^3/\text{h}$ . Szczegółowy układ dyfuzorów przedstawiono na rys. 4.
- wg. Sulzer (dawniej Nopon) z dyfuzory dyskowe typu PIK300 o wydajności od 0 do 8 (10)  $\text{m}^3/\text{h}$  powietrza.

W każdej komorze system zostanie ułożony w 2 strefach o długości około 12 m każda.

W każdej strefie pojedynczy ruszt z zamontowanymi około 189 sztukami dyfuzorów PIK300.

Łącznie w 1 reaktorze - 378 sztuk dyfuzorów co gwarantuje że można do niej dostarczyć do 3024  $\text{Nm}^3/\text{h}$  w sposób ciągły roboczy lub 3700  $\text{Nm}^3/\text{h}$  w sytuacji awaryjnej.

Dla obliczonych wartości – obciążenie jednostkowe dyfuzora od 3,5 do 6  $\text{m}^3/\text{h}$ .

Łącznie na 2 reaktory zastosowano około 756 sztuk dyfuzorów PIK300

### **Stacja dmuchaw (OB. 511)**

Do zasilania systemu proponuje się wg. firmy Sulzee **dmuchawy HST S2500-1-L-400V** o mocy napędu 69 kW.

Proponowany układ : 2 robocze + 1 rezerwowa

Parametry pracy dmuchawy dla sprężu roboczego 60 kPa zamontowanej na wysokości 800 m n.p.m. wynoszą (ciśnienie wlotowe 92,076 kPa, temperatura ssania + 15 0C – obniżona z uwagi na specyfikę Zakopanego), wilgotność 65 %, opory filtra na ssaniu 0,2 kPa):

- minimalny wydatek dmuchawy 1 210  $\text{Nm}^3/\text{h}$  przy poborze 36 kW
- maksymalny wydatek dmuchawy 2 300  $\text{Nm}^3/\text{h}$  przy poborze 55 kW
- maksymalny wydatek dmuchawy 2 910  $\text{Nm}^3/\text{h}$  przy poborze 69 kW

Projektowany budynek stacji dmuchaw o wymiarach w rzucie 6,0 x 12,0 m, wysokości w świetle 4,0 m. W budynku tym przewidziano również miejsce na zamontowanie 2 małych dmuchaw powietrza dostarczanego do piaskowników przedmuchiwanych.

### **Dawkowanie zewnętrznego źródła węgla (OB.512)**

W podanych powyżej obliczeniach z potencjału denitryfikacji wynika, że konieczne może być stosowanie dodatkowego źródła węgla do procesu denitryfikacji. Realne uzyskanie usunięcia azotu może być przy potencjale w wysokości:

$$\Delta\text{N}/\Delta\text{BZT}_5 = 0,15 \text{ kg N-NO}_3/\text{kg BZT}_5$$

Zgodnie z pokazanymi powyżej obliczeniami z procesu denitryfikacji wyłączona będzie następująca ilość azotu określona za pomocą stężenia:

- |  |                            |
|--|----------------------------|
| • azot wbudowany w biomase                 | 4,8 $\text{gN}/\text{m}^3$ |
| • Azot organiczny w ściekach oczyszczonych | 1 $\text{gN}/\text{m}^3$   |
| • Amoniak w ściekach oczyszczonych         | 1 $\text{n}/\text{m}^3$    |
| • Azotany w ściekach oczyszczonych         | 4 $\text{gN}/\text{m}^3$   |

---

Sumaryczne stężenie azotu nie podlegającego denitryfikacji = **10,8  $\text{g N-NO}_3/\text{m}^3$**

Dla założonego potencjału denitryfikacji 0,15 ilość azotu jaka przy tym założeniu ulegnie denitryfikacji, bez zewnętrznego źródła węgla, wynosić będzie:

$$S_{DN\text{ wewn}} = 0,15 \cdot 120 = 18 \text{ g N-NO}_3/\text{m}^3$$

Ilość azotu do denitryfikacji z zastosowaniem zewnętrznego źródła węgla wyniesie:

$$S_{DN\text{ zewn}} = 31 - 10,8 - 18 = 2,4 \text{ g N-NO}_3/\text{m}^3$$

Co odpowiada ładunkowi:

$$L_{N\text{ zewn}} = 16\,000 \cdot 0,024 = 39 \text{ kg N-NO}_3/\text{d}$$

Zapotrzebowanie na zewnętrzne źródło węgla wyniesie:

$$5 \cdot 39 = 195 \text{ kg ChZT / d}$$

<b>Brenntapplus VP1</b>	1000	kg ChZT/m <sup>3</sup>
-------------------------	------	------------------------

I wymagana ilość Brenntapplus dawkanego do układu wyniesie zatem:

$$V_{Brent.} = \text{m}^3/\text{d} = 0,195 \text{ l/d} \approx 200 \text{ l/d} = 8,33 \text{ l/h}$$

Należy zaznaczyć jednak, że doświadczenia eksploatacyjne, nie zawsze potwierdzają konieczność dodawania zewnętrznego źródła węgla, szczególnie przy tak małym jego obliczonym zapotrzebowaniu. Jest to związane z faktem, że przy zastosowaniu strefowego napowietrzania w tlenowej części reaktora, przy przepływie cyrkulacyjnym, zachodzi w dużym stopniu denitryfikacja symultaniczna, której nie uwzględniają metody obliczeniowe. Proces ten obniża – w stosunku do obliczeń- rzeczywiste zapotrzebowanie na zewnętrzne źródło węgla. Ponadto współczesne możliwości sterowania procesem umożliwiają w znacznym stopniu zwiększenie udziału tej denitryfikacji symultanicznej, zatem obliczone powyżej zapotrzebowanie na zewnętrzne źródło węgla ma charakter czysto teoretyczny. Niemniej z uwagi na konieczność zaprojektowania układu o dużym stopniu niezawodności, należy przewidzieć układ do dawkania zewnętrznego źródła węgla do reaktora biologicznego.

Projektuje się reaktor osadu czynnego oznaczony jako OB.507, o różnym hydraulicznym wzorcu przepływu, jak to pokazano na rys. 4. Komory predenitryfikacji i defosfatacji są komorami pełnego wymieszania, natomiast komory denitryfikacji i nityfikacji mają cyrkulacyjny wzorec przepływu. Dla uzyskania założonego wzorca przepływu oraz do utrzymania osadu czynnego w reaktorze w zawieszeniu dobrano mieszadła do każdej z jego komór.

- 1) do komór predenitryfikacji i defosfatacji dobrano identyczne mieszadła wariantowo:
  - FLYGT SR 4640.412 SJ o obrotach 780 obr/min i mocy 2,5 kW, po jednym mieszadle w komorze.
  - Sulzer typ XRW 3031 PA29/6 EC o obrotach 971 min<sup>-1</sup> i mocy 3,58 kW, po jednym mieszadle w każdej komorze.
- 2) do komór denitryfikacji i nityfikacji dobrano identyczne mieszadła wolnoobrotowe w każdej z tych komór. Dobrano wariantowo:
  - Mieszadła Xylen - FLYGT SR 4320.010 wolnoobrotowe wyposażone w silnik ze zintegrowanym przemiennikiem częstotliwości, o obrotach od 32 – 39 obr/min i mocy 4 kW, jedno mieszadło w komorze denitryfikacji i dwa mieszadła w komorze nityfikacji. Dodatkowo oferent proponował realizację kierownic strug w komorach cyrkulacyjnych które pokazano na rys. 4.



- mieszadła Sulzer typu SB 1825 A40/4 o obrotach  $63 \text{ min}^{-1}$  i mocy 5,17 kW. zaproponował po jednym mieszadle dla każdej z tych komór.

Miejsce montażu mieszadeł w komorach pokazano na rys. 4. Pokazano na nim również lokalizację dysków doprowadzających powietrze.

## 6.6. Osadniki wtórne (OB. 509)

W oczyszczalni istnieje 1 osadnik wtórny radialny jednakże z uwagi na jego stan techniczny nie zostanie on wykorzystany:

Przyjmując indeks osadu  $100 \text{ l/kg}$  oraz dla stężenia osadu  $X = 5 \text{ kg/m}^3$  porównawcza objętość osadu wyniesie:

$$PO = 500 \text{ l/m}^3$$

Przyjęto jednostkowe obciążenie powierzchni objętością osadu

$$q_{oo} = 450 \text{ l/m}^2 \text{ h.}$$

dla którego obciążenie powierzchni osadem wyniesie

$$Q_a = q_{oo} / PO = 450 / 500 = 0,9 \text{ m}^3/\text{m}^2 \text{ h.}$$

Dla przepływów charakterystycznych wymagana powierzchnia osadników wynosi:

$$\text{- dla } Q_{h \text{ sr}} = 667 / 0,9 = 676 \text{ m}^2$$

$$\text{- dla } Q_{h \text{ dz}} = 1000 / 0,9 = 1014 \text{ m}^2$$

$$\text{- dla } Q_{h \text{ max}} = 1600 / 0,9 = 1558 \text{ m}^2$$

Zatem minimalna powierzchnia osadników wynosi  $1558 \text{ m}^2$  tj.  $779 \text{ m}^2$  na jeden osadnik.

Przyjęto 2 osadniki radialne o średnicy  $D=34 \text{ m}$  każdy.

### Sprawdzenie parametrów osadników:

Projektowane osadniki		
ilość n=	2	szt.
D =	34	m
H=	3	m
F= jednego	907	$\text{m}^2$
Pojemność V= czynna jednego	2722	$\text{m}^3$

### Sprawdzenie parametrów osadnika

czas dla $Q_{sr}$ =	8,17	godz
czas dla $Q_{hdzt}$ =	5,44	godz
obciążenie hydrauliczne pow. $Oh$ =	0,37	$\text{m}^3/\text{m}^2\text{h}$
Obciążenie zawiesiną $Oz$ =	1,47	$\text{kg/m}^2\text{h}$
<b>Obciążenie zawiesiną max przy <math>Q_{dz}</math></b>	<b>2</b>	<b><math>\text{kg/m}^2\text{h}</math></b>

Kompletne wyposażenie mechaniczne do osadników przykładowo dobrano Firmy PWP Katowice, co zostało załączone w ofertach na PŁYTCE CD załączonej do pracy.

## 6.7. Stacja przyjmowania pojazdów specjalistycznych (OB. 515)

Stacja przewidziana została w koncepcji z uwagi na docelową konieczność rozwiązania problemu – przyjęcia osadów z czyszczenia sieci kanalizacyjnej. Doświadczenia eksploatacyjne innych oczyszczalni wskazują na konieczność podczyszczania tych osadów w oddzielnym stanowisku. Po rozpoznaniu zagadnienia, stwierdza się że na rynku krajowym brak wariantowych rozwiązań tego podczyszczania i że jednym z niewielu urządzeń sprawdzonych w eksploatacji jest urządzenie firmy Huber, od której otrzymano ofertę.

Technologia podczyszczania odpadów z czyszczenia sieci polega na separacji zanieczyszczeń z mieszaniny na frakcje większe kierowane do kontenera, oraz mniejsze (piasek) do płuczki piasku który w stanie „oczyszczonym” odprowadzany jest do oddzielnego kontenera. Oddzielone z mieszaniny ścieki podawane będą do ścieków surowych.

Instalacja separacji i płukania piasku składa się z następujących urządzeń:

- Leja zasypowego z transporterem ślimakowym przykrytego kratą RoSF7,
- Separatora bębnowego RoSF9,
- Pompy pulpy piaskowej
- Transportera ślimakowego RoSF/XXL
- Separatora płuczki piasku RoSF4,
- Sterowania całą instalacją.

Zasada działania:

Lej zasypowy ze stali nierdzewnej o pojemności 12 m<sup>3</sup> zamontowany jest pod ziemią, umożliwiając zrzut zanieczyszczeń na kratę znajdującą się nad lejem. Na kracie zatrzymywane są zanieczyszczenia grube o średnicy powyżej 15 cm, a zanieczyszczenia drobniejsze spadają do leja. Zanieczyszczenia z leja transportowane są do separatora bębnowego RoSF9. Oddzielone w separatorze zanieczyszczenia (o średnicy powyżej 10 mm) transportowane są transporterem ślimakowym RoSF/XXL do kontenera. Zanieczyszczenia drobne (głównie piasek zanieczyszczony związkami organicznymi) podawany jest pompą do separatora płuczki piasku RoSF4 (oferta nie obejmuje pompy pulpy piaskowej). Wypłukany piasek odprowadzany jest do kontenera.

Szczegółowe parametry wszystkich wymienionych powyżej urządzeń zawarte są w ofercie Firmy Huber załączonej na płytce CD do niniejszej koncepcji.

Urządzenia umieszczone są w podziemnej żelbetowej wannie wykonanej z betonu wodoszczelnego. Wanna powinna mieć wymiary w rzucie 15 x 4 m, głębokości 3 m. Całość urządzeń posadawia się placu betonowym, przykrytym wiatą o wysokości min. 6 m i wymiarach w rzucie 20 x 20 m.

Należy przewidzieć doprowadzenie wody technologicznej do omawianej stacji przyjęcia pojazdów technologicznych.

## 7. OBLICZENIA WKF WRAZ Z OBIEKTAMI TOWARZYSZĄCYMI

Obiekty do przeróbki osadów lokalizuje się, zgodnie ze stanem istniejącym na terenie oczyszczalni Łęgi.

### a. Ilości osadów z oczyszczalni Łęgi:

- osad wstępny 2070 kg/d, sm 6%,  $Q_{os.wst} = 34,5 \text{ m}^3/\text{d}$

W oparciu o dane literaturowe oraz doświadczenia własne założono zawartość suchej masy organicznej w osadzie wstępnym jako równą :

70% smo co daje 1449 kg smo/d

- osad wtórny 1772 kg/d, sm 0,8%,  $Q_{os.wst} = 221,5 \text{ m}^3/\text{d}$

Założono zawartość suchej masy organicznej w osadzie wtórnym

71% smo co daje 1258 kg smo/d

### b. Ilości osadów z oczyszczalni Spyrkówka:

- osad wstępny 1913 kg/d, sm 5%,  $Q_{os.wst} = 38,3 \text{ m}^3/\text{d}$

Założono zawartość suchej masy organicznej w osadzie wstępnym równą:

70% smo co daje 1339 kg smo/d

- osad wtórny 1510 kg/d, sm 0,8%,  $Q_{os.wst} = 188,7 \text{ m}^3/\text{d}$

Założono zawartość suchej masy organicznej w osadzie wtórnym, po procesie osadu czynnego

71% smo co daje 1072 kg smo/d

Sumaryczne ilości osadów z oczyszczalni Łęgi i Spyrkówka podawane do procesu fermentacji wyniosą:

- osad wstępny –  $2070 + 1913 = 3983 \text{ kg/d}$  ,

w tym smo =  $1449 + 1510 = 2788 \text{ kg smo/d}$

- osad wtórny –  $1772 + 1510 = 3282 \text{ kg/d}$

w tym smo =  $1258 + 1072 = 2330 \text{ kg smo/d}$

Bilans osadów w procesie stabilizacji beztlenowej przedstawiono w postaci tabelarycznej w tabeli 7.1.

**Tab.7.1. Bilans osadów do obliczenia stabilizacji beztlenowej**

Rodzaj osadu	Surowy		Ustabilizowany		Jednostka
	wstępny	wtórny	wstępny	wtórny	
SMosadów	3983	3282			kg/d
SM-min	1195	952	1195	952	kg/d
SM-org	2788	2330			kg/d
SMrozkl.			1394	932	kg/d
SMn			1394	1398	kg/d
<b>Suma</b>	<b>7265</b>		<b>4939</b>		<b>kg/d</b>

#### a. Zagęszczanie osadu

Osad wtórny z obu oczyszczalni poddać trzeba zagęszczaniu w maszynie zagęszczającej.

Wydajność maszyny (OB. 21)

$$Q_{zag.} = 221,5 + 188,7 = 410,2 \text{ m}^3/\text{d}$$

#### b. Zbiornik osadu nadmiernego (OB. 308)

Osad z obu oczyszczalni doprowadzany jest do zbiornika pośredniego osadu nadmiernego przed maszyną zagęszczającą. Projektuje się studnię Ob. 308 jako zbiornik o pojemności  $350 \text{ m}^3$  wymiarach  $14 \times 7,2 \text{ m}$ , wysokość czynna  $3,5 \text{ m}$ . Osad ze zbiornika podawany będzie pompowo do maszyny zagęszczającej za pomocą pompy o wydajności od  $17 - 150 \text{ m}^3/\text{h}$ , dostarczonej przez dostawcę maszyny zagęszczającej.

W zbiorniku projektuje się mieszadło średnioobrotowe **FLYGT SR 4650.412 SF** o mocy  $5,5 \text{ kW}$ .

#### c. Dawkowanie polielektrolitu

Osad w procesie zagęszczania jest kondycjonowany polielektrolitem Zużycie PEL do zagęszczania osadu nadmiernego, –  $5 \text{ kg}/1000 \text{ kgsm}$

Zapotrzebowanie polielektrolitu do zagęszczania wynosi:

$$\text{PEL} = 3282 * 5 / 1000 = 16,4 \text{ kg/d}$$

Miesięczne zapotrzebowanie polielektrolitu wynosi:

$$\text{PEL} = 16,4 * 30 = 492 \text{ kg/m-c. Dostawa polielektrolitu w beczkach } 50 \text{ kg.}$$

Godzinowa wydajność agregatu do rozcieńczenia polielektrolitu przy przyjęciu pracy 5 dni w tygodniu, i 6 godzin na dobę wynosi  $3,8 \text{ kg/h}$

Zapotrzebowanie wody do rozcieńczenia roztworu  $0,5\%$ :

$$3,8 / (0,5 * 10) = 0,77 \text{ m}^3/\text{h}$$

#### d. Zagęszczarka taśmowa i zbiornik osadu

Do procesu zagęszczania przykładowo dobrano maszynę - zagęszczarka taśmowa firmy Belmer wraz z pompami podającą i odbierającą osad o symbolu **Turbodrain DT Green 2C** i wydajności  $70 - 80 \text{ m}^3/\text{h}$  oraz mocy samej maszyny zagęszczającej  $1,1 \text{ kW}$ .

Objętość osadu wtórnego po zagęszczeniu wynosi:

$$Q_{oszagęszcz.} = 3282 / (10 * 5,5) = 59,7 \text{ m}^3/\text{d}$$

Po zagęszczaniu osad podawany będzie pompowo do zbiornika osadów przed fermentacją poprzez dezintegrator osadu czynnego (OB. 21). Pompa osadu zagęszczonego po maszynie dostarczona będzie przez dostawcę zagęszczarki.

#### e. Dezintegrator osadu

Do dezintegracji osadu dobrano przykładowo system dezintegracji ultradźwiękowej osadu oparty o jednostkę (Reaktor KR3 2005) pozwalający na zdeintegrowanie nominalnie  $-30 \text{ m}^3$  osadu na dobę. Moc dezintegratora  $5 \text{ kW}$ . Dezintegrator zasilany jest osadem za pomocą pompy, której wydajność mieści się w zakresie od  $Q_{min}=0,5 \text{ m}^3/\text{h}$ ,  $Q_{max}=5 \text{ m}^3/\text{h}$ ,  $p=5 \text{ bar}$ ,

zasilanie przez falownik. Jak pokazują doświadczenia producenta system pracuje wystarczająco efektywnie przy przepływie maksymalnym, tj, wystarczającym dla wyżej obliczonej ilości osadu w oczyszczalni. Uznaje się zatem za nie uzasadnione dobieranie 2 jednostek, pozostając przy doborze 1 reaktora. System montuje się na by-passie rurociągu z zagęszczarki do zbiornika osadu przed fermentacją.

Objętość osadu wstępnego z obu oczyszczalni:

$$Q_{os\ wst} = 34,5 + 38,3 = 72,8\ m^3/d$$

Objętość osadów – sumaryczna, doprowadzana do WKF:

$$Q_{sur\ zm.} = 59,7 + 72,8 = 132,4\ m^3/d.$$

#### **f. Zbiornik osadu przed WKF i pompa osadu do WKF (OB.9A)**

Przyjęto wykorzystanie istniejącego zbiornika przed prasą OB. 9A o pojemności  $V = 270\ m^3$

W zbiorniku tym są obecnie zamontowane 2 mieszadła, każde o mocy 2 kW

Zakłada się podawanie osadu zmieszanego do procesu fermentacji w sposób równomierny, przez 17 godzin w dobie, co oznacza wydajność pompy (OB. 310)

- $Q_{pomp} = 132,4/17 = 7,8\ m^3/h.$
- Przyjęto pompę wyporową tłokową typ **NEMO® Pompa NM045BY01L06B.2** H = 20m, moc 3 KW.

#### **g. Wydzielone komory fermentacyjne (OB.309) wraz z urządzeniami pomocniczymi**

Przy przyjęciu czasu fermentacji osadów 20 dni, pojemność czynna komory fermentacyjnej wynosi:

$$V_f = 132,4 * 20 = 2649\ m^3.$$

Przykładowo, wg. oferty **SigaTech** dobrano zbiornik (OB.309) o średnicy 14,82 m wykonany z płyt stalowych, pokrywanych wtopionym epoksydem oraz z płytami dachowymi wykonanymi ze stali AISI 316, a także kompletem elementów konstrukcyjnych i usztywniających ze stali ocynkowanej (jak dachu z AISI316).

Dla średnicy 14,82m oraz ścianie bocznej  $15,66 - 0,3 = 15,36$  , przy leju dolnym  $30^\circ$  oraz wolnej burcie w szczycie ściany 0,5m (zgodnie ze szkicem w ofercie ) komora będzie miała pojemność czynną  $\sim 2\ 807\ m^3$ .

Procent rozkładu substancji organicznych w WKF wyniesie:

$$n_{rozkl\ org.} = (1394 + 932)/(2778+2330) = 0,455 = 45,5\%$$

Stabilizacja prowadzona w temperaturze  $35^\circ C$ , bez odprowadzania wody osadowej (stała objętość osadu)

obciążenie komory ładunkiem masy organicznej

$$O_{lad.smo} = (2778+2330) / 2649 = 1,93\ kg\ smo/ m^3d$$

Mieszadło do komory (OB. 309) powinno zapewnić 5 – 10 wymian osadu na godzinę.

Przykładowo dobrano mieszadło Scaba 100 FVPT-Lcc o mocy 3,6 kW.

Pompa recyrkulacji osadu w WKF, ma mieć wydajność równą podwójnej ilości osadu surowego podawanego do WKF tj.  $7,8 \times 2 = 15,6 \text{ m}^3/\text{h}$  i wysokość podnoszenia  $H = 4\text{m}$ . (OB. 310) Dobrano pompę wyporową rotacyjną TORNADO® Pump T.Envir® 04/45 BG-E o mocy 3,6 kW

Ilość gazu fermentacyjnego, przyjęto  $0,9 \text{ m}^3/\text{kg}$  smo rozłożonej,

$$Q_{\text{gazu}} = 0,9 * (1394 + 932) = 2094 \text{ m}^3/\text{d}$$

Wymagana objętość zbiornika biogazu na	30% $Q_{\text{gazu}}$	
Vzb=	628	$\text{m}^3$

Wyposażenie komory fermentacyjnej/ reaktora w zakresie biogazu przykładowo, wg. oferty Siga Tech przyjęto::

- dzwon gazowy z aw. zatrz. piany UB/DP - 400/125
- bezpiecznik cieczowy BC/WN-400
- wizjer WZ-400

Urządzenia usuwania kondensatu:

- filtr polipropylenowy FZ-01
- odwadniacz sieciowy OSp
- wyposażenie do odpompowania kondensatu

Urządzenia sieci biogazu:

- system odsiarczania chemicznego Sulfax
- system schładzania biogazu SCH - 150
- system podgrzewania biogazu HX - 150
- zbiornik magazynowy biogazu SGTc-dm 540
- węzeł tłoczny biogazu 2,30 x 4,80 m
- pochodnia biogazu z ukrytym pł. SGt-1s 150
- **Zbiornik magazynowy biogazu SGTc-dm 540**
- Pojemność zbiornika:  $540 \text{ m}^3$
- Średnica całkowita zbiornika: 10,69 m
- Wysokość całkowita zbiornika: 8,02 m
- Średnica mocowania membran do fundamentu: 9,48 m

Poniżej, w tabeli 7.2. przedstawiono wyniki teoretycznego bilansu cieplno-energetycznego zaprojektowanego układu.

**Tab.7.2. Bilans cieplno-energetyczny projektowanego układu generowania energii**

Parametr	Wartość	Jednostka
<b>Zapotrzebowanie ciepła do procesu fermentacji mezofilowej</b>		
Temperatura procesu	35	°C
Temperatura osadu surowego		
Lato	15	°C
Zima	5	°C
$\Delta T \text{ lato} = 35 - 15 =$	20	°C
$\Delta T \text{ zima} = 35 - 5 =$	30	°C
Straty ciepła w instalacji i wypromieniowanie - K	15	%
Współczynnik jednostkowego zapotrzebowania ciepła	1,17	kWh/m <sup>3</sup> i °C
Objętość osadu zmieszanego, zagęszczonego	132,4	m <sup>3</sup> /d
Ogólne zapotrzebowanie ciepła		
Lato $Q_c = 1,15 \cdot 1,17 \cdot 132,4 \cdot 20 =$	3564	kWh/d
Zima $Q_c = 1,15 \cdot 1,17 \cdot 132,4 \cdot 40 =$	5346	kWh/d
Wymagana moc kotłowni $P_k = 5346/24 =$	223	kW

<b>Uzyskanie energii ze spalania biogazu w kotle</b>		
Ilość biogazu	2 094	m <sup>3</sup> /d
Wartość opałowa biogazu W	6,2	kWh/m <sup>3</sup>
Sprawność eta	85	%
Uzyskana energia ze spalania biogazu, $Q_c$	11033	kWh/d
<b>Nadwyżka energii</b>		
Lato	7469	kWh/d
Zima	5687	kWh/d

<b>Rozwiązanie z generatorem prądu</b>		
Uzysk gazu przyjęto	900	l/kg sSMOrozł.
Objętość gazu	2094	m <sup>3</sup> /d
Zbiornik gazu o $V = n30\%$ dobowej prod.	628	m <sup>3</sup>
Jednostkowa energia w gazie ferment.	6,2	kWh/m <sup>3</sup>
Energia w gazie ferment.	12981	kWh/d

Rozwiązanie z generatorem prądu		
Uzysk energii przy spalaniu w kotle-0,9	11033	kWh/d
Uzysk energii w gazogeneratorze - 0,3	3894	kWh/d
Ciepło z chłodzenia agregatu	8437	kWh/d

Ogrzewanie komory WKF pokryte zostanie z ciepła chłodzenia agregatu.

Uzyskana energia w wysokości ok. 3894 kWh/d będzie stanowić tzw. "zieloną energię" i ma pokrywać cele oczyszczalni

Obecnie oczyszczalnia zużywa śr. około 8200 kWh/d.

#### h. Gazogenerator (OB. 314)

Dobrano gazogenerator (OB. 314) jako **Moduł kogeneracyjny typu GC 192 B5**, o mocy elektrycznej 192 kW, produkcji ciepła 214 kW ( $\pm 8\%$ ), zużycie biogazu (dla wartości opałowej biogazu wynoszącej 6,4 kWh/m<sup>3</sup>) wynosi 80,0 m<sup>3</sup>/h. Dostawa modułu wraz z kontenerem, pod który należy wykonać fundament

Dobór agregatu wykazał wyższą produkcję energii elektrycznej tj.  $192 \cdot 24 = 4608$  kWh/d. Weryfikacja jej rzeczywistej wielkości nastąpi w eksploatacji, a do dalszych analiz ekonomicznych opłacalności inwestycji, proponuje się dla bezpieczeństwa przyjąć obliczoną teoretycznie wartość niższą tj. 3985 kWh/d.

Jednocześnie w wyniku doboru wyżej pokazanego agregatu można liczyć się z mniejszym uzyskiem ciepła z chłodzenia agregatu tj.  $214 \cdot 24 = 5136$  kWh/d. Dla bezpieczeństwa należy zatem przewidzieć możliwość dodatkowego zasilania w ciepło z innego źródła, w tym przypadku z istniejącego w oczyszczalni wymiennika ciepła z wód geotermalnych. Również w okresie rozruchu WKF korzystać będzie się z ciepła z wód geotermalnych, zatem rozruch WKF nie powinien być przeprowadzony w okresie zimowym.

#### i. Zbiornik osadu przefermentowanego (OB. 311)

Uwodnienie osadu przefermentowanego

(objętość pozostaje stała, brak odprowadzania wody osadowej  $V = 132,4$  m<sup>3</sup>/d)

% sm. =  $4939 / (132,4 \cdot 10) = 3,7\%$  sm

co daje uwodnienie

% wody =  $100 - 3,7 = 96,3\%$  H<sub>2</sub>O

Zbiornik osadu przefermentowanego

Zbiornik osadu przefermentowanego, czas zatrzymania 5 d

$$V = 5 \cdot 132,4 = 662 \text{ m}^3$$

Projektuje się zbiornik prostokątny, otwarty o wymiarach (OB. 311):

$$H = 4 \text{ m}, 13 \cdot 13 \text{ m}, V = 676 \text{ m}^3$$

Przyjęto 1 mieszkadło średnio obrotowe, zatapialne firmy FLYGT SR 4650.412 SJ o mocy 5,5 kW

Przewidziano zamknięcie zbiornika z odciąganiem powietrza do biofiltara (OB. 306/2).

Przewidziano przykrycie z zastosowaniem laminatowego przykrycia dachowego pomiędzy



ścianami zewnętrznymi w postaci segmentów korytkowych. Odciągane z przestrzeni pod przykryciem powietrze będzie oczyszczane w biofiltrze typu Biowent® BW-1000

#### k. Stacja odwadniania osadu ustabilizowanego (OB. 18)

Wymagana wydajność pompy tłoczącej osad ustabilizowany do prasy odwadniającej (OB.18)(odwadnianie - t = 6h, 5 dni w tygodniu):

$$Q_P = Q_{os.stb}/t = 132,4 * (7/5)/6 = 30,9 \text{ m}^3/\text{h}$$

Dobrano pompę wyporowo-tłokową typu **NEMO® Pompa NM063BY01L06B** o mocy 5,5 kW

W oczyszczalni ścieków jest są zamontowane 2 maszyny odwadniające, docelowo jednakże ulegną one zużyciu. Proponuje się zatem przyjęcie 2 nowych maszyn – pras śrubowych lub wirówek, każda o wydajności śr 15 m<sup>3</sup>/h. (OB18)

Przykładowo przyjęto:

Instalacja odwadniania osadów z prasą ślimakową	RoS30800	Moc =5,57 kW
Instalacja odwadniania osadów z wirówką	NOXON DC12 EL	Moc = 22,00 kW

#### Stacja przygotowania i dawkowania polielektrolitu PEL

- dawka PEL 5 kg PEL/1000 kg sm
- zapotrzebowanie PEL  $5 * 4939 / 1000 = 25 \text{ kg/d}$
- zapas miesięczny PEL  $30 * 25 = 750 \text{ kg/m-c}$
- stężenie przygotowywanego i dawkowanego roztworu PEL: sm = 0,6%

Objętość roztworu PEL:

$$Q_{PEL} = 25/(10 * 0,6) * (7/5) = 5,8 \text{ m}^3/\text{d}$$

Zapotrzebowanie całkowite wody do rozpuszczenia PEL:

$$Q_{Wd} = 25/(10 * 0,1) * (7/5) = 35 \text{ m}^3/\text{d}$$

$$Q_{Wh} = 35 / 6 = 5,8 \text{ m}^3/\text{h}$$

Objętość osadu po odwodnieniu w prasie filtracyjnej (sm = 23%):

$$Q_{os.odw.d} = 4939/(10 * 23) = \mathbf{21,5 \text{ m}^3/\text{d}} \text{ (średnio)}$$

Czas pracy prasy: 5 dni w tygodniu, 6 h/d

$$Q_{os.odw.h} = (7/5) * 21,5 / 6 = 5,0 \text{ m}^3/\text{h}$$

Ilość wód osadowych:

$$Q_{w os.} = 132,4 - 21,5 = 110,9 \text{ m}^3/\text{d}$$

Na wyżej wyliczoną dobową ilość wód odwadniających zaprojektować należy zbiornik retencyjny w którym będą one magazynowane i pompowo podawane do ścieków w okresie np. nocnym przy niższym stężeniu azotu w ściekach dopływających do oczyszczalni.

Przyjmując głębokość czynną zbiornika Hcz = 2,5 m jego w rzucie będzie to zbiornik 7\*7m.

W zbiorniku montuje się pompę zatapialną, która podawać będzie wody odciekowe do ścieków surowych w oczyszczalni Łęgi lub Spyrkówka, w zależności od przebiegu procesu usuwania azotu w tych oczyszczalniach.

Przykładowo dobrano wariantowo:

- pompa typu FLYGT NP 3102.160 MT/462 o mocy 3,1 kW i wydajności 100 m<sup>3</sup>/h, wysokości podnoszenia 6,0 m.
- pompę Sulzer XFP 80C-CB1. PE29/4 o mocy 3,4 kW i wydajności 100 m<sup>3</sup>/h, wysokości podnoszenia 6,0 m.

Roczna ilość osadu do wywozu o uwodnieniu 23%:

%SM=	23,00	%
<b>Objętość osadu przefermentowanego</b>	21,5	m <sup>3</sup> /d
Summaryczna ilość osadu w roku, po stabilizacji	<b>7848</b>	m <sup>3</sup> /rok

Zatem do dalszych obliczeń w tym doboru suszarni przyjęto ilość osadu do suszenia **8000 m<sup>3</sup> na rok co przy uwodnieniu 23% odpowiada 1840 T sm na rok.**

Zatem określenie „zysku” na ilości osadu do wywozu w porównaniu z ilością osadu po tlenowej stabilizacji będzie następujące:

- roczna ilość osadu po tlenowej stabilizacji (20% sm) do wywozu: -  $Q \approx 10000 \text{ m}^3/\text{r}$
- roczna ilość osadu po stabilizacji beztlenowej (23%sm) do wywozu:  $Q = 7848 \text{ m}^3/\text{r}$
- zmniejszenie ilości osadu do wywozu o:  $10000 - 7848 \approx 2000 \text{ m}^3/\text{r}$

## 8. STACJA SUSZENIA OSADU

### 8.1. Analiza możliwości i opłacalności stosowania różnych źródeł ciepła do suszenia

Zgodnie z zaleceniami Inwestora analizuje się przyjęcie suszarni opartej na technologii suszenia średnotemperaturowego z możliwością wykorzystania ciepła geotermicznego dostarczanego obecnie do oczyszczalni. Czynnikiem grzewczym uzupełniającym ma być gaz ziemny.

Zgodnie z obliczeniami w rozdz. 7 do doboru suszarni przyjęto ilość osadu do suszenia 8000 m<sup>3</sup> na rok co przy uwodnieniu 23% odpowiada 1840 T sm na rok.

Założono wysuszenie osadu do zawartości wody 10%, zatem ilość osadu po suszeniu wynosić będzie:

$$Q_{\text{oszaęszcz.}} = 1840 \text{ 000} / (10 * 90) = \mathbf{2044 \text{ m}^3/\text{rok}}$$

Zawartości wody w osadach w ujęciu rocznym wynoszą odpowiednio:

Dla osadu przed suszeniem :  $8000 - 1840 = 6160 \text{ m}^3\text{H}_2\text{O}/\text{rok}$

Dla osadu po suszeniu:  $2044 - 1840 = 204 \text{ m}^3\text{H}_2\text{O}/\text{rok}$

Zatem roczna ilość wody do odparowania z osadu wynosi

$$Q_{\text{wody}} = 6160 - 204 = 5956 \text{ m}^3/\text{d tj. rzędu } \mathbf{6000 \text{ m}^3/\text{rok wody do odparowania}}$$

Przyjmując przyjmowane w literaturze średnie zapotrzebowanie energii cieplnej w ilości 0,8 kWh/kg odparowywanej wody

otrzymuje się szacunkową ilość ciepła wymaganą dla wysuszenia osadu:

$$0,8 * 6000 T * 1000 = 4\,800\,000 \text{ kWh/rok} = 1728 * 10^7 \text{ kJ/rok} = 17280 \text{ GJ/rok}$$

Czas pracy suszarni w roku przyjmuje się zazwyczaj w granicach 8000 godz/rok, tj około 11 miesięcy pracy ciągłej, pozostawiając miesiąc na prace konserwowe systemu, które w miarę możliwości zaleca się realizować poza sezonem turystycznym..

Godzinowa ilość energii wyniesie:

$$E_{\text{suszenia}} = 4800\,000/8000 = 600 \text{ kWh/godz}$$

Aktualnie z geotermii dostarczana jest do oczyszczalni ilość ciepła wynosząca

$$2880 \text{ kWh/dobę, tj. } 120 \text{ kWh/godz.}$$

Wg informacji własnych uzyskanych w PEC Geotermia Podhalańska S.A. zwiększenie mocy jest obecnie możliwe ale trzeba sprawdzić ile można zwiększyć przy dalej infrastrukturze czyli układzie rurociągów itp. Dostawca ciepła szacuje się, że bez zmiany infrastruktury zasilania zwiększenie, ilość dostarczanego z geotermii ciepła może być rzędu max. 2,5 większa, co pozwoliło by na dostarczenie ilości ciepła z geotermii rzędu max. 300 kWh/godz

Zatem teoretycznie, obecnie ciepłem z geotermii, można pokryć około  $120/600 = 20\%$  zapotrzebowania wymaganego ciepła dla wysuszenia osadu. Pozostałe 80 % musi pochodzić z gazu.

Do określenia wymaganej ilości gazu dla procesu suszenia ustala się konieczną ilość energii z gazu ziemnego

$$E_{\text{gazu}} = 600 - 120 = 480 \text{ kWh/godz.} = 480 * 24 = 11520 \text{ kWh/dobę}$$

Założona wartość kaloryczna gazu ziemnego –  $9,44 \text{ kW/Nm}^3$

Zużycie gazu ziemnego

$$Q_{\text{gazu}} = 480 / 9,44 = 50,8 \text{ m}^3/\text{godz} = 1220 \text{ m}^3/\text{dobę gazu}$$

Roczna ilość gazu zużywana do suszenia jako uzupełnienie zasobów aktualnych z geotermii wyniesie zatem:

$$Q_{\text{rocz}} = 50,8 * 8000 = 406400 \text{ m}^3/\text{rok gazu.}$$

Przyjmując cenę gazu  $0,95 \text{ zł/m}^3$

Roczny koszt gazu wyniesie  $0,95 * 406400 = 386800 \text{ zł/rok}$  tj. **rzędu 400 tys zł/rok**

Przeanalizowano także celowość wykorzystania energii ze spalania biogazu do tego procesu. Jak podano w rozdziale 7 ze spalania biogazu można uzyskać następujący uzysk energii dyspozycyjnej:

Uzyskanie energii ze spalania biogazu w kotle		
Ilość biogazu	2 094	m <sup>3</sup> /d
Uzyskana energia ze spalania biogazu, Q <sub>c</sub>	11033	kWh/d
Nadwyżka energii po pokryciu wymaganej jej ilości na ogrzewanie WKF		
Lato	7469	kWh/d
Zima	5687	kWh/d

Oznacza to, że w okresie zimy można będzie pokryć ok. 50% dobowego zapotrzebowania na gaz z biogazu a w okresie letnim około 60%. Jest to o tyle korzystne, że w okresie letnim parametry wody termalnej są niższe a wtedy z biogazu mamy większą ilość dyspozycyjnej energii nadmiarowej do ewentualnego wykorzystania w procesie suszenia. Rozwiązanie takie oznacza rezygnację z generacji prądu z biogazu, a tym samym rezygnację z OZE.

Możliwe jest zasilanie suszarni w energię cieplną z następujących źródeł:

1. z ciepła z geotermii po zwiększeniu jego ilości do 300 kWh/godz dostarczanego istniejącą siecią zasilania
2. z ciepła nadwyżkowego ze spalania biogazu w ilości min. 5686/24tj.~200 kWh/godz
3. z ciepła uzyskanego ze spalania gazu ziemnego w ilości ok. 100 kWh/godz

Szacując koszty dostarczania ciepła do suszenia wg. powyższego rozdziału oraz przyjmując opłatę za ciepło uzyskane z geotermii (wg. cennika z 2016 r. bez uwzględniania opłaty za moc zamówioną) w wysokości 16,83 zł/ GJ otrzymamy:

$$K_{\text{geotermii}} = 300 \text{ kWh/godz} * 16,83 \text{ zł/GJ} = 1,08 \text{ GJ/godz} * 16,83 \text{ zł/GJ} = 18,2 \text{ zł/godz} = 18,2 * 8000 = 145\,600 \text{ zł/rok}$$

Natomiast ciepło uzyskane ze spalania gazu ziemnego w ilości 100 kWh/godz wzmaga ilości gazu

$$Q_{\text{gazu}} = 100 / 9,44 = 10,6 \text{ m}^3/\text{godz} = 84\,800 \text{ m}^3/\text{rok}$$

Koszt roczny gazu w tym wariantcie

$$K_{\text{gazu}} = 84\,800 * 0,95 = 80\,560 \text{ zł/rok}$$

Łącznie koszty roczne z zastosowaniem powyższego wariantu wyniosą:

$$K_{\text{susz}} = K_{\text{geotermii}} + K_{\text{gazu}} = 145\,600 \text{ zł/rok} + 80\,560 = 226\,160 \sim \underline{\underline{230\,000 \text{ zł/rok.}}}$$

Koszt ten uzyskano rezygnując z zysku z tytułu energii elektrycznej OZE ze spalania biogazu w wysokości śr. 3713 kWh/dobę co oznacza rocznie rezygnację z około 677 600 zł/rok, zatem nie wydaje się ekonomicznie uzasadniona rezygnacja z biogazu do produkcji energii elektrycznej.

Pozostaje wariant do rozpatrzenia z następujących źródeł:

1. z ciepła z geotermii po zwiększeniu jego ilości do 300 kWh/godz dostarczanego istniejącą siecią zasilania
2. z ciepła uzyskanego ze spalania gazu ziemnego w ilości ok. 300 kWh/godz

Natomiast ciepło uzyskane ze spalania gazu ziemnego w ilości 300 kWh/godz wzmaga ilości gazu

$$Q_{\text{gazu}} = 300 / 9,44 = 31,8 \text{ m}^3/\text{godz} = 245\,400 \text{ m}^3/\text{rok}$$

Koszt roczny gazu w tym wariantcie

$$K_{\text{gazu}} = 245\,400 * 0,95 = 241\,680 \text{ zł/rok}$$

Łącznie koszty roczne z zastosowaniem powyższego wariantu wyniosą:

$$K_{\text{susz}} = K_{\text{geotermii}} + K_{\text{gazu}} = 145\,600 \text{ zł/rok} + 241\,680 = \underline{\underline{387\,280 \text{ zł/rok.}}}$$

Wynika z powyższego ekonomiczne uzasadnienie stosowania geotermii do suszenia – koszty z wykorzystaniem gazu ziemnego są wyższe od geotermii. Dodatkowo ważny jest tu jest czynnik ekologiczny, który przemawia na korzyść zastosowania ciepła z wód termalnych.

## 8.2. Przykładowy dobór rozwiązania suszenia osadu według propozycji firmy Huber.

Firma Huber zaproponowała dla Zakopanego średniotemperaturową instalację suszenia osadów w suszarce taśmowej BT 16, której schemat pokazano na Rys 2 A.

### OPIS INSTALACJI:

Taśmowa suszarnia osadu Huber BT wykonana jest w systemie modułowym. Pojedynczy segment suszarni o długości 2 m. Doprowadzenie osadu odwodnionego do suszarni przez system wytłaczania osadu.

#### System wytłaczania osadu:

System wytłaczania osadu umożliwia utworzenie na taśmie suszarni homogenicznej warstwy osadu, która jest dobrze przepuszczalna dla suszącego powietrza. Zapewnia to równomierne suszenie osadu w całej strefie suszenia. Osad odwodniony podawany jest do wytłaczarki osadu pompą, a następnie przez perforowaną płytę wytłaczany na taśmie w formie długich pasm (wyglądających jak spaghetti). Powyżej perforowanej płyty znajduje się nóż odcinający włókna zawarte w osadzie.

Zaletą takiego systemu wytłaczania osadu jest rozkładanie na taśmie osadu o zdefiniowanym kształcie granulek. Standardowo płyta perforowana ma oczka wielkości 8 do 13 mm.

#### Przebieg procesu suszenia osadu:

Osad transportowany jest górną taśmą do drugiej (dolnej) taśmy. Wysokość warstwy osadu na taśmie oraz prędkość przesuwu taśmy są dostosowane do parametrów suszonego osadu. W trakcie przesuwu taśmy granulki osadu rozpadają się tworząc nowe powierzchnie suszenia. W strefie między taśmami w trybie ciągłym jest mierzona i regulowana wysokość warstwy osadu. Napędy taśm są regulowane przetwornicami częstotliwości. Na końcu drugiej taśmy osad jest zrzucany do przenośnika odbierającego osad wysuszony.

Obie taśmy są wyposażone w system kontroli czasu pracy. W przypadku problemów generowany jest alarm.

Sucha masa osadu odwodnionego oraz wysuszonego jest kontrolowana za pomocą sond. Wyniki pomiaru suchej masy/wilgotności pozwalają na regulację prędkości przesuwu dolnej taśmy.

#### Transfer ciepła wewnątrz suszarni:

Poniżej dolnej taśmy w każdym segmencie zainstalowane są wymienniki ciepła, które ogrzewają suszące powietrze, które przechodzi przez warstwę suszonego osadu. Opcjonalnie może być zainstalowany dodatkowy wymiennik ciepła pod górną taśmą celem zwiększenia efektywności suszenia.

#### Przepływ powietrza:

Suszarnia wyposażona w wentylatory powietrza procesowego, które przesuwają powietrze wewnątrz suszarni zaczynając od pierwszego segmentu. Temperatura suszenia wynosi 60 stopni C. i wynika z temperatury wody termalnej. (zakres temperatur powietrza procesowego dla tego typu suszarek wynosi od 60 do 130 stopni C, w zależności od źródła ciepła). Strumień powietrza suszącego przechodzi z segmentu do segmentu i jest usuwany z suszarni w ostatnim segmencie. Taki sposób przepływu powietrza nazywa się przepływem Helix. Pozwala to na zmniejszenie ilości suszącego powietrza przez jego maksymalne nasycenie wilgocią na końcu suszarni.

Nasycone powietrze przez instalację odzysku ciepła kierowane jest do jednostki kondensacji gdzie usuwana jest z powietrza para wodna. Ponownie ogrzane powietrze kierowane jest na początek suszarni.

Specjalny kierunek przepływu powietrza przez suszarnię oraz rozmieszczenie wymienników ciepła skutkują niskim zapotrzebowaniem energii cieplnej i energii elektrycznej całej suszarni. Zamknięty obieg powietrza zmniejsza ilość zanieczyszczonego powietrza na wylocie z suszarni, co przyczynia się do obniżenia kosztów inwestycyjnych oraz eksploatacyjnych.

Powietrze wylotowe oczyszczane jest w dwustopniowej płuczce oraz biofiltrze.

W pełni automatyczny system sterowania w sposób ciągły monitoruje przebieg procesu suszenia i reaguje automatycznie odpowiednio do zmieniających się warunków procesu suszenia. Wszystkie istotne parametry są monitorowane, rejestrowane i wyświetlane na panelu sterowniczym. Jeśli wartości graniczne zostaną przekroczone, zostanie wyświetlony komunikat alarmowy, a instalacja w trybie automatycznym przejdzie w bezpieczny tryb pracy.

Firma Huber dobrała wielkość instalacji dla Zakopanego w oparciu o następujące określone przez nią parametry techniczne:

### **SPECYFIKACJA TECHNICZNA**

Typ suszarni	<b>BT 16</b>
Ilość	1 szt.

Rodzaj osadu	Osad stabilizowany beztlenowo	
Ilość osadu	8000	t/rok
Czas pracy suszarni osadu	24 8000	h/d h/rok
Dyspozycyjność suszarni	8000	h/rok
Ilość osadu podawana do suszarni	1000	kg/h
Zawartość suchej masy w osadzie przeznaczonym do suszenia	23	%
Zawartość suchej masy w osadzie wysuszonym	90	%
Zdolność odparowania wody	744	kg/h

	<b>Energia cieplna</b>	
Zapotrzebowanie na energię cieplną (+/-5%)	0,879	kWh/kg H <sub>2</sub> O
Całkowite zapotrzebowanie na energię cieplną	654	kWh/h
Źródło ciepła	Ciepła woda	
Temperatura zasilania	70	°C
Temperatura powrotu	60	°C
Ilość	56	m <sup>3</sup> /h

	Energia elektryczna	
Zapotrzebowanie na energię elektryczną (+/-5%)	0,110	kWh/kg H <sub>2</sub> O
Całkowite zapotrzebowanie na energię elektryczną	82	kWh/h
Moc zainstalowana	109	kW

	Woda	
Zapotrzebowanie na wodę chłodzącą	3	m <sup>3</sup> /h
Zapotrzebowanie na wodę serwisową	0,5	m <sup>3</sup> /h
Temperatura	20	°C
Ścieki	ok. 1,2	m <sup>3</sup> /h

	Powietrze wylotowe	
Przepływ powietrza wylotowego	14000	m <sup>3</sup> /h
Temperatura	≤ 40	°C

Natężenie hałasu	< 85	dB
------------------	------	----

Jak widać w ofercie określono że ciepło do procesu dostarczane będzie jedynie z wód geotermalnych o temperaturze 70 stopni C. wymagałoby to, jak podano ilości wody termalnej – 56 m<sup>3</sup>/h, co odpowiada całkowitemu zapotrzebowaniu na energię cieplną = 651 kWh/godz.

Obecnie do oczyszczalni wraz z geotermią dostarczana energia cieplna to ~ 120 kWh/godz. Zatem w przedstawionym przypadku trzeba by rozbudować sieć dystrybuującą to ciepło, lub uzupełnić brakującą energię ze spalania gazu ziemnego.

Przedstawiona oferta (załączona na płycie CD do niniejszej koncepcji) dotyczy dostawy następujących elementów linii suszenia:

### 1. Transport osadu przeznaczonego do suszenia

Pompa osadu – 1 szt.

Rurociąg między pompą osadu a przewodem doprowadzającym wytłaczarki osadu – 1 szt.

Długość: 8 m

### 2. Instalacja suszenia osadów

System wytłaczania osadu – 1 szt.

Średnotemperaturowa suszarnia osadu BT – 1 szt.

Transporter osadu wysuszonego – 1 szt.

Długość: 4000 mm

Dalszy transport osadu po stronie Zamawiającego

System kanałów wentylacji procesowej – 1 szt.

Przewód powietrza świeżego: długość 6 m

Odległość między płuczką alkaliczną a biofiltrem: maks. 6 m

Wymienniki ciepła z układem odzysku ciepła

### 3. Oczyszczanie powietrza wylotowego

Płuczka kwaśna ze stacją dozującą – 1 szt.

Płuczka alkaliczna ze stacją dozującą – 1 szt.

Biofiltr – 1 szt.

### 4. Szafa zasilająco – sterownicza – 1 szt.

Szafa sterownicza (oprzyrządowanie marki Siemens lub równoważne).

Układ pomiarowy:

- pomiar suchej masy osadu odwodnionego oraz osadu wysuszonego
- pomiar wysokości warstwy osadu
- pomiar temperatury, wilgotności, ciśnienia.

Przedstawiona przez Oferenta oferta nie obejmuje następujących pozycji:

- roboty budowlane w tym budynku o wymiarach w rzucie 13\*25m,  $H_{w\text{ świetle}} = 8\text{m}$
- zbiornika biofiltra (wymiary: 14 000 mm\*10000 mm\*1800 mm) wykonanego w betonie
- zbiornik osadu odwodnionego o wymiarach w rzucie 14\*7 m,  $H = 5\text{m}$
- układ transportu osadu wysuszonego
- silos osadu wysuszonego o średnicy 4,0 m, wysokości części walcowej 7,6m.
- instalacja grzewcza
- instalacja wody chłodzącej
- pomosty obsługowe
- instalacja zmiękczenia wody grzewczej
- urządzenia dźwigowe

Cena podana przez oferenta – firmę Huber, bez uwzględnienia w/w pozycji i obejmująca pozostałe, podstawowe elementy linii technologicznej **Średnotemperaturowej suszarni osadów BT wynosi 2 080 000 Euro tj. ~ 8 940 000 PLN**

Całość oferty przedstawiono w załączonej płytce CD do niniejszej koncepcji.

### 8.2. Przykładowy dobór rozwiązania suszenia osadu według propozycji firmy Veolia .

Firma Veolia zaproponowała dla Zakopanego instalację suszenia osadów w suszarce taśmowej BIOCON, której schemat pokazano na Rys. 2 B i C

#### OPIS INSTALACJI

Suszarka BIOCON® jest suszarką taśmową niskotemperaturową lub średnotemperaturową. Zasada suszenia polega na przedmuchu osadu rozproszanego na taśmie za pomocą gorącego powietrza. Powietrze do procesu ogrzewane jest w wewnętrznych wymiennikach ciepła. Suszarka składa się z izolowanej komory, w której umieszczone są dwie ruchome taśmy stalowe. Przy komorze suszarki umieszczony jest także system dozowania osadu na taśmy oraz zespół wentylatorów i wymienników ciepła. W skład suszarni wchodzi także kondensator do kondensacji wody zawartej w powietrzu z procesu suszenia. Osad jest wprowadzany na pierwszą perforowaną



taśmę suszarki poprzez specjalne dysze i rozprowadzany w postaci wężyków przypominających kształtem makaron. Wężyki osadu rozłożone na taśmie przedmuchiwane są gorącym powietrzem suszącym. W pierwszej strefie suszenia następuje wysuszenie osadu do ok. 55% s.m. i przełamanie fazy kleistej. Osad po pierwszej taśmie nie ma tendencji do sklejan się i może bez problemu być podany do drugiej strefy suszenia. Osad z pierwszej taśmy zsuwa się na drugą taśmę, na której następuje dosuszanie osadu do zawartości suchej masy min. 90%.

Osad wysuszony z suszarki może być transportowany bezpośrednio do silosu osadu wysuszonego, kontenerów lub np. pakowany do worków typu Big-Bag. Magazynowanie i transport osadu odwodnionego do suszarni.

Osad odwodniony z oczyszczalni może być pompowany (lub przesyłany przenośnikami) do silosu, służącego jako zbiornik buforowy osadu między stacją odwadniania osadu a suszarką.

Osad tłoczony jest do rozdzielaczy osadu umieszczonych na szczycie suszarki za pomocą pomp śrubowych. Wydajność pomp jest dostosowywana zależnie od wydajności suszarek.

Aby uniknąć emisji zapachów, rura umieszczona na górze silosu ma przyłączenie do instalacji oczyszczania powietrza osuszającego. Porcja powietrza jest stale wyciągana z silosu celem utrzymania w nim próżni i zapewnienia wymiany powietrza.

#### Rozdzielacze osadu.

Rozdzielacze osadu i pompy nadawcy są zamontowane na wodoszczelnej galerii nad komorą suszarki. Zadaniem ich jest równomierny rozdział i rozprowadzenie osadu na pierwszej taśmie suszarki. Każdy rozdzielacz jest wyposażony w trzy linie dysz na uchylnym zawieszeniu. Oscylacyjny ruch rozdzielaczy pozwala na równomierne pokrycie cienką warstwą osadu powierzchni taśmy wykonanej ze splotu drutu stalowego.

#### Suszarka osadu.

Suszarka osadu jest podzielona na dwie strefy suszenia: pierwszą strefę suszenia i strefę suszenia końcowego. Suszarka jest wyposażona w dwie taśmy suszenia umiejscowione jedna nad drugą. Taśma górna lub taśma początkowa, która przebiega przez obie strefy suszenia. Taśma dolna lub taśma końcowa przebiega wyłącznie przez strefę suszenia końcowego. Komora jest izolowana termicznie. Suszarka jest wyposażona zewnętrznie w wentylator, którego zadaniem jest wymuszenie ruchu cyrkulacyjnego powietrza suszącego. W czasie pracy suszarki jest w niej utrzymywane podciśnienie, w celu zapobiegnięcia wydostawaniu się odorów, za pomocą wentylatora wyciągowego. Niewielka ilość powietrza zanieczyszczonego oparami z suszenia może być wykorzystywana, jako powietrze wtórne do palnika w kotle olejowym. W ten sposób gazy złownonne i zanieczyszczenia, które mogą być obecne w powietrzu ulegają utylizacji, co zapobiega powstawaniu odorów i emisji zanieczyszczeń.

#### Źródła energii do procesu suszenia.

Energia cieplna do procesu suszenia produkowana jest w kotle olejowym. W kotle zabudowany jest palnik. Istnieje możliwość zastosowania palnika zasilanego gazem ziemnym lub biogazem i gazem ziemnym. Dla drugiej strefy suszenia możemy wykorzystać wodę geotermalną i/lub ciepło odpadowe. W wyniku spalania paliwa ogrzewany jest olej grzewczy, który kierowany do wymienników ciepła olej / powietrze przekazuje ciepło do powietrza suszącego. Energia cieplna w postaci oleju termalnego wykorzystywana jest do ogrzewania suszarki.

#### System odprowadzania gazów

Po opuszczeniu kotła, spaliny odprowadzane są bezpośrednio do komina. Dla spełnienia wymagań jakościowych dotyczących emisji spalin do powietrza ze spalania biogazu nie ma potrzeby oczyszczania spalin ani stosowania jakichkolwiek chemikaliów. System odprowadzenia gazów odlotowych spełnia wymagania w zakresie emisji zanieczyszczeń określone przez obowiązujące akty prawne.

#### Kondensacja oparów.

Powietrze suszące jest recyrkulowane pomiędzy suszarką a kondensorem za pomocą wentylatora promieniowego. W kondensерze mokre powietrze suszące jest przemywane strumieniem oczyszczonych ścieków z odpływu z oczyszczalni. Jednocześnie powietrze suszące ulega schłodzeniu poniżej temperatury punktu rosy, a woda odparowana z osadu jest skraplana. Powietrze suszące opuszcza kondenser w postaci suchej i czystej. Powietrze suszące, przed ponownym wprowadzeniem go do suszarki jest podgrzewane w wymienniku powietrza woda/powietrze. Przewidziano standardową kondensację wody odparowanej z osadu z zastosowaniem przepłukiwania oczyszczonymi ściekami. Mieszanina ścieków oczyszczonych zużytych do schłodzenia i przemycia powietrza suszącego oraz powstałego kondensatu jest odprowadzana z dna kondensera. Mieszanina kondensatu i ścieków oczyszczonych, która będzie odprowadzana do oczyszczalni ścieków, będzie zawierać pewną ilość zanieczyszczeń ChZT oraz azotu pochodzących z procesów suszenia osadu i przemycania powietrza suszącego w skraplaczu. Kondensacja opiera się na obecności przefiltrowanych ścieków oczyszczonych (400 µm) o temperaturze 15°

Przybliżone wymiary budynku dla urządzeń suszarni:

- wysokość budynku: 8,5 m
- szerokość budynku: 10 m
- długość budynku: 21/16,5 m ze sterownią/bez sterowni

Magazynowanie osadu wysuszonego w kontenerach na zewnątrz budynku.

Firma Veolia zaproponowała 2 rozwiązania suszarni różniące się źródłem zasilania w energię cieplną do procesu suszenia.

#### **Rozwiązanie I** – stacja suszenia osadów średniotemperaturowa

**BioCon™ SD4312-IO+BEES** w dostawie i wykonaniu „pod klucz”. składającej się z następujących elementów:

##### **1. Magazynowanie i podawanie osadu odwodnionego**

- Silos osadu mokrego (o poj. ok. 25 m<sup>3</sup>) wykonany ze stali nierdzewnej AISI 304, razem ze śrubą rozładowniczą;
- Główna pompa osadowa zlokalizowana pod silosem osadu mokrego

##### **2. Suszarka osadu**

##### **3. System skraplacza**

- Standardowy system skraplacza BIOCON™ typu SC

##### **4. System Wymiany Energii BIOCON™ (BEES)** – dający dodatkową energię cieplną no. do ogrzewania pomieszczeń.

- Wymiennik ciepła - powietrze kondensacyjne / gorąca woda

Temperatura suszenia w zaproponowanym układzie wynosi od 87 do 170 stopni C.

Schemat instalacji wraz z podanymi na nim podstawowymi parametrami technologicznymi pokazano na rys. 2B. Pokazany schemat przedstawia bilans energii z suszarką średnitemperaturową wykorzystującą jako paliwo biogaz z gazem ziemnym bądź sam gaz ziemny, dla strefy pierwszej oraz źródło wody geotermalnej dla strefy drugiej.

Wskaźniki energetyczne dobranego układu:

<b>Zużycie energii cieplnej</b>	0,92	kWh/kg H <sub>2</sub> O odparowanej
<b>Odzysk energii cieplnej BEES</b>	0,3	kWh/kg H <sub>2</sub> O odparowanej
<b>Zużycie energii cieplej z odzyskiem energii BEES</b>	0,62	kWh/kg H <sub>2</sub> O odparowanej
<b>Zużycie energii elektrycznej</b>	0,06-0,065	kWh/kg H <sub>2</sub> O odparowanej

Cena netto podana przez oferenta – firmę Veolia, średnitemperaturowej suszarni osadów BioConTM SD4312-IO+BEES wynosi

**1 500 000 Euro tj. ~6 450 000 PLN**

Całość oferty przedstawiono w załączonej do niniejszej koncepcji, płytce CD.

**Rozwiązanie II** – stacja suszenia osadów **niskotemperaturowa BioConTM SDL4313-IW** w dostawie i wykonaniu „pod klucz”.

Źródłem ciepła jest tu energia cieplna do procesu jako woda geotermalna o temp. 70°C lub dodatkowo ciepło odpadowe, które kierowane do wymienników ciepła woda/ powietrze przekazuje ciepło do powietrza suszącego. Energia cieplna w postaci wody geotermalnej wykorzystywana jest do ogrzewania suszarki. Może zaistnieć potrzeba zamontowania dodatkowego źródła ciepła wykorzystującego np. ciepło odpadowe z Kogeneracji.

Powietrze do procesu podgrzewane jest w wewnętrznych wymiennikach ciepła za pomocą wód termalnych.

Przybliżone wymiary budynku dla urządzeń::

- wysokość budynku: 8,5 m
- szerokość budynku: 13 m
- długość budynku: 20 m

Temperatura suszenia w zaproponowanym układzie wynosi 50 stopni C.

Schemat instalacji wraz z podanymi na nim podstawowymi parametrami technologicznymi pokazano na rys. 2C. Pokazany schemat przedstawia bilans energii z suszarką niskotemperaturową wykorzystującą źródło wody geotermalnej.

Wskaźniki energetyczne dobranego układu:

Paliwo do procesu suszenia		
Zużycie energii cieplnej	0,95	kWh/kg wody odparowanej
Zużycie energii elektrycznej	0,85-0,9	kWh/kg wody odparowanej

Cena netto podana przez oferenta – firmę Veolia, średnitemperaturowej suszarni osadów BioConTM SD4312-IO+BEES wynosi

**1 900 000 Euro tj. ~8 740 000 PLN**

Całość oferty przedstawiono w załączonej do niniejszej koncepcji, płytce CD.

W podsumowaniu analizy energetycznej systemu suszenia w powiązaniu danymi zawartymi w poszczególnych ofertach, do dalszej analizy kosztowej inwestycji typuje się I rozwiązanie firmy Veolia dotyczące suszarki osadów średnitemperaturowej **BioConTM SD4312-IO+BEES**, tak ze względów energetycznych jak i o najniższym koszcie inwestycyjnym. Zaleca się obok stosowania wody geotermalnej w drugiej strefie suszenia, zastosowanie gazu ziemnego dla podgrzania powietrza w pierwszej strefie suszenia. Dla instalacji trzeba zrealizować budynek 10\*20 m, wysokości 8,5m. Osad po odwadnianiu pompowany będzie za pomocą pompy rotacyjnej do silosu osadu przed suszeniem, zlokalizowanego w budynku. Dla osadu wysuszonego wybrano rozwiązanie z kontenerami zamkniętymi z wewnętrzną śrubą dystrybucyjną (moc silnika 1,1 kW) – 2 kontenery, każdy o objętości 23 m<sup>3</sup>. Kontenery lokalizuje się bezpośrednio przy budynku.

W podsumowaniu, w oparciu o dane oferenta do procesu suszenia w suszarce średnitemperaturowej BioConTM SD4312-IO+BEES, zużyje się:

Ilość energii cieplnej całkowita, zużyta do suszenia:

$$E_{\text{ciepła}} = 6000 \text{ m}^3/\text{rok} * 0,92 \text{ kWh/kg H}_2\text{O} = 6\,000\,000 \text{ kg/rok} * 0,92 = 5\,520\,000 \text{ kWh/rok}$$

co oznacza wymaganą moc cieplną do procesu suszenia

$$M_{\text{ciepła}} = 5\,520\,000 \text{ kWh/rok} / 8000 \text{ h/rok pracy} = \mathbf{690 \text{ kW}}$$

W podanym przez oferenta systemie BEES, odzysk ciepła uzyskany jednocześnie z procesu, obliczony w analogiczny sposób wyniesie:

$$E_{\text{odzyskana}} = 6000 \text{ m}^3/\text{rok} * 0,3 \text{ kWh/kg H}_2\text{O} = 6\,000\,000 \text{ kg/rok} * 0,3 = 1\,800\,000 \text{ kWh/rok}$$

$$M_{\text{ciepła}} = 1\,800\,000 \text{ kWh/rok} / 8000 \text{ h/rok pracy} = \mathbf{225 \text{ kW}}$$

Zatem bilansowa moc cieplna do procesu suszenia wyniesie  $690 \text{ kW} - 225 \text{ kW} = \mathbf{465 \text{ kW}}$ .

Oczywiście system należy zaprojektować na dostępną moc cieplną w wysokości 690 kW, natomiast po pełnym rozruchu procesu dodatkową moc cieplną odzyskaną można przeznaczyć na inne cele w oczyszczalni.

Jednocześnie do procesu zużyje się energię elektryczną w ilości:

$$E_{\text{prądu}} = 6000 \text{ m}^3/\text{rok} * 0,065 \text{ kWh/kg H}_2\text{O} = 6\,000\,000 \text{ kg/rok} * 0,065 = 390\,000 \text{ kWh/rok}$$

$$= 48,75 \text{ kWh/h} \sim 50 \text{ kWh/h}$$

co stanowi 50% energii z procesu kogeneracji prądu uzyskanego z biogazu.

## 9. POMPY CIEPŁA

### 9.1. Analiza możliwości i opłacalności stosowania pomp ciepła

Wg. danych z oczyszczalni, do obliczeń pompy ciepła w Zakopanem należy przyjąć temperaturę ścieków w zimie poniżej 10°C, obecnie przy niskich temperaturach powietrza notowano 7,8 °C, natomiast jeśli nie ma mrozów są to temperatury rzędu 9 – 10 °C. Maksymalne wartości temperatury nie przekraczają w lecie 15 °C (wielkości to określono dla ścieków oczyszczonych, które potencjalnie zasilają będą pompy ciepła). Generalnie w Zakopanem stwierdza się, iż są to ścieki o relatywnie niskiej wartości energetycznej w aspekcie ich wykorzystania jako dolne źródło pomp ciepła (tzw. „zimne ścieki”). Stężenie chlorków w tych ściekach, rzędu 40 mg/l, max 80 mg/l, jest korzystne z punktu widzenia stosowania tych urządzeń.

Głównymi punktami zapotrzebowania na energię cieplną w zmodernizowanej oczyszczalni ścieków są:

- WKF, gdzie wymagana moc cieplna jaka musi zostać dostarczona aby zapewnić prawidłowe funkcjonowanie WKF wynosi średnio 223 kW;
- Suszarnia osadu, gdzie wymagana moc cieplna jest rzędu 600 kW;
- Ogrzewanie budynków oczyszczalni i ciepłej wody użytkowej (obecnie z geotermii), rzędu 120 kW.

#### **SUMARYCZNIE – po stronie zapotrzebowania ~ 943 kW ciepła**

Po planowanej rozbudowie i modernizacji oczyszczalni dostępne będą następujące źródła ciepła :

- Moc cieplna z układu kogeneracji 214 kW ( $\pm 8\%$ ), ( w wyniku doboru agregatu), jest to wartość niższa od teoretycznie możliwej do osiągnięcia w sprzyjających okresach wartości 352 kW (wynikającej z obliczeń teoretycznych)
- Moc cieplna dostarczana przez Geotermię – 120 kW (lub 300 kW, po zwiększeniu dostawy)

#### **SUMARYCZNIE – po stronie dostępnych dostaw ~ 334 kW ciepła (lub 514 kW ciepła jeśli uzyska się zwiększenie dostaw)**

Zatem niezbędne jest zapewnienie dodatkowej mocy cieplnej w ilości:

$M_c = 943 - 334 = 609 \text{ kW}$  (lub jeśli uzyska się zwiększenie dostaw z Geotermii  $943 - 514 = 429 \text{ kW}$ )

Jako kolejne, możliwe do wykorzystania źródło ciepła, w niniejszej analizie rozpatruje się pompy ciepła z wymiennikami zamontowanymi w odpływach z obu oczyszczalni. Należy jednak zwrócić uwagę, że ciepło z nich uzyskane ma ograniczenia w zastosowaniu ponieważ w efekcie końcowym zastosowania pomp ciepła uzyskiwana jest ciepła woda użytkowa o tzw. „niskich parametrach” jako że temperatura wody zasilającej wynosi jedynie 45°C. Przeprowadzono analizę możliwego wykorzystania tego źródła ciepła w szczególnych warunkach Oczyszczalni w Zakopanem. Wstępnie rozważono zastosowanie tej ciepłej wody do ogrzewania komór fermentacji (WKF) oraz wykorzystania jej w procesie suszenia osadu. Jednak po analizie zrezygnowano z dogrzewania komór fermentacji oraz zasilania suszarni osadu za pomocą pomp ciepła ze względu na zbyt niską temperaturę uzyskiwanej wody (45°C) co znacząco obniżałoby sprawność całego układu energetycznego. Rozważono wstępnie także dogrzewanie tej wody bądź

też zastosowanie układu pompy dwustopniowej, jednak takie rozwiązanie z kolei charakteryzuje się niskimi współczynnikami efektywności energetycznej (nieco powyżej 2 zamiast uznawanych za opłacalne - powyżej 3,5) w wyniku czego, gdyby je zastosować, znacząca część energii elektrycznej byłaby tracona na pracę złożonych pomp ciepła.

Zatem w istniejących warunkach pompy ciepła mogą pełnić ograniczoną rolę, a mianowicie :

1. Wytwarzanie wody ciepłej dla potrzeb ogrzewania pomieszczeń oraz dla potrzeb sanitarnych pracowników;
2. Wytwarzanie wody ciepłej do wykorzystania poza terenem oczyszczalni.

W koncepcji proponuje się wymienniki zanurzone np typu Huber RoWin B, które lokuje się przy kanale odpływowym ścieków oczyszczonych odpływających ze wszystkich osadników wtórnych. Wydajność przepływowa układu wymienniki/pompy ciepła zostaje dostosowana do przepływu niższego od minimalnego każdej z oczyszczalni tzn.

dla oczyszczalni Łęgi 32 l/s z możliwością pracy w zakresie 1,0 – 32 l/s

dla oczyszczalni Spyrkówka 32 l/s z możliwością pracy w zakresie 1,0 – 32 l/s

tak, aby zapewnić ciągłą pracę zespołu w całym okresie eksploatacji

Przyjęto zastosowanie wyłącznie urządzeń typowych, dedykowanych dla ścieków, dlatego jako rozwiązanie wzorcowe w koncepcji przyjęto Huber RoWin 8. Decyzja ta była podyktowana wynikiem przeglądu rozwiązań stosowanych w Polsce, gdzie relatywnie często zestawy pomp ciepła (jeśli nie są urządzeniami specjalistycznymi) przedwcześnie kończą eksploatację ze względu na niedostosowanie do specyfiki chemiczno-biologicznej ścieków. Autorzy niniejszej Koncepcji nie ograniczają możliwości zastosowania rozwiązań innych producentów, pod warunkiem, że będą to rozwiązania dedykowane do eksploatacji w ściekach komunalnych oraz o odpowiednio dużej ilości sprawnie działających obiektów referencyjnych.

## 9.2. Pompa ciepła z wymiennikiem dla oczyszczalni Łęgi

Przyjęto dwa identyczne zespoły wymiennik + pompa ciepła, w następujących układach eksploatacyjnych (dla oczyszczalni Łęgi) o sumarycznej wydajności cieplnej ok. 570 kW, przyjęto zespół: 2wymiennik+1pompa ciepła, o wydajności grzewczej łącznej ok 470 kW: Taka wielkość wymiarowa (moc cieplna) tych zespołów jest zgodna z założonymi parametrami dolnego źródła.

- Odbiór ciepła w postaci wody o temperaturze zasilania 45°C i temperaturze powrotu 40°C i natężeniu przepływu: ok 23 l/s

Przykładowy dobór urządzeń /wymienniki :

- a. Wymiennik HUBER RoWin 8 2szt.
- b. Temperatura:
  - i. ścieki zasilające wymiennik warunki niekorzystne min 4,9°C
  - ii. ścieki po wymienniku temperatura minimalna min. 1 °C

Dobór urządzeń/pompy ciepła RTWD-140 HE (agregat) :

c. Agregaty pompy ciepła	1 szt.
d. Natężenie dopływu cieczy do wymienników	23,27 l/s
e. Moc instalowana urz. elektrycznych	116 kW/pompa
f. Moc grzewcza pompy	473 kW
g. Przepływ wody użytkowej	22,6 l/s
h. Temperatura wody użytkowej	
i. Woda ciepła	45°C
ii. Woda powrotna	40°C

### 9.3. Pompa ciepła z wymiennikiem dla oczyszczalni Spyrkówka

Przyjęto zespoły wymiennik + pompa ciepła dla oczyszczalni Spyrkówka o mocy grzewczej ok. 570 kW przyjęto zespół: 2 wymienniki + pompa ciepła. Taka wielkość wymiarowa (moc cieplna) tych zespołów jest zgodna z założonymi parametrami dolnego źródła. Odbiór ciepła w postaci wody o temperaturze zasilania 45°C i temperaturze powrotu 40°C i natężeniu przepływu: ok 27 l/s

Przykładowy dobór urządzeń /wymienniki :

a. Wymiennik HUBER RoWin 8	2szt.
b. Temperatura:	
i. ścieki zasilające wymiennik warunki niekorzystne	min 4,2°C
ii. ścieki po wymienniku temperatura minimalna	min. 1 °C

Dobór urządzeń/pompy ciepła RTWD-180 HE (agregat) -

c. Agregaty pompy ciepła	1 szt. .
d. Natężenie dopływu cieczy do jednej pompy	12,5 l/s
e. Moc instalowana urz. elektrycznych	140 kW/pompa
f. Moc grzewcza pompy	570 kW
g. Przepływ wody użytkowej	27,24 l/s
h. Temperatura wody użytkowej	
iii. Woda ciepła	45°C
iv. Woda powrotna	40°C

Jak wynika z powyższego zestawienia możliwości zaopatrzenia w moc cieplną oczyszczalni z pomp ciepła są duże i wynoszą łącznie  $473 + 570 = 1043 \sim 1040$  kW.

Jednakże z uwagi na ograniczone możliwości jej zastosowania nie wydaje się racjonalne realizowanie pomp ciepła w obu oczyszczalniach. Uzasadnione wydaje się zastosowanie pompy ciepła w jednej oczyszczalni z co umożliwi wykorzystanie wód z geotermii do procesu suszenia osadu. Ciepło z pomp ciepła posłużyłoby w takim przypadku do ogrzewania obiektów oczyszczalni i zasilania ją w ciepłą wodę użytkową.

Szacunki zapotrzebowania na moc cieplną w warunkach optymalnych dla obiektów Oczyszczalni określono dla potrzeb tej koncepcji następująco:

i. Biuro :	max. 147 kW
ii. Laboratorium:	max 95 kW
iii. Budynek pomp:	max 35 kW
iv. Budynek odwadniania osadu :	max 133 kW

v. Magazyny: max 89 kW  
Co łącznie daje zapotrzebowanie 500 kW  
Biorąc pod uwagę niższe obecnie zużycie ciepła w oczyszczalni, przeliczono ponownie wielkości dla wartości minimalnych otrzymując  
Łączne zapotrzebowanie na moc cieplną **193 kW**  
którą to wartość przyjęto do dalszych analiz.

Koszty instalacji pomp ciepła netto (bez kosztów budowlanych wynoszą :

pompa ciepła z wymiennikami dal oczyszczalni Łęgi

$K_{w+p} = 353\ 000\ \text{Euro} \sim 1\ 520\ 000\ \text{zł}$

pompa ciepła z wymiennikami dal oczyszczalni Spyrkówka

$K_{w+p} = 358\ 000\ \text{Euro} \sim 1\ 540\ 000\ \text{zł}$

Szczegółowe informacje przykładowego producenta dotyczące pomp ciepła z wymiennikami podano w załączonej do niniejszej koncepcji, płytce CD.



## 10. ANALIZA KOSZTÓW

### 10.1. Wyznaczenie kosztów inwestycyjnych dla oczyszczalni Łęgi

Koszty inwestycyjne wyznaczono na podstawie następujących danych:

- Informacji od dostawców sprzętu i urządzeń (dane te powinny być traktowane jako szacunkowe, gdyż w postępowaniu zakupowym/przetargowym koszty tego typu ulegają zazwyczaj zmianie);
- Kosztów wykonania budynków i budowli wyznaczonych w oparciu o katalogi wskaźnikowe Sekocenbud dla poziomu cen IV kw 2106 rok, w oparciu o kubaturę i/lub powierzchnię użytkową; nie uwzględniają one podatku VAT.
- Przez analogię do innych, podobnych obiektów/urządzeń projektowanych w ostatnim czasie przez zespół projektowy wykonujący niniejsze opracowanie;
- Szacunek kosztów nie zastępuje kosztorysowania niezbędnego na kolejnych etapach realizacji zamierzeń modernizacyjnych

Wartości stopy amortyzacyjnej przyjęto na zasadach ogólnych:

- 2,5% dla budowli
- 14% dla pomp
- 10 % dla wyposażenia;
- 60% dla komputerów i wyposażenia sterującego

W tabeli 10.1. przedstawiono wyniki obliczeń kosztów wszystkich obiektów analizowanych w koncepcji dla oczyszczalni Łęgi.

**Tab. 10.1. Wyznaczenie kosztów inwestycyjnych dla oczyszczalni Łęgi**

Nr obiektu	OPIS OBIEKTU/URZĄDZENIA	Cena jedn.	Sztuk	Koszt łącznie	Przykładowo dobrane urządzenia	Obliczenia wartości do naliczenia amortyzacji		
		[zł]		[zł]	Podstawy wyceny	Pompy [zł]	Urządzenia [zł]	Budowle [zł]
OB..2.1.	Piaskownik przedmuchiwany prace budowlano-adaptacyjne dla dostosowania istniejących 2 komór piaskownika do nowej funkcji	140 000	1	140 000				140 000
	Zgarniacz powierzchniowy tłuszczu	220 000	1	220 000			220 000	
	Przykrycie piaskownika	100 000	1	100 000	EkoFin-Pol		100 000	
	Dmuchawa 1 + 1rezerw.	21 216	2	42 432	ROBOX EVOLUTION ES 25/1P	42 432		
OB..2.2.	Studnia tłuszczu o wymiarach w świetle 1,4 * 1,5m, Hcz=2,5 m - prace budowlane	10 000	1	10 000				10 000
	Mieszadło do studni tłuszczu	11 893	1	11 893	Mieszadło zatapialne XRW 2121 PA08/4 EC		11 893	
	Grzałka do studni tłuszczu	500	1	500			500	
OB..2.3.	Pompowania tłuszczu - studnia o wymiarach w świetle 1,4 * 1,5m, Hcz=2,5 m - prace budowlane	10 000	1	10 000				10 000
	Pompa tłuszczu 1 + 1 rez.	23 135	2	46 270	FLYGT NT 3127.160 HT/488	46 270		
OB..19/3	Osadnik wtórny radialny o średnicy 37 m - prace budowlane	3 200 000	1	3 200 000				3 200 000
	Zgarniacz osadu wraz z systemem koryt i deflektorów	440 000	1	440 000	PWP Katowice		440 000	

Nr obiektu	OPIS OBIEKTU/URZĄDZENIA	Cena jedn.	Sztuk	Koszt łącznie	Przykładowo dobrane urządzenia	Obliczenia wartości do naliczenia amortyzacji		
		[zł]		[zł]	Podstawy wyceny	Pompy [zł]	Urządzenia [zł]	Budowle [zł]
OB. 7.1	Prace budowlana adaptacyjne zamiany części komory beztlenowej na 1 osadnik wstępny poziomy – dla parametrów osadnika rzędu F = 8 x 45 i Hcz=2,5m., wraz z wykonaniem 2 lejów osadowych o głębokości 3,0m	401 775	1	401 775	wg Sekocenbud z założeniem 50% kosztów adaptacji i 100% kosztów dla lejów			401 775
	Zgarniacz do osadnika wstępnego poziomego – dla parametrów osadnika rzędu F = 8 * 45 i Hcz=2,5m. z systemem deflektorów rozprowadzających ścieki oraz korytem odprowadzającym, zbiorczym ścieków i zgarnianiem części pływających	220 000	1	220 000	zgarniacz osadu ZGP-ŁM 8,0,		220 000	
OB. 5/1	Stacja dawkowania Brenntaplust wraz ze zbiornikiem i instalacją dawkowania do reaktorów	65 000	1	65 000			65 000	
OB.304	Macerator	19 350	1	19 350	NETZSCH Macerator M-OVAS_S1-2.2/50	19 350		
	Pompa osadu z leja do zagęszczacza, 1 pracująca +1 rez.	9 890	2	19 780	NEMO® Pompa NM045BY01L06B.2	19 780		
	Pompownia międzyobiektoowa o wymiarach w rzucie 3 * 2 m i głębokości 2,0 m	15 852	1	15 852	Wg Sekocenbud V= 12 m3			15 852
OB.305	Zagęszczacz grawitacyjny, zbiornik żelbetowy o średnicy 8,1 m, całkowitej wysokości 3,5m	138 151	2	276 302	Wg Sekocenbud V= 180,35 m3			276 302
	Mieszadło prętowe zagęszczacza typ MW-ZRP 7,5	150 000	2	300 000			300 000	
	Przykrycie zbiorników zagęszczaczy osadów.	84 000	1	84 000			84 000	

Nr obiektu	OPIS OBIEKTU/URZĄDZENIA	Cena jedn.	Sztuk	Koszt łącznie	Przykładowo dobrane urządzenia	Obliczenia wartości do naliczenia amortyzacji		
		[zł]		[zł]	Podstawy wyceny	Pompy [zł]	Urządzenia [zł]	Budowle [zł]
OB. 306/1	System neutralizacji odorów typu Biowent® BW-2000	144 000	1	144 000	Biowent® BW-2000			144 000
OB. 307	Zbiornik osadu wstępnego zagęszczonego o pojemności 50m <sup>3</sup> , Hcałk. 3,5 m, w rzucie 4 x 4m z przyległą częścią na pompę o wymiarach w rzucie 2 x 1,5 m	120 000	1	120 000				120 000
	Pompa osadu zagęszczonego wstępnego, 1 pracująca + rezerwa	9 890	2	19 780	NEMO® Pompa NM045BY02S12B.2	19 780		
	Mieszadło średnioobrotowe FLYGT SR 4640.412 SF	20 816	1	20 816	FLYGT SR 4640.412 SF		20 816	
OB..308	Zbiornik pośredni osadu nadmiernego z obu oczyszczalni jako zbiornik podziemny o pojemności 350 m <sup>3</sup> wymiarach 14 * 7,2 m, wysokość czynna 3,5m	190 400	1	190 400	Przyjęto koszty jednostkowe jak dla zagęszczacza Sekocenbud			190 400
	Mieszadło w zbiorniku	31 733	1	31 733	mieszadło średnioobrotowe FLYGT SR 4650.412 SF		31 733	
OB. 21,	Zagęszczarka Taśmowa firmy Belmer wraz z pompami podającą i odbierającą osad - 1 komplet	1 225 027	1	1 225 027	Turbodrain DT Green 2C		1 225 027	
	Dezintegrator ultradźwiękowy	602 000	1	602 000	Reaktor KR3 2005		602 000	
OB. 9A	Prace budowlane powiększające pojemność zbiornika	150 000	1	150 000				150 000
OB. 310/1	Pompa wyporowa tłokowa podająca osad do WKF	9 890	2	19 780	NEMO® Pompa NM045BY01L06B.2	19 780		
	Pompa wyporowa rotacyjna do recyrkulacji osadu w WKF	21 930	2	43 860	TORNADO® Pump T.Envir® 04/45 BG-E	43 860		
OB. 309	Komora WKF - zbiornik z izolacją	1 658 465	1	1 658 465				1 658 465
	mieszadło Scaba 100 FVPT-Lcc o mocy 3,6 kW.	247 812	1	247 812			247 812	

Nr obiektu	OPIS OBIEKTU/URZĄDZENIA	Cena jedn.	Sztuk	Koszt łącznie	Przykładowo dobrane urządzenia	Obliczenia wartości do naliczenia amortyzacji		
		[zł]		[zł]	Podstawy wyceny	Pompy [zł]	Urządzenia [zł]	Budowle [zł]
OB. 312, 313, 315	Wypożyczenie całkowite sieci biogazu, ze zbiornikiem na biogaz, odsiarczalniami i węzłem tłocznym	631 500		631 500				631 500
OB. 310	Budynek operacyjny przy WKF, w konstrukcji murowanej, wymiary w rzucie 15*10 m	550 000	1	550 000				550 000
	Ciąg komunikacyjny do szczytu komory WKF - na wysokość 16 m. w rzucie 4*4 m.	430 000	1	430 000	szer kładki 1,5 m			430 000
OB. 314	Moduł kogeneracyjny typu GC 192 B5 wraz z kontenerem	1 073 280	1	1 073 280			1 073 280	
	Fundament pod kontener modułu kogeneracyjnego o wymiarach w rzucie: 9 *3 m.	64 800	1	64 800	wys do 1,0m			64 800
OB. 311	Zbiornik osadu po fermentacji, Vzb cz= 632m3, Hcz=4, B = 13*13m	200 000	1	200 000				200 000
	Zatapialne mieszadło średnioobr.,	36 611	1	36 611	FLYGT SR 4650.412 SJ		36 611	
	Przykrycie zbiornika osadu przefermentowanego 13*13 m.	119 000	1	119 000	EkoFin-Pol		119 000	
OB. 306/2	System neutralizacji odorów typu Biowent® <b>BW-1000</b>	102 400	1	102 400	Biowent® BW-1000			102 400
OB. 18	Pompa podająca osad do maszyny odwadniającej	12 857	2	25 714	NEMO® Pompa NM063BY01L06B	25 714		
	Instalacja odwadniania osadów z prasą ślimakową	794 640	2	1 589 280	RoS30800		1 589 280	
	Instalacja odwadniania osadów z wirówką	345 000	2	690 000	NOXON DC12 EL		690 000	
OB..317	Zbiornik Hcz=2,5, w rzucie 7*7 m	230 000	1	230 000				230 000
	Pompa do wód odciekowych z odwadniania osadu	16 585	1	16 585	FLYGT NP 3102.160 MT/462	16 585		

Nr obiektu	OPIS OBIEKTU/URZĄDZENIA	Cena jedn.	Sztuk	Koszt łącznie	Przykładowo dobrane urządzenia	Obliczenia wartości do naliczenia amortyzacji		
		[zł]		[zł]	Podstawy wyceny	Pompy [zł]	Urządzenia [zł]	Budowle [zł]
OB..318	Pompa ciepła z wymiennikiem	1 517 900	1	1 517 900			1 517 900	
	Budynek dla wymiennika 9*6 m, H=3m	103 000	1	103 000				103 000
OB..319	Pompa podająca osad odwodniony do silosu	30 000	1	30 000	Borger FL 776	30 000		
	Stacja suszenia osadu - komplet	6 450 000	1	6 450 000			6 450 000	
	Budynek dla stacji suszenia osadu 10*20m, wys.8,5m	1 320 000	1	1 320 000				1 320 000
OB..312	Kontenery na osad wysuszony	65 000	1	65 000	Codesa		65 000	
	Sieci międzyobiektywne, technologiczne, energetyczne i akp	600 000	1	600 000			600 000	
	Przebudowa i rozbudowa układu sterowania i automatyki	1 200 000	1	1 200 000			1 200 000	
	Przebudowa - dostosowanie układu drogowego	200 000	1	200 000				200 000
	Rozruch technologiczny z dokumentacją odbiorową	250 000	1	250 000				
	Rezerwa 15 %			4 138 785				
	<b>RAZEM</b>			<b>31 730 682</b>		<b>283 551</b>	<b>16 909 852</b>	<b>10 148 494</b>

Dokumentacja projektowa i nadzór autorski 5%	1 586 534
Nadzór inwestorski 2%	634 614
Obliczenia nie uwzględniają podatku VAT	
<b>SUMA</b>	<b>33 951 829</b>

W podsumowaniu w tabeli 10.2 poniżej podano główne składowe kosztów inwestycyjnych obliczonych dla oczyszczalni Łęgi z zaokrągleniem wartości obliczonych do 1 tysiąca złotych. Wszystkie koszty są obliczone z uwzględnieniem prac projektowych i nadzoru inwestorskiego, jednak zgodnie z zasadami kosztorysowania nie uwzględniają podatku VAT. Równocześnie w tabeli tej podano obliczone, dla każdej składowej inwestycji, koszty amortyzacji.

**Tab. 10.2 Zbiorne zestawienie kosztów inwestycyjnych dla oczyszczalni Łęgi wraz z określonymi kosztami amortyzacji**

<b>Oczyszczalnia Łęgi</b>		
	<b>Koszty inwestycyjne zł</b>	<b>Koszty amortyzacji od zrealizowanych przedsięwzięć, zł/rok</b>
Realizacja obiektów w linii oczyszczania ścieków	5 439 000	218 930
Realizacja obiektów w linii przeróbki osadów wraz z osadnikiem wstępnym	16 582 000	1 236 650
<b>Łączny koszt przebudowy z uwzględnieniem nowej gospodarki osadowej</b>	22 021 000	1 455 580
Stacja suszenia osadów	9 807 000	711 575
Realizacja pompy ciepła	2 124 000	164 490
<b>Maksymalna wartość inwestycji w oczyszczalni Łęgi</b>	<b>33 952 000</b>	<b>2 331 645</b>

### 10.3. Wyznaczenie kosztów inwestycyjnych dla oczyszczalni Spyrkówka

Istotnym elementem kosztowym w zamierzonej inwestycji są prace rozbiórkowe istniejących obiektów stanowiących obecną oczyszczalnię Spyrkówka. Wycenę tych prac wykonano w przy założeniach:

- Ze względu na lokalizację wyburzenia bez metody wybuchowej
- Wyburzenia tylko ścian, bez wyburzania dna, odwóz gruzu na odległość 10 km
- Podstawa Orgbud Serwis, poziom cen IV kwartał 2016, *rozbiieranie za pomocą młotów pneumatycznych ścian żelbetowych ze zbrojeniem normalnym i usunięciem gruzu na zewnątrz budynku*

Wykonaną wycenę przedstawiono Załączniku nr. 1. w podsumowaniu której stwierdza się:

1. Koszt łączny rozbiórki ścian żelbetowych	1 269 834 zł
2. Koszt łączny rozbiórki konstrukcji stalowych z wywozem	11 000 zł
3. Koszt opróżnienia i wywozu zawartości złóż biologicznych	56 200 zł
4. Koszt wywozu gruzu na odległość 10 km	168 904 zł
5. <u>Demontaż rurociągów technologicznych 600 m (105zł/m)</u>	<u>63 000 zł</u>
<b>6. RAZEM</b>	<b>1 569 922 zł = 1 570 000 zł</b>

W tabeli 10.3. przedstawiono wyniki obliczeń kosztów wszystkich obiektów analizowanych w koncepcji dla oczyszczalni Łęgi.



Tab. 10.3. Wyznaczenie kosztów inwestycyjnych dla oczyszczalni Spyrkówka

Nr obiektu	OPIS OBIEKTU/URZĄDZENIA	Cena jedn.	Sztuk	Koszt łącznie	Przykładowo dobrane urządzenia	Obliczenia wartości do naliczenia amortyzacji		
		[zł]		[zł]	Podstawy wyceny	Pompy [zł]	Urządzenia [zł]	Budowle [zł]
OB..501	Piaskownik przedmuchiwany o wymiarach 15m * 4m, Hcałk.4 m	360 000	2	720 000				720 000
	Zgarniacze denne do piasku	99 000	2	198 000	Zgarniacz Denny DF ZD 12*0,4.		198 000	
	Zgarniacze powierzchniowe do tłuszczu	175 000	2	350 000			350 000	
	Przykrycie piaskowników	60 000	2	120 000	EkoFin-Pol			
	Dmuchawy 1 + 1 rez.	30 170	2	60 340	ROBOX EVOLUTION ES 35/2P	60 340		
OB..502	Studnia tłuszczu o wymiarze 1,5*3 m, Hcałk = 3 m	25 650	1	25 650				25 650
	Mieszadło w studni tłuszczu	11 893	1	11 893	Mieszadło zatapialne *RW 2121 PA08/4 EC		11 893	
	Grzałka w studni tłuszczu	600	1	600			600	
OB..503	Pompownia tłuszczu o wymiarze 1,5 * 1,5 m, Hcałk. 3 m	12 825	1	12 825				12 825
	Pompa tłuszczu+ rezerwowa	13 234	2	26 467	XFP 100E-VX.3 PE90/4 w wersji suchej poziome	26 467		
OB. 504	Osadnik wstępny o wymiarach 5 * 50 m, H śr.całk. = 3m.	700 500	2	1 401 000				1 401 000
	Zgarniacz do osadnika wstępnego poziomego – wraz z systemem deflektorów rozprowadzających ścieki oraz korytem odprowadzającym, zbiorczym ścieków. Zgarniacz z jednoczesnym zgarnianiem części pływających	290 000	2	580 000			580 000	
	Przykrycie osadników	191 500	2	383 000			383 000	
OB. 505	System neutralizacji odorów typu Biowent®	150 000	1	150 000				150 000

Nr obiektu	OPIS OBIEKTU/URZĄDZENIA	Cena jedn.	Sztuk	Koszt łącznie	Przykładowo dobrane urządzenia	Obliczenia wartości do naliczenia amortyzacji		
		[zł]		[zł]	Podstawy wyceny	Pompy [zł]	Urządzenia [zł]	Budowle [zł]
OB..507	Reaktor o wymiarach w rzucie 8 * 38,5m, głębokości całkowitej 6m oraz ściankami grodzącymi w łącznej długości 113m (wysokość 6m)	1 524 600	2	3 049 200				3 049 200
	Mieszadło w komorze defosfatacji	21 960	2	43 920	FLYGT SR 4640.412 SJ		43 920	
	Mieszadło w komorze predenitryfikacji	21 960	2	43 920	FLYGT SR 4640.412 SJ		43 920	
	Mieszadło w komorze denitryfikacji	62 606	2	125 212	FLYGT SR 4320.010		125 212	
	Mieszadło w komorze nitryfikacji	62 606	4	250 424	FLYGT SR 4320.010		250 424	
	Mieszadło pompujące pomiędzy D i N	29 308	4	117 232	Mieszadło pompujące XRCP 5032 A PM55/24 CR		117 232	
	Ruszt napowietrzający	138 000	2	276 000	Sanitaire Silver II.		276 000	
OB506	Macerator	19 350	1	19 350	NETZSCH Macerator M-OVAS_S1-2.2/50	19 350		
	Pompa osadu , 1 pracująca + rezerwa	9 890	2	19 780	NEMO® Pompa NM045BY01L06B.2	19 780		
	Pompownia osadu wstępnego międzyobiektowa o wymiarach w rzucie 5 * 3 m i głębokości całkowitej 3,0 m podzielona ścianką szczelną na część osadową i pompową.	120 000	1	120 000	Wg Sekocenbud V= 12 m3			120 000
OB..508	Studnia rozdziału ścieków o wymiarach 3 * 2m głębokości 2 m.	22 812	1	22 812				22 812
OB..509	Osadniki wtórne radialne o średnicy 34 m, pojemności czynnej 2700 m3, i powierzchni 900 m2 oraz głębokości czynnej 3 m..	2 227 500	2	4 455 000				4 455 000

Nr obiektu	OPIS OBIEKTU/URZĄDZENIA	Cena jedn.	Sztuk	Koszt łącznie	Przykładowo dobrane urządzenia	Obliczenia wartości do naliczenia amortyzacji		
		[zł]		[zł]	Podstawy wyceny	Pompy [zł]	Urządzenia [zł]	Budowle [zł]
	Zgarniacz denny i powierzchniowy wraz z systemem koryt i deflektorów	490 000	2	980 000	PWP Katowice		980 000	
OB. 510	Zbiornik osadu nadmiernego i recyrkulowanego o wymiarach 4 * 4 m, głębokość całkowita 4,0 m.	120 000	1	120 000				120 000
	Mieszadło średnioobrotowe	23 192	1	23 192	FLYGT SR 4640.412 SJ		23 192	
	Pompa zatapialna osadu nadmiernego 1 szt + rezerwa	11 907	2	23 814	FLYGT NP 3085.160 SH/255	23 814		
	Pompa zatapialna osadu recyrkulowanego 2 szt + 1 rezerwa	76 153	3	228 459	FLYGT NP 3202.180 LT/616	228 459		
OB..511	Stacja dmuchaw, budynek o wymiarach 6 * 12m, H=4m	182 880	1	182 880				182 880
	Dmuchawy	350 000	3	1 050 000		1 050 000		
ob..512	Stacja dawkowania Brenntaplu wraz ze zbiornikiem i instalacją dawkowania do reaktorów	65 000	1	65 000			65 000	
OB..513	Budynek dla pompy ciepła 9 * 6 m, wysokości 3m	103 000	1	103 000				103 000
	Pompa ciepła z wymiennikami	1 539 400	1	1 539 400	Instalacja odzysku ciepła z wymiennikiem ciepła RoWin		1 539 400	
OB..514	Studnia tłuszczu o wymiarze 1,5 * 3,m, Hcałk = 3 m	102 870	1	102 870				102 870
	mieszadło w studni tłuszczu	11 893	1	11 893	Mieszadło zatapialne XRW 2121 PA08/4 EC		11 893	
	Grzałka w studni tłuszczu	600	1	600			600	
	Pompownia tłuszczu o wymiarze 1,5 * 1,5 m, Hcałk. 3 m	12 825	1	12 825				12 825

Nr obiektu	OPIS OBIEKTU/URZĄDZENIA	Cena jedn.	Sztuk	Koszt łącznie	Przykładowo dobrane urządzenia	Obliczenia wartości do naliczenia amortyzacji		
		[zł]		[zł]	Podstawy wyceny	Pompy [zł]	Urządzenia [zł]	Budowle [zł]
	Pompa tłuszczu	13 234	1	13 234	XFP 100E-VX.3 PE90/4 w wersji suchej poziome	13 234		
OB.515	Stacja przyjmowania pojazdów specjalistycznych, część wyposażeniowa	1 376 000	1	1 376 000			1 376 000	
	Wanna szczelna betonowa, podziemna o wymiarach 15*4m, głębokości 3m.	168 120	1	168 120				168 120
	Wiatra nad stacją o rzucie 20 * 20m, wysokości 6 m	531 200	1	531 200				531 200
	Betonowy plac pod wiatą o powierzchni 340 m2	76 840	1	76 840				76 840
	Prace wyburzeniowe i rozbiórkowe istniejących obiektów	3 900 000	1	1 570 000				
	Sieci międzyobiektove, technologiczne, energetyczne i akp	500 000	1	500 000			500 000	
	Przebudowa i rozbudowa układu sterowania i automatyki	1 100 000	1	1 100 000			1 100 000	
	Przebudowa - dostosowanie układu drogowego	250 000	1	250 000				250 000
	Rozruch technologiczny z dokumentacją odbiorową	200 000	1	200 000				
	Rezerwa 15 %			3 421 793				
	<b>RAZEM</b>			<b>26 233 744</b>		<b>1 441 444</b>	<b>7 976 285</b>	<b>11 504 222</b>

Dokumentacja projektowa i nadzór autorski 5%	1 311 687
Nadzór inwestorski 2%	524 675
Obliczenia nie uwzględniają podatku VAT	
<b>SUMA</b>	<b>28 070 106</b>

W podsumowaniu w tabeli 10.4 poniżej, podano główne składowe kosztów inwestycyjnych obliczonych dla oczyszczalni Spyrkówka z zaokrągleniem wartości obliczonych do 1 tysiąca. Wszystkie koszty są obliczone z uwzględnieniem prac projektowych i nadzoru inwestorskiego. Równocześnie w tabeli tej podano obliczone, dla każdej składowej inwestycji, koszty amortyzacji.

**Tab. 10.4 Zbiorcze zestawienie kosztów inwestycyjnych dla oczyszczalni Spyrkówka wraz z określonymi kosztami amortyzacji**

<b>Oczyszczalnia Spyrkówka</b>		
	Koszty inwestycyjne zł	Koszty amortyzacji od zrealizowanych przedsięwzięć, zł/rok
Realizacja nowych obiektów w linii oczyszczania ścieków	22 991 000	1 263 148
Realizacja pompy ciepła	2 150 000	171 890
Realizacja studni odbioru tłuszczu dowożonego	220 000	13 119
Realizacja stacji przyjmowania pojazdów specjalistycznych z mycia kanalizacji	2 710 000	164 379
<b>Maksymalna wartość inwestycji w oczyszczalni Spyrkówka</b>	<b>28 070 000</b>	<b>1 612 536</b>

### 10.3. Analiza kosztów inwestycyjnych pod kątem celowości inwestycji

Analizę kosztów przedstawiono w tabelach 10.5 i 10.6.

**Tab. 10.5 Ogólna analiza głównych składników kosztów w realizacji WKF**

<b>WKF</b>		
Koszt inwestycyjny węzła WKF	<b>16 582 430</b>	zł
Dodatkowy koszt eksploatacyjny związany z nowymi obiektami (amortyzacja)	1 236 650	zł/rok
Dodatkowa produkcja energii elektrycznej wyprodukowana w procesie OZE	3 894	kWh/d
Zysk związany z produkcją energii elektrycznej	710 655	zł/rok

WKF		
Zmniejszenie ilości osadu do końcowego zagospodarowania (wywozu) w porównaniu z obecną sytuacją	2 000	T/rok
Cena jednostkowa wywozu osadu	200	zł/T
Zysk związany ze zmniejszeniem ilości osadu	<b>400 000</b>	zł/rok
<b>Łącznie "zysk" wynikający z rozbudowy oczyszczalni (1 236 650-400 000)</b>	<b>1 110 655</b>	<b>zł/rok</b>
<b><i>BILANS OSTATECZNY</i> (1 110 655-1 236 650)</b>	<b><u>-125 995</u></b>	<b>zł/rok</b>

Tab. 10.6 Ogólna analiza głównych składników kosztów w realizacji suszarni osadów

Ogólna analiza głównych składników kosztów w realizacji SUSZARNI		
Koszt inwestycyjny (łącznie)	<b>9 807 085</b>	zł
Dodatkowy koszt eksploatacyjny związany z nowymi obiektami (amortyzacja)	711 575	kWh/rok
Zmniejszenie ilości osadu do końcowego zagospodarowania (wywozu) w porównaniu do osadu mokrego po WKF (23% sm)	6 000	T/rok
Cena jednostkowa wywozu osadu	200	zł/T
Zysk związany ze zmniejszeniem ilości osadu	<b>1 200 000</b>	zł/rok
<b><i>BILANS OSTATECZNY</i> (1200000-711 575)</b>	<b><u>488 425</u></b>	<b>zł/rok</b>
Energia cieplna dodatkowo odzyskana w procesie	225	kW

Jak wynika z wartości wyliczonych i pokazanych w powyższych tabelach realizacja samego węzła WKF zamieniającego zagospodarowanie osadu w procesie tlenowym na beztlenowy nie wykazuje znaczącego zysku ekonomicznego w węźle przeróbki osadu, nie biorąc

oczywiście pod uwagę do tychobliczeń zysk wiązany z procesem, tj. oszczędności w linii oczyszczalni ścieków, które także tu wynikną.

Natomiast bilans procesu poprawia inwestycja w suszenie osadu jak wynika to z tab. 10,6.

Oba te procesy są ze sobą sprzężone, zatem celowe jest zastosowanie procesu WKF łącznie z procesem suszenia osadu w suszarce.

**Tab. 10.7 Zestawienie bilansowe ciepła w oczyszczalni analizowanego w koncepcji**

Obiekt	Zapotrzebowanie, kW	Generowanie ciepła, kW	Objaśnienia
WKF	223		<i>zapotrzebowanie pokryte przez układ kogeneracji prądu</i>
Stacja suszenia osadów	690		
Grzanie obiektów oczyszczalni i CUW	193		
Wody z geotermii po zwiększeniu dostawy		300	
Odzysk ciepła z procesu suszenia BEES		225	
Pompa ciepła Łęgi		470	<i>ciepło o ograniczeniu zastosowania do CO i CUW</i>
Pompa ciepła Spyrkówka		570	
Ilość ciepła konieczna do dostarczenia z gazu ziemnego (960-300)	360		

Przy decyzji o realizacji obok analizy, nie należy pomijać względu ekologicznego który nie da się umieścić w powyższej kalkulacji, jest jednak bardzo istotny.

Podstawowe zalety ekologiczne wynikające z zastosowania technologii opracowanych w koncepcji to:

- produkcja energii elektrycznej stanowiącej „energię zieloną” OZE
- zmniejszenie odpadu do końcowego zagospodarowania
- zmniejszenie energii używanej do napowietrzania ścieków co wiąże się z poprawą (zmniejszeniem) emisji CO<sub>2</sub> do środowiska
- produkcja ekologicznej energii cieplnej z zastosowania pomp ciepła
- wykorzystanie ekologicznych wód termalnych do procesów technologicznych oczyszczalni

## Załącznik nr 1

### Obliczenia kosztów rozbiórki oczyszczalni Spyrkówka



## Oszacowanie kosztów rozbiórki na ciągu Spyrkówka dla oczyszczalni Zakopane

### 1. Założenia:

- a. Ze względu na lokalizację wyburzenia bez metody wybuchowej
- b. Wyburzenia tylko ścian, bez wyburzania dna, odwóz gruzu na odległość 10 km
- c. Podstawa Orgbud Serwis, poziom cen IV kwartał 2016, *rozbiórka za pomocą młotów pneumatycznych ścian żelbetowych ze zbrojeniem normalnym i usunięciem gruzu na zewnątrz budynku*

### 2. Obiekt 102 PIASKOWNIKI

- a. 2 sztuki
- b. Konstrukcja żelbetowa;
- c. Wymiary:
  - i. Średnica 3,4 m
  - ii. Wysokość 3,0 m
  - iii. Grubość ścian 0,3 m
- d. Obliczona objętość żelbetu w jednym obiekcie 19,2 m<sup>3</sup>
- e. Obliczona objętość żelbetu we wszystkich obiektach 38,4 m<sup>3</sup>
- f. Podstawa wyceny 404 0604 02 777,37 zł/m<sup>3</sup>
- g. Koszt rozbiórki szacunkowy 29895 zł
- h. Masa gruzu do wywieżenia 1220 ton
- i. Inne: założono zaniedbywalny koszt usunięcia konstrukcji stalowych

### 3. Obiekt 103 Osadniki Imhoffa

- a. 3 sztuki
- b. Konstrukcja żelbetowa;
- c. Wymiary:
  - i. Długość (trzy ściany) 19,5 m
  - ii. Szerokość 15 m
  - iii. Wysokość 6,16 m
  - iv. Grubość ścian 0,3 m
- d. Obliczona objętość żelbetu w jednym obiekcie 163,6 m<sup>3</sup>
- e. Obliczona objętość żelbetu we wszystkich obiektach 490 m<sup>3</sup>
- f. Podstawa wyceny 404 0604 02 777,37 zł/m<sup>3</sup>
- g. Koszt rozbiórki szacunkowy 381 411 zł
- h. Masa gruzu do wywieżenia 1200 ton

### 4. Obiekt 104 Komora

- a. 1 sztuka
- b. Konstrukcja żelbetowa;
- c. Wymiary:
  - i. Średnica 12 m
  - ii. Wysokość 6 m
  - iii. Grubość ścian 0,3 m
- d. Obliczona objętość żelbetu w jednym obiekcie 136 m<sup>3</sup>
- e. Obliczona objętość żelbetu we wszystkich obiektach 136 m<sup>3</sup>
- f. Podstawa wyceny 404 0604 02 777,37 zł/m<sup>3</sup>
- g. Koszt rozbiórki szacunkowy 105 512 zł

h. Masa gruzu do wywieżenia 339 ton

#### 5. Obiekt 104A Komora

a. 1 sztuka  
 b. Konstrukcja żelbetowa;  
 c. Wymiary:  
     i. Długość 4 m  
     ii. Szerokość 2 m  
     iii. Wysokość 6 m  
     iv. Grubość ścian 0,3 m  
 d. Obliczona objętość żelbetu w jednym obiekcie 22 m<sup>3</sup>  
 e. Obliczona objętość żelbetu we wszystkich obiektach 22 m<sup>3</sup>  
 f. Podstawa wyceny 404 0604 02 777,37 zł/m<sup>3</sup>  
 g. Koszt rozbiórki szacunkowy 16 800 zł  
 h. Masa gruzu do wywieżenia 54 tony

#### 6. Obiekt 105 osadnik pośredni

a. 1 sztuka  
 b. Konstrukcja żelbetowa;  
 c. Wymiary:  
     i. Średnica 24 m  
     ii. Wysokość 3,5 m  
     iii. Grubość ścian 0,3 m  
 d. Obliczona objętość żelbetu w jednym obiekcie 158 m<sup>3</sup>  
 e. Obliczona objętość żelbetu we wszystkich obiektach 158 m<sup>3</sup>  
 f. Podstawa wyceny 404 0604 02 777,37 zł/m<sup>3</sup>  
 g. Koszt rozbiórki szacunkowy 123 100 zł  
 h. Masa gruzu do wywieżenia 395 ton  
 i. Konstrukcja stalowa do rozbiórki – zgarniacz masa 3400 kg  
     i. masa 3400 kg  
     ii. podstawa wyceny analogia do 205 0201 06 10 586,40/t  
     iii. Koszt demontażu 2 000 zł

#### 7. Obiekt 106 Komora

a. 1 sztuka  
 b. Konstrukcja żelbetowa;  
 c. Wymiary:  
     i. Długość 4 m  
     ii. Szerokość 4 m  
     iii. Wysokość 6 m  
     iv. Grubość ścian 0,3 m  
 d. Obliczona objętość żelbetu w jednym obiekcie 29 m<sup>3</sup>  
 e. Obliczona objętość żelbetu we wszystkich obiektach 29 m<sup>3</sup>  
 f. Podstawa wyceny 404 0604 02 777,37 zł/m<sup>3</sup>  
 g. Koszt rozbiórki szacunkowy 22 400 zł  
 h. Masa gruzu do wywieżenia 72 tony

## 8. Obiekt 107 Złóża biologiczne

- a. 4 sztuki
- b. Konstrukcja żelbetowa;
- c. Wymiary:
  - i. Średnica 24 m
  - ii. Wysokość 3 m
  - iii. Grubość ścian 0,3 m
- d. Obliczona objętość żelbetu w jednym obiekcie 136 m<sup>3</sup>
- e. Obliczona objętość żelbetu we wszystkich obiektach 542 m<sup>3</sup>
- f. Podstawa wyceny 404 0604 02 777,37 zł/m<sup>3</sup>
- g. Koszt rozbiórki szacunkowy 316 537 zł
- h. Masa gruzu do wywieżenia 1357 ton
- i. Konstrukcja stalowa do rozbiórki – zraszacze
  - i. masa 3200 kg
  - ii. podstawa wyceny analogia do 205 0201 06 10 586,40/t
  - iii. Koszt demontażu 1880 zł
- j. Wypełnienie złóż do wywieżenia
  - i. Objętość w 1 złożu 452 m<sup>3</sup>
  - ii. Gęstość koksu 1,75 t/m<sup>3</sup>
  - iii. Masa wypełnienia w 4 złożach 3167 ton
  - iv. Podstawa wyceny wywieżenie gruzu z załadunkiem koparką, przewóz parkiem samochodowym min 4 pojazdy poz wyceny 404 1102 02, koszt jednostkowy 23,87/m<sup>3</sup>+9\*4,10/t
  - v. Koszt załadunku i wywozu 56 200 zł

## 9. Obiekt 108 Osadniki radialne

- a. 2 sztuki
- b. Konstrukcja żelbetowa;
- c. Wymiary:
  - i. Średnica 18 m
  - ii. Wysokość 3,5 m
  - iii. Grubość ścian 0,3 m
- d. Obliczona objętość żelbetu w jednym obiekcie 119 m<sup>3</sup>
- e. Obliczona objętość żelbetu we wszystkich obiektach 238 m<sup>3</sup>
- f. Podstawa wyceny 404 0604 02 777,37 zł/m<sup>3</sup>
- g. Koszt rozbiórki szacunkowy 184 646 zł
- h. Masa gruzu do wywieżenia 594 tony
- i. Konstrukcja stalowa do rozbiórki – zgarniacz
  - i. masa 2 zgarniaczy 6800 kg
  - ii. podstawa wyceny analogia do 205 0201 06 10 586,40/t
  - iii. Koszt demontażu 4000 zł

## 10. Obiekt 110 Pompownia

- a. 1 sztuka
- b. Konstrukcja żelbetowa;
- c. Wymiary:
  - i. Długość 4 m
  - ii. Szerokość 8 m

iii. Wysokość		6 m
iv. Grubość ścian		0,3 m
d. Obliczona objętość żelbetu w jednym obiekcie		43 m <sup>3</sup>
e. Obliczona objętość żelbetu we wszystkich obiektach		43 m <sup>3</sup>
f. Podstawa wyceny	404 0604 02	777,37 zł/m <sup>3</sup>
g. Koszt rozbiórki szacunkowy		33 600 zł
h. Masa gruzu do wywieżenia		108 ton

#### 11. Obiekt 5

a. 2 sztuki		
b.		
c. Konstrukcja żelbetowa;		
d. Wymiary:		
i. Długość	5 m	
ii. Szerokość		5 m
iii. Wysokość		6 m
iv. Grubość ścian		0,3 m
e. Obliczona objętość żelbetu w jednym obiekcie		36 m <sup>3</sup>
f. Obliczona objętość żelbetu we wszystkich obiektach		72 m <sup>3</sup>
g. Podstawa wyceny	404 0604 02	777,37 zł/m <sup>3</sup>
h. Koszt rozbiórki szacunkowy		55970 zł
i. Masa gruzu do wywieżenia		180 ton

#### PODSUMOWANIE:

1. Koszt łączny rozbiórki ścian żelbetowych	1 269 834 zł
2. Koszt łączny rozbiórki konstrukcji stalowych z wywozem	11 000 zł
3. Koszt opróżnienia i wywozu zawartości złóż biologicznych	56 200 zł
4. Koszt wywozu gruzu na odległość 10 km	168 904 zł
5. Demontaż rurociągów technologicznych 600 m (105zł/m)	63 000 zł
<b>6. RAZEM</b>	<b>1 569 922 zł ` 1 570 000 zł</b>