

CERCETĂRI TEORETICE ȘI EXPERIMENTALE PRIVIND POSIBILITATEA VALORIFICĂRII ENERGETICE A NĂMOLULUI PROVENIT DIN STAȚIILE DE EPURARE MUNICIPALE

Teză destinată obținerii
titlului științific de doctor inginer
la
Universitatea Politehnica Timișoara
în domeniul INGINERIE MECANICĂ
de către

Ing. Ioan Neamț

Conducător științific: prof.univ.dr.ing. Ioana Ionel
Referenți științifici: prof.univ.dr.ing. Adrian Badea
prof.univ.dr.ing. Tudor Prisecaru
prof.univ.dr.ing. Ion Mirel

Ziua susținerii tezei: 30.09.2014

Seriile Teze de doctorat ale UPT sunt:

- | | |
|---|--|
| 1. Automatică | 9. Inginerie Mecanică |
| 2. Chimie | 10. Știința Calculatoarelor |
| 3. Energetică | 11. Știința și Ingineria Materialelor |
| 4. Ingineria Chimică | 12. Ingineria sistemelor |
| 5. Inginerie Civilă | 13. Inginerie energetică |
| 6. Inginerie Electrică | 14. Calculatoare și tehnologia informației |
| 7. Inginerie Electronică și Telecomunicații | 15. Ingineria materialelor |
| 8. Inginerie Industrială | 16. Inginerie și Management |

Universitatea Politehnica din Timișoara a inițiat seriile de mai sus în scopul diseminării expertizei, cunoștințelor și rezultatelor cercetărilor întreprinse în cadrul școlii doctorale a universității. Seriile conțin, potrivit H.B.Ex.S Nr. 14 / 14.07.2006, tezele de doctorat susținute în universitate începând cu 1 octombrie 2006.

Copyright © Editura Politehnica – Timișoara, 2014

Această publicație este supusă prevederilor legii dreptului de autor. Multiplicarea acestei publicații, în mod integral sau în parte, traducerea, tipărirea, reutilizarea ilustrațiilor, expunerea, radiodifuzarea, reproducerea pe microfilme sau în orice altă formă este permisă numai cu respectarea prevederilor Legii române a dreptului de autor în vigoare și permisiunea pentru utilizare obținută în scris din partea Universității Politehnica din Timișoara. Toate încălcările acestor drepturi vor fi penalizate potrivit Legii române a drepturilor de autor.

România, 300159 Timișoara, Bd. Republicii 9,
tel. 0256 403823, fax. 0256 403221
e-mail: editura@edipol.upt.ro

Cuvânt înainte

Teza de doctorat a fost elaborată pe parcursul activității mele în cadrul Facultății de Mecanică, la departamentul de Mașini Mecanice, Utilaje și Transporturi al Universității „Politehnica” din Timișoara.

Lucrarea se adresează tuturor celor interesați a cunoaște aspectele principale legate de valorificarea energetică a nămolului provenit din tratarea apelor uzate, în stațiile de epurare municipale. În abordarea tezei s-a plecat de la ideea că nămolul de epurare este clasificat conform legislației europene și a celei naționale, ca un deșeu, care trebuie tratat în stația de epurare înainte de a fi eliminat sau valorificat pentru utilizări ulterioare. În același timp nămolul de epurare are și un anumit conținut energetic, care poate fi valorificat prin conversie energetică în biogaz sau prin tratare termică. În acest sens operatorii stațiilor de epurare trebuie să identifice cele mai bune soluții și practici de tratare, valorificare/eliminare a nămolurilor, sustenabile și eficiente din punct de vedere al costurilor și care să respecte cerințele de mediu, conform reglementărilor naționale și europene.

Consider că lucrarea este un suport științific de luat în seamă pentru cercetările viitoare care vor avea ca subiect valorificarea surselor de energie regenerabile, nămolurile de epurare fiind o categorie de deșeuri municipale care poate fi valorificată energetic.

Timișoara, septembrie 2014

Ioan Neamț

Alese mulțumiri și profundă recunoștință se cuvin adresate conducătorului de doctorat **prof.dr.ing. Ioana Ionel** pentru consilierea permanentă și îndrumarea atentă pe tot parcursul realizării lucrării.

Mulțumesc, de asemenea membrilor comisiei de doctorat, în persoanele domnilor **prof.univ.dr.ing. Adrian Badea**, **prof.univ.dr.ing. Tudor Prisecaru** și **prof.univ.dr.ing. Ion Mirel** în calitate de referenți ai lucrării și domnului **prof.univ.dr.ing. Inocențiu Maniu** în calitate de președinte al comisiei.

Adresez mulțumiri deosebite domnului **dr.ing. Ilie Vlaicu** directorul general al AQUATIM TIMIȘOARA pentru sprijinul acordat în realizarea cercetării, pentru ajutorul competent și susținerea constantă pe tot parcursul desfășurării studiilor mele doctorale.

Adresez mulțumiri deosebite doamnei **ing. Cristina Pop** Werkleitung und Leiter Tiefbauamt Straubinger Stadtentwässerung und Straßenreinigung pentru sprijinul acordat în realizarea cercetării aplicate și pentru materialele de documentare puse la dispoziție.

Respect și mulțumiri domnului inginer Wilhelm Nikolaus, din cadrul stației de epurare a orașului Straubing – Germania, pentru sprijinul acordat în calitate de mentor, pe tot parcursul desfășurării stagiului de practică.

Respect și mulțumiri domnului dr.ing. Eugen Adrian Cioablă, din cadrul Departamentului MMUT – Facultatea de Mecanică pentru sprijinul acordat în realizarea cercetării experimentale.

Aduc mulțumiri familiei mele și tuturor celor care mi-au oferit o susținere morală și profesională.

Neamț, Ioan

Cercetări teoretice și experimentale privind posibilitatea valorificării energetice a nămolului din stațiile de epurare municipale

Teze de doctorat ale UPT, Seria 9, Nr. 155, Editura Politehnica, 2014, 222 pagini, 59 figuri, 27 tabele.

ISSN: 1842-4937

ISBN: 978-606-554-856-5

Cuvinte cheie: epurare, ape uzate, nămol de epurare, procese de tratare, biogaz, ardere, tratare termică, valorificare energetică.

Rezumat,

Prin subiectul abordat, teza de doctorat răspunde unor probleme de maximă actualitate privind posibilitățile de tratare și valorificare energetică a nămolului provenit din tratarea apelor uzate în stațiile de epurare municipale, în vederea reducerii impactului poluator pe care nămolul ca și deșeu, îl are asupra mediului înconjurător în care se depozitează în urma eliminării sau valorificării ulterioare.

Tema este tratată în mod interdisciplinar, îmbinând aspecte legate tratarea apelor uzate și în vederea reducerii potențialului poluator asupra mediului înconjurător, cu cele legate de valorificarea energetică a nămolului ca și deșeu organic.

CUPRINS

	Lista cu lucrările științifice publicate	9
	Lista cu abrevieri și simboluri	11
	Lista cu tabele	14
	Lista cu grafice	16
1.	INTRODUCERE	20
1.1.	Motivația alegerii temei de cercetare	20
1.2.	Importanța și actualitatea temei	21
1.2.1.	Utilizarea nămolului în agricultură	21
1.2.2.	Valorificarea energetică a nămolului	22
1.3.	Încadrarea temei în contextul preocupărilor existente la nivel zonal, național și internațional, privind gestionarea ecologică a nămolului de epurare	23
1.3.1.	Situația în UE	23
1.3.2.	Situația în România	26
1.4.	Obiectivele științifice propuse pentru rezolvare în cadrul cercetării	29
1.5.	Comentarii sintetice privind metoda de cercetare abordată și metodologia cercetării	30
2.	Aspecte generale privind tratarea apelor uzate și a nămolului în stațiile de epurare municipale	31
2.1.	Necesitatea tratării apelor uzate urbane în stațiile de epurare municipale.....	31
2.2.	Particularități ale procesului de colectare a apelor uzate, raportate la infrastructura de canalizare din România.....	32
2.3.	Etapele procesului de tratare a apelor uzate într-o stație de epurare municipală	33
2.4.	Legislația aplicabilă procesului de tratare a apelor uzate, în România și UE	34
2.5.	Prezentarea diagramelor fluxurilor de apă uzată și nămol pentru diferite procedee de epurare și etapele specifice de tratare a nămolului, caracteristice acestor procedee	35
2.5.1.	Schema de tratare a nămolului într-o stație de epurare municipală cu decantare primară și fermentare anaerobă	35
2.5.2.	Schema de tratare a nămolului într-o stație de epurare municipală fără decantare primară și cu fermentare anaerobă	36
2.5.3.	Schema de tratare a nămolului într-o stație de epurare municipală fără decantare primară și fără fermentare anaerobă	38
2.6.	Caracteristicile nămolurilor de epurare	38

6 Cuprins

2.6.1.	Caracteristicile fizice ale nămolurilor de epurare	38
2.6.2.	Caracteristicile chimice ale nămolurilor de epurare	42
2.6.3.	Caracteristicile biologice și bacteriologice ale nămolurilor de epurare	43
2.7.	Necesitatea tratării nămolurilor de epurare și etapele preliminară și finale ale procesului de tratare	43
2.8.	Evaluarea energetică a proceselor de fermentare anaerobă și aerobă a nămolului în vederea stabilizării înainte de tratarea preliminară și evacuare din SEAU	45
2.9.	Tehnologii de tratare termică a nămolului cu înaltă eficiență energetică, având la bază cicluri combinate cu turbine de abur și gaze	47
2.9.1.	Ciclul CISCO	47
2.9.2.	Ciclul HUBER	50
2.10.	Metode alternative de tratare termică a nămolului, în vederea reducerii umidității și a potențialului de poluare bacteriologică a mediului ambiant	53
2.11.	Bilanțul masic și energetic al proceselor de tratare de pe linia nămolului	55
2.11.1.	Bilanțul masic al proceselor de tratare de pe linia nămolului	56
2.11.2.	Bilanțul energetic al proceselor de tratare de pe linia nămolului	58
2.12.	Legislația aplicabilă pentru tratarea, valorificarea și depozitarea nămolului de epurare, în UE și România	59
3.	Valorificarea energetică a nămolului, prin fermentare și ardere în stațiile de epurare municipale și zonale – studii de caz	61
3.1.	Obținerea și gestionarea nămolului de proces în diferite stații de epurare, în funcție de modul de tratare a apelor uzate colectate. Prezentarea a două studii de caz pentru stațiile de epurare din Timișoara și Straubing – Germania	61
3.1.1.	Obținerea și gestionarea nămolului de proces în stația de epurare municipală din Timișoara	62
3.1.2.	Obținerea și gestionarea nămolului de proces și a co-substraturilor în stația de epurare zonală din Straubing – Germania	63
3.2.	Evaluarea energetică a procesului de fermentare în vederea stabilirii soluției de stabilizare a nămolului înainte de tratarea preliminară. Studiu de caz – stația de epurare din Timișoara	64
3.3.	Tratarea termică a nămolului în cicluri termodinamice de înaltă eficiență energetică simulate cu software-ul EnBiPro. Studiul de caz pentru stația de epurare din Timișoara	67
3.3.1.	Descrierea fluxului de proces pentru tratarea termică	68
3.3.2.	Bilanțul energetic al instalației de ardere a nămolului	68

3.4.	Creșterea producției de biogaz prin co-fermentarea nămolului de proces împreună cu co-substraturi organice colectate din industria agro-alimentară și chimică, din zona de operare. Studiu de caz pentru stația de epurare din Straubing-Germania	73
3.5.	Biogazul și nămolul de epurare folosite ca și surse de energie regenerabilă, în instalații de cogenerare. Studiu de caz pentru stația de epurare din Straubing-Germania	75
3.5.1.	Instalația de co-generare cu motor termic pe biogaz	75
3.5.2.	Instalația de co-generare cu incinerator de nămol	77
4	Bilanțul masic și energetic al proceselor de tratare de pe linia nămolului. Studiu de caz pentru stația de epurare din Straubing-Germania	83
4.1.	Bilanțul masic și energetic al proceselor de tratare de pe linia nămolului	83
4.1.1.	Determinarea unor formule matematice pentru calculul unor parametri ai proceselor de tratare de pe linia nămolului	84
4.1.1.1.	Calculul greutatei specifice a unui lot de nămol umed	84
4.1.1.2.	Calculul gradului de reducere a maselor de nămol prin reducerea umidității	86
4.1.2.	Breviarul de calcul al bilanțului masic	87
4.1.2.1.	Procesul de fermentare	88
4.1.2.2.	Procesul de deshidratare	91
4.1.2.3.	Procesul de uscare	93
4.1.2.4.	Procesul de ardere	94
4.1.2.5.	Producția de biogaz	95
4.2.	Bilanțul energetic al proceselor de tratare de pe linia nămolului	97
4.2.1.	Breviarul de calcul al bilanțului energetic	99
4.2.1.1.	Producerea de energie în CHP cu cuptor de ardere a nămolului	100
4.2.1.2.	Producerea de energie în CP cu motor termic	102
4.2.1.3.	Consumurile de energie termică în stația de epurare Straubing	104
5.	Experimente privind conversia energetică în biogaz, a nămolului provenit de la stația de epurare municipală din Timișoara	108
5.1.	Determinarea rețetei de amestec în cazul co-fermentării unor amestecuri de nămol și co-substraturi	108
5.2.	Experimente privind conversia energetică în biogaz, a nămolului provenit de la stația de epurare municipală din Timișoara, efectuate pe instalații de laborator	110
5.2.1.	Experimente efectuate pe instalația cu baie termostatică cu recipiente de 2 litri, în regim staționar, pe loturi	111

8 Cuprins

5.2.2.	Experimente efectuate pe instalația de mici dimensiuni cu recipiente de 2 litri, cu alimentare continuă și amestec de nămol proaspăt cu nămol fermentat	117
5.2.3.	Experimente privind fermentarea anaerobă a nămolului provenit de la stația de epurare din Timișoara, efectuate pe o instalație pilot	124
5.2.3.1.	Descrierea instalației experimentale pilot și a aparaturii de măsurare	124
5.2.3.2.	Alegerea co-substraturilor și informații generale privind nămolurile utilizate	132
5.2.3.3.	Teste și determinări privind parametri procesului de fermentare, efectuate cu instalația pilot	134
5.2.3.4.	Analiza datelor obținute și interpretarea rezultatelor	141
5.3.	Concluzii desprinse în urma experimentelor privind posibilitatea conversiei energetice în biogaz, a nămolului activat biologic, din stația de epurare municipală Timișoara	142
6	Concluzii și contribuții proprii	144
6.1.	Concluzii în urma finalizării tezei de doctorat	144
6.1.1.	Măsura în care au fost atinse obiectivele de cercetare științifică propuse	144
6.1.2.	Analiza tehnico-economică privind îmbunătățirea tehnologiilor existente și implementarea unor soluții eficiente, la problematica abordată în teză	147
6.1.3.	Problemele rămase nerezolvate și direcțiile în care ar trebui continuată cercetarea	147
6.2.	Contribuții proprii referitoare la tema de cercetare prezentată	148
	Bibliografie	151
	Anexe	159

LISTA CU LUCRĂRILE ȘTIINȚIFICE PUBLICATE

I. Lucrări științifice publicate în reviste indexate ISI

1. I. Neamț, I. Ionel and C. Florescu, „Sewage Sludge to Energy Possible strategies for Timisoara water treatment plant”, REVISTA DE CHIMIE, Vol. 63, Nr. 7, 739 – 742, JUL 2012, (F.I.: 2011 – 0,599; 2012 – 0,538);
2. I. Neamț and I. Ionel, „DIRECT COMBUSTION OF THE SEWAGE SLUDGE. CASE STUDY FOR THE TIMISOARA MUNICIPAL WASTEWATER PLANT”, JOURNAL OF ENVIRONMENTAL PROTECTION AND ECOLOGY, Vol. 14, Nr. 2, 582 – 591, 2013, (F.I. 2012 – 0,259);
3. I. Neamț, MR. Wachter and I. Ionel and I. Vlaicu, „ENERGY RECOVERY FROM SLUDGE WITH LOW ORGANIC LOADS RESULTED FROM WASTEWATER TREATMENT PLANTS”, ENVIRONMENTAL ENGINEERING AND MANAGEMENT JOURNAL, Vol. 12, Nr. 5, 883 – 889, MAY 2013, (F.I. 2013 – 1,117);
4. I. Neamț and I. Ionel, „ENVIRONMENTAL MANAGEMENT OF THE SEWAGE SLUDGE: CASE STUDY - THE WASTEWATER TREATMENT PLANT OF TIMISOARA”, TEHNICKI VJESNIK-TECHNICAL GAZETTE, Vol. 20, Nr. 3, 435 – 439, JUN 2013, (F.I. 2012 – 0,601);
5. I. Neamț and I. Ionel, „Efficiency Assessment of the Anaerobic Digestion of Sewage Sludge from Timisoara Municipal Water Treatment Plant”, REVISTA DE CHIMIE, Vol. 65, Nr. 9, 2014, 1117 – 1121, (F.I. 2013/2014 – 0,677);

II. Lucrări științifice publicate în reviste de specialitate indexate BDI

1. I. Neamț, I. Ionel and I. Vlaicu, „VALORIFICAREA ENERGETICĂ A NĂMOLULUI ÎN STAȚIILE DE EPURARE MUNICIPALE DIN ROMÂNIA”, Buletin AGIR, Supliment 1/2013, 34 – 37, 2013; BDI: INDEX COPERNICUS INTERNATIONAL, ACADEMIC KEYS, getCITED

III. Lucrări științifice publicate în volumele unor manifestări științifice

1. I. Ionel and I. Neamț, „Sewage sludge to Energy. Possible strategy for the Municipal Waste-water in Timisoara”, SUSTAINABLE LANDSCAPE PLANNING AND SAFE ENVIRONMENT, BENA 2012 ISTAMBUL CONFERENCE, 21-24 June 2012, 989-995;
2. I. Neamț and I. Vlaicu, „Increasing energy efficiency of wastewater treatment plants by energy recovery from the sewage sludge”, SCIENTIFIC AND TECHNICAL CONFERENCE – WATER SERVICES AND THE NEW ENERGY CHALLENGES, BUCHAREST ROMANIA 10-12 June 2013, 152-164;
3. I. Ionel, I. Neamț and I. Vlaicu, „BIOGAS PRODUCTION FROM SEWAGE SLUDGE AND INTEGRATED SOLUTION INTO CHP PLANT”, 21st European Conference and Exhibition, 3-7 June 2013, Copenhagen, Denmark, pp. 1227-1232;
4. A. E. Cioabla, I. Ionel and I. Neamț, „EXPERIMENTAL APPROACH CONCERNING THE USE OF RESIDUAL WATERS IN ANAEROBIC FERMENTATION PROCESS FOR

10 Lista cu lucrările științifice publicate

- BIOGAS PRODUCTION”, 22nd European Biomass Conference and Exhibition, 23 – 26 June 2014, Hamburg, Germany, Session 2CV.1.16, 803-806;
5. I. Neamț, I. Ionel and I. Vlaicu, „The mass balance of sewage sludge digestion process”, Proc. 38th Annual Congress of ARA, July 23-27, 2014, Pasadena, California, USA, 107-113;
6. W. M. Reinhold, I Neamț and I. Ionel, „Solid waste incineration of residues- a clean technology”, Proc. 38th Annual Congress of ARA, July 23-27, 2014, Pasadena, California, USA, 127-137.

Lista cu abrevieri și simboluri

Simbolul/ abrevierea/ notația	Semnificația
a	Apă – indice
am	Amestec - indice
ar	Apă răcire - indice
bg	Biogaz – indice
cf	Centrifugă – indice
cs	Co-substraturi - indice
day	Zilnic – indice
dh	Deshidratat – indice
dry	Uscat - indice
ef	Efectiv - indice
ef	Efluent
el	Electrolit – indice
el	Electric(ă) – indice
fuel	Combustibil – indice
ge	Gaze evacuare – indice
h_{exg}	Entalpia gazelor de ardere
inf	Influent
l.e.	Locuitor echivalent
l_f	Limită tehnică de fermentare
m	masă
n	Nămol – indice
np	Nămol de proces - indice

12 Lista cu abrevieri și simboluri

o	Organic - indice
ored	Substanță organică redusă – indice
q	Producție specifică
s	Materie solidă – indice
se	Provenit de la stația de epurare – indice
th	Termic(ă) – indice
V	Volum
w	Umiditate
yr	Anual – indice
BHKW	Blockheizkraftwerk – unitate de cogenerare de căldură și energie electrică – ger.
BM	Masă de bacterii – bacterial mass
BNA	Bazin cu nămol activat
CHP	Combined Heat and Power-cogenerare de căldură și energie electrică
COD	Chemical oxygen demand
DS	Dry substance – substanță uscată
EEC	Comunitatea Economică Europeană
EnBiPro	Program de bilanț energetic
Hu	Putere calorifică utilă (inferioară)
MM	Lot de nămol cu melasă
MTS	Materii totale solide
M	Mostră/lot de nămol
N _n	Masa de nămol umed din nămol – utilizat pentru calcule de bilanț masic
N _s	Masa de solid din nămol – utilizat pentru calcule de bilanț masic
NTPA	Norme tehnice pentru poluarea apelor
OTS	Substanță organică solidă
P	Putere
PH	Pebble-heater – recuperator de căldură cu prundiș
Q	Energie

S2E	Sludge 2 Energy – sistem de cogenerare energetica prin arderea nămolului – concept HUBER - Germania
SEAU	Stație de epurare apă uzată
SM	Substanțe minerale
SNCR	Selective NonCatalytic Reduction – chim.
SU	Substanță uscată
SV	Substanțe volatile
TS	Total solids – substanță uscată
UE	Uniunea Europeană
UPT	Universitatea Politehnica Timișoara
ZM	Lot de nămol cu zer
γ	Greutate specifică
ε	Încărcare organică a nămolului – utilizat pentru calcule de bilanț masic
η	Randament
λ	Coeficient al excesului de aer
Δ	Creștere/descreștere

LISTA TABELELOR CUPRINSE ÎN TEZĂ

Nr. crt.	Nr. de ordine al tabelului	Denumirea tabelului	Pagina
1	Tabelul 2.1	Parametri de calitate monitorizați pentru apele uzate urbane	31
2	Tabelul 2.2	Legislația aplicabilă procesului de tratare a apelor uzate, în România și UE	34
3	Tabelul 2.3	Greutăți specifice ale nămolului	40
4	Tabelul 2.4	Principalele caracteristici fizico-chimice ale nămolurilor brute și fermentate, provenite din epurarea apelor uzate urbane	43
5	Tabelul 2.5	Legislația aplicabilă procesului de tratare a nămolului, în UE și România	59
6	Tabelul 3.1	Datele de calcul pentru definirea biomasei de nămol	65
7	Tabelul 3.2	Debitele masice de nămol pe fluxul de tratare termică	70
8	Tabelul 4.1	Breviarul de calcul pentru bilanțul masic al procesului de fermentare	89
9	Tabelul 4.2	Breviarul de calcul pentru bilanțul masic al procesului de deshidratare	92
10	Tabelul 4.3	Breviarul de calcul pentru bilanțul masic al procesului de uscare	93
11	Tabelul 4.4	Breviarul de calcul pentru bilanțul masic al procesului de ardere	94
12	Tabelul 4.5	Breviarul de calcul pentru producția de biogaz	95
13	Tabelul 4.6	Breviarul de calcul pentru bilanțul energetic al producției de energie în CHP cu cuptor de ardere a nămolului	101
14	Tabelul 4.7	Breviarul de calcul pentru bilanțul energetic al producției de energie în CHP cu motor termic pe biogaz	102

15	Tabelul 4.8	Breviarul de calcul pentru bilanțul termic al consumurilor de energie termică în stația de epurare Straubing	104
16	Tabelul 5.1	Caracteristici fizico - chimice ale nămolurilor supuse fermentării (I)	113
17	Tabelul 5.2	Caracteristici fizico - chimice ale nămolurilor supuse fermentării (II)	113
18	Tabelul 5.3	Parametri de calcul ai producției specifice de biogas	116
19	Tabelul 5.4	Caracteristicile fizice ale co-substraturilor	117
20	Tabelul 5.5	Caracteristicile fizice și cantitățile de co-substraturi ale amestecului	118
21	Tabelul 5.6	Cantitatea de substanțe volatile reduse și biogaz produs, în timpul fermentării	119
22	Tabelul 5.7	Caracteristici fizico-chimice ale nămolurilor utilizate (I)	132
23	Tabelul 5.8	Caracteristici fizico-chimice ale nămolurilor utilizate (II)	133
24	Tabelul 5.9	Parametri procesului de fermentare	133
25	Tabelul 5.10	Concentrația componentelor principale ale biogazului rezultat în urma fermentării celor 2 loturi de nămol	138
26	Tabelul 5.11	Valorile medii pentru componentele secundare ale biogazului - CO, H ₂ S și NH ₃	140
27	Tabelul 5.12	Parametri de calcul a producției specifice de biogaz	140

LISTA FIGURILOR CUPRINSE ÎN TEZĂ

Nr. crt.	Nr. de ordine al figurii	Tipul figurii			Denumirea figurii	Pagina
		Imagine	Grafic	Schemă		
1	Figura 1.1		x		Valorificarea nămolului în agricultură în UE 15	24
2	Figura 1.2		x		Valorificarea energetică a nămolului prin ardere	24
3	Figura 1.3		x		Gestionarea ecologică a nămolului de epurare în Germania	25
4	Figura 1.4		x		Țări din UE care valorifică energetic nămolul prin ardere	26
5	Figura 1.5		x		Utilizarea nămolului în agricultură în România – prognoză anul 2020	27
6	Figura 1.6		x		Valorificarea energetică a nămolului prin ardere – prognoză anul 2020	27
7	Figura 2.1			X	Schema de tratare a nămolului cu decantare primară și fermentare anaerobă.	36
8	Figura 2.2			X	Schema de tratare a nămolului fără decantare primară și cu fermentare anaerobă.	37
9	Figura 2.3			X	Schema de tratare a nămolului fără decantare primară și fără fermentare anaerobă.	39
10	Figura 2.4			X	Schema de proces pentru tratarea preliminară și finală a nămolului	45
11	Figura 2.5			X	Schema de principiu a unui ciclu CISCO	49
12	Figura 2.6			X	Schema de principiu a unui ciclu HUBER	50
13	Figura 2.7			X	Schema de principiu a recuperatorului de căldură „Pebble-Heater”	52
14	Figura 2.8			X	Schema fluxurilor masice și energetice pentru procesele de tratare de pe linia nămolului.	55
15	Figura 2.9			X	Fluxurile masice ale procesului de fermentare	56

16	Figura 2.10			X	Fluxurile masice ale procesului de deshidratare	57
17	Figura 2.11			x	Fluxurile masice ale procesului de uscare	57
18	Figura 2.12			x	Fluxurile masice ale procesului de ardere	58
19	Figura 2.13			x	Schema fluxurilor energetice pentru tratarea nămolurilor de epurare	59
20	Figura 3.1			x	Schema tehnologică pentru fluxurile de tratarea a apei uzate și a nămolului în stația de epurare municipală din Timișoara	62
21	Figura 3.2			x	Schema tehnologică pentru fluxurile de tratare a apei uzate în stația de epurare zonală Straubing - Germania	63
22	Figura 3.3			x	Schema tehnologică pentru fluxurile de tratare a nămolului și co-substraturilor în stația de epurare zonală Straubing - Germania	64
23	Figura 3.4			x	Diagrama fluxului de proces pentru tratarea termică în tehnologia Pebble-Heater	68
24	Figura 3.5			x	Fluxul tehnologic propus pentru procesele de tratare a nămolului, aplicabil pentru stația de epurare municipală din Timișoara	69
25	Figura 3.6	x			Fluxurile masice din combustor simulate cu software-ul EnBiPro	71
26	Figura 3.7			x	Schema flux a procesului de fermentare a nămolului în stația de epurare din Straubing - Germania	74
27	Figura 3.8			x	Schema de principiu a unei instalații de cogenerare cu motor termic pe biogaz	76
28	Figura 3.9			x	Schema de principiu a unei instalații de cogenerare cu incinerator de nămol	78
29	Figura 3.10			x	Schema de principiu a instalației de deshidratare centrifugală, pentru nămolul procesat din amonte	80
30	Figura 3.11			x	Schema de principiu a unui uscător de nămol cu bandă, modular	81
31	Figura 4.1			x	Schema fluxurilor masice ale procesului de fermentare	89
32	Figura 4.2			x	Schema fluxurilor masice ale procesului de deshidratare	91
33	Figura 4.3			x	Schema fluxurilor masice ale procesului de uscare	93

18 Lista figurilor cuprinse în teză

34	Figura 4.4			x	Schema fluxurilor masice ale procesului de ardere	94
35	Figura 4.5			x	Diagrama fluxurilor energetice în stația de epurare a orașului Straubing - Germania	99
36	Figura 5.1	x			Vedere generală a instalației de fermentare termostatică	112
37	Figura 5.2		x		Variația pH - ului în timpul fermentării	114
38	Figura 5.3		x		Producția de metan obținută în urma fermentării	114
39	Figura 5.4		x		Concentrația de metan în biogaz	115
40	Figura 5.5		x		Cantități de nămol introduse/eliminate în/din procesul de digestie	119
41	Figura 5.6		x		Cantitatea zilnică de nămol redusă în timpul procesului de digestie	120
42	Figura 5.7		x		Cantitatea cumulată de nămol redusă în timpul procesului de digestie	120
43	Figura 5.8		x		Producția de biogaz în timpul procesului de digestie	120
44	Figura 5.9		x		Concentrația principalelor componente din compoziția biogazului	122
45	Figura 5.10		x		Evoluția pH - ului în timpul procesului de fermentare	122
46	Figura 5.11			x	Schema de principiu a instalației pilot pentru fermentarea biomasei	124
47	Figura 5.12	x			Instalația de fermentare anaerobă - vedere de ansamblu	125
48	Figura 5.13			x	Schema de principiu a instalației de reținere a CO ₂	126
49	Figura 5.14			x	Schema panoului de comandă a procesului de monitorizare	127
50	Figura 5.15	x			Unitatea de control	128
51	Figura 5.16	x			Unitatea de analiză	129
52	Figura 5.17	x			Sonda de prelevare a gazelor	129

53	Figura 5.18	x			Componenta analizorului Delta 1600 S IV	130
54	Figura 5.19		x		Evoluția pH-ului în timpul procesului de fermentare	136
55	Figura 5.20		x		Variația temperaturilor în interiorul tancurilor de fermentare, pentru cele 2 loturi de nămol	137
56	Figura 5.21		x		Producția zilnică de biogaz în timpul procesului de fermentare, pentru cele 2 loturi de nămol	137
57	Figura 5.22		x		Producția cumulată de biogaz în timpul procesului de fermentare, pentru cele 2 loturi de nămol	138
58	Figura 5.23		x		Concentrația CH ₄ în compoziția biogazului pe durata procesului de fermentare	139
59	Figura 5.24		x		Concentrația CO ₂ în compoziția biogazului pe durata procesului de fermentare	139
TOTAL 59 figuri		7 imagini	21 grafice	31 scheme		

1

Introducere

1.1. Motivația alegerii temei de cercetare

În anul 2006 am dat admitere la Școala Masterală a Facultății de Mecanică a APT, specializarea „Energio-ecologie în domeniul termic și al vehiculelor de transport”, pe care am absolvit-o în 2008.

La cursul „Tehnologii moderne de reducere a poluării” al d-nei Prof. Dr. Ioana IONEL, am asimilat cunoștințe foarte importante referitoare la utilizarea surselor regenerabile de energie, în special din biomasă, care reprezintă pentru România o sursă inepuizabilă, datorită cantității foarte mare de deșeuri care se generează în cadrul diverselor activități umane, sau proceselor naturale care au loc în biosistemele din mediul înconjurător. Încă de atunci am studiat diverse soluții de valorificare ecologică a nămolului provenit de la stațiile de tratare municipale a apei uzate, în urma procesului de epurare, și preocupările care există în UE [31, 32] și în alte țări de pe mapamond, vizavi de acest subiect de strictă actualitate la nivel internațional [4, 5, 56, 62, 66, 72, 73, 88, 90].

Din anul 2010, în cadrul companiei AQUATIM Timișoara lucrez la compartimentul Specializare - Coordonare, unde mă ocup în principal de monitorizarea performanței principalelor activități desfășurate, inclusiv de monitorizarea performanței proceselor de tratare a apelor uzate și a nămolului rezultat în stația de epurare a municipiului Timișoara.

Cu ajutorul fondurilor europene de pre-aderare sau post-aderare pe POS MEDIU 1, majoritatea stațiilor de epurare din marile orașe din România, în special municipiile reședință de județ, au intrat în proces de modernizare, reabilitare și chiar reconstrucție. La momentul respectiv, în majoritatea cazurilor toate resursele financiare accesate erau destinate pentru procesul de epurare a apei uzate, în scopul reducerii poluanților efluentului și protecția mediului înconjurător, în special a emisarului [36–38, 59–61, 94, 96]. Pentru multe stații de epurare, soluția pe termen scurt, aleasă pentru gestionarea nămolului rezultat din procesul de epurare, era și din păcate este și în momentul de față, evacuarea la deponeele ecologice autorizate pentru colectarea de deșeuri, sau stocarea în depozitele amenajate în interiorul stațiilor de epurare, în vederea utilizării ulterioare în agricultură, amenajare spații verzi sau a valorificării energetice.

Gestionarea și valorificarea ecologică a nămolului în stațiile de epurare din marile municipii și aglomerări urbane din România, va fi probabil principala preocupare a operatorilor pe termen mediu și lung [11, 16, 17, 43]. De asemenea vor exista preocupări pentru valorificarea energetică a nămolului în interiorul stațiilor de epurare, cu scopul de creștere a eficienței energetice a proceselor de tratare [44, 46–51].

Ținând cont de cele expuse anterior, cercetarea mea teoretică, aplicată și experimentală s-a axat pe valorificarea energetică a nămolului de proces, în stațiile de epurare municipale, luând drept studii de caz stații de epurare cu diferite tehnologii de procesare pe linia nămolului, atât din România cât și din Germania. „Marea provocare” a cercetării mele doctorale a fost aceea de a putea da un răspuns

la întrebarea : „Se poate scoate ceva energie dintr-un deșeu, așa cum este clasificat nămolul rezultat din procesele de tratare a apelor uzate, într-o stația de epurare municipală ?”.

1.2. Importanța și actualitatea temei

Dezvoltarea infrastructurii în domeniul colectării și epurării apelor uzate în România, ca urmare a respectării Tratatului de Aderare, va conduce la producția unor cantități de nămol de epurare din ce în ce mai ridicate. Astfel va rezulta o creștere estimativă de cinci ori a producției de nămol până în anul 2020 [20], când toate localitățile care au peste 2000 de locuitori trebuie să fie prevăzute cu rețea de canalizare, pentru colectarea apelor uzate [16, 17, 36–38]. De asemenea legislația comunitară prevede ca apele uzate colectate în rețeaua de canalizare să fie preluate și tratate într-o stație de epurare, locală sau zonală, care să fie prevăzută și cu o linie de tratare a nămolului [11, 75].

În conformitate cu prevederile legislației românești privind deșeurile, armonizată cu cea europeană, nămolul este clasificat în mod oficial deșeu [19, 75, 76, 79, 82], însă în conformitate cu ierarhia gestionării deșeurilor, politica acceptată este de a utiliza nămolul în mod benefic ori de câte ori este fezabil, fie ca fertilizator organic pe terenuri [15, 74] fie ca sursă de energie, recuperabilă prin combustie [20, 31].

În acest sens operatorii stațiilor de epurare trebuie să identifice cele mai bune soluții și practici de tratare, valorificare/evacuare a nămolurilor, sustenabile și eficiente din punct de vedere al costurilor și care să respecte cerințele de mediu, conform reglementărilor naționale și europene [30, 31, 80, 81, 96]. Alegerea procedurii de tratare a nămolului, se face ținând cont de strategia de gestionare (eliminare/valorificare) a nămolului produs în stațiile de epurare apă uzată (SEAU), având la dispoziție următoarele variante [20, 31]:

1. Utilizarea în agricultură prin împrăștierea pe sol și încorporarea imediată a acestuia sau prin realizarea unor paturi de compost cu alte materiale și utilizarea acestui compost pentru amenajarea spațiilor verzi sau fertilizarea terenurilor deja amenajate;
2. Valorificarea energetică a nămolului prin fermentare sau co-fermentare anaerobă cu producerea de biogaz și eventual incinerare a nămolului fermentat, sau incinerarea fără fermentare, în instalații proprii, cu co-generare de energie termică și electrică, cu scopul reducerii costurilor energetice ale proceselor de tratare a apei uzate și a nămolului;
3. Co-incinerarea nămolului în incineratoarele de deșeuri solide, atunci când incineratorul este proiectat și pentru arderea nămolului;
4. Co-procesarea nămolului produs în fabricile de ciment, dacă gradul de umiditate și puterea calorică a nămolului corespund cerințelor procesului de producție;

1.2.1. Utilizarea nămolului în agricultură

Utilizarea nămolului în agricultură reprezintă cea mai complexă opțiune de valorificare, având la bază următoarele aspecte [15, 20, 74, 100]:

- Rata maximă de aplicare a nămolului pe terenurile agricole, nu poate depăși 5 t s.u./ha;
- Cantitatea maximă de azot permisă, este 170 kg N/ha pe an în zonele vulnerabile la nitrați;

➤ Un program durabil de utilizare a nămolului în agricultură poate fi stabilit acolo unde pe 10% din terenul agricol adecvat aplicării nămolului, se poate împărștia întreaga producție de nămol din județ;

➤ Fiecare operator care produce nămol în SEAU, își va stabili propria "banca de terenuri" din interiorul arealului său geografic;

➤ Conform prevederilor legale în vigoare [74], prin utilizarea nămolului în agricultură, fiecare producător de nămol este obligat să asigure transportul și împărștierea pe terenurile agricole stabilite, iar încorporarea în sol trebuie făcută în max. 24 de ore de la împărștiere, adică odată cu arăturile de primăvară și toamnă, ceea ce presupune ca producătorul de nămol să dețină spații de depozitare și stocare în intervalul de timp cuprins între cele două anotimpuri.

Un program durabil de utilizare a nămolului de epurare în agricultură, va fi dezvoltat până în 2019 (este necesară o perioadă de timp până se va dezvolta o "piață" de valorificare a nămolului în agricultură) [74]. Până atunci, nămolul produs în SEAU poate fi depozitat în depozitele ecologice autorizate, operatorii stațiilor de epurare având obligația tratării corespunzătoare a nămolului, înainte de eliminare.

Utilizarea nămolului în agricultură presupune tratarea acestuia [74], iar metoda preferată este fermentarea anaerobă [2, 70, 71, 77, 78]. Rezultatul acestui proces nu este doar stabilizarea nămolului reducându-i mirosul și elementele patogene, ci și producerea de biogaz, ce poate fi utilizat ca sursa de căldură și energie în procesele de tratare a apelor uzate, reducându-se astfel consumurile energetice precum și amprenta de carbon a stației de epurare [10, 69].

Nămolul de epurare rezultat în urma tratării apelor uzate municipale, industriale și menajere, conține substanțe periculoase. Trebuie să conștientizăm faptul că împărștierea nămolurilor de epurare pe terenurile agricole, prezintă riscuri pentru sănătate, prin infestarea solului și a apelor freatice cu metale grele, agenți patogeni și viruși [7, 63, 88]. Aceste aspecte au generat un interes deosebit pentru alte alternative de valorificare, una dintre ele fiind arderea nămolului. Astfel sunt eliminați potențialii poluanți din lanțul de procesare a alimentelor [14, 34, 49]. În urma arderii rezultă o cantitate mică de suspensii solide care poate fi eliminată mai ușor. În plus, este posibil ca fosforul încorporat în cenușă să poată fi recuperat și folosit ca îngrășământ în agricultură [40, 41, 102]. Metalele grele pot fi de asemenea recuperate și reciclate [40, 41]. În cazul valorificării energetice prin arderea nămolului va trebui aleasă o variantă tehnologică optimizată, capabilă să ofere o eficiență energetică maximă, emisii poluante și materiale reziduale în cantități reduse și care să se încadreze în limitele de poluare impuse [25, 30, 32, 35].

1.2.2. Valorificarea energetică a nămolului

Dacă se va opta pentru valorificarea energetică a nămolului [20], trebuie luat în considerare faptul că după tratarea nămolului de proces, prin fermentare anaerobă sau aerobă, în vederea stabilizării, nămolul stabilizat, care nu se poate valorifica în agricultură, mai prezintă un potențial energetic care trebuie valorificat în vederea producerii de energie prin tratare termică [101].

Pe lângă producerea de energie regenerabilă din biomasă, tratarea termică reduce cantitatea de nămol procesat și deci implicit, costurile cu eliminarea sa din stația de epurare, precum și potențialul bacteriologic privind contaminarea mediului cu viruși și agenți patogeni [68]. Dintre soluțiile fezabile tehnic și economic pentru valorificarea energetică a nămolului, putem aminti:

- Incinerarea dedicată care reprezintă un proces „in house” și este operată de producătorul de nămol (SEAU) pentru a minimiza cantitatea de nămol eliminată și recuperarea de energie termică și electrică. Deși presupune investiții și costuri de operare mari, un nivel înalt de expertiză tehnică și dificultăți în eliminarea cenușii, construirea unor incineratoare se impune acolo unde nu există posibilitatea valorificării în agricultură. Soluția este aplicabilă în special în acele SEAU care tratează ape uzate cu o încărcătură organică redusă, ape care sunt colectate prin sistem unitar în care apele uzate menajere sunt combinate cu cele industriale și pluviale, existând o concentrație ridicată de metale grele și o diluție mare a influentului la intrarea în SEAU. Până în prezent în România nu există construite în nici o SEAU, incineratoare pentru arderea nămolului [20];
- Co-incinerarea nămolului în incineratoare de deșeuri solide, reprezintă o opțiune atunci când incineratorul este proiectat și pentru arderea nămolului. În prezent chiar dacă pentru marile orașe se preconizează construirea unora (pentru a se reduce cantitatea de deșeuri depozitate și producerea de energie regenerabilă), în zona de vest a țării nu este construit nici un incinerator de acest fel și există foarte puține proiecte cunoscute până în prezent pe plan național [20];
- Co-procesarea sau co-incinerarea nămolului pot fi practicate în fabricile de ciment sau în termocentrale, dacă acestea sunt autorizate să co-proceseze deșeuri și dețin permis de incinerare. În prezent nu se procesează nămol în nici o fabrică de ciment din cele 7 existente în România [20].

În toate variantele mai sus enumerate se va avea în vedere calitatea nămolului și distanțele de transport.

1.3. Încadrarea temei în contextul preocupărilor existente la nivel zonal, național și internațional, privind gestionarea ecologică a nămolului de epurare

1.3.1. Situația în UE

În UE 15 valorificarea ecologică a nămolului de epurare, a stat în centrul atenției producătorilor odată cu implementarea Directivei EEC 91/271, privind tratarea apelor uzate urbane [16].

Astfel la nivelul celor 15 state europene (UE 15) cantitatea de nămol utilizată în agricultură, a crescut de la 3.000.000 to.s.u./an în 1995, la 5.400.000 în 2010, (o creștere cu 80%) estimându-se o creștere în continuare până în 2020, la 6.100.000 to.s.u./an [31]. (Figura 1.1)

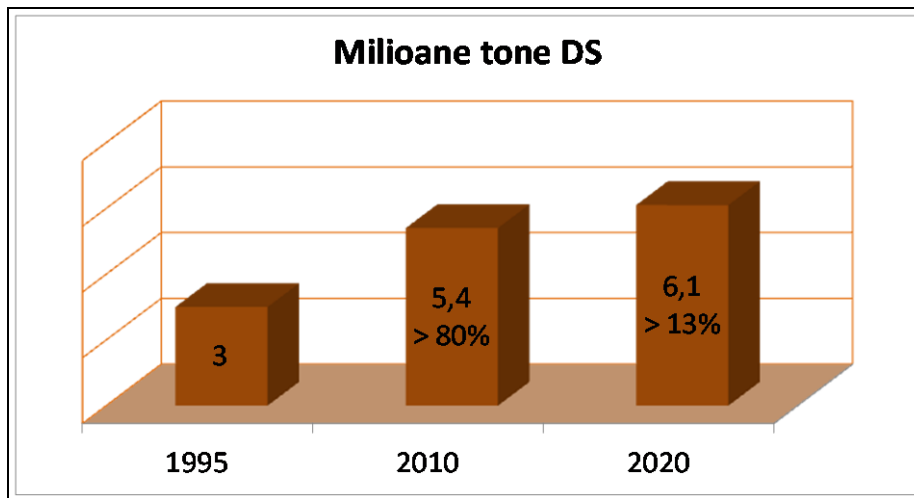


Figura 1.1 – Valorificarea nămolului în agricultură în UE 15

Un accent mai mare s-a pus pe valorificarea energetică a nămolului prin incinerare, astfel la nivelul UE 15, cantitatea de nămol incinerată a crescut de la 1.500.000 to.s.u./an, în 1995, la 3.100.000 în 2010, (o creștere cu 106,7%), estimându-se o creștere în continuare până în 2020, la 3.600.000 to.s.u./an [31]. (Figura 1.2)

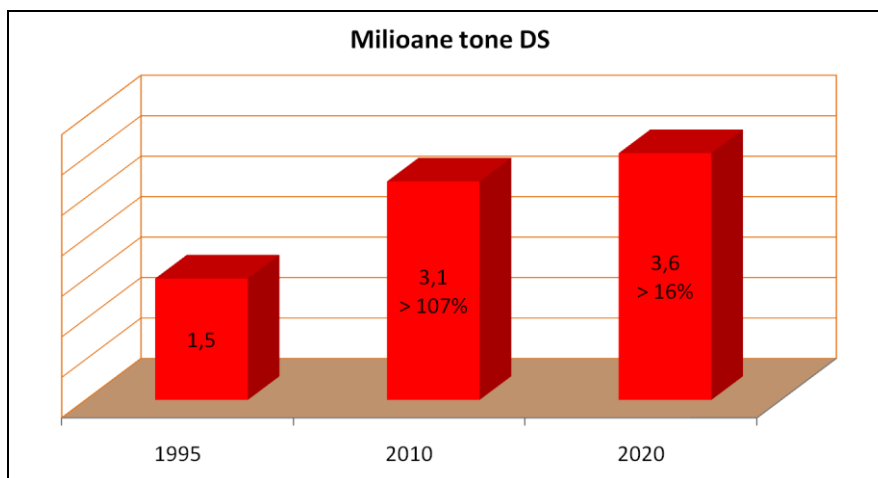


Figura 1.2 – Valorificarea energetică a nămolului prin ardere în UE 15

Prin activitatea de cercetare-dezvoltare și implementarea tehnologiei de vârf în valorificarea resurselor de energie regenerabilă, în Germania, valorificarea energetică a nămolului de epurare prin incinerare, a cunoscut o creștere considerabilă de la 9 % la 53,2 % (o creștere cu 491%), din totalul nămolului produs, având o umiditate de 60 % [12]. (Figura 1.3)

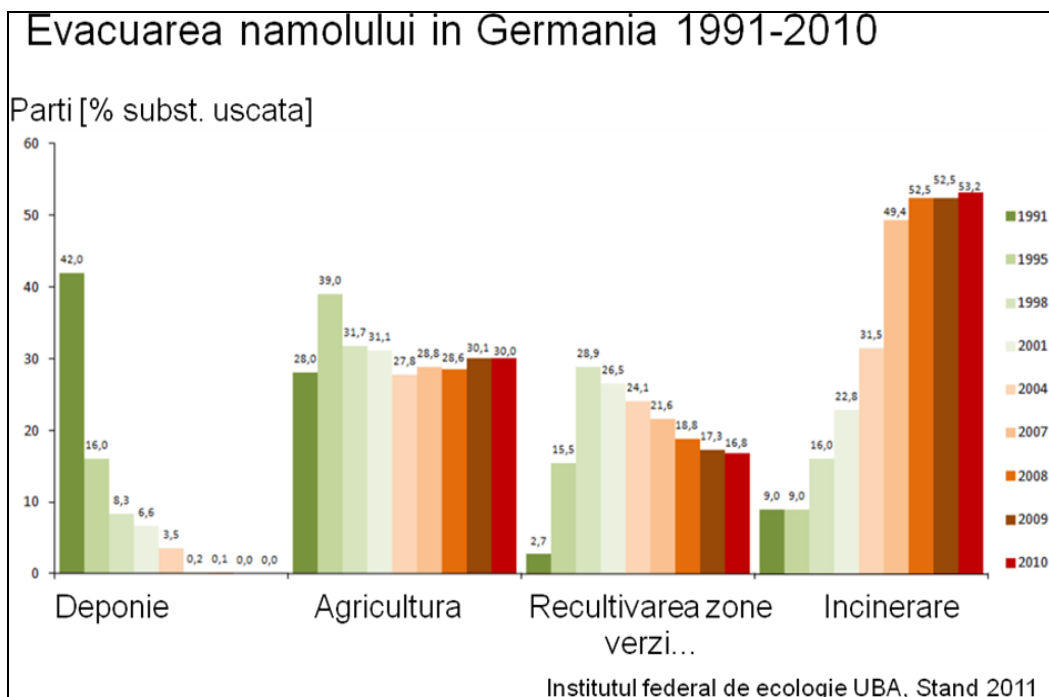


Figura 1.3 – Gestionarea ecologică a nămolului de epurare în Germania

Această creștere a fost posibilă prin dezvoltarea în cadrul unor institute de cercetare, a unor instalații pilot unde au fost experimentate, procese de ardere a nămolului în cicluri combinate avansate, cu cogenerare, care utilizează turbine cu gaze și turbine cu abur, în care eficiența energetică a ajuns să crească până la valori de peste 55 %/ciclu, asigurând pe lângă producerea de energie termică necesară pentru uscarea nămolului de la 35 % s.u. la 65 % s.u. și energia electrică necesară pentru consumatorii electrici al instalației de procesare a nămolului [92]. La o valoare acceptabilă a puterii calorifice inferioare a nămolului uscat, rezultă de cele mai multe ori și o cantitate de energie electrică în surplus, care poate fi utilizată în rețeaua de distribuție locală, din incinta stației de epurare, sau chiar în afară [48].

Instalații pilot de mono-incinerare a nămolului de epurare în cicluri combinate, au fost experimentate și dezvoltate în Germania, la Universitatea Tehnică din Braunschweig, în anul 2005, precum și la stația de epurare din Straubing – Germania, în anul 2011 [92, 114].

În multe țări europene din UE, la nivelul anului 2010 conform, nămolul era valorificat energetic, prin incinerare în proporție de peste 25 %, din total s.u. produsă. Aș aminti aici : Olanda – 100%; Belgia – 90%; Austria – 64%; Germania – 53%; Slovenia – 50%; Danemarca – 45%; Portugalia – 30%; Cehia – 27,5%; Regatul Unit al Marii Britanii – 25% [31]. (Figura 1.4)

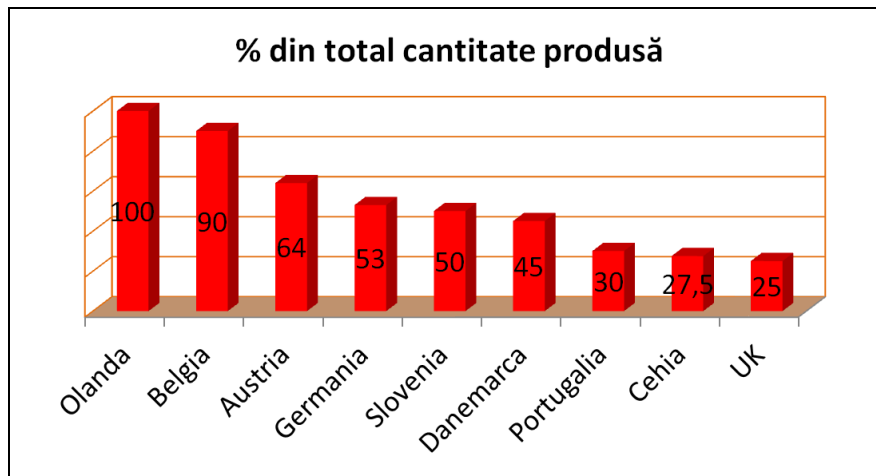


Figura 1.4 – Țări din UE care valorifică energetic nămolul prin ardere – anul 2010

În majoritatea stațiilor de epurare municipale, construite în țările enumerate mai sus, stabilizarea nămolului, se face prin fermentare anaerobă. Există 2 avantaje importante ale acestui procedeu, și anume reducerea cantității de substanțe volatile conținute în nămol introdus la fermentare, cu 30-50% [77, 78], precum și obținerea de biogaz, cu un conținut de gaz metan de min. 60%, [70, 71, 77], care poate fi utilizat pentru producerea de energie termică și electrică necesare proceselor tehnologice de tratare a apelor uzate și a nămolului. Nămolul fermentat stabilizat, mai conține încă o cantitate suficientă de substanțe organice volatile, pentru a putea fi valorificat în continuare prin ardere, având o putere calorifică inferioară (H_i), în jur de 7000 kJ/kg, la un conținut de substanță uscată (TS) de min. 65% TS, și 11.000 kJ/kg la 100% TS [84, 114]. Arderea biogazului și a nămolului, în instalații performante care sunt incluse în cicluri termodinamice combinate abur-gaz, asigură o eficiență energetică sporită, care reduce costurile de procesare și transport a nămolului rezidual precum și consumurile specifice de energie în cadrul stațiilor de epurare [114].

1.3.2. Situația în România

Dezvoltarea infrastructurii în domeniul colectării și epurării apelor uzate în România, ca urmare a respectării Tratatului de Aderare, va conduce la producerea unor cantități de nămol de epurare din ce în ce mai ridicate. În consecință a apărut ca o necesitate, elaborarea unei politici naționale de gestionare a nămolurilor de epurare cu stabilirea unei strategii pe termen scurt, mediu și lung, ultima variantă fiind elaborată în februarie 2012 [20].

Odată cu creșterea cantităților de nămol produse ca urmare a punerii în funcțiune a noilor stații de tratare a apelor uzate, din producția totală de nămol estimată la finele anului 2020, de 415.600 to.s.u./an, 50% se va utiliza în agricultură, 20 % va fi incinerat, iar restul de 30 %, va fi co-procesat în fabricile de ciment. Aceste cifre sunt prognozate pentru un scenariu de bază, prioritară fiind utilizarea nămolului în agricultură [20]. (Figura 1.5)

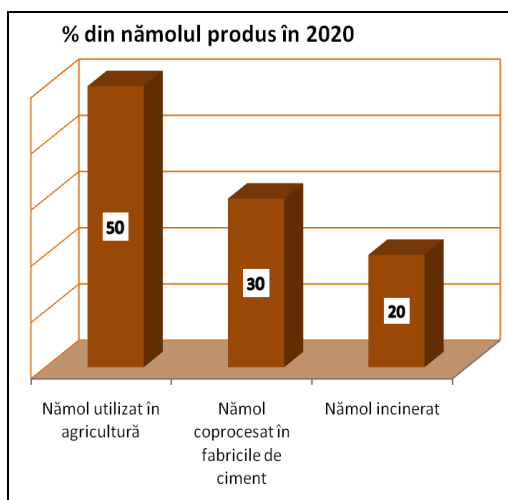


Figura 1.5 – Utilizarea nămolului în agricultură în România – prognoză anul 2020

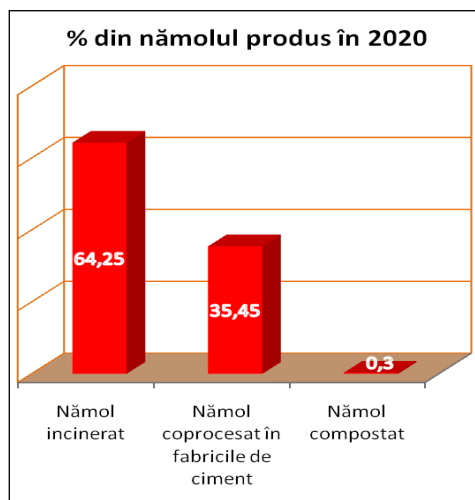


Figura 1.6 – Valorificarea energetică a nămolului prin incinerare – prognoză anul 2020

În funcție de evoluția consumului de energie și a rezervelor de combustibili convenționali, s-a elaborat și un scenariu extrem „maximum EdD”, privind valorificarea energetică a nămolului [20] (Figura 1.6). Acest scenariu prevede că întreaga cantitate de nămol produsă la nivelul anului 2020, adică 415.600 to.s.u./an, va fi valorificată energetic, prin tratare în mari centre regionale de tratare, principalele operații fiind:

- stabilizarea parțială prin fermentare anaerobă, cu producerea de biogaz;
- deshidratarea;
- compostarea;
- uscarea;
- incinerarea și co-incinerarea;
- co-procesarea în fabricile de ciment.

Din cantitatea totală de nămol de 415.600 to.s.u./an, obținută la nivelul anului 2020, vor fi valorificate energetic prin diverse metode, următoarele cantități de nămol:

- 267.000 to. (64,25 %) - prin mono-incinerarea nămolului, sau co-incinerarea cu alți combustibili convenționali sau biomasă;
- 147.400 to (35,45 %) - prin co-procesare în fabricile de ciment;
- 1.200 to (0,3 %) - prin compostare.

Luând în discuție strategia pe termen scurt, în România procesul de tratare al nămolului rezultat în urma epurării apelor uzate, se oprește deocamdată la fazele de tratare preliminară și anume : condiționare, îngroșare, stabilizare prin fermentare anaerobă sau aerobă și deshidratare până la un conținut de substanță uscată de min. 20%. Din cele 114 stații de epurare, care procesează nămol, funcționale la sfârșitul anului 2011, doar 2 dintre ele (1,75 %) valorifică nămolul în agricultură, celelalte procedând la eliminarea sau depozitarea lui sub diverse forme [11, 20].

Stadiul actual al cercetării privind valorificarea ecologică a nămolului provenit de la stațiile de epurare municipale din România, este într-o fază incipientă, datorită faptului că numai începând cu anul 2010 au fost puse în funcțiune stații de tratare a apei uzate, performante, și doar în marile orașe, de regulă cele reședință de județ.

De asemenea în România valorificarea energetică a nămolului prezintă anumite particularități date de infrastructura de colectare a apelor uzate, existând în prezent 2 mari neajunsuri:

1. În majoritatea orașelor mari infrastructura de colectare a apelor uzate este construită în sistem unitar, adică apele uzate menajere provenite în mare parte de la consumatorii casnici și instituții, se colectează împreună cu cele industriale care provin de la agenții economici, și cu cele pluviale care provin în cea mai mare parte de pe domeniul public (drumuri, alei și căi de acces). Datorită acestui sistem apele uzate colectate în stațiile de epurare, au un conținut ridicat de substanță toxică, metale grele, agenți patogeni, viruși, etc, agenții economici netratând corespunzător apa uzată înainte de evacuarea în rețea [2, 103].
2. Apele uzate pluviale colectate de pe domeniul public, au un grad ridicat de suspensii solide anorganice (nisip și pământ), rezultând astfel o creștere a cantității de nămol și implicit costuri suplimentare cu procesarea și transportul nămolului rezidual. Pe de altă parte sistemul de colectare unitar care presupune colectarea apelor pluviale, împreună cu cele menajere și industriale, precum și starea tehnică a rețelelor de colectare, în special neetanșeitățile la îmbinarea elementelor componente ale racordurilor, și conductelor de serviciu, transport și colectare, determină un grad ridicat de diluție, în special în perioadele ploioase ale anului, ceea ce influențează negativ încărcătura organică a nămolului în exces, reducându-i valoarea energetică. Datorită obturărilor de pe conducte și racorduri, apa uzată încărcată organic, stagnează în multe zone în rețea ceea ce conduce la degradarea substanței organice înainte de a ajunge în SEAU [2, 103].

Ținând cont de aceste aspecte, la proiectarea stațiilor noi de epurare, în multe orașe mari s-a eliminat treapta de decantare primară deci implicit posibilitatea de a obține nămolul primar, ca principală materie primă a instalațiilor de fermentare anaerobă, cu obținere de biogaz. Astfel nămolul în exces rezultat din procesele de epurare biologică și terțiară avansată, este singura resursă care poate fi valorificată energetic prin incinerare, fără să mai fie nevoie de stabilizarea aerobă a acestuia prin aerare prelungită în bazinele cu nămol activ [48].

Luând drept studiu de caz stația de epurare din Timișoara, aceasta a fost pusă în funcțiune în 12 iulie 2011, complet modernizată și tehnologizată, prevăzută cu un sistem de epurare avansată a apelor uzate colectate de pe raza municipiului Timișoara și a zonei metropolitane aferente orașului [103].

Soluția aleasă pentru tratarea apei uzate în stația de epurare Timișoara a eliminat etapa de decantare primară, lucru care se datorează în special gradului mare de diluție a apei uzate, cu apă freatică de suprafață, care aflându-se la un nivel ridicat, pătrunde în rețeaua de colectare și transport, prin neetanșeități [103].

Nămolul rezultat din procesul de tratare a apei uzate, este nămolul activat biologic în bazinele cu nămol activ (BNA) și sedimentat în decantoarele secundare. Surplusul de nămol secundar, neutilizat în procesul de epurare biologică formează nămolul în exces. Tratarea acestuia se face prin stabilizare aerobă în BNA cu aerare prelungită, și deshidratare prin filtre presă cu bandă, până la un conținut de substanță uscată de min 18 % [77, 78, 103].

După aprox. 3 luni de la punerea în funcțiune a stației și stabilizarea proceselor de epurare biologică în bazinele cu nămol activ, linia de procesare a nămolului a început să producă, cantitatea medie lunară de nămol deshidratat crescând continuu, de la aprox. 1.100 to în 2012 la aprox. 3.000 to. în 2014, cantitățile lunare variind în funcție de diluția și încărcătura organică a influentului pe linia de epurare a apei uzate. Se impune deci implementarea unei strategii de gestionare care să țină seama de reducerea cantităților de nămol eliminate dar în

același timp să permită și valorificarea energetică a încărcăturii organice, ori prin conversia energetică în biogaz, ori prin tratare termică [103].

1.4. Obiectivele științifice propuse pentru rezolvare în cadrul cercetării

Cercetarea științifică pe care am desfășurat-o pe perioada studiilor doctorale a plecat de la premisa că nămolul rezultat din procesele de tratare a apelor uzate în stațiile de epurare municipale, deși este un deșeu, poate fi valorificat. Chiar dacă la nivel european și național s-au elaborat politici de gestionare a nămolurilor de epurare și pentru România s-a stabilit o strategie pe termen scurt, mediu și lung, conceptul de valorificare „in house” a nămolului câștigă tot mai mult teren la nivel european și probabil că și în România.

Pentru a putea găsi soluții optime de valorificare ecologică a nămolului, trebuie analizate particularitățile specifice ale stațiilor de epurare, la nivel municipal, metropolitan și regional. Aceste particularități țin de arealul și sistemul de colectarea apelor uzate, încărcarea organică, poluarea chimică și bacteriologică a apelor uzate la intrarea în stațiile de epurare, precum și de strategia de colectare și tratare a deșeurilor municipale, inclusiv a nămolului de epurare, care este stabilită la nivel regional. Găsirea unor soluții particulare în gestionarea nămolului de epurare și valorificarea ecologică a acestuia, presupune stabilirea și atingerea unor obiective științifice generale și specifice, în problematica epurării apelor uzate și tratarea nămolurilor procesate și co-procesate într-o stație de epurare. Obiectivele științifice urmărite în cercetarea științifică teoretică, aplicată și experimentală, pot fi grupate în 2 categorii:

I. Pentru cercetarea științifică teoretică:

- Colectarea și tratarea apelor uzate în stațiile de epurare municipale și zonele din România și UE;
- Tratarea nămolurilor de proces, rezultate în stațiile de epurare din România și UE și co-procesarea acestora cu alte nămoluri cu încărcare organică biodegradabilă mare, colectate de pe arealul de operare, din industria agroalimentară și din alte stații de epurare din zonă;
- Evaluarea energetică a proceselor de fermentare anaerobă și aerobă a nămolului în vederea stabilizării. Tratarea preliminară și tratarea termică finală a nămolului de proces, înainte de eliminarea din stația de epurare;
- Tehnologiile de ardere a nămolului în cicluri combinate de înaltă eficiență energetică, care funcționează cu turbine cu abur și gaze;

II. Pentru cercetarea științifică aplicată și experimentală:

- Schemele de proces pentru tratarea apelor uzate în două stații de epurare din România și Germania, după cum urmează:
 1. Stația de epurare municipală Timișoara;
 2. Stația de epurare zonală Straubing din zona Bayern-Germania;
- Evaluarea energetică a proceselor de fermentare anaerobă și aerobă a nămolului în vederea stabilizării, pornind de la compoziția chimică elementară a nămolului de epurare - studiu de caz pentru nămolul provenit de la tratarea apelor uzate în stația de epurare din Timișoara;
- Valorificarea energetică a nămolului în stațiile de epurare cu încărcare redusă a influentului. Simularea unui bilanț energetic cu ajutorul softwar-ului EnBiPro - studiu de caz pentru stația de epurare Timișoara;
- Creșterea eficienței stațiilor de epurare prin procesarea și co-procesarea avansată a nămolurilor de proces și a deșeurilor organice cu încărcare organică

- biodegradabilă ridicată - studiu de caz pentru stația de epurare Straubing – Germania;
- Creșterea eficienței energetice a stațiilor de epurare zonale prin co-procesarea nămolurilor de epurare împreună cu alte co-substraturi organice provenite din industria chimică și agroalimentară colectate de pe arealul de operare. Producerea de energie electrică și termică în instalații de cogenerare, construite „in house”, utilizând drept combustibili biogazul și nămolul de epurare - studiu de caz pentru stația de epurare Straubing – Germania;
 - Întocmirea unor bilanțuri masice și energetice pentru procesele de tratare a nămolului cu ajutorul unor breviere de calcul realizate cu programul matematic Mathcad - studiu de caz pentru stația de epurare Straubing – Germania;
 - Posibilitatea valorificării energetice a nămolului din stațiile de epurare cu încărcare organică redusă a influentului, prin conversia nămolului în biogaz, în urma fermentării anaerobe - studiu de caz pentru nămolul provenit de la stația de epurare Timișoara.

1.5. Comentarii sintetice privind metoda de cercetare abordată și metodologia cercetări

Cercetarea teoretică s-a bazat pe valorificarea energetică a nămolului de epurare, privită ca o metodă de gestionare ecologică dar și eficientă din punct de vedere tehnico-economic. Abordarea acestei metode pleacă de la considerentul că nămolul de epurare deși este clasificat, conform legislației românești și europene în vigoare, ca un deșeu, uneori chiar periculos pentru om și mediu, poate și trebuie să fie valorificat ecologic ori de câte ori acest lucru este posibil și fezabil. Metodele abordate trebuie să țină cont de particularitățile specifice fiecărei zone sau regiuni în parte și trebuie să aibă ca obiective strategice, eficacitatea, eficiența și economicitatea proceselor de tratare alese.

În cadrul cercetării doctorale teoretice, aplicate cât și experimentale am abordat și aprofundat două procedee de valorificare energetică a nămolului de epurare, și anume:

1. Conversia energetică a nămolului în biogaz, prin fermentare anaerobă și utilizarea acestuia ca și combustibil în instalații de cogenerare;
2. Tratarea termică a nămolului și arderea lui în instalații de cogenerare de înaltă eficiență energetică.

Pentru cele două procedee am abordat mai multe metode de cercetare aplicată și experimentală, prezentând mai multe studii de caz pentru stațiile de epurare din Timișoara și Straubing-Germania.

Pentru stația de epurare din Timișoara scopul cercetării a fost acela de a vedea dacă nămolul rezultat în urma tratării apei uzate, prezintă interes pentru valorificare energetică prin conversie în biogaz și/sau arderea nămolului, în instalații de cogenerare eficiente energetic.

Pentru stația de epurare din Straubing-Germania, am întocmit un bilanț masic și energetic al proceselor de tratare de pe linia nămolului, cu scopul de a evalua eficiența energetică a proceselor de tratare, și gradul de utilizare al instalațiilor de procesare de pe linia nămolului.

2 Aspecte generale privind tratarea apelor uzate și a nămolului în stațiile de epurare municipale

În acest capitol sunt prezentate aspecte generale privind colectarea și tratarea apelor uzate și a nămolului în stațiile de epurare municipale, precum și starea actuală a valorificării ecologice a nămolului provenit de la aceste stații, în România și la nivel european

2.1. Necesitatea tratării apelor uzate urbane în stațiile de epurare municipale

Colectarea apelor uzate și tratarea lor în stațiile de epurare, precum și evacuarea apelor epurate în receptorii naturali, sunt reglementate în România prin NORMELE TEHNICE NTPA-001, NTPA-002 și NTPA-011, aprobate prin Hotărârea Guvernului României nr. 188 din februarie 2002, actualizată până la data de 19martie 2007 [36–38].

În conformitate cu prevederile acestei Hotărâri, având în vedere așezarea geografică a României în cadrul bazinului Dunării și al Mării Negre și luând în considerare necesitatea protejării mediului în aceste zone, România declară întregul său teritoriu ca zonă sensibilă [53,54]. Această decizie înseamnă că până la data de 31 decembrie 2015, pentru toate aglomerările umane cu un număr mai mare de 10.000 locuitori echivalenți (l.e.) trebuie să se asigure infrastructura necesară în domeniul epurării apelor uzate, care să permită epurarea avansată a apelor uzate urbane care intră în rețele de canalizare. Pentru aglomerările umane cuprinse între 2.000 și 10.000 l.e., până la data de 31 decembrie 2018, apele uzate care intră în rețelele de canalizare trebuie să fie supuse unei epurări biologice [36-38].

Pe lângă prevederile mai sus menționate normele tehnice NTPA-011, impun pentru procesele de tratare a apelor uzate urbane (menajere și industriale) în stațiile de epurare mai sus menționate, și un grad minim de reducere a poluanților. Parametri de calitate monitorizați, procentul minim de reducere a poluanților în urma proceselor de tratare și valorile limită a concentrațiilor poluanților din apa uzată, la evacuarea în rețelele de canalizare precum și din apa epurată deversată în emisar sunt prezentate în Tabelul 2.1.

Tabelul 2.1 - Parametri de calitate monitorizați pentru apele uzate urbane

Parametri de calitate	Concentrație maximă poluant în rețeaua de canalizare [mg/dmc]	Procent minim de reducere în urma tratării [%]	Concentrație maximă poluant la evacuarea în emisar [mg/l]
Consum biochimic de oxigen	300 [mg O ₂ /dmc]	70-90	25 [mg O ₂ /dmc]
Consum	500	75	75

chimic de oxigen	[mg O ₂ /dmc]		[mg O ₂ /dmc]
Materii în suspensie	350	90 (peste 10.000 l.e.)	35 (peste 10.000 l.e.)
		70 (2.000-10.000 l.e.)	60 (2.000-10.000 l.e.)
Azot total	30	80	10 (peste 100.000 l.e.)
			15 (10.000-100.000 l.e.)
Fosfor total	5	70-80	10 (peste 100.000 l.e.)
			15 (10.000-100.000 l.e.)

PLANUL DE ACȚIUNE elaborat în ANEXA 1 la normele tehnice NTPA-011, privind colectarea, epurarea și evacuarea apelor uzate urbane, prevede ca zonele de aglomerări umane cuprinse între 2.000-10.000 l.e. să fie prevăzute cu rețele de canalizare până la data de 31 decembrie 2018.

Din cele mai sus prezentate, se vede clar că tratarea apelor uzate urbane în stațiile de epurare este reglementată prin norme tehnice specifice în funcție de mărimea aglomerărilor umane din zona de colectare a apelor uzate, menajere și/sau industriale.

Scopul tratării este acela de a reduce poluanții organici prezenți în apa uzată sub forma materiilor solide în suspensie și dizolvate în apă, precum și nutrienții prezenți în apa uzată sub forma compușilor cu azot și fosfor. Reducerea acestor poluanți se face în urma epurării biologice și a epurării terțiare avansate. De asemenea în urma proceselor de epurare mecanică și chimică se reduce și materia solidă anorganică precum și o parte din virușii și agenții patogeni proveniți din apele uzate industriale. Aceste elemente nedorite, împreună cu metalele grele sunt reținute în nămolul de proces, fapt care impune tratarea termică a acestuia înaintea eliminării în mediul înconjurător [68].

2.2. Particularități ale procesului de colectare a apelor uzate, raportate la infrastructura de canalizare din România

În majoritatea orașelor mari infrastructura de colectare a apelor uzate este construită în sistem unitar, adică apele uzate menajere provenite în mare parte de la consumatorii casnici și instituții, se colectează împreună cu cele industriale care provin de la agenții economici, și cu cele pluviale care provin în cea mai mare parte de pe domeniul public (drumuri, alei și căi de acces). Datorită acestui sistem apele uzate colectate în stațiile de epurare, au un conținut ridicat de substanță toxică, metale grele, agenți patogeni, viruși, etc, agenții economici netratând corespunzător apa uzată înainte de evacuarea în rețeaua de canalizare [70, 71, 77, 78, 103].

Apele uzate pluviale colectate de pe domeniul public, au un grad ridicat de suspensii solide anorganice (nisip și pământ), rezultând astfel o creștere a cantității de nămol și implicit costuri suplimentare cu procesarea și transportul nămolului rezidual. Pe de altă parte sistemul de colectare unitar care presupune colectarea

2.1.3 - Etapele procesului de tratare a apelor uzate într-o stație de epurare municipală 33

apelor pluviale, împreună cu cele uzate menajere și industriale, determină un grad ridicat de diluție a influentului, în special în perioadele ploioase ale anului, ceea ce influențează negativ procesul de epurare biologică și terțiară avansată.

Datorită obturărilor de pe conducte și racorduri, determinate de starea tehnică necorespunzătoare a rețelei de colectare și transport, apa uzată încărcată organic, stagnează în multe zone în rețeaua de canalizare, creând un grad de disconfort prin degajarea de mirosuri neplăcute în urma degradării substanței organice prin fermentare [103].

Ținând cont de aceste aspecte, la proiectarea stațiilor noi de epurare, în multe orașe mari s-a eliminat treapta de decantare primară deci implicit posibilitatea de a reduce materia solidă în suspensie, separabilă prin decantare, ca unul din poluanții care trebuie reduși prin procesul de epurare mecanică [48, 103].

2.3. Etapele procesului de tratare a apelor uzate într-o stație de epurare municipală

Stațiile de epurare municipale din România colectează apele uzate urbane din zone cu aglomerări urbane mai mari de 10.000 l.e., ceea ce înseamnă că în conformitate cu prevederile NTPA-011, ceea ce înseamnă că este obligatorie epurarea avansată a apei uzate colectate, în scopul reducerii semnificative a poluanților și nutrienților la deversarea în receptorii naturali [36–38].

Un proces standard de tratare a apei uzate urbane într-o stație de epurare municipală cuprinde următoarele etape [70, 71, 77, 78, 97]:

1. Epurarea mecanică care se face cu scopul de a îndepărta în special materiile solide în suspensie, prin următoarele procedee:

- 1.1. Reținerea corpurilor și suspensiilor mari**, cu ajutorul unor instalații specifice. Cu ajutorul acestora se rețin hârtii, cârpe, materiale plastice, materiale în suspensie de dimensiuni mari, etc.;
- 1.2. Flotarea**, care are drept scop îndepărtarea din apele uzate a uleiurilor, grăsimilor și în general a substanțelor mai ușoare ca apa;
- 1.3. Sedimentarea**, se realizează în bazine de sedimentare sau de decantare și conduce în final la îndepărtarea materiilor în suspensie din apa uzată. Pentru apele uzate urbane procesul de sedimentare se desfășoară în următoarele instalații:
 - **deznisipatoare**, unde se separă suspensiile granulare;
 - **decantoare sau bazine de sedimentare primare**, în care se rețin materiile solide în suspensie separabile prin decantare și suspensiile floculente, formate ca urmare a procesului de floclulare, prin adăugare de coagulanți în apa uzată;
 - **decantoare finale secundare sau terțiare** după caz, unde se rețin în general suspensiile solide provenite în urma epurării biologice și avansate.

2. Epurarea biologică, continuă procesul tehnologic de al epurării apelor uzate, urmând epurării mecanice, și se realizează în instalații de:

- 2.1. Epurare biologică naturală** pe câmpuri de irigare și filtrare, iazuri biologice, etc., fiind indicată ori de câte ori este necesar să se evacueze în emisar o apă cu un grad mare de epurare. Acest tip de epurare biologică presupune suprafețe mari de realizare a instalațiilor, și de aceea utilizarea acestui procedeu este limitată;
- 2.2. Epurare biologică artificială** în bazine cu nămol activ și în filtre biologice, fiind utilizată din considerente tehnico-economice, ca o alternativă la epurarea biologică naturală.

Ambele procedee de epurare biologică sunt urmate de o etapă de decantare secundară sau terțiară, unde se reține nămolul activ format în bazinele cu nămol activ și respectiv pelicula biologică desprinsă de pe suprafața materialului granular.

În funcție de procesele de tratare de pe linia nămolului, pe linia de tratare a apei uzate, mai pot apărea și alte etape de tratare, cum ar fi ultra filtrarea apei uzate în scop tehnologic pentru alte utilizări ulterioare, sau reducerea azotului amoniacal din apa uzată, prin stripare cu aer și producere de sulfat de amoniu.

Pentru cercetarea teoretică privind posibilitatea valorificării energetice a nămolului din stațiile de epurare municipale, este important să fie cunoscute acele procese de tratare a apei uzate în care rezultă nămol de proces, și anume epurarea mecanică cu obținerea de nămol primar și epurarea biologică și avansată cu obținerea de nămol activat biologic, secundar sau terțiar.

2.4. Legislația aplicabilă procesului de tratare a apelor uzate, în România și UE

Principalele acte normative care reglementează procesele de colectare, epurare și evacuare în mediul natural, a apei uzate sunt prezentate în tabelul 2.2.

Tabelul 2.2 - Legislația aplicabilă procesului de tratare a apelor uzate, în România și UE

Nr. crt.	Denumire act normativ	Publicația
1	Hotărârea de Guvern nr. 188/28.02.2002 pentru aprobarea unor norme privind condițiile de descărcare în mediul acvatic a apelor uzate.	Monitorul Oficial, Partea I, numărul 187 din 20 martie 2002
2	Hotărârea de Guvern nr. 352/21.04.2005 privind modificarea și completarea Hotărârii Guvernului nr. 188/2002 pentru aprobarea unor norme privind condițiile de descărcare în mediul acvatic a apelor uzate .	Monitorul Oficial numărul 398 din 11 mai 2005
3	Hotărârea de Guvern nr. 210/28.02.2007 pentru modificarea și completarea unor acte normative care transpun acquis-ul comunitar în domeniul protecției mediului.	Monitorul Oficial numărul 187 din 19 martie 2007
4	Legea apelor nr. 107/1996	Monitorul Oficial, Partea I, numărul 244 din 8 octombrie 1996
5	LEGE nr. 112 din 4 mai 2006 pentru modificarea și completarea Legii apelor nr. 107/1996	Monitorul Oficial numărul 413 din 12 mai 2006
6	LEGE nr. 146 din 12 iulie 2010 privind aprobarea Ordonanței de urgență a Guvernului nr. 3/2010 pentru modificarea și completarea Legii apelor nr. 107/1996.	Monitorul Oficial numărul 497 din 19 iulie 2006
7	Ordonanța de Urgență a Guvernului	Monitorul Oficial, Partea I,

	nr. 195/2005 privind Protecția Mediului, cu modificările ulterioare	numărul 1078 din 30 noiembrie 2005
8	Ordonanța de Urgență a Guvernului nr. 152/2005 privind prevenirea și controlul integrat al poluării, cu modificările ulterioare	Monitorul Oficial, Partea I, numărul 1196 din 30 decembrie 2005
9	Directiva Consiliului nr. 91/271/CEE privind epurarea apelor uzate urbane	Jurnalul Oficial al Comunităților Europene (JOCE) nr. L 135/1991
10	Directiva Comisiei nr. 98/15/CE privind câteva solicitări stabilite în anexa I la Directiva Consiliului nr. 91/271/CEE	Jurnalul Oficial al Comunităților Europene (JOCE) nr. L 67/1998

2.5. Prezentarea diagramelor fluxurilor de apă și nămol pentru diferite procedee de epurare și etapele specifice de tratare a nămolului, caracteristice acestor procedee

Ținând cont de prevederile cuprinse în NTPA-011, pentru stațiile de epurare municipale din România, în scopul reducerii poluanților, este obligatorie epurarea biologică și suplimentar epurarea avansată. Schemele proceselor de tratare pentru cele mai folosite procedee de epurare a apelor uzate, modul de formare a nămolului pe fluxul de tratare a apei uzate precum și diagramele fluxurilor de nămol sunt prezentate în continuare.

2.5.1. Schema de tratare a nămolului într-o stație de epurare municipală cu decantare primară și fermentare anaerobă

Schema de tratare a nămolului este prezentată în figura 2.1 și cuprinde următoarele etape [70, 71, 77, 78]:

1. Amestecarea celor 2 tipuri de nămol, primar și secundar (biologic) în exces, formate pe linia de tratare a apei uzate, într-un bazin de omogenizare-egalizare (BOE);
2. Concentrarea (îngroșarea) amestecului de nămol într-un concentrator de nămol (CN) cu scopul de a reduce umiditatea amestecului pentru creșterea eficienței fermentării;
3. Stabilizarea nămolului prin fermentare anaerobă, cu scopul de a reduce încărcarea organică biodegradabilă, într-un rezervor de fermentare anaerob (RFN). În funcție de parametri procesului de fermentare se poate atinge un grad de reducere a încărcării organice de până la 60%, față de încărcarea organică a nămolului concentrat. Dacă în timpul desfășurării procesului de fermentare nu se elimină supernatantul, umiditatea nămolului va înregistra o ușoară creștere;
4. Stocarea nămolului fermentat într-un bazin tampon (BT) cu scopul de a asigura procesului de deshidratare care urmează pe fluxul de tratare al nămolului, un debit constant;
5. Deshidratarea mecanică (DM) a nămolului fermentat, care va trebui să asigure o reducere a umidității și implicit a masei de nămol fermentat cu cel puțin 18 %. Dacă etapa următoare aleasă de operatorul stației de epurare, în strategia gestionării nămolului, este eliminarea acestuia la un deponeu ecologic autorizat, atunci umiditatea nămolului eliminat trebuie să fie maxim

65%, în conformitate cu prevederile legislative în vigoare [75] din România. De aceea ulterior etapei de deshidratare mecanică, trebuie să urmeze o etapă de deshidratare avansată, care de obicei este o tratare termică.

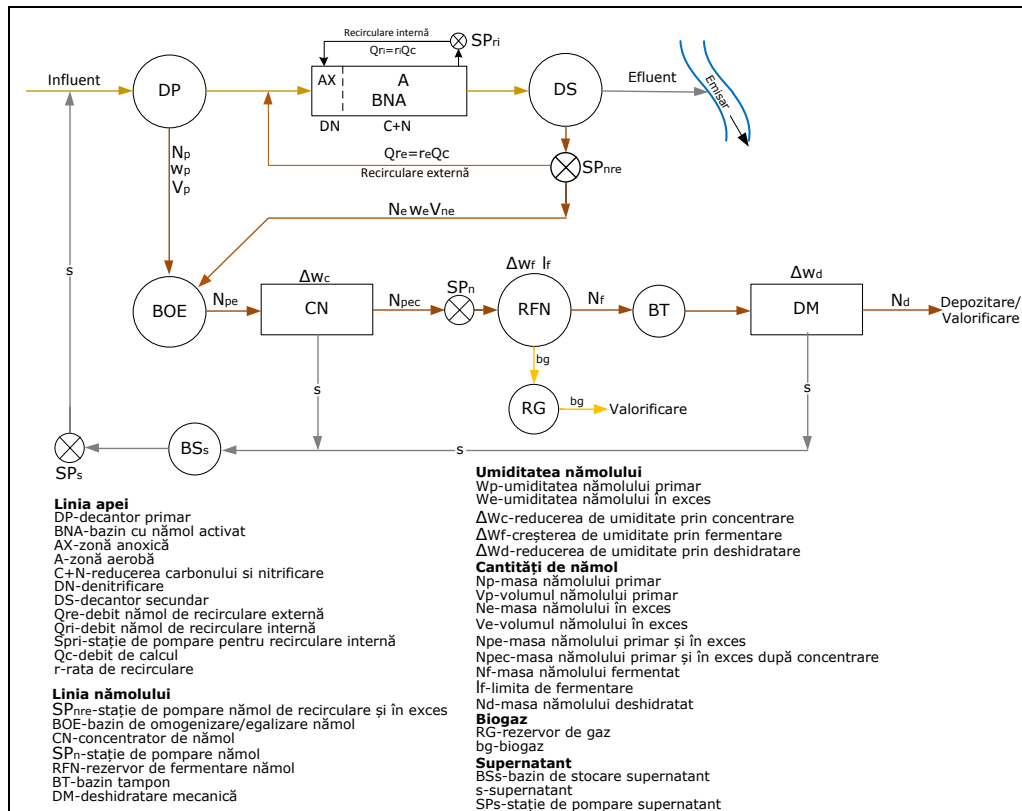


Figura 2.1 - Schema de tratare a nămolului cu decantare primară și fermentare anaerobă

2.5.2. Schema de tratare a nămolului într-o stație de epurare municipală fără decantare primară și cu fermentare anaerobă

Schema de tratare a nămolului este prezentată în figura 2.2 și cuprinde următoarele etape [70, 71, 77, 78]:

1. Concentrarea (îngroșarea) nămolului biologic în exces într-un concentrator de nămol (CN) cu scopul de a-i reduce umiditatea pentru creșterea eficienței fermentării;
2. Stabilizarea nămolului prin fermentare anaerobă, cu scopul de a reduce încărcarea organică biodegradabilă, într-un rezervor de fermentare anaerob (RFN). În funcție de parametri procesului de fermentare se poate atinge un grad de reducere a încărcării organice de până la 60%, față de încărcarea organică a nămolului concentrat. Dacă în timpul desfășurării procesului de fermentare nu se elimină supernatantul, umiditatea nămolului va înregistra o ușoară creștere;

3. Stocarea nămolului fermentat într-un bazin tampon (BT) cu scopul de a asigura procesului de deshidratare care urmează pe fluxul de tratare al nămolului, un debit constant;
4. Deshidratarea mecanică (DM) a nămolului fermentat, care va trebui să asigure o reducere a umidității și implicit a masei de nămol fermentat cu cel puțin 18 %. Dacă etapa următoare aleasă de operatorul stației de epurare, în strategia gestionării nămolului, este eliminarea acestuia la un deponeu ecologic autorizat, atunci umiditatea nămolului eliminat trebuie să fie maxim 65%, în conformitate cu prevederile legislative în vigoare din România [75]. De aceea ulterior etapei de deshidratare mecanică, trebuie să urmeze o etapă de deshidratare avansată, care de obicei este o tratare termică.

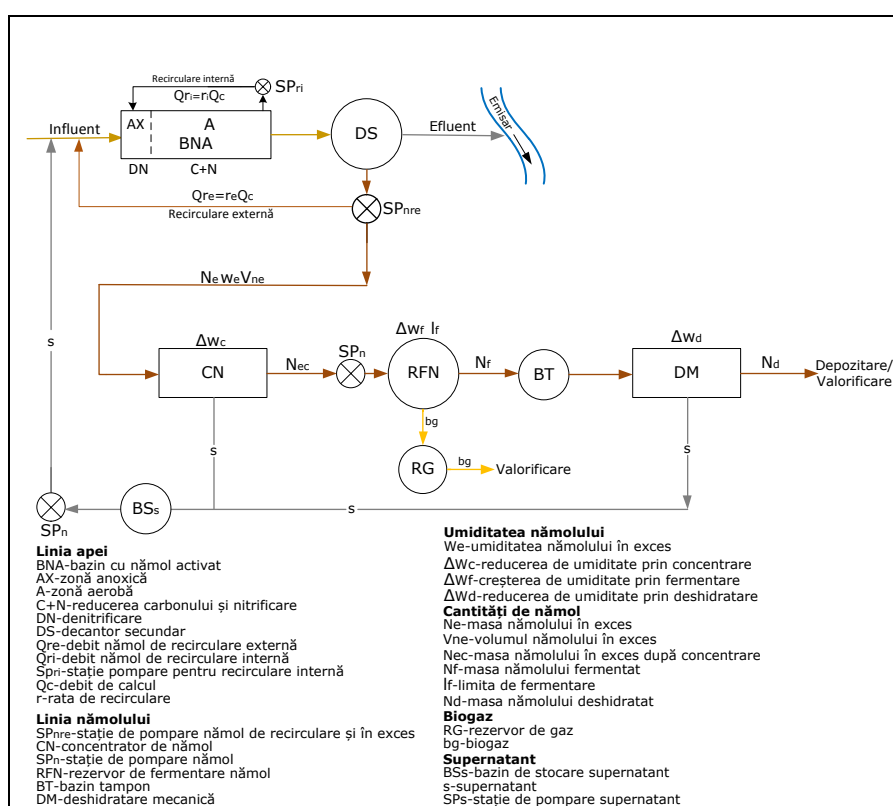


Figura 2.2 - Schema de tratare a nămolului fără decantare primară și cu fermentare anaerobă

2.5.3. Schema de tratare a nămolului într-o stație de epurare municipală fără decantare primară și fără fermentare anaerobă

Schema de tratare a nămolului este prezentată în figura 2.3 și cuprinde următoarele etape [70, 71, 77, 78]:

1. Stabilizarea nămolului prin fermentare aerobă (aerare prelungită), în bazinul cu nămol activ (BNA), cu scopul de a reduce încărcarea organică biodegradabilă). În funcție de parametri procesului de epurare biologică se poate atinge un grad de tratare/stabilizare corespunzător. Măsura eficienței

tratării nămolului este gradul de tratare (stabilizare) – $G_T = SM/SV$, unde SM este cantitatea de substanță minerală iar SV este cantitatea de substanță volatilă din substanța uscată conținută în nămolul brut. Dacă G_T este ≥ 1 , înseamnă că nămolul este suficient tratat, iar dacă G_T este < 1 tratarea nu este corespunzătoare și nămolul nu este stabilizat, putând avea efecte nocive asupra mediului;

2. Stocarea nămolului în exces stabilizat, într-un rezervor de stocare (RSne) cu scopul de a asigura procesului de deshidratare care urmează pe fluxul de tratare al nămolului, un debit constant;
3. Deshidratarea mecanică (DM) a nămolului în exces stabilizat, care va trebui să asigure o reducere a umidității și implicit a masei de nămol cu cel puțin 18 %. Dacă etapa următoare aleasă de operatorul stației de epurare, în strategia gestionării nămolului, este eliminarea acestuia la un deponeu ecologic autorizat, atunci umiditatea nămolului eliminat trebuie să fie maxim 65%, în conformitate cu prevederile legislative în vigoare din România [75]. De aceea ulterior etapei de deshidratare mecanică, trebuie să urmeze o etapă de deshidratare avansată, care de obicei este o tratare termică.

2.6. Caracteristicile nămolurilor de epurare

Corespunzător cu apele uzate din care provin, pentru nămolurile de epurare se deosebesc trei categorii de caracteristici [70, 71, 77, 78], și anume:

1. Caracteristici fizice;
2. Caracteristici chimice;
3. Caracteristici biologice și bacteriologice.

2.6.1. Caracteristicile fizice ale nămolurilor de epurare

Caracteristicile fizice ale nămolurilor de epurare determină în mare măsură posibilitățile de tratare/eliminare în/din interiorul stațiilor de epurare municipale. Cele mai importante caracteristici fizice ale nămolului sunt [70, 71, 77, 78]:

1. Umiditatea (w)

Umiditatea reprezintă conținutul de apă din nămol și este de mare importanță pentru gestionarea ecologică a nămolului de către operatorii stațiilor de epurare. Umiditatea se determină experimental în laborator, prin stabilirea pierderii în greutate a nămolului, ca urmare a evaporării lui în etuvă, la temperatura de 105°C, până la uscarea completă a probei de nămol supusă determinării.

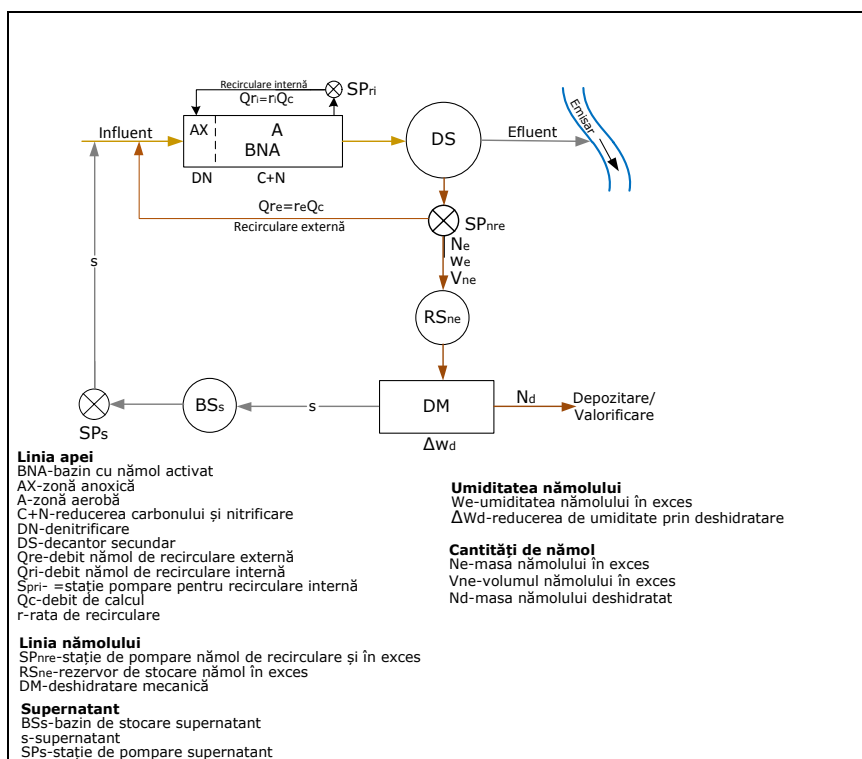


Figura 2.3 - Schema de tratare a nămolului fără decantare primară și fără fermentare anaerobă

Umiditatea se exprimă procentual, și se determină cu relația:

$$W_n = \frac{G_a}{G_n} \times 100 [\%],$$

unde:

G_a – greutatea apei din nămol [kgf];

G_n – greutatea nămolului [kgf].

De cele mai multe ori se obișnuiește ca în loc de umiditatea nămolului să se dea conținutul în materii solide totale MTS a nămolului.

2. Materiile solide totale (MTS)

Când ne referim la MTS ne referim la materiile solide în suspensie și cele dizolvate din apa uzată. MTS cuprind materiile solide minerale precum și cele organice volatile.

MTS se exprimă procentual, și se determină cu relația:

$$MTS_n = \frac{G_s}{G_n} \times 100 [\%], \text{ unde:}$$

G_s – greutatea materiilor solide din nămol [kgf];

G_n – greutatea nămolului [kgf].

$G_s = G_m + G_o$, unde:

G_m – greutatea materiilor solide de natură minerală [kgf];

G_o – greutatea materiilor solide de natură organică [kgf].

3. Greutatea specifică (γ)

Greutatea specifică a nămolului reprezintă greutatea unității de volum și în general variază în funcție de proveniența nămolului corespunzător etapelor de tratare de pe linia de epurare a apei uzate.

Greutatea specifică se determină cu relația:

$$\gamma_n = \frac{G_n}{V_n} \text{ [kgf/m}^3\text{]}, \text{ unde:}$$

V_n – volumul nămolului [m^3]

Greutatea specifică pentru diferite tipuri de nămol provenite de pe linia de tratare a apei uzate, are valori diferite conform tabelului 2.3.

Tabelul 2.3 – Greutăți specifice ale nămolului

Nr. Crt.	Tipul de nămol	Greutatea specifică (kgf/m^3)
1	Nămol primar	1.020
2	Nămol în exces de la bazinele de aerare	1.005
3	Nămol biologic rezultat de la filtrele biologice	1.025
4	Nămol în exces de la bazinele de aerare în schema cu aerare prelungită	1.015
5	Nămol primar rezultat în urma precipitării chimice a fosforului	1.050
6	Nămol biologic rezultat din procesele de epurare cu nitrificare-denitrificare	1.005

4. Filtrabilitatea

Filtrabilitatea nămolului reprezintă proprietatea acestuia de a ceda apa pe care o conține, prin filtrare. În mod sumar filtrabilitatea se determină prin observarea timpului necesar nămolului pentru a deveni consistent, sau să prezinte o serie de crăpături, atunci când a fost întins pentru uscare, în aer liber, pe o platformă de nisip sau pe o hârtie de filtru.

Din punct de vedere științific filtrabilitatea are la bază doi parametri semnificativi ai procesului de deshidratare, și anume:

- rezistența specifică la filtrare (r);
- coeficientul de compresibilitate (s).

Determinarea rezistenței specifice la filtrare r , și a coeficientului de compresibilitate s , se face în laborator folosind aparate special construite în acest scop.

Rezistența specifică la filtrare r – este rezistența pe care o opune la filtrare o turtă de nămol, depusă pe o suprafață filtrantă S , de 1 m^2 , și care conține 1 kg s.u. , supusă la o diferență de presiune ΔP de $0,5 \text{ bar}$, pentru un anumit timp de filtrare t . Variația volumului de filtrat V , în timpul de filtrare t , este exprimată de ecuația lui Cârman:

$$\frac{dV}{dt} = \frac{\Delta P \times S^2}{\eta \times r \times C \times V}, \text{ unde:}$$

V – volumul de filtrat obținut (scurs) după timpul de filtrare t [m^3];

t – timpul de filtrare [s];

ΔP – diferența de presiune aplicată probei de nămol [Pa];

S – suprafața filtrantă [m^2];

η – coeficient de vâscozitate dinamic al filtratului, la temperatura probei [g/cms];
 r – rezistența specifică la filtrare [m/kg];
 C – concentrația în materii solide în suspensie a nămolului [kg/m³];
 Rezistența la filtrare este dependentă de coeficientul de compresibilitate al turtei de nămol, conform relației
 $r = r_0 \times P^s$, unde:
 r_0 – rezistența specifică la filtrare a turtei de nămol pentru $P=1$ [m/kg];
 P – presiunea aplicată probei de nămol [Pa];
 s – coeficient de compresibilitate.

5. Puterea calorică (PC_n , H_u)

Puterea calorică a nămolului de epurare, variază în funcție de conținutul în materii solide totale organice (volatile) și poate fi determinată în mai multe moduri, după cum urmează:

5.1. Puterea calorică (calorifică) în funcție de conținutul în substanțe volatile al nămolului, se poate determina orientativ cu relația [70, 71, 78]:

$$PC_n = SV \cdot 44,4 \text{ [kJ/kg nămol]}, \text{ unde}$$

PC_n – puterea calorică a nămolului;

SV – conținutul în substanțe volatile al nămolului [kg s.o./kg nămol];

44,4 – puterea calorică pentru 1 kg de substanță organică [kJ/kg s.o.].

5.2. Puterea calorică (calorifică) inferioară în funcție de puterea calorică inferioară a componentele din nămol, se poate determina orientativ cu una din relațiile de mai jos [49, 65, 98]:

$$H_u = 33.900C + 120.120(H-O/8) + 9.250S - 2.510H_2O \text{ [MJ/kg]} \quad (1) \text{ [65];}$$

$$H_u = 33.9C + 121.4(H-O/8) + 10.5S - 2.24H_2O \text{ [MJ/kg]} \quad (2) \text{ [98];}$$

$$H_u = 35C + 94.3H + 10.4S + 6.3N - 10.8O - 2.44H_2O \text{ [MJ/kg]} \quad (3) \text{ [98];}$$

unde, C , H , O , S , și N reprezintă compoziția procentuală masică a substanțelor organice din masa totală uscată a nămolului, iar H_2O conținutul de apă în procente masice. Componentele nămolului sunt determinate experimental, în laborator, în urma analizei chimice elementare.

5.3. Puterea calorică (calorifică) superioară a nămolului determinată experimental în laborator cu ajutorul bombei calorimetrice, conform metodei standard de determinare.

Puterea calorică superioară a nămolului se determină cu ajutorul unei bombe calorimetrice, pe principiul determinării puterii calorifice a combustibililor solizi. Principiul metodei constă în arderea unei cantități cunoscute de nămol într-o atmosferă de oxigen de înaltă presiune, în condiții adiabatică sau izoterme, care împiedică schimbul de căldură între vasul calorimetric și mediul exterior. Căldura produsă prin arderea nămolului este cedată apei care înconjoară bomba calorimetrică, determinând creșterea temperaturii apei introdusă în vasul calorimetric. Puterea calorică superioară a nămolului supus determinării experimentale, este egală cu căldura produsă prin arderea cantității de nămol în bomba calorimetrică, și transferată apei din vasul calorimetric. Aceasta din urmă se

calculează în funcție de parametri cunoscuți, unii mășurați cum ar fi temperatura apei și masele probelor de apă și nămol, iar alții cum ar fi căldura specifică apei preluați din literatura de specialitate.

2.6.2. Caracteristicile chimice ale nămolurilor de epurare

Caracteristicile chimice ale nămolului de epurare sunt foarte importante în desfășurarea diferitelor procese de tratare a nămolului, și în special în procesul de fermentare a nămolului, în vederea stabilizării pentru procesele de tratare ulterioare sau eliminării din stațiile de epurare municipale [70, 71, 77, 78].

1. pH-ul

pH-ul nămolului este o caracteristică foarte importantă care asigură desfășurarea optimă a acelor procese care necesită un pH adecvat. Se impune monitorizarea permanentă a pH-ului în special în procesul de fermentare a nămolului provenit din epurarea apelor uzate urbane, menajere și industriale.

În cazul fermentării metanice, valoarea pH-ului trebuie menținută în jur de 7. Valori sub 6 sau peste 8,5 pot dereglă sau inhiba procesul de fermentare.

2. Fermentabilitatea

Fermentabilitatea nămolului este o caracteristică foarte importantă, care se determină în anumite condiții de laborator, bine stabilite în ceea ce privește temperatura, durata și compoziția probei de nămol supuse determinării. Alți parametri care influențează desfășurarea procesului de fermentare și implicit determinarea corectă a caracteristicii de fermentabilitate, sunt cantitatea de acizi volatili și raportul carbon/azot.

Determinarea caracteristicii de fermentabilitate oferă următoarele informații pentru lotul de nămol supus fermentării:

- Raportul carbon/azot, în compoziția nămolului supus fermentării;
- Concentrațiile acizilor organici (calculate ca acid acetic), în compoziția nămolului supus fermentării, trebuie să se încadreze în intervalul 300-2000 mg/l, calculate în acid acetic;
- Producția specifică de biogaz [Nm^3 biogaz/kg s.o. redusă];
- Compoziția biogazului exprimată în principalele componente, CH_4 și CO_2 [%].

3. Nutrienții

Valoarea fertilizantă a nămolului rezultă din conținutul de azot, fosfor și potasiu. Nutrienții reprezintă un factor important pentru valorificarea nămolului de epurare în agricultură sau pentru amenajarea și condiționarea terenurilor forestiere, a parcurilor și a spațiilor verzi din zonele urbane și preurbane. Cele mai mari cantități de nutrienți se găsesc în nămolul brut activat biologic [78].

4. Alte caracteristici chimice

Aceste caracteristici chimice sunt în general caracteristici nedorite, a căror valoare este limitată prin norme tehnice sau prin legislația specifică de mediu. Aceste caracteristici pot inhiba procesele de fermentare ale nămolurilor și de

asemenea pot limita utilizarea lor în agricultură, atunci când valorile lor depășesc anumite limite admise.

Dintre aceste caracteristici, se pot aminti următoarele:

- Metalele grele care sunt substanțe toxice și se găsesc în nămol sub formă de săruri metalice;
- Grăsimi;
- Detergenți.

2.6.3. Caracteristicile biologice și bacteriologice ale nămolurilor de epurare

Nămolurile proaspete decantate în decantoarele primare precum și cele activate biologic în decantoarele secundare sau terțiare, au în general aceleași caracteristici biologice și bacteriologice ca și apele uzate din care provin [70, 71, 77, 78].

Bacteriile prezente în nămol se pot clasifica în 2 grupe, și anume:

- Bacterii cu o contribuție importantă în derularea proceselor de tratare a nămolului, cum ar fi bacteriile nitrificatoare și denitrificatoare, precum și bacteriile metanogene;
- Bacterii patogene, virușii și ouăle de helmiți sunt elemente nedorite care nu pot fi eliminate în totalitate decât prin tratare termică avansată

Cei mai importanți compuși precum și principalele caracteristicile fizico-chimice ale nămolurilor rezultate din procesele de epurare a apelor uzate urbane precum și de pe linia de tratare a nămolului, sunt prezentate în Tabelul 2.4.

Tabelul 2.4 - Principalele caracteristici fizico-chimice ale nămolurilor brute și fermentate, provenite din epurarea apelor uzate urbane

Nr. Crt.	Caracteristici	U.M.	Nămol primar brut	Nămol fermentat	Nămol activat biologic brut
1	Materii solide totale (MST)	%	5-9	2-5	0,6-1,2
2	Materii solide volatile		60-80	30-60	59-88
3	Grăsimi animale și vegetale: - solubile cu eter - extractibile în eter	% din MST	6-30 7-35	5-50 -	- 5-12
4	Proteine		20-30	15-20	32-41
5	Azot		1,5-4	1,6-3	2,4-5
6	Fosfor		0,8-2,8	1,5-4	2,8-11
7	Potasiu		0-1	0-3	0,5-0,7
8	pH	unități pH	5-8	6,5-7,5	6,5-8
9	Acizi organici	mg/l	200-2.000	100-600	1.100-1.700

2.7. Necesitatea tratării nămolurilor de epurare și etapele preliminare și finale ale procesului de tratare

Ținând cont de alinierea legislației românești la Regulamentele Europene, în următorii ani se vor înăspri condițiile de eliminare și depozitare a deșeurilor [19, 31,32, 75, 76, 79].

În conformitate cu prevederile O.M. nr. 95 din 12 feb. 2005, nămolurile de epurare tratate sunt clasificate ca și deșeuri nepericuloase, admise la depozitare. În conformitate cu OUG 78 din 16 iun 2000, privind regimul deșeurilor, actualizată până la data de 30 iunie 2011, nămolurile de la stațiile de epurare netratate corespunzător, sau improprii pentru folosință agricolă sunt clasificate ca și deșeuri periculoase și nu sunt admise la depozitare. O tratare necorespunzătoare a nămolurilor în stațiile de epurare poate crea riscul ca acestea să nu fie admise la depozitare sau să fie acceptate la depozitele autorizate de deșeuri, în cantități limitate [75, 76, 79].

În zonele unde nu sunt îndeplinite condițiile privind utilizarea nămolului în agricultură, precum și acolo unde nu există posibilități și nu sunt îndeplinite condițiile pentru co-procesare în fabrici de ciment sau în centrale termice, sau unde nu este posibilă co-incinerarea în incineratoare de deșeuri solide sau compostarea în stații de compost, singura opțiune posibilă este eliminarea nămolului la deponeele ecologice zonale [20].

În conformitate cu prevederile Ordinului nr. 757 din 26 noiembrie 2004, publicat în Monitorul Oficial, Partea I nr. 86 din 25/01/2005, emis de Ministerul Mediului și Gospodăririi Apelor, una din condițiile pe care trebuie să le îndeplinească nămolurile de epurare pentru a fi admise la depozitare, este aceea că umiditatea lui nu trebuie să fie mai mare de 65%. Cum în urma deshidratării mecanice, umiditatea nu poate scădea sub 70 %, în funcție de soluția tehnică aleasă pentru procesul de deshidratare, se impune introducerea unei etape de deshidratare suplimentară, și anume tratarea termică [75].

Principalul scop al tratării termice este acela de a reduce conținutul de apă din nămol, diminuând astfel costurile cu transportul și depozitarea/valorificarea ulterioară. În al doilea rând odată cu tratarea termică, riscul infectării solului și a apelor freatice cu poluanți organici, viruși și agenți patogeni este aproape complet eliminat [68]. Cea mai folosită metodă de tratare termică finală a nămolului, este incinerarea sau arderea nămolului în instalații de cogenerare cu eficiență energetică ridicată [30, 47, 48, 64, 92, 106].

Materialele solide periculoase și nutrienții (metalele grele și fosforul), care rămân în cenușa rezultată în urma arderii, pot fi recuperate prin tehnici adecvate care sunt deja implementate în multe țări dezvoltate tehnologic, din UE și din lume [40, 41, 89]. Instalațiile de ardere a nămolului asigură și tratarea gazelor de ardere în scopul reducerii poluanților în limitele admise de legislația de mediu [18, 35, 81].

Tratarea termică a nămolului de epurare prin ardere, „in house” este benefică nu numai prin reducerea semnificativă a cantității finale de deșeu dar și prin valorificarea energetică a nămolurilor în urma tratării, cu cogenerarea de căldură și energie electrică [50, 51]. Producerea de energie electrică și termică prin valorificarea energetică a nămolului, este foarte importantă pentru reducerea consumurilor energetice specifice ale stațiilor de epurare [51]. În general ponderea costurilor cu energia electrică în costurile totale ale stațiilor de epurare este semnificativă, atât datorită consumurilor mari de energie electrică necesară în procesele de tratare a apei și a nămolului, cât și datorită creșterii continue a tarifelor la energia electrică consumată, ca urmare a alinierii treptate la tarifele comunitare [45, 48].

Etapele preliminare și finale de tratare de pe linia nămolului, într-o stație de epurare unde nămolul se gestionează ecologic și se valorifică energetic [77,78], este prezentată în Figura 2.4.

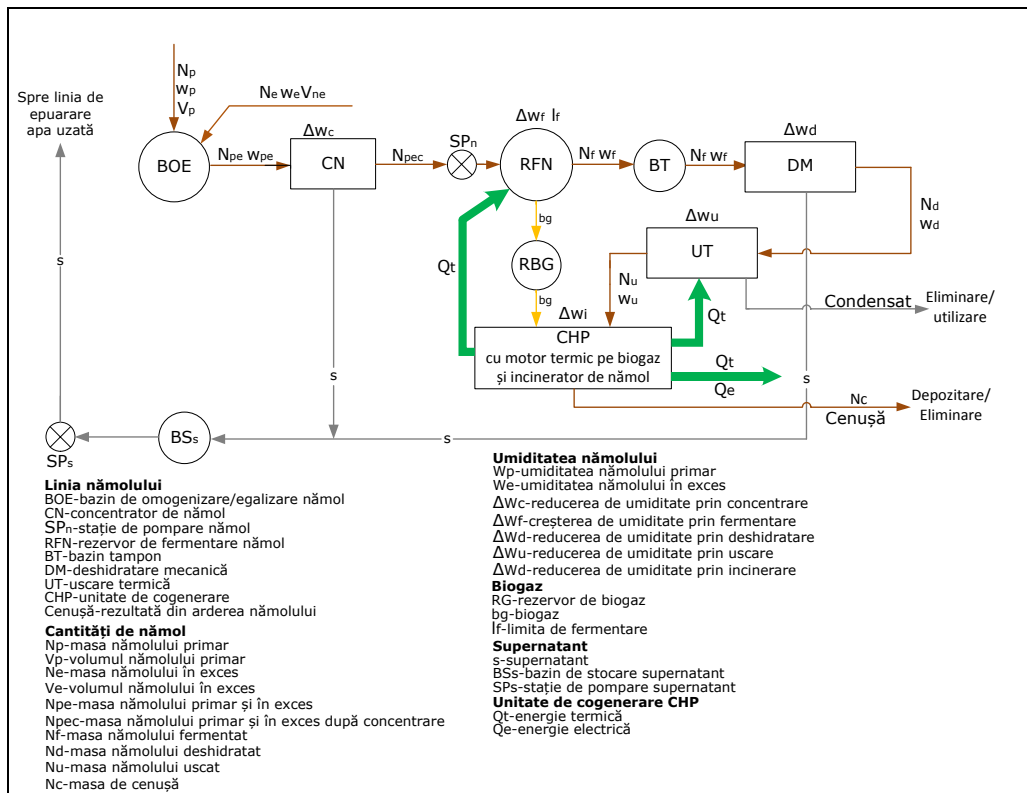


Figura 2.4 - Schema de proces pentru tratarea preliminară și finală a nămolului

2.8. Evaluarea energetică a proceselor de fermentare anaerobă și aerobă a nămolului în vederea stabilizării înainte de tratarea preliminară și evacuare din SEAU

Tratarea nămolului are ca obiect principal descompunerea materiei organice în urma proceselor de natură biochimică (processe biologice). Procesele biologice care intervin în timpul descompunerii materiei organice sunt de două categorii:

- Procese aerobe, în cadrul cărora se produce combinarea materiei organice cu oxigenul (oxidarea), cu producerea de căldură;
- Procese anaerobe, caracterizate prin dezintegrarea oxigenului (reducția), cu consum de căldură.

Procesele aerobe de tratarea a nămolului (fermentarea aerobă sau stabilizarea aerobă) se aplică în cazul epurării apelor menajere și industriale municipale, colectate în sistem unitar (împreună cu apele pluviale), având încărcare organică redusă [70, 71, 77, 78, 85]. În acest caz stabilizarea nămolului cunoscută și sub denumirea de fermentare aerobă prin bio-aerare prelungită, se face în bazinele cu nămol activ (BNA), numite și bazine de aerare. În aceste bazine epurarea biologică a apei are loc în prezența unui amestec de nămol și apă uzată, agitat în permanență și aerat. Astfel se realizează și accelerarea procesului de epurare printr-o continuă recirculare a nămolului decantat în decantoarele secundare, din efluentul bazinelor cu nămol activ. Deoarece nu tot nămolul care se formează în cadrul procesului este necesar epurării [70, 71, 85], o parte a acestuia

numit nămol în exces, după ce este reținut în decantoarele secundare, este pompat în rezervoarele de stocare în vederea prelucrărilor ulterioare.

Procesele anaerobe de tratare a nămolului determină fermentarea anaerobă, prin acțiunea bacteriilor anaerobe, care acționează în scopul mineralizării materiei organice din nămolul rezultat în urma decantării apei uzate. Fermentarea anaerobă se aplică în cazul tratării nămolului provenit din procesul de epurare a apei uzate cu un conținut mare de încărcătură organică în influent [70, 71, 77, 78, 85]. Procesele anaerobe se desfășoară în bazine de fermentare a nămolului și cuprind 2 faze :

1. Fermentarea acidă în care bacteriile producătoare de acizi descompun prima dată materia organică cu care se hrănesc, și anume zahărul, amidonul, celuloza și compușii solubili ai azotului. Producții descompunerii sunt acizii organici volatili, acidul carbonic și gaze, în special CO_2 , hidrogen sulfurat și cantități limitate de metan [42, 67, 106].
2. Fermentarea metanică care are caracter alcalin, este caracterizată de descompunerea componentelor organice mai stabile, și anume acizii organici și proteinele. Azotul este transformat în amoniac, iar acizii volatili formați anterior în timpul fermentării acide, se descompun în carbon și metan. Hidrogenul rezultat din descompunerea compușilor organici, acționează asupra bioxidului de carbon formând metan [67, 106].

Nu întotdeauna fermentarea aerobă sau anaerobă oferă o tratare eficientă a nămolului. Măsura eficienței tratării nămolului este gradul de tratare (stabilizare) – $G_T = SM/SV$, unde SM este cantitatea de substanță minerală iar SV este cantitatea de substanță volatilă. Dacă G_T este ≥ 1 , înseamnă că nămolul este suficient tratat, iar dacă G_T este < 1 tratarea nu este corespunzătoare și nămolul nu este stabilizat, putând avea efecte nocive asupra mediului [11, 78].

Dacă la început procesul de fermentare a nămolului rezultat în urma etapelor de epurare a apelor uzate municipale, fost văzut de cele mai multe ori, ca un proces de stabilizare înaintea procedurilor de tratare preliminară, în vederea depozitării și evacuării finale, în ultimii ani a crescut interesul pentru optimizarea procesului de epurare a apelor uzate în paralel cu stabilizarea nămolului prin fermentare, în scopul valorificării eficiente a conținutului său energetic.

Conținutul energetic al nămolului este în funcție de conținutul de carbon pe care-l conține și care este foarte bine descris de consumul chimic de oxigen (COD) necesar în procesul de fermentare aerobă a nămolului în exces rezultat în decantoarele secundare [33, 46, 70, 71, 105].

Pentru stabilirea COD și estimarea conținutului energetic al nămolului, se parcurge următoarele etape [46]:

1. Se determină experimental umiditatea nămolului înainte de stabilizare (fermentare) și implicit conținutul de substanță uscată (DS);
2. Se determină experimental SM (restul anorganic) și compoziția elementară a materiei organice în principalele elemente de bază: carbon, oxigen, hidrogen, azot, fosfor și sulf;
3. Se determină rapoartele masice ale acestor elemente, nr. de moli și greutatea lor molară, conform unui breviar de calcul stabilit [33, 108];
4. Se scrie formula chimică a materiei organice (biomasa de nămol);
5. Se scriu ecuațiile de reacție pentru fermentarea anaerobă și aerobă, cu evidențierea reactanților și a produșilor de reacție [33, 46, 70, 108];
6. Se determină cantitățile de metan și substanțe volatile din ecuațiile stoechiometrice de reacție, pentru cele 2 tipuri de fermentare [33, 46, 108];
7. Se determină aportul energetic obținut prin arderea metanului și respectiv a volatilelor [33, 46, 109–113];

8. Interpretarea rezultatelor și alegerea variantei optime de fermentare pentru obținerea unui câștig energetic maxim.

2.9. Tehnologii de tratare termică a nămolului cu înaltă eficiență energetică, având la bază cicluri combinate cu turbine de abur și gaze

În cazul valorificării energetice prin arderea nămolului va trebui aleasă o variantă tehnologică optimizată, capabilă să ofere o eficiență energetică maximă, emisii poluante și materiale reziduale în cantități reduse și care să se încadreze în limitele de poluare impuse. Aceste cerințe pot fi rezolvate dacă procesul de ardere a nămolului este inclus în cadrul unor cicluri termodinamice cu turbine cu abur sau cu gaze sau cicluri combinate gaze/abur [43, 92, 114]. Astfel de cicluri combinate pentru arderea nămolului au fost dezvoltate și experimentate la nivel european. Două din aceste cicluri combinate vor fi prezentate în continuare.

2.9.1. Ciclul CISCO

Ciclul CISCO (Combined Cycle with Integrated Sewage Sludge Combustion), a fost experimentat și dezvoltat la Universitatea Tehnică din Braunschweig, Germania [92]. În funcție de încărcarea organică a nămolului rezultat în urma procesului de epurare a apei uzate, ciclul poate valorifica atât energia termică produsă în urma arderii biogazului obținut prin procesul de fermentare anaerobă a nămolului, cât și energia termică produsă în urma arderii nămolului uscat fermentat, sau a nămolului brut în cazul unei încărcări organice reduse când nu se mai justifică fermentarea. Ambele procese de ardere sunt incluse într-un ciclu combinat, turbină cu gaze-turbină cu abur. Schema de principiu a acestui ciclu este prezentată în Figura 2.5.

Desfășurarea proceselor termodinamice.

Aerul proaspăt suplimentar necesar arderii nămolului, este aspirat din atmosferă de către un ventilator și apoi încălzit într-un schimbător de căldură, de către gazele de ardere ieșite din generatorul de abur, după ce au fost curățate într-un electrofiltru. Aerul proaspăt, încălzit, este introdus în uscător cu pat fluidizat la o temperatură de până la 50 - 60°C [92], în scopul evitării formării unui amestec exploziv cu praful de nămol care se produce în uscător. Pentru a obține o eficiență bună, nămolul umed cu care este alimentat uscătorul trebuie să aibă o umiditate de max. 70 % [92].

Cea mai mare parte a nămolului din uscător este uscat cu ajutorul unui circuit de apă caldă, încălzită cu ajutorul gazelor de ardere provenite din arderea nămolului. Gazele de evacuare sunt răcite sub temperatura punctului de rouă, în scopul de a recupera o parte din căldura de condensare. Condensul care rezultă este utilizat în procesul de tratare a apei. Umiditatea nămolului uscat poate scădea până la 10 % [92].

Amestecul de aer proaspăt încălzit cu vaporii saturați rezultați din uscarea nămolului, este purificat de praf, într-un filtru de particule. Aerul umed este comprimat de compresorul turbinei de gaz și furnizat camerei de ardere, unde este amestecat cu combustibil, care poate fi diesel, gaz metan sau biogaz rezultat din fermentarea într-un bazin de fermentare. După destinderea în turbină, gazele de ardere se combină într-un arzător special cu nămolul uscat, eliminat din uscător. Nămolul uscat este insuflat în arzător cu ajutorul aerului comprimat. Un flux de aer

suplimentar poate fi adăugat în arzător pentru stabilizarea flăcării, dacă este necesar.

Energia termică a gazelor de evacuare rezultate de la arderea nămolului, este folosită într-un generator de căldură convențional, de abur, cu recuperare, aburul produs fiind utilizat pentru producerea de energie electrică, într-o turbină cu abur. Ulterior gazele de ardere sunt curățate de cenușă într-un filtru. Cenușa este procesată și reciclată pentru separarea fosforului și a metalelor grele prin procese industriale sau chimice. Cenușa tratată se poate valorifica ca îngrășământ pentru agricultură.

Ciclul CISCO poate fi modelat cu ajutorul unui program de simulare termodinamică. La aceeași Universitatea Tehnică din Braunschweig (IWBT), Germania a fost dezvoltat un program de simulare de proces, numit **ENBIPRO** (PROGRAM PENTRU BALANȚA ENERGETICĂ) [86, 92]. Prin optimizarea ciclului CISCO cu ajutorul programului ENBIPRO, se pot obține creșteri ale puterii electrice disponibile la utilizator cu până 60 %, precum și creșteri de randament de până la 23 %, randamentul total al unui ciclu CISCO putând ajunge până la 55 % [92].

ENBIPRO calculează cicluri specificate de utilizator. Fiecare fluid de lucru este tratat de program, ca un flux de material unic. Fluxurile de aer și gaze de ardere sunt modelate ca fluxuri separate care încep de la intrarea în ventilator și ajung în atmosferă prin coșul de fum. Fiecare flux constă din noduri (joncțiuni) și pentru fiecare nod există o componentă a circuitului de ieșire alocat. Punctele nodale și componentele trebuie să fie astfel aranjate încât fiecare ieșire a unui nod să fie intrare pentru următorul nod, în acest mod formându-se un circuit. Dacă un nod este afectat de fluxuri diferite (o separare, o combinație sau două curenți diferite, într-un schimbător de căldură) trebuie să avem în vedere că sunt necesare informații suplimentare. În modelarea unui ciclu termodinamic, trebuie specificați parametri termodinamici specifici, pentru fiecare punct nodal.

Acești parametri sunt:

- Presiunea (bar);
- Temperatura ($^{\circ}$ C);
- Debitul masic (kg/s);

În cadrul programului pentru fiecare circuit și fiecare nod trebuie introdus bilanțul energetic și bilanțul masic. Programul de calcul **ENBIPRO** este un program simplu de modelare și simulare a ciclurilor termodinamice, care oferă într-un timp relativ scurt niște rezultate precise. ENBIPRO a fost testat cu diverse cicluri termodinamice cum ar fi cele ale centralelor termice convenționale pe cărbune, centrale electrice sau termo-solare, folosind pentru testare cicluri combinate. Aceste măsurători au arătat rezultate excelente în comparație cu ciclurile clasice ale centralelor electrice.

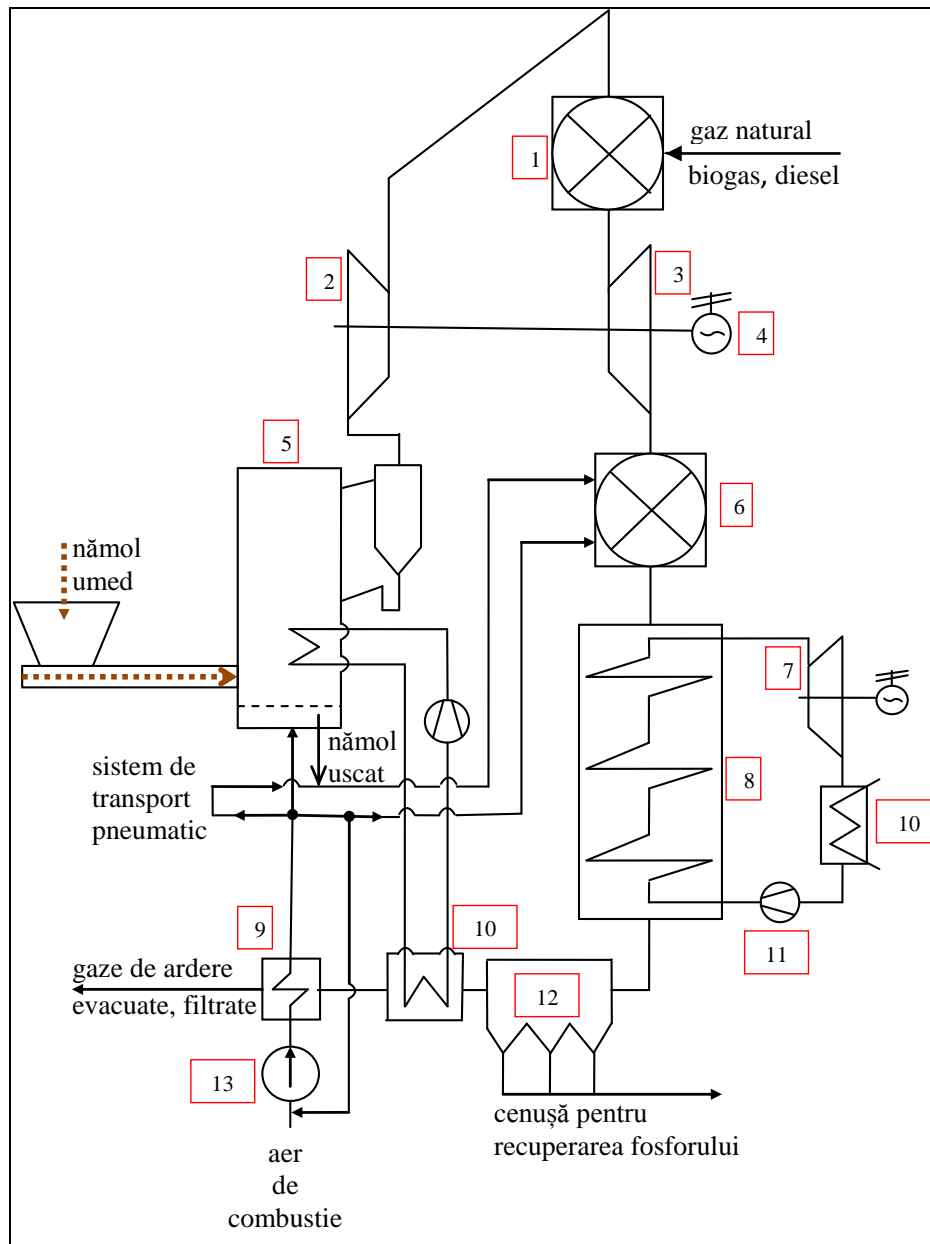


Figura 2.5 - Schema de principiu a unui ciclu CISCO

Descrierea părților componente ale instalației:

1- arzător cu gaz natural, biogaz sau combustibil diesel; 2, 3- grup compresor-turbină cu gaze; 4- generator electric; 5- uscător de nămol în pat fluidizat; 6- cuptor pentru arderea nămolului; 7- turbină cu abur; 8- generator de abur cu recuperator de căldură; 9- preîncălzitor de aer; 10- circuit recuperator de căldură, cu apă; 11- condensator de vapori; 12- filtru pentru gazele arse; 13- ventilator de aer.

2.9.2. Ciclu HUBER

Ciclu HUBER [107, 114] a fost experimentat și dezvoltat în cadrul conceptului "sludge2energy" implementat în Germania, la stația de epurare a apelor uzate din Straubing, zona Bayern. Acest concept oferă o soluție eficientă de valorificare energetică a nămolului cu încărcare organică redusă, prin arderea nămolului într-un ciclu cu turbină cu aer cald combinat cu un schimbător de căldură de înaltă eficiență energetică. Schema de principiu a acestui ciclu este prezentată în Figura 2.6.

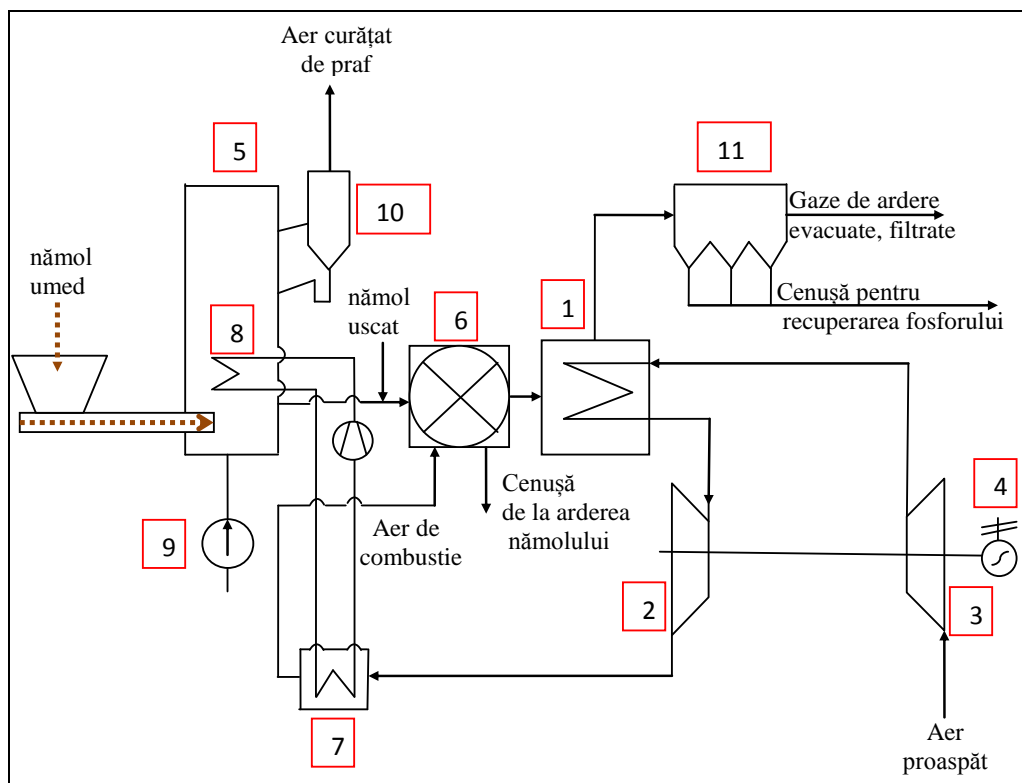


Figura 2.6 Schema de principiu a unui ciclu HUBER

Descrierea părților componente ale instalației

1–recuperator de căldură de înaltă eficiență; 2,3–grup compresor-turbină cu aer cald; 4–generator electric; 5–uscător de nămol cu bandă; 6–cuptor pentru arderea nămolului; 7–recuperator de căldură gaze-apă; 8–circuit recuperator de căldură, cu apă; 9–ventilator de aer; 10–filtru de particule; 11–filtru pentru gazele arse.

Desfășurarea proceselor termodinamice.

Ciclu HUBER asigură un grad de uscare al nămolului umed de la 20, 30, 35% substanță uscată (S.U.), după deshidratarea sau uscarea preliminară, a nămolului în exces sau a celui fermentat, până la 65, 80, 90% S.U., în uscătoarele cu bandă construite în tehnologia "HUBER BT^{plus} Dryer Belt", cu un factor de consum energetic economic, de 0,85 kWh/kg apă evaporat [107, 114].

Uscarea nămolului se face cu un flux de aer proaspăt încălzit de la un circuit cu apă caldă. Încălzirea apei se face într-un schimbător de căldură, cu ajutorul aerului cald destins în turbină [107, 114]. Principalul parametru de control al procesului este gradul de uscare care se realizează prin controlul temperaturii aerului cald și al umidității acestuia, în interiorul uscătorului sub valoarea de 90° C. Distribuția nămolului umed pe banda transportoare se face uniform și foarte fin, așa încât praful generat este în cantități relativ mici.

Nămolul uscat se depozitează într-un buncăr de stocare, de unde cu ajutorul unui sistem de transport mecanic și al unui sistem de distribuție rotativ, ajunge în focarul cuptorului de ardere.

Arderea nămolului de epurare uscat în prealabil, se face într-un cuptor special cu vatră mobilă, care asigură o funcționare simplă și fiabilă, iar pentru combustibilul utilizat o înaltă flexibilitate, ținând cont de următoarele aspecte [107, 114]:

- un spectru foarte larg de combustibili folosiți, inclusiv co-incinerarea cu alte deșeuri municipale;
- se pot utiliza nămoluri cu un conținut diferit de umiditate;
- cuptorul funcționează eficient și la sarcini parțiale, până la 25%, din capacitate.

Pentru optimizarea arderii în zona grătarului și în zonele adiacente, cuptorul este prevăzut cu un sistem de control automat al aerării, atât cu aer primar cât și cu aer suplimentar. Alimentarea focarului cu nămol uscat din buncărul de stocare, se face automat cu ajutorul unui transportor cu acționare hidraulică. Curățarea cenușii de pe grătare se face automat printr-un sistem acționat de asemenea hidraulic.

Recircularea gazelor de ardere reprezintă prima etapă de tratare a gazelor arse. Reducerea oxizilor de azot se realizează prin măsuri tehnice bine puse la punct, în urma experimentărilor ulterioare. Temperatura de ardere de cel puțin 850 ° C, prevede condițiile prealabile favorabile pentru acest tip de denitrogenare. De asemenea, alte cerințe aplicabile acestei tehnologii de ardere au fost, desigur, luate în considerare, de exemplu cele privind controlul temperaturii și a debitelor specifice, pentru diferiți parametri ai procesului de ardere. Componentele acide nocive conținute în gazele de ardere evacuate, cum ar fi SO₂ și HCl, sunt eliminate printr-un proces de desorbție termică [107, 114].

Căldura din gazele de ardere este cedată într-un recuperator de căldură de înaltă eficiență, unui flux de aer proaspăt, care după încălzire se destinde într-o microturbină cu aer cald. Recuperatorul de căldură de tip „ Pebble-Heater”, regenerativ, este un schimbător de căldură cu flux radial, în contracurent cu funcționare secvențială [22, 23]. Este prevăzut cu un pat de prundiș inelar care stochează căldura de la gazele de ardere provenite din arderea nămolului, pe care ulterior o cedează agentului de lucru (aer atmosferic comprimat) al microturbinei cu aer cald în concept SIEMENS. Avantajul principal al acestui recuperator inovativ este că asigură un randament termic foarte înalt, peste 95% . Schema de principiu este descrisă în Figura 2.7 [22, 23].

Particularități funcționale și avantajele conceptului Pebble-Heater

Aerul ambiant (15°C) este comprimat la 4.50 bar într-un compresor antrenat de turbina cu aer cald. În urma comprimării temperatura aerului crește la 205°C. După o răcire într-un schimbător de căldură recuperativ, temperatura aerului comprimat scade la 90°C [22, 23].

Căldura recuperată poate fi folosită pentru uscarea nămolului în uscătorul de nămol. Scăderea temperaturii înainte de a intra în recuperatorul Pebble-Heater (PH), este importantă pentru reducerea pierderilor la coș. După răcire aerul comprimat intră în PH, unde este încălzit până la 830°C. Cu această temperatură aerul cald intră în turbina de gaz, în care acesta este destins aproape de presiunea mediului ambiant (1,03 bar) și la o temperatură de 542 °C. Realizarea acestei destinderi asigură modul de lucru pentru antrenarea compresorului și generatorului electric [22, 23].

Cea mai mare parte a aerului destins este folosit ca aer de combustie preîncălzit, necesar arderii biomasei, restul este folosit de uscător pentru uscarea nămolului. Acesta este alimentat în camera de ardere și ars cu aerul de combustie preîncălzit la 542 °C. Datorită acestui factor mare de aerare, gazele de ardere au o temperatură relativ scăzută de 870°C. După ieșirea din cuptor și curățarea lor, gazele de ardere, intră în PH-ul aflat în faza de încălzire, unde sunt răcite până la 97°C și evacuate la coș. Această temperatură poate fi controlată (de exemplu prin temperatura de răcire a aerului comprimat la intrarea în PH), și adaptată la tipul de nămol și conținutul de umiditate și sulf, în scopul de a evita coroziunea prin condens. Acest ciclu termodinamic asigură o eficiență energetică de cogenerare de 71,9%, din care eficiența termică $\eta_{th} = 39,6\%$, iar eficiența electrică $\eta_{el} = 32,3\%$ [22, 23].

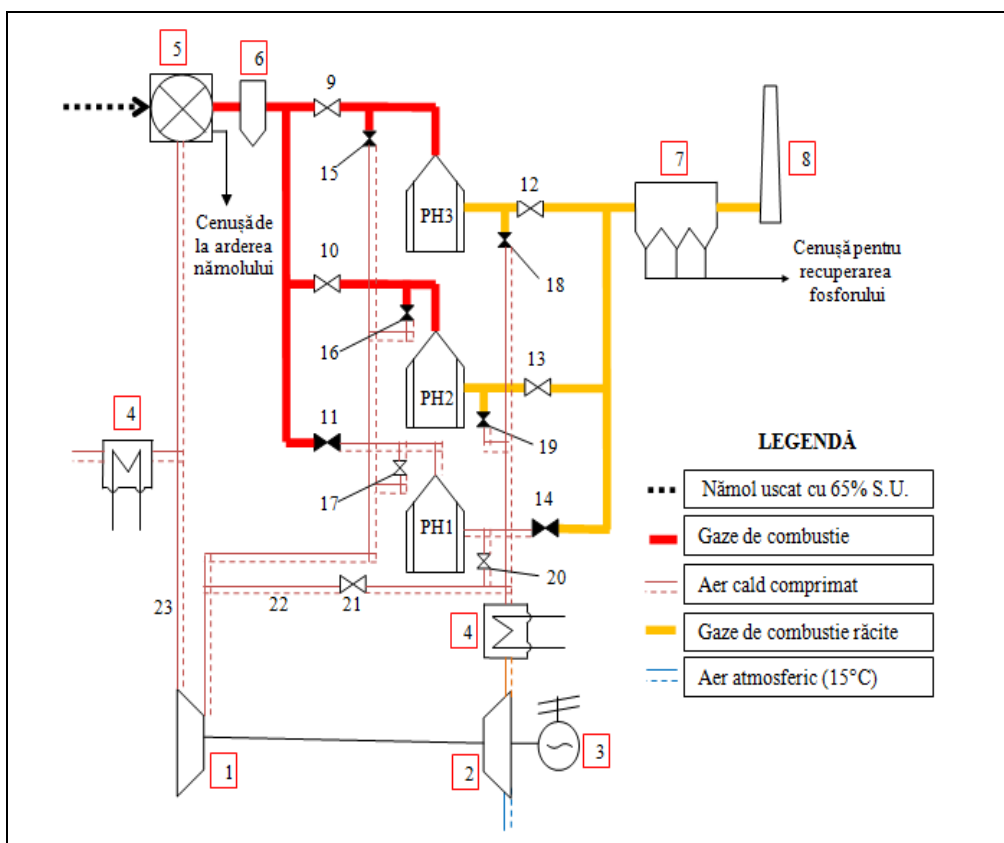


Figura 2.7 - Schema de principiu a recuperatorului de căldură „Pebble-Heater”

Descrierea părților componente ale instalației

1, 2-grup compresor-turbină cu aer cald; 3-generator electric; 4-recuperatoare de căldură aer cald-apă; 5-cuptor pentru arderea nămolului; 6-sistem de purificare a gazului fierbinte; 7-sistem de filtrare a gazelor reziduale ; 8-coș de fum; 9:20-sistem de supape pentru funcționarea secvențială a recuperatoarelor de căldură Pebble- Heater, câte 4 pentru fie care recuperator; 21,22-supapă și linie de by-pass pentru a controla temperatura aerului la ieșirea din turbină; 23-linie de alimentare cu aer cald a cuptorului pentru arderea nămolului; PH1, PH2, PH3 – recuperatoare de căldură cu prundiș.

2.10. Metode alternative de tratare termică a nămolului, în vederea reducerii umidității și a potențialului de poluare bacteriologică a mediului ambiant

Există în momentul de față mai multe tehnologii de tratare termică a nămolului de epurare, implementate deja pe piață sau în curs de elaborare/dezvoltare [1, 30, 64, 84, 93, 101, 117, 119]. Aceste tehnologii au fost necesar a fi implementate pentru reducerea costurilor din ce în ce mai mari cu eliminarea și depozitarea deșeurilor la deponeele ecologice precum și pentru a reduce impactul de poluare asupra mediului înconjurător.

Procesele de tratare termică care pot fi utilizate cu succes și în varianta „in house”, presupun eliminarea componentei organice a nămolului, lăsând ca element nedorit al procesului, cenușa, care necesită eliminarea spre depozitare, după o eventuală valorificare a elementelor încorporate cum ar fi metalele grele și/sau fosforul [89, 99].

Înafara combustiei care este metoda de tratare termică cea mai răspândită, oxidarea umedă, piroliza, și gazeificarea sunt tehnologiile de tratare termică a nămolului de epurare cele mai utilizate. Pe lângă combustie ca și tehnologie de tratare termică, se poate utiliza acolo unde condițiile sunt satisfăcute, și co-combustia nămolului în centralele termice pe cărbune sau incineratoare de deșeuri municipale, precum și co-procesarea nămolului în fabricile de ciment.

1. Oxidarea umedă

Oxidarea umedă are loc în faza apoasă a nămolului la o umiditate ridicată, după procesul de omogenizare a nămolului primar împreună cu cel biologic secundar sau terțiar, la temperaturi cuprinse între 150 și 330 °C, și presiuni cuprinse între 1 și 22 bari, utilizând oxigen pur sau oxigen atmosferic. Regimul de temperatură și presiune este ales astfel încât să se evite fierberea nămolului în timpul procesului de oxidare.

În timpul procesului, conținut organic al nămolului de epurare umed este dezintegrat, oxidat și transformat în bioxid de carbon, apă și azot.

2. Piroliza

Piroliza este un proces de degradare termică a conținutului organic al nămolului într-un mediu anoxic, la un regim de temperatură cuprinsă între 300 și 850°C. Acest proces necesită o sursă de căldură externă pentru a menține temperatura cerută [30, 117, 119].

Produsele rezultate în urma procesului de piroliză a nămolului sunt:

- un reziduu solid cunoscut în literatura de specialitate sub numele de char, care este o combinație de materiale necombustibile și carbon;
- un gaz sintetic cunoscut în literatura de specialitate cu numele de syngaz, care este un amestec de gaze combustibile compus din monoxid de carbon, hidrogen și metan, precum și o gamă largă de cantități mici de compuși organici volatili. Dacă în procesul de tratare termic se necesită un combustibil lichid, o parte din syngaz poate fi condensat, rezultând în urma condensării un amestec de uleiuri, parafine și gudroane.

Reacțiile endoterme care au loc în procesul de piroliză sunt următoarele [119]:

- Comutare abur – carbon: Volatile din nămol + $H_2O = CO + H_2$;
- Reacția Boudouard: Volatile din nămol + $CO_2 = 2CO$.

Valorificarea energetică a syngazului în instalațiile de tratare termică avansată a nămolului prezintă inconvenientul formării de gudroane în urma condensării syngazului. Această problemă poate fi depășită printr-o tratare termică secundară a nămolului prin gazeificare, la o temperatură mai ridicată, caz în care se elimină pericolul condensării și deci implicit al formării gudroanelor.

3. Gazeificarea

Gazeificarea este un proces de tratare termică avansată, în care produsele carbonoase solide volatile și cele gudronoase formate în procesul de piroliză, sunt gazeificate prin oxidare parțială controlată, la o temperatură cuprinsă între 500 și 1000°C, sau chiar mai mari dacă este necesar (până la 1600°C) [30, 117, 119]. Procesul de gazeificare are loc într-o cameră de reacție. În urma procesului de gazeificare rezultă în prima fază un amestec gazos (syngas), format în principal din monoxid de carbon (CO), hidrogen (H_2) și metan (CH_4). Ca și produse gazoase secundare rezultă cantități mici de bioxid de carbon (CO_2), hidrocarburi mari (C_2+) și azot (N_2). și cantități mici de alte gaze, CO_2 în principal. Ca și produse secundare ale gazeificării rezultă [30, 117, 119]:

1. O parte anorganică care se concentrează într-un reziduu solid cărbunos (biochar);
2. Vaporii de apă;
3. O fracțiune lichidă uleioasă – bio-oil, rezultată din condensarea syngazului.

Ca și agent de oxidare poate fi utilizat aerul, oxigenul pur, aburul sau un amestec al acestora. Gazeificarea bazată pe aer produce un syngaz cu un conținut de azot, și implicit cu o putere calorică mai mică (4 – 6 MJ/m^3). Gazeificarea bazată pe utilizarea aburului sau a oxigenului pur produce un syngaz cu o putere calorică mai mare (10 – 20 MJ/m^3) [30, 117, 119].

Reacțiile exoterme care se desfășoară în camerele de reacție ale gazeificatorului sunt următoarele [119]:

- Oxidare parțială: Volatile din nămol + $O_2 = CO$;
- Comutare apă – gaz: $CO + H_2O = CO_2 + H_2$;
- Metanizarea monoxidului de carbon: $CO + 3H_2 = CH_4 + H_2O$.

4. Oxidarea termică a syngazului

Gazul combustibil obținut în procesele de tratare termică avansată anterior descrise, adică syngazul obținut prin piroliză și gazeificare este ars într-un cazan de abur prevăzut cu boiler recuperator de căldură [30]. Căldura recuperată este utilizată în procesele de tratare a nămolului. În funcție de metoda de incinerare selectată se poate ajunge la o temperatură a gazelor de ardere între 800 și 1450°C.

2.11. Bilanțul masic și energetic al proceselor de tratare de pe linia nămolului

Procesele de tratare a nămolului, care se desfășoară într-o stație de epurare municipală sau zonală, au drept scop, micșorarea impactului produs asupra mediului înconjurător, la eliminarea nămolului din stația de epurare, indiferent de utilizarea ulterioară a nămolului, urmărind următoarele aspecte:

1. Reducerea încărcării organice prin fermentare sau co-fermentare anaerobă, cu producerea de biogaz [57, 70, 71, 78];
2. Reducerea cantităților de nămol eliminate din stația de epurare, în vederea depozitării sau valorificării ulterioare, prin deshidratare mecanică și termică avansată [70, 71, 78];
3. Reducerea și/sau eliminarea virușilor și agenților patogeni prin incinerarea nămolului în cuptoare speciale [20, 35, 39].

Schema flux a proceselor de tratare care se desfășoară pe linia nămolului, într-o stație de epurare municipală sau zonală, este prezentată în Figura 2.8. Din analiza acestei scheme se vede că sunt introduse pe fluxul de tratare și alte produse înafara nămolului de proces, cum ar fi:

- co-substraturi provenite din industria prelucrătoare a produselor acroalimentare din zona de operare, cu scopul valorificării lor energetice prin co-fermentare, și producere de biogaz [3, 52, 63, 87, 91];
- nămoluri provenite de la stațiile de epurare mai mici din zona de operare, care nu sunt prevăzute cu linii de tratare a nămolului brut primar sau biologic, rezultat din epurarea apelor uzate.

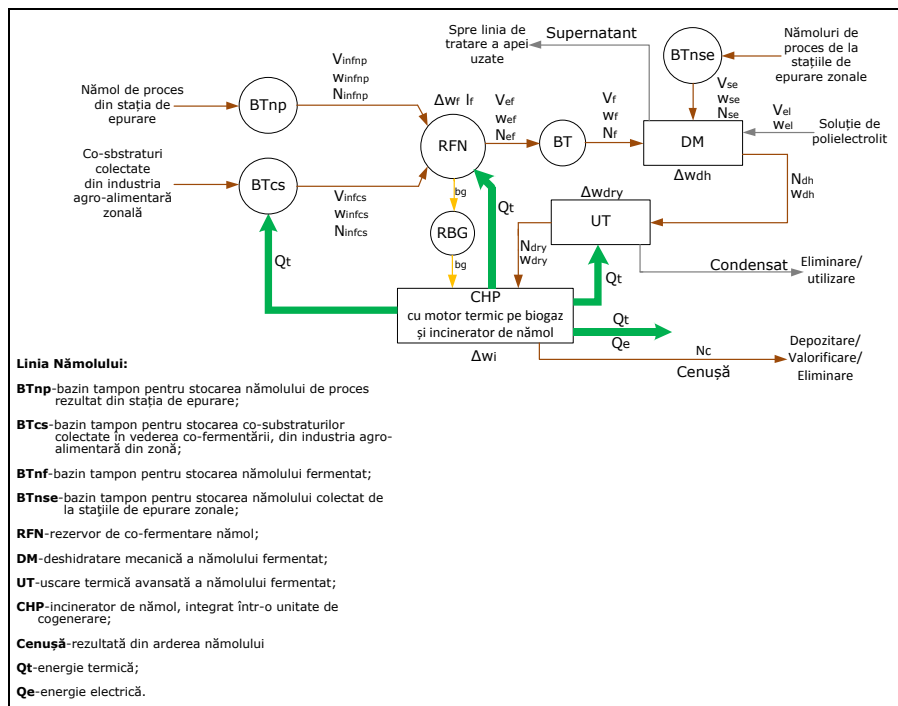


Figura 2.8 - Schema fluxurilor masice și energetice pentru procesele de tratare de pe linia nămolului

2.11.1. Bilanțul masic al proceselor de tratare de pe linia nămolului

Bilanțul masic de pe linia de tratare a nămolului, se face pentru fiecare proces în parte și are drept scop determinarea pentru fluxurile masice și/sau volumice care se vehiculează pe linia de tratare a nămolului proces, a următorilor parametri:

1. Masele de nămol umede și uscate, minerale și organice, de la ieșirea din procese de tratare, în vederea evaluării eficienței în exploatarea instalațiilor de tratare existente, sau pentru efectuarea calculului de proiectare, la construcția unor instalații noi;
2. Reducerea masei de nămol pe fluxul de tratare, de la intrare până la ieșire, în vederea estimării costurilor cu eliminarea nămolului din stația de epurare;
3. Reducerea umidității nămolului pe fluxul de tratare, în vederea evaluării eficienței tratării în instalațiile existente, sau pentru proiectarea instalațiilor noi;
4. Masele de nămol influente în instalațiile de tratare termică și valorificare energetică prin cogenerare, în vederea întocmirii bilanțului energetic pe proces sau pe întreaga linie de tratare a apelor uzate și a nămolurilor, în interiorul stației de epurare;
5. Volumele de biogaz rezultate în urma fermentării și a celor utilizate la ardere în instalații de cogenerare;
6. Volumele de produse altele decât nămol și biogaz, rezultate din procese de tratare.

Fluxurile masice ale proceselor de tratare sunt prezentate în Figurile 2.9÷2.12

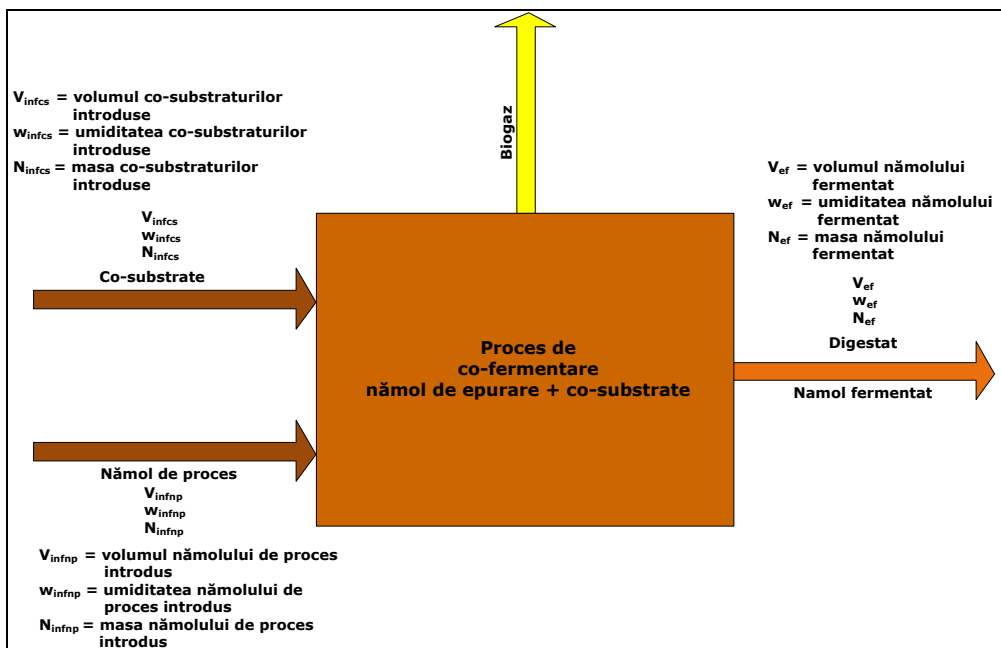


Figura 2.9 – Fluxurile masice ale procesului de fermentare

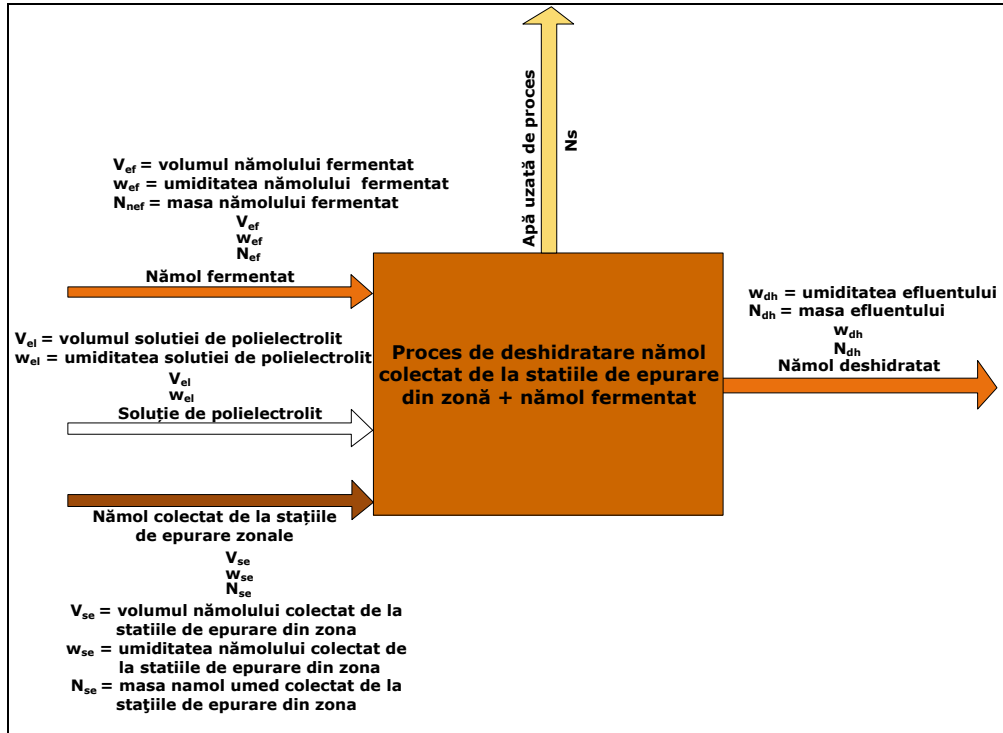


Figura 2.10 – Fluxurile masice ale procesului de deshidratare

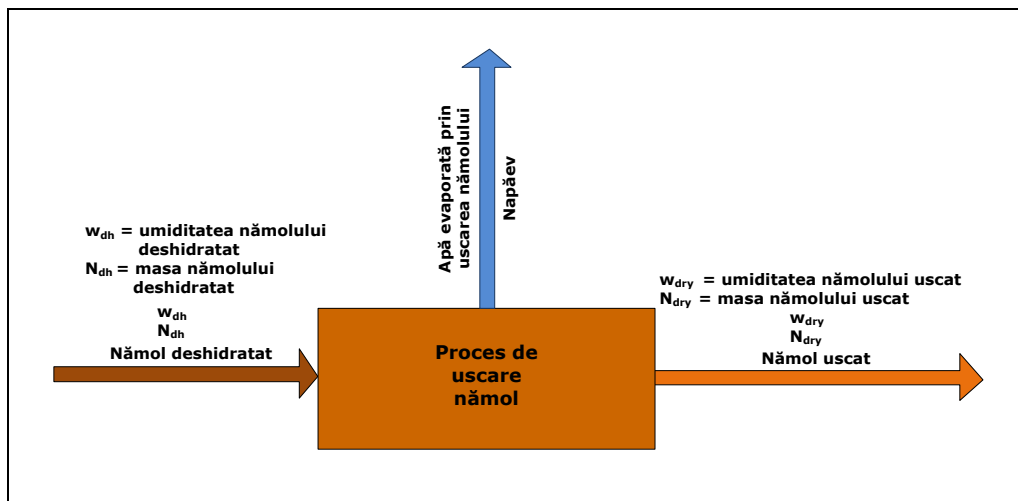


Figura 2.11 – Fluxurile masice ale procesului de uscare

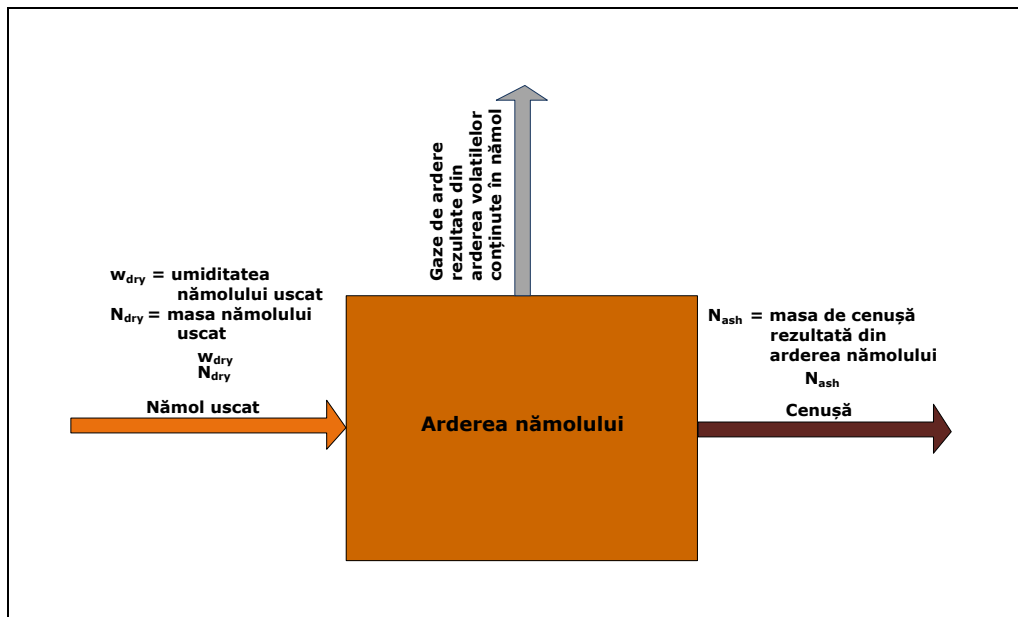


Figura 2.12 – Fluxurile masice ale procesului de ardere

2.11.2. Bilanțul energetic al proceselor de tratare de pe linia nămolului

Bilanțul energetic al proceselor de tratare de pe linia nămolului se face cu scopul evaluării fluxurilor energetice de ieșire din instalațiile de cogenerare, în urma producerii de energie termică și electrică prin arderea biogazului și nămolului uscat. De asemenea sunt evaluate și consumurile energetice necesare pentru desfășurarea proceselor de tratare de pe linia apei uzate și a nămolului.

Bilanțul energetic oferă o măsură a eficienței energetice de exploatare a instalațiilor de procesare existente pe linia de tratare a nămolului, și oferă date tehnice necesare în studiile de fezabilitate și calculele de proiectare, pentru instalațiile noi de procesare și tratare. de pe linia apei uzate și a nămolului. Schema de principiu a fluxurilor energetice produse și consumate într-o stație de tratare complexă și avansată a apei uzate și nămolului, este prezentată în Figura 2.13. Cu culoare verde sunt reprezentate fluxurile de energie produsă în instalațiile de cogenerare, iar cu culoare roșie sunt reprezentate fluxurile de energie consumate în procesele de tratare a nămolului.

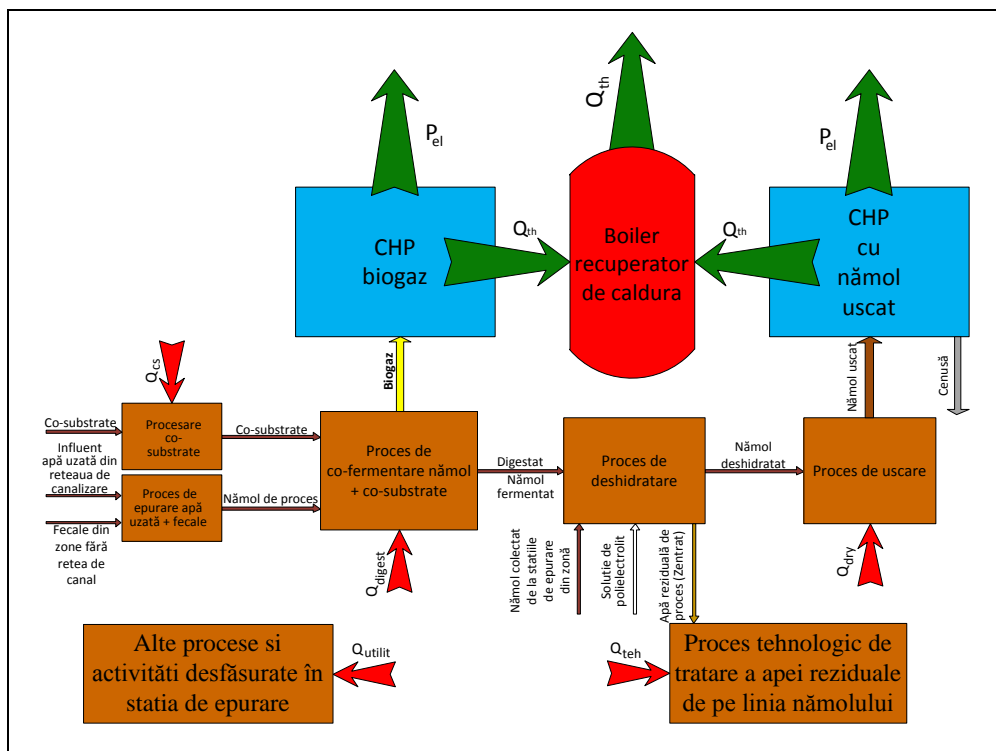


Figura 2.13 – Schema fluxurilor energetice pentru tratarea nămolurilor de epurare

2.12. Legislația aplicabilă pentru tratarea, valorificarea și depozitarea nămolului de epurare, în UE și România.

Principalele acte normative care reglementează tratarea, valorificarea și depozitarea nămolului de epurare sunt prezentate în Tabelul 2.5

Tabelul 2.5 - Legislația aplicabilă procesului de tratare a nămolului, în UE și România

Nr. crt.	Denumire act normativ	Publicația
1	Ordonanța de Urgență a Guvernului nr. 78 din 16 iunie 2000, actualizată, privind regimul deșeurilor	MONITORUL OFICIAL nr. 283 din 22 iunie 2000
2	Hotărârea de Guvern nr. 128/14.02.2002 privind incinerarea deșeurilor, cu completările și modificările ulterioare. Transpune Directiva 2000/76/CE	Monitorul Oficial numărul 160 din 6 martie 2002
3	Ordinul comun al ministrului mediului și gospodăririi apelor și al ministrului agriculturii, pădurilor și dezvoltării rurale nr. 344/708/2004 pentru aprobarea Normelor tehnice privind protecția mediului și în special a solurilor, când se utilizează nămolurile de epurare în agricultură, cu modificările și completările ulterioare. Transpune Directiva 86/278/CEE	Monitorul Oficial, Partea I, nr.959 din 19 aprilie 2004
4	ORDIN nr. 757 din 26 noiembrie 2004, pentru	MONITORUL OFICIAL nr.

	aprobarea Normativului tehnic privind depozitarea deșeurilor. EMITENT: MINISTERUL MEDIULUI ȘI GOSPODĂRIII APELOR	86 din 26 ianuarie 2005
5	ORDIN nr. 95 din 12 februarie 2005, actualizat, privind stabilirea criteriilor de acceptare a deșeurilor la depozitare și lista națională de deșeuri acceptate în fiecare clasă de depozit de deșeuri. EMITENT: MINISTERUL MEDIULUI ȘI GOSPODĂRIII APELOR.	MONITORUL OFICIAL nr. 194 din 8 martie 2005
5	Ordonanța de Urgența a Guvernului nr. 152/2005 privind prevenirea și controlul integrat al poluării, cu modificările ulterioare	Monitorul Oficial, Partea I, numărul 1196 din 30 decembrie 2005
6	ORDONANTA DE URGENTA nr. 61 din 6 septembrie 2006 pentru modificarea și completarea Ordonanței de urgență a Guvernului nr. 78/2000 privind regimul deșeurilor. Transpune directiva 2006/12/CE	Monitorul Oficial nr. 790 din 19 septembrie 2006
7	Ordinul nr. 2901/2013 pentru aprobarea reglementării tehnice "Normativ privind proiectarea, execuția și exploatarea sistemelor de alimentare cu apă și canalizare a localităților. Indicativ NP 133-2013": Anexa Nr. 2, Partea a II-a: Sisteme de canalizare a localităților. Indicativ NP 133/2-2013".	MONITORUL OFICIAL, Partea I, nr. 660, din 28 octombrie 2013; MONITORUL OFICIAL, Partea I, nr. 660 bis, din 28 octombrie 2013.
8	Directiva 86/278/CEE privind protecția mediului și mai ales a solului la utilizarea nămolului din stațiile de epurare în agricultură	Jurnalul Oficial al Comunităților Europene nr. L181/6, 12.06.1986
9	Directiva 2000/76/CE privind incinerarea deșeurilor	Jurnalul Oficial al Comunităților Europene nr. L332/91, 28.12.2000
10	Directiva 2006/12/CE privind deșeurile	Jurnalul Oficial al Comunităților Europene L 114/16, 27.04.2006

3

Valorificarea energetică a nămolului, prin fermentare și ardere în stațiile de epurare municipale și zonale – studii de caz

Acest capitol prezintă cercetarea exploratorie și aplicativă pe care am efectuat-o pe parcursul desfășurării programului de cercetare doctorală. Pornind de la studiul teoretic privind valorificarea energetică a nămolului, în incinta stațiilor de epurare, am transpus considerentele teoretice în practică, făcând evaluări și explorări ale unor posibile procese de tratare a nămolului, sau ale unor procese deja existente, pentru diferite stații de epurare.

Pentru a putea face o evaluare a proceselor de tratare a nămolului, am pornit de la evaluarea proceselor de tratare a apei uzate, din care rezultă ca produs secundar nămolul de proces, clasificat drept un deșeu, deci un element „nedorit” la prima vedere. Dacă tratarea acestui deșeu în vederea eliminării la deponeele ecologice, sau a valorificării ulterioare, se face eficient, procesele de tratare a nămolului pot aduce operatorilor din stațiile de epurare, un câștig energetic [50, 51, 70, 71, 78].

Procesele de tratare care sunt abordate în acest capitol, sunt fermentarea anaerobă și/sau arderea nămolului după o deshidratare și uscare prealabilă. Energia termică și electrică obținută în urma procesului de ardere a biogazului și/sau nămolului uscat, în instalații cu eficiență energetică ridicată, trebuie să acopere întotdeauna consumurile energetice interne ale proceselor respective [70, 78, 114]. În caz contrar procesul de tratare nu este recomandat, operatorii stațiilor de epurare fiind obligați să găsească alte soluții de gestionare ecologică a nămolului.

3.1. Obținerea și gestionarea nămolului de proces în diferite stații de epurare, în funcție de modul de tratare a apelor uzate colectate. Prezentarea a două studii de caz pentru stațiile de epurare din Timișoara și Straubing-Germania

Alegerea celor două stații de epurare ca și studii de caz nu este întâmplătoare.

În primul rând cunosc foarte bine procesele de tratare a apei uzate și a nămolului, care se desfășoară în cele două stații. Stația de epurare municipală din Timișoara, o cunosc pentru că lucrez la AQUATIM, și mă ocup printre altele de monitorizarea performanței serviciilor și proceselor desfășurate în companie, deci monitorizez implicit și procesele desfășurate în stația de epurare Timișoara. Stația de epurare zonală a orașului Straubing – Germania, o cunosc pentru că am avut șansa prin intermediul Școlii Doctorale a UPT, să efectuez printr-o mobilitate „ERASMUS”, un stagiu de practică în această stație de epurare, în anul 2013.

În al doilea rând operatorii din ambele stații oferă un exemplu de bună practică privind valorificarea surselor regenerabile de energie. În incinta stației de epurare din Timișoara este în construcție o instalație de uscare termică a nămolului,

care utilizează energia solară și căldura conținută în efluent, cu ajutorul pompelor de căldură, fiind în acest sens unică în România. Stația de epurare din Straubing – Germania, prin valorificarea energetică a biogazului și a nămolului uscat, produce „in house”, în instalații de cogenerare performante tehnologic și eficiente, toată energia termică și electrică necesară pentru toate procesele de tratare a apei uzate și a nămolului, devenind astfel total independentă energetic.

3.1.1. Obținerea și gestionarea nămolului de proces în stația de epurare municipală din Timișoara

În Figura 3.1 se prezintă schema tehnologică a proceselor de tratare a apei uzate și a nămolului, în stația de epurare municipală din Timișoara. Se observă că pe fluxul de tratare a apei uzate lipsește etapa de decantare primară, ceea ce determină lipsa nămolului primar din nămolul de proces format în urma tratării apei uzate.

În momentul de față tratarea nămolului se oprește la procesul de deshidratare, în urma căreia nămolul ajunge înainte de eliminare la o umiditate de aproximativ 18 %, măsurată în substanță uscată (TS). Se află în construcție o etapă de uscare termică avansată, care utilizează pentru uscare energia solară acumulată în sere, și căldura conținută în efluent, cu un sistem de pompe de căldură. În urma procesului de uscare umiditatea va scădea până la un conținut de substanță uscată de aprox. 36% TS.

În gestionarea ulterioară a nămolului, în interiorul stației de epurare, există 2 posibilități de valorificare energetică:

1. Conversia energetică în biogaz a nămolului activat în exces, prin fermentare, în urma unui proces de îngroșare și a pre-tratării termice, chimice sau termochimice [8, 9, 13];
2. Incinerarea sau aplicarea unei metode de tratare termică avansată, pentru nămolul deshidratat și uscat [30, 32];
3. Co-incinerarea împreună cu alte deșuri municipale [24].

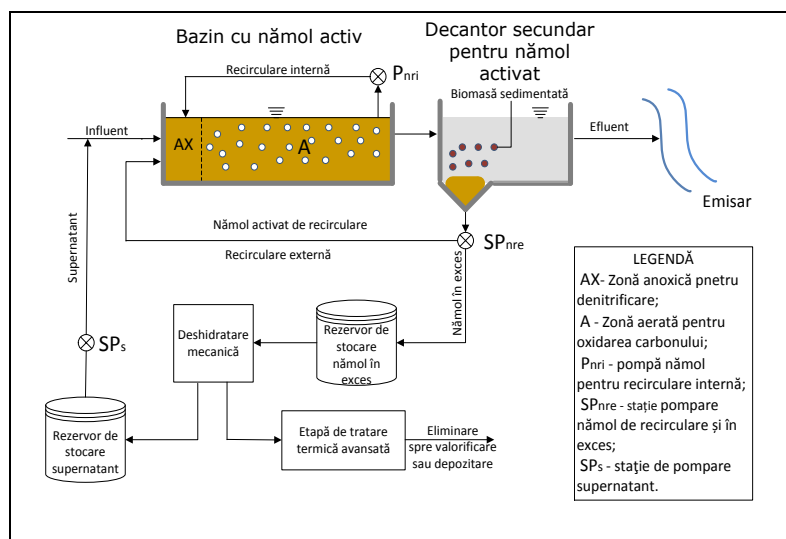


Figura 3.1 – Schema tehnologică pentru fluxurile de tratare a apei uzate și a nămolului, în stația de epurare municipală din Timișoara

$G_T=0,47$, ceea ce ne arată că nămolul nu a fost stabilizat eficient, în urma aerării prelungite din etapa de tratare biologică, în nămol rămânând o încărcătură organică care poate fi valorificată energetic. Compoziția elementară și rezultatele calculelor conform algoritmului de calcul, sunt prezentate în Tabelul 3.1.

Conform cu datele prezentate în tabelul de mai jos, rezultă următoarele:

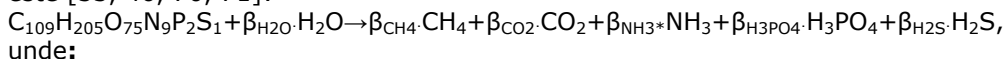
- Formula chimică a biomasei de nămol este: $C_{109}H_{205}O_{75}N_9P_2S_1$;
- Greutatea unei molecule a biomasei de nămol este de 4302 g;
- Suspensiile solide care se volatilizează (VSS), reprezintă 2934 g, fără fosfor și restul anorganic care constituie substanțele minerale.

Tabelul 3.1 - Datele de calcul pentru definirea biomasei de nămol

Compoziția elementară a biomasei	Greutatea masică a elementelor componente (%)	Masa molară a elementelor componente (g/mol)	Nr. moli-gram ai elementelor componente (greutatea masică /masa molară)	Rapoartele de masă ale elementelor componente (nr. de moli-gram ai elementelor/ nr. de moli-gram ai elementului cu valoarea cea mai mică)	Nr. de moli ai elementelor componente (se rotunjesc la valori întregi rapoartele de masă)	Greutatea molară a elementelor componente (g) (nr. de moli x masa molară)
Carbon C	30,35	12,01	2,5271	109,4832	109	1309
Oxigen O	27,85	16	1,7406	75,4114	75	1200
Azot N	3,05	14,01	0,2177	9,4318	9	126
Hidrogen H	4,73	1	4,7300	204,9241	205	205
Fosfor P	1,48	30,97	0,0452	2,0704	2	62
Sulf	0,74	32,06	0,0218	1,0000	1	32
Rest anorganic	31,80					1368
Total moleculă biomasă	100					4302

Nămolul în exces activat biologic, este rezultatul proceselor de tratare avansată (terțiară) biochimică, a apelor uzate municipale, în bazinele cu nămol activ, cu scopul reducerii conținutului de materie organică biodegradabilă, de azot și fosfor, conținute în apa uzată care în stația de epurare. Stabilizarea nămolului se poate face prin fermentare anaerobă sau aerobă. Ecuțiile reacțiilor chimice care au loc în timpul celor 2 procese de fermentare sunt descrise în continuare:

1. Pentru fermentarea anaerobă a biomasei de nămol, ecuația de reacție este [33, 46, 70, 71]:

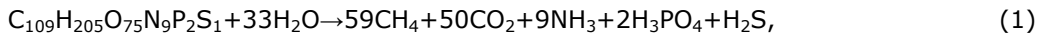


unde:

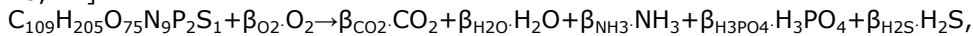
- Amoniacul NH_3 este un produs de reacție al fermentării metanice;
- Hidrogenul sulfurat H_2S este un produs de reacție al fermentării acide;

- Acidul ortofosforic H_3PO_4 este un produs de reacție al fermentării metanice fiind rezultatul combinării ortofosfatului PO_4 cu hidrogenul eliberat în faza fermentării metanice;
- β_{H_2O} , β_{CH_4} , β_{CO_2} , β_{NH_3} , $\beta_{H_3PO_4}$ și β_{H_2S} sunt coeficienți stoechiometrici care se determină rezolvând ecuațiile stoechiometrice ale fiecărui element component din reacția chimică, având la bază legea conservării masei substanțelor, a lui Lomonosov și Lavoisier.

După rezolvarea ecuațiilor stoechiometrice, reacția chimică simplificată a fermentării anaerobe este :



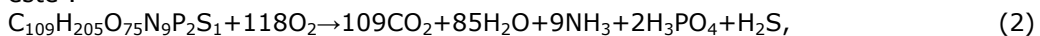
2. Pentru fermentarea aerobă a biomasei de nămol, ecuația de reacție este [33, 46, 70, 71]:



unde:

- produșii secundari de reacție, amoniacul NH_3 și hidrogenul sulfurat H_2S se consideră la fel cu fermentarea anaerobă, ca și gaze dizolvate în apă, iar acidul ortofosforic H_3PO_4 este o sare acidă mineralizată, rezultată din tratarea terțiară a apei uzate, în care are loc precipitarea chimică a fosforului;
- β_{O_2} , β_{CO_2} , β_{H_2O} , β_{NH_3} , $\beta_{H_3PO_4}$ și β_{H_2S} sunt coeficienți stoechiometrici care se determină rezolvând ecuațiile stoechiometrice ale fiecărui element component din reacția chimică, având la bază legea conservării masei substanțelor, a lui Lomonosov și Lavoisier.

După rezolvarea ecuațiilor stoechiometrice, reacția chimică a fermentării aerobe este :



Oxigenul necesar în procesul de transformare aerobă a biomasei, este 118 moli O_2 , conform relației (2) de mai sus, sau 3776 g O_2 . Consumul chimic de oxigen COD, pentru masa de bacterii (BM) și suspensii solide volatile (VSS) este conform următorului calcul :

$$COD_{BM} = 3776 \text{ g } O_2 / 4302 \text{ g BM} \rightarrow 0,8777 \text{ g COD/g BM} \quad (3)$$

$$COD_{VSS} = 3776 \text{ g } O_2 / 2934 \text{ g VSS} \rightarrow 1,2870 \text{ g COD/g VSS} \quad (4)$$

1. Evaluarea energetică a procesului de fermentare anaerobă a nămolului, cu obținere de biogaz

Câștigul de biogaz conform relației (1) de mai sus, este conform următorului calcul :

$$59 \text{ moli } CH_4 = 944,5900 \text{ g } CH_4 \rightarrow 1,317 \text{ Nm}^3 CH_4; (1 \text{ mol } CH_4 = 16,01 \text{ g};$$

$$1 \text{ Nm}^3 CH_4 = 0,717 \text{ kg.}) [112];$$

$$\text{Puterea calorică inferioară pentru gazul metan } H_i (CH_4) = 50,009 \text{ MJ/kg,}$$

[112]

$$\text{Energia disponibilă pentru } 0,9446 \text{ kg } CH_4 \rightarrow 47,2385 \text{ MJ sau } 13,122 \text{ kWh,}$$

$$(1 \text{ MJ} = 1/3,600 \text{ kWh});$$

$$3,776 \text{ kg COD} \rightarrow 13,122 \text{ kWh} :$$

$$1 \text{ kg COD} \rightarrow 3,4751 \text{ kWh};$$

Conform relației (3) :

$$1 \text{ kg BM} \rightarrow 3,9593 \text{ kWh.}$$

Prin conversia energetică a nămolului în biogaz, prin reacția de fermentare anaerobă 1 kg din biomasa de nămol organic biodegradabil, oferă un câștig

energetic de 3,9593 kWh. Acest câștig poate fi îmbunătățit prin optimizarea parametrilor procesului de fermentare.

2. Evaluarea energetică a procesului de ardere a componentelor volatile din nămol

Puterea calorică a biomasei de nămol este dată de puterea calorică a componentelor volatile care se oxidează prin ardere. Ținând cont de considerentele făcute la scrierea ecuațiilor de reacție, componentele care se oxidează prin ardere, sunt carbonul (C) și hidrogenul (H). Din hidrogenul disponibil în biomasa de nămol, o cantitate corespunzătoare lui O/8, nu participă la oxidare, fiind legată cu oxigenul (O) în moleculele de apă. Ținând cont de puterile calorifice inferioare ale carbonului și hidrogenului, și de componentele masice volatile ale nămolului, rezultă următoarele calcule:

- Masa de substanțe volatile care participă la arderea biomasei de nămol este :
 $1,309 \text{ kg C} + 0,205 \text{ kg H} + 1,200 \text{ kg O} = 2,7140 \text{ kg VSS}_{\text{CHO}}$ (conform tab. 1);
- Cantitatea de energie disponibilă prin arderea biomasei de nămol este [33, 46, 109, 111, 113]:
 $32,808 * 1,309 + 120,971 * (0,205 - 1,200/8) = 49,5991 \text{ MJ} = 13,7775 \text{ kWh}$.

Dacă $2,7140 \text{ kg VSS}_{\text{CHO}} \rightarrow 13,7775 \text{ kWh}$, atunci :

$1 \text{ kg VSS}_{\text{CHO}} \rightarrow 5,0765 \text{ kWh}$

În urma conversiei termice prin arderea volatilelor rezultă un câștig energetic :

$1 \text{ kg VSS}_{\text{CHO}} \rightarrow 5,0765 \text{ kWh}$

Din evaluarea energetică făcută se poate trage concluzia că este mai avantajos din punct de vedere energetic să se ardă nămolul nemaifiind necesară tratarea prealabilă în vederea stabilizării corespunzătoare.

Concluzii:

1. Din evaluarea energetică a procesului de fermentare anaerobă, cu ajutorul ecuațiilor de reacție chimică, se poate stabili orientativ energia disponibilă prin arderea biogazului produs prin fermentare;
2. Evaluarea energetică a proceselor de fermentare și respectiv de ardere a nămolului, necesită teste laborioase pe instalații experimentale pilot;
3. Procesul de fermentare poate fi îmbunătățit prin utilizarea împreună cu nămolul de proces a co-substraturilor, mărindu-se astfel cantitatea de substanță organică din molecula de biomasă care participă la procesul de fermentare;
4. Procesul de ardere poate fi îmbunătățit printr-o aerare corespunzătoare a zonelor de ardere din focarele cuptoarelor folosite la incinerarea nămolurilor de epurare, precum și prin procese termo-chimice preliminare care au rolul de a desface legăturile hidrogenului din moleculele de apă, în special pentru nămolul biologic în exces, rezultat din epurarea biologică.

3.3. Tratarea termică a nămolului în cicluri termodinamice de înaltă eficiență energetică, simulate cu software-ul EnBiPro. Studiul de caz pentru stația de epurare din Timișoara.

Datorită încărcării reduse a influentului, în stația de epurare municipală din Timișoara, procesul de tratarea apei uzate se face doar prin epurare biologică avansată, fără să existe o decantare primară a nămolului brut [vezi Figura 3.1]. În

acest caz se formează doar nămol biologic în bazinele cu nămol activ și apoi se sedimentează în decantoarele secundare. Excesul de nămol care nu este folosit în procesul biologic prin recirculare [70, 71, 85], urmează fluxul proceselor de tratare de pe linia nămolului.

3.3.1. Descrierea fluxului de proces pentru tratarea termică

Prezentul studiu de caz prezintă o posibilă soluție de valorificare energetică a nămolului biologic în exces, prin incinerare într-un sistem de tratare termică care combină uscarea cu arderea într-un ciclu termodinamic de eficiență ridicată în varianta HUBER „sludge2energy” [107, 114]. Considerentele teoretice au fost expuse în subcapitolul 2.1.9.2.

Procesul de uscare a nămolului adecvat pentru acest caz este cunoscut în literatură ca tehnologia de uscare „HUBER BTplus Dryer Belt” [114]. Creșterea eficienței energetice a ciclului se bazează pe recuperarea eficientă a căldurii rezultate din arderea nămolului cu ajutorul unui schimbător de căldură regenerativ conceput în noua tehnologie Pebble-Heater și turbine de aer cald în concept SIEMENS [22, 23, 48, 114].

În Figura 3.4. este prezentată diagrama fluxului de proces pentru tratarea termică a nămolului, integrată într-un sistem de cogenerare.

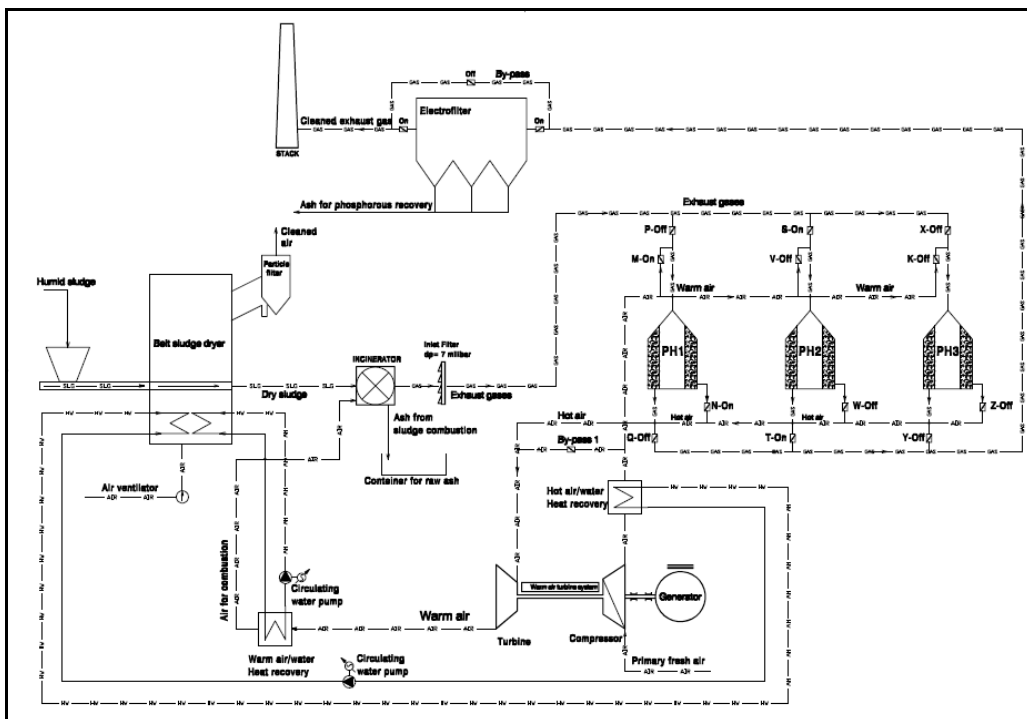


Figura 3.4 - Diagrama fluxului de proces pentru tratarea termică a nămolului în tehnologia Pebble-Heater

3.3.2. Bilanțul energetic al instalației de ardere a nămolului

Diagrama fluxului de proces se bazează pe cicluri termodinamice combinate de înaltă eficiență. Aceste cicluri pot fi simulate pe diferite software-uri pentru a estima bilanțul energetic, și deci eficiența ciclului. Acest bilanț energetic este necesar pentru proiectarea centralelor de cogenerare, pentru construcția de instalații pilot de mici sau medii dimensiuni sau pentru studii de fezabilitate. Un astfel de software este EnBiPro (Energie Bilanz Program), dezvoltat de către TU-IWBT - Braunschweig, Germania [92]. În acest studiu de caz este evaluată cu ajutorul software-ului EnBiPro, componenta de ardere (combustorul), pentru a rezolva bilanțul energetic al arderii nămolului de epurare. Pentru a face acest lucru sunt necesare următoarele date de intrare:

1. compoziția chimică elementară a nămolului de epurare;
2. debitul masic de nămol introdus în procesul de ardere;
3. coeficientul excesului de aer de ardere (λ).

1. Compoziția chimică a nămolului de epurare

În urma analizei chimice elementare a nămolului efectuată în conformitate cu standardele europene și românești în vigoare [26, 27, 29], a rezultat următoarea compoziție chimică a elementelor, în % masice din totalul substanței uscate (TS-100%) : carbon C – 30,35%; oxigen O – 27,85%, hidrogen H – 4,73%; azot N – 3,05%; fosfor P – 1,48%, sulf S – 0,74% și partea anorganică 31,8%.

După deshidratare și uscare, în vederea incinerării prin mono-combustie, nămolul va ajunge la o umiditate de 35% (TS-65%). În acest caz, compoziția chimică în % masice este: apă H₂O – 35%, carbon C - 19,74%, O oxigen – 18,10%, hidrogen H - 3,07%, azot N - 1,98%, , sulf - 0,48%, iar 21,63% săruri de fosfor și reziduuri anorganice care sunt considerate ca substanțe minerale.

2. Debitul masic de nămol introdus în procesul de ardere

Procesele mecanice și termice pentru reducerea umidității nămolului în exces, activat biologic, pentru stația de epurare Timișoara, se pot realiza conform cu fluxul tehnologic prezentat în Figura 3.5. Debitele masice de nămol pe fluxul de tratare termică sunt prezentate în Tabelul 3.2.

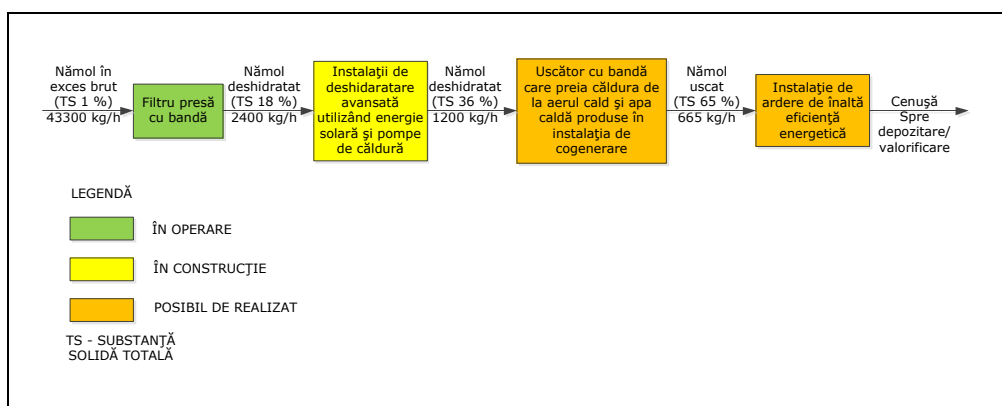


Figura 3.5 – Fluxul tehnologic propus pentru procesele de tratare a nămolului, aplicabil pentru stația de epurare municipală din Timișoara

Tabelul 3.2 – Debitul masice de nămol pe fluxul de tratare termică

Instalația de tratare	Media debitelor masice de intrare [kg/h]	Media debitelor masice de ieșire [kg/h]	Indexul de reducere a maselor de nămol după deshidratare	Observații
Instalații de deshidratare cu energie solară și pompe de căldură	2400	1200	2	- debitul masic de intrare determinat prin cântărire; - debitul masic de ieșire determinat prin calcul luând în considerare reducerea umidității de la 18% TS (măsurată prin analize chimice ale nămolului) la 36% TS, conform cu datele de proiectare.
Uscător cu bandă care preia căldura de la aerul cald și apa caldă, produse în instalația de co-generare	1200	665	1.8	- debitul masic de ieșire determinat prin calcul luând în considerare reducerea umidității de la 36% TS la 65% TS, estimat în concordanță cu literatura în domeniu, pentru a asigura mono-combustia.
Instalație de ardere de înaltă eficiență energetică	665	137	4.85	- debitul masic de ieșire conform compoziției chimice în substanțe minerale; - se consideră că prin ardere compușii volatili sunt eliminați în totalitate
Fluxul tehnologic de tratare termică a nămolului	2400	137	17,5	- reducerea maselor de nămol pe fluxul tehnologic de tratare termică, de la intrare până la ieșire este de 17.5 ori.

3. Coeficientul excesului de aer pentru ardere

Arderea pentru cuptoarele de biomasă (în studiul de caz analizat biomasă fiind un nămol de epurare cu 65% TS) impune un coeficient al excesului de aer de ardere (λ) specific. În focarele cu grătar, arderea are loc la temperaturi mai ridicate, cu un factor al excesului de aer între 1,5 și 3, iar în zona de post-combustie gazele de ardere se amestecă cu restul aerului preîncălzit [22, 23]. În acest fel temperatura de ieșire din focar poate fi controlată. Prin controlarea temperaturilor de ardere în zonele superioare ale focarului se limitează formarea oxizilor de azot și se evita sinterizarea de cenușă zburătoare. În același timp se controlează și cantitatea de aerosoli alcalini.

Pentru a rezolva bilanțul energetic din camera de combustie cu software-ul EnBiPro, se va lua în calcul o valoare a coeficientului λ de 1,5.

Datele obținute în urma simulării arderii cu programul de bilanț EnBiPro, sunt prezentate în Figura 3.6.

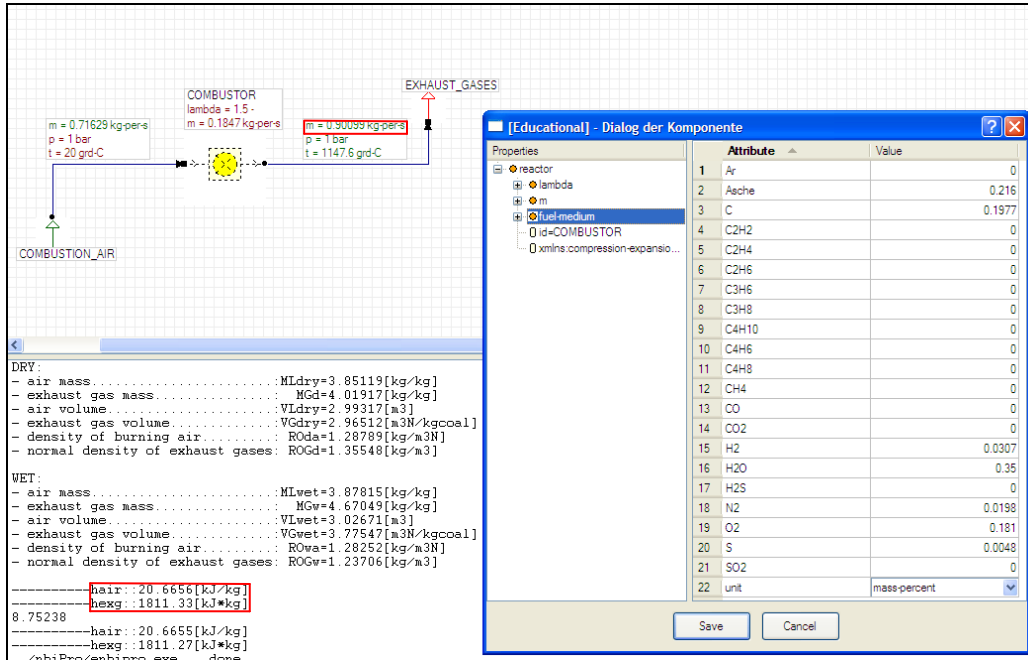


Figura 3.6 – Fluxurile masice din combustor simulate cu software-ul EnBiPro

Modelarea arderii cu software-ul EnBiPro, pleacă de la modelul de calcul Konakow, care tratează camera de ardere „cu dimensiunea zero” fără stocare masică și calculează adiabetic arderea în focar și compoziția gazelor de ardere, pentru o ardere completă. Sistemul de ecuații de calcul include bilanțurile masice și energetice și calculul excesului de aer (lamda). Excesul de aer se stabilește în funcție de compoziția combustibilului și concentrațiile molare masice [86].

4. Estimarea unui bilanț energetic pentru instalația de ardere a nămolului

Eficiență totală a ciclului este în jur de 71.9%, din care eficiența termică 39.6% și eficiență electrică 32.3%, în total acord cu alte instalații de cogenerare eficiente [22].

Debitul masic al gazelor de ardere rezultate în urma incinerării nămolului, este:

- $m_{exg} = 0,90099 \text{ kg/s}$, conform cu datele de bilanț EnBiPro din Figura 3.6 de mai sus;

Entalpia gazelor de ardere rezultate în urma incinerării nămolului, este:

- $hexg = 1811,27 \text{ kJ/kg}$, conform cu datele de bilanț EnBiPro din Figura 3.6 de mai sus;

Energia disponibilă în gazele de ardere - $Q_{exg} = m_{exg} \times hexg = 1632 \text{ KW}$;

Randamentul total al instalației schematice este - $\eta_{CHP} = 71.9\%$;

Randamentul electric al ciclului este - $\eta_{el} = 32,3\%$;

Randamentul termic al ciclului este - $\eta_{th} = 39,6 \%$;

Puterea electrică a instalației de cogenerare este - $P_{Ge} = Q_{exg} \times \eta_{el} = 527 \text{ KW}$;

Producția de căldură este calculată la nivelul de - $Q_H = Q_{exg} \times \eta_{th} = 646 \text{ KW}$;

Debitul masic la intrarea în uscător este - $m_{dryer} = 1200 \text{ kg/h}$ (vezi Tabelul 3.2);

Debitul masic la ieșirea din uscător este - $m_{\text{dryer}} = 665 \text{ kg/h}$ (vezi Tabelul 3.2);
 Capacitatea de evaporare a uscătorului este - $m_{\text{WVD}} = 1200 - 665 = 535 \text{ kg/h}$;
 Factorul de consum termic al uscătorului HUBER Belt Dryer BTplus este 0.85 kWh/kg WVD (Water Vaporized Dryer), conform cu datele tehnice ale producătorului [114];
 Consumul de energie termică al uscătorului pentru uscarea a $1,200 \text{ kg/h}$ nămol deshidratat, de la $36 \% \text{ TS}$ la $65 \% \text{ TS}$ este evaluat la un nivel de $= m_{\text{WVD}} \times 0.85 = 455 \text{ KW}$;
 Factorul de consum electric al uscătorului HUBER Belt Dryer BTplus este de 0.06 kWh/kg WVD, conform cu datele tehnice ale producătorului [114];
 Consumul de energie electrică a uscătorului pentru uscarea a $1,200 \text{ kg/h}$ nămol deshidratat, de la $36 \% \text{ TS}$ la $65 \% \text{ TS}$ este evaluat la un nivel de - $P_{\text{ecu}} = m_{\text{WVD}} \times 0.06 = 32 \text{ KW}$;
 Puterea electrică disponibilă pentru a fi utilizată în procesul de tratare al nămolului sau a apei uzate după caz este - $P_{\text{ed}} = P_{\text{Ge}} - P_{\text{ecu}} = 495 \text{ KW}$;
 Timpul de operare al unei instalații tehnologice modelată conform acestei instalații schematice, este considerat în calculele de proiectare și de eficiență energetică la un nivel cuprins între 7500 și 8500 ore/an, conform cu datele tehnice ale producătorilor unor astfel de echipamente [114];
 Energia electrică disponibilă pentru operarea proceselor de tratare în stația de epurare, acoperă un consum anual cuprins între 3700 și 4200 MWh , ceea ce înseamnă un consum lunar cuprins între 310 și 350 MWh , care reprezintă între 30 și 35% din consumul total al stației de epurare Timișoara.

5. Analiza rezultatelor

Din analiza bilanțului energetic pentru studiul de caz prezentat, și anume valorificarea energetică prin ardere a nămolului provenit de la stația de epurare municipală Timișoara, rezultă următoarele observații:

- Cu ajutorul software-ului EnBiPro se pot simula instalații schematice de ardere a nămolului având la bază cicluri termodinamice de eficiență termică ridicată, care combină arderea nămolului cu uscarea și producerea de energie electrică cu ajutorul turbinelor cu aer cald sau gaze [92];
- Cu ajutorul bilanțului masic făcut pe linia de tratare a nămolului, se poate stabili debitul masic de nămol care este supus procesului de ardere, necesar pentru bilanțul energetic realizat cu software-ul EnBiPro [48];
- Componentele masice molare din compoziția nămolului, pot fi determinate prin analiza chimică elementară a nămolului, efectuată în condiții de laborator conform standardelor europene și internaționale;
- Metoda de simulare a instalațiilor energetice de cogenerare cu ajutorul ciclurilor termodinamice, și calculul bilanțului energetic cu programul de simulare EnBiPro, oferă cu bună aproximație, posibilitatea modelării acestor cicluri cu ajutorul stațiilor pilot de mici sau mari dimensiuni, sau chiar la o scară industrială, lucruri care s-au realizat în multe țări europene dezvoltate tehnologic [12, 92, 114, 117].

6. Concluzii privind valorificarea energetică a nămolului prin ardere în instalații de cogenerare

- Valorificarea energetică a nămolurilor de epurare, trebuie să devină și în România, o preocupare importantă a operatorilor din stațiile de epurare, în beneficiul mediului înconjurător privind reducerea cantității de deșeuri și a potențialului poluator cu virusi și agenți patogeni [30, 32];

- Prin aplicarea tratării termice se reduce semnificativ cantitatea de nămol (deșeu) evacuată, astfel reducându-se implicit și costurile cu transportul și depozitarea nămolului;
- Din analiza de bilanț energetic rezultă că, consumurile energetice pentru procesele de tratare termică, sunt acoperite integral din producția de energie obținută prin cogenerare în instalațiile de tratare termică, rezultând ca și în studiul de caz prezentat, și un surplus energetic care poate fi utilizat în interiorul stației de epurare pentru alte procese de tratare ale apei uzate și nămolului.

3.4. Creșterea producției de biogaz prin co-fermentarea nămolului de proces împreună cu co-substraturi organice colectate din industria agroalimentară și chimică, din zona de operare. Studiu de caz pentru stația de epurare din Straubing-Germania

Fermentarea nămolului rezultat în urma proceselor de tratare a apei uzate într-o stație de epurare municipală, se face cu scopul stabilizării nămolului și constă în reducerea cantității de materii volatile biodegradabile, prin activitatea bacteriilor anaerobe. Odată cu fermentarea anaerobă, se reduc parțial și agenții patogeni prezenți în nămol.

Fermentarea anaerobă se desfășoară pe baza unor reacții chimice și biochimice complexe, și depinde de dezvoltarea bacteriilor din masa de nămol, care prin activitatea lor descompun masa moleculară, plecând de la macromolecule complexe în faza I, până la molecule gazoase simple, de metan și bioxid de carbon, ca și componenți principali ai biogazului [58, 67, 105, 106].

Nu toată masa solidă organică prezentă în nămol poate fi fermentată (biodegradată) de către bacterii, existând o limită de biodegradabilitate, numită limită tehnică de fermentabilitate [70, 71, 77, 78]. Un grad mare de descompunere a materiei solide organice supuse fermentării se obține atunci când nămolul de epurare conține materii ușor degradabile cum ar fi carbohidrați simpli și compuși, proteine și lipide [34, 70, 78].

Conform literaturii de specialitate în domeniu [70, 71, 78], fermentarea anaerobă este utilă și aplicabilă dacă sunt îndeplinite următoarele condiții:

1. Raportul SV/SM (volatile/ minerale) este supraunitar;
2. Nu sunt prezente în compoziția nămolului substanțe inhibitoare;
3. Producția de biogaz și echivalentul acesteia în energie trebuie să acopere minim 90% din consumurile energetice ale procesului.

Pentru a crește eficiența fermentării și producția de biogaz, este recomandată co-fermentarea nămolului de epurare împreună cu co-substraturi care conțin materii solide cu încărcare biodegradabilă mare, bogate în proteine, glucide, lipide și carbohidrați, provenite din industria agro-alimentară și chimică din zona de operare [3, 63, 83, 87, 91, 95].

Un exemplu de bună practică în sensul obținerii biogazului prin co-fermentarea nămolului de epurare cu deșeuri organice biodegradabile, îl reprezintă stația de epurare din Straubing – Germania. Particularitățile de desfășurare a procesului de co-fermentare a nămolului vor fi prezentate în continuare ca și studiu de caz. Schema flux a procesului de fermentare este prezentată în Figura 3.7.

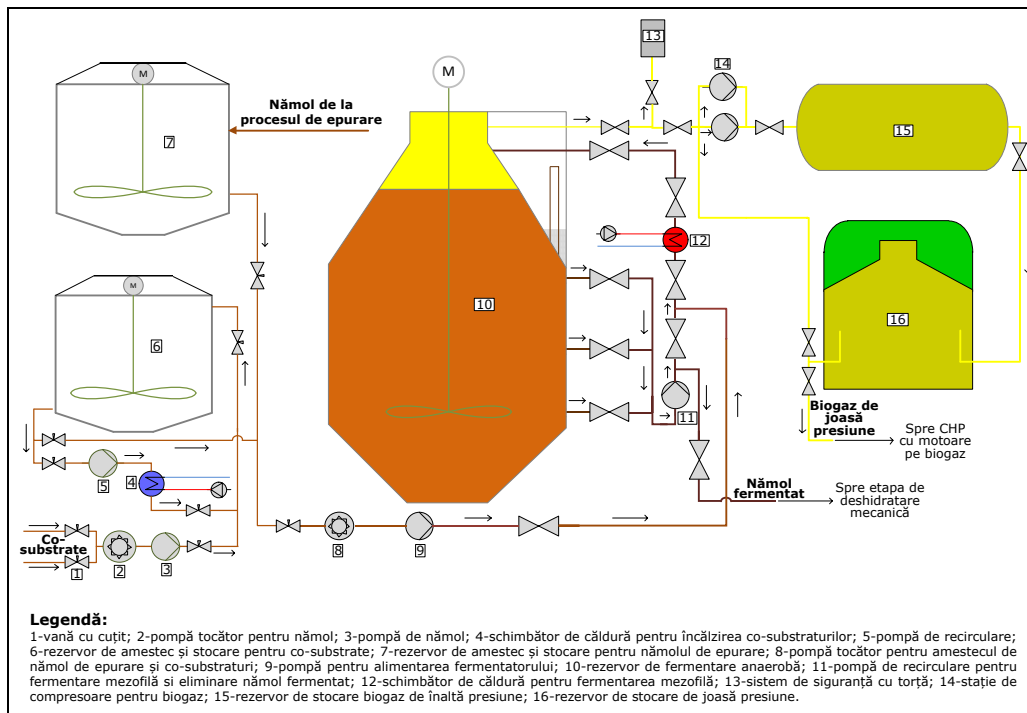


Figura 3.7 - Schema flux a procesului de fermentare a nămolului în stația de epurare din Straubing - Germania

Particularitățile procesului constau în următoarele aspecte:

1. Co-substraturile sunt transportate de către unitățile industriale de profil agro-alimentar și chimic, care le generează în activitatea de producție, în incinta stației de epurare Straubing.
2. Ele sunt preluate și procesate de către operator, fiind amestecate și depozitate în 4 rezervoare de stocare având capacitatea de 40 m³ fiecare;
3. Amestecul de co-substraturi este menținut la o temperatură medie de aprox. 35°C, prin recirculare continuă cu o pompă de recirculare într-un circuit de încălzire, care preia căldura de la agentul termic primar al stației de epurare. Recircularea este oprită atunci când se face alimentarea cu co-substraturi a rezervoarelor de stocare sau a rezervoarelor de fermentare.
4. Amestecul co-substraturilor calde cu nămolul de proces primar sau biologic se face în rezervoarele de fermentare (2 bucăți având capacitate de 3000 m³ fiecare).
5. Procesul de fermentare se desfășoară în regim mezofil la o temperatură medie de 35°C;
6. Alimentarea cu nămoluri și co-substraturi proaspete și evacuarea nămolului fermentat, se face în regim controlat, automat sau manual, în funcție de mai mulți parametri ai procesului care se monitorizează automat.

Din analiza de bilanț masic al procesului de fermentare pe perioada 2010-2013 și la regimul nominal de proiectare, conform cu ANEXA 2 B.M. 1 și 2, rezultă următoarele date privind eficiența fermentării:

1. Ponderea masei co-substraturilor organice în masa totală organică introdusă la fermentat este 70,75% (valoare medie);
2. Cea mai mare producție de biogaz s-a înregistrat în anul 2013, când în procesul de fermentare au fost introduse cele mai mari cantități de co-substraturi, masa lor organică uscată, reprezentând 77% din totalul masei organice uscate introdusă în procesul de fermentare;
3. Cea mai mare producție de biogaz a fost înregistrată în anul 2013, aceasta fiind direct influențată de masa organică a co-substraturilor introduse la fermentat.
4. Producția specifică medie de biogaz q_{bg} , pe perioada analizată a fost de 2069 mc/to substanță organică uscată redusă, fiind de aprox. 3 ori mai mare decât producția specifică dată în literatura de specialitate pentru fermentarea nămolului de epurare [70, 71, 78].

3.5 Biogazul și nămolul de epurare folosite ca și surse de energie regenerabilă, în instalații de cogenerare. Studiu de caz pentru stația de epurare din Straubing-Germania

3.5.1. Instalația de cogenerare cu motor termic pe biogaz

Biogazul de epurare este un produs al procesului de fermentare anaerobă a nămolului rezultat din procesele de tratare a apelor uzate, în incinta unei stații de epurare.

Pentru a obține o eficiență energetică ridicată a instalației de cogenerare, un factor de influență foarte important în acest sens este compoziția chimică a biogazului, în principalele componente, adică conținutul de metan - CH₄ și respectiv dioxid de carbon - CO₂, exprimat în % volumice. O compoziție chimică corespunzătoare a biogazului este dată, conform literaturii de specialitate în domeniu, de o participare volumică de cel puțin 65% CH₄ și respectiv 35% CO₂. În momentul de față există preocupări importante privind metanizarea biogazului prin tehnologii avansate, cu scopul de a crește concentrația de metan în compoziția biogazului până la o valoare cuprinsă între 90 și 99% [118].

Un alt factor important al unei instalații de cogenerare cu valorificarea energetică a biogazului prin ardere, este motorul termic. Acesta generează în urma arderii biogazului, atât energie electrică cât și energie termică.

Energia electrică este produsă de către generatorul electric antrenat de motorul termic, printr-un sistem de cuplare mecanic, astfel ales încât transferul de putere de la motor termic la generatorul electric să se facă la un randament maxim, de peste 95% [115].

Căldura disponibilă în instalația de cogenerare, este recuperată din apa de răcire a motorului termic, precum și din gazele de ardere rezultate în urma arderii biogazului în motor. Recuperarea căldurii se face cu ajutorul unor schimbătoare de căldură, a căror eficiență termică reprezintă un factor important al instalației de cogenerare, care poate influența eficiența energetică a acesteia. Din circuitul de evacuare a gazelor de ardere, al motorului termic, se recuperează cea mai mare parte din căldură produsă în instalația de cogenerare, aprox. 60%, la o răcire a gazelor de ardere, în schimbătorul de căldură de la 500°C la 120°C. Diferența de 40% din căldura produsă se recuperează din circuitul de răcire al motorului. Căldura din cele două circuite de răcire este preluată de către apa din circuitul primar de

încălzire al stației de epurare și este stocată într-un boiler central, de unde este utilizată pentru diverse scopuri tehnologice, inclusiv pentru uscarea nămolului.

Schema de principiu a unei instalații de cogenerare cu motor termic pe biogaz, este prezentată în Figura 3.8.

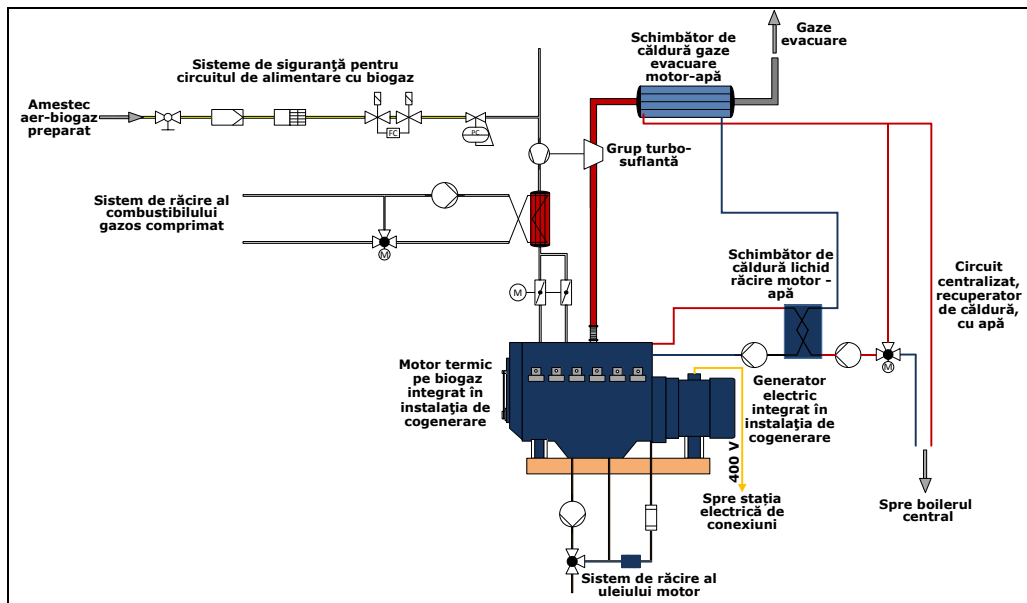


Figura 3.8 - Schema de principiu a unei instalații de cogenerare cu motor termic pe biogaz

Pentru creșterea puterii motorului se utilizează un grup turbo-compresor, care supra alimentează motorul cu combustibil gazos. Pentru a mări gradul de umplere al motorului, amestecul combustibil este răcit cu ajutorul unui răcitor cu apă.

Dimensionarea instalației de cogenerare și alegerea puterii motorului termic se face plecând de la producția anuală estimată de biogaz, în stația de epurare și de la compoziția chimică a biogazului, mai precis de la ponderea metanului în componența biogazului, măsurată în % volumice.

Studiu de caz : stația de epurare Straubing-Germania

Valorificarea energetică a biogazului se face prin arderea acestuia în 2 motoare termice tip DEUTZ-TCG2016V12, având o putere nominală măsurată conform standardului ISO 3046/1, de 555 kW [115].

Energia termică produsă prin arderea biogazului având o compoziție de 65% CH₄ și 35% CO₂, este de 1341 kW, la un debit maxim de biogaz de 192Nm³/h. Randamentele instalației de cogenerare sunt: $\eta_{th}=39,08\%$ și respectiv $\eta_{el}=40,05\%$ [115].

Puterea electrică nominală a generatorului de curent este de 537 kW_{el}, la un factor de putere maxim (=1.00), și un randament mecanic a sistemului de cuplare cu motorul termic de 96,58% [115]. Căldura disponibilă, care poate fi recuperată din arderea biogazului în motor, la puterea nominală a motorului, este 437 kW_{th}.

Uscarea nămolului se face cu un uscător cu bandă de tip HUBER. Uscătorul denumit generic „BHKW” preia căldura necesară pentru uscare de la apa fierbinte stocată în boilerul central, și asigură un grad de uscare de până la 95% TS, la un regim mediu de temperatură de 80°C pentru aerul cald de uscare. Capacitatea maximă a uscătorului, măsurată în cantitatea de nămol uscat, care iese din uscător, este de 2200 to/an, sau 260 kg/h, la TS 90%. Capacitatea maximă de uscare a uscătorului, măsurată în cantitatea de nămol deshidratat, care intră în uscător este de 8000 to/an, sau 940 kg/h, la TS 25%. Factorul de consum termic al uscătorului este de 0,8 kWh/kg H₂O evaporat [date furnizate de operator].

Uscarea se realizează cu un flux de aer cald care trece printre granulele de nămol extrudat, repartizat uniform pe benzile transportoare ale uscătorului. Fluxul de aer de uscare, vehiculat cu ajutorul unor exhaustoare puternice, preia căldura de la mai multe schimbătoare de căldură cu apa caldă, provenită din boilerul central al sistemului de încălzire. Aerul umed, încărcat cu apa evaporată din nămol, este trecut printr-un recuperator de căldură unde se produce condensarea vaporilor de apă proveniți din procesul de uscare. Înainte de a fi evacuat în atmosferă sau recirculat, aerul de uscare trece printr-o instalație de tratare în scopul eliminării mirosurilor neplăcute. Condensatul este pompat pe fluxul de tratare a apei tehnologice reziduale provenită din procesul de deshidratare a nămolului.

Din analiza de bilanț energetic conform cu Anexa 2 B.E. 1 și a datelor furnizate de operator, pe perioada 2010-2013, producția medie de energie termică și electrică, disponibilă în instalația de cogenerare cu motoare termice pe biogaz, dacă tot biogazul produs ar fi ars la randamentul maxim și instalațiile de producere ar fi utilizate la randament maxim, ar acoperi tot consumul energetic al tuturor proceselor de tratare pentru apă uzată și nămol, rămânând pentru energia electrică și un surplus care poate fi vândut pe piață liberă de energie din Germania.

Acest fapt conferă stației de epurare din Straubing Germania o eficiență energetică de invidiat, care poate fi luată un exemplu de bună practică pentru orice operator de stație de epurare la nivel european și chiar mondial.

3.5.2. Instalația de cogenerare cu incinerator de nămol.

Nămolul supus procesului de incinerare, provine din procesele de tratare preliminară, care se desfășoară pe linia nămolului, și anume deshidratare și uscare.

Eficiența energetică a unei instalații de incinerare, depinde în primul rând de puterea calorifică a nămolului supus incinerării, care este dată la rândul ei de conținutul în elemente volatile. Puterea calorifică pentru nămolul supus incinerării se poate determina prin metoda directă, în laborator cu ajutorul bombei calorimetrice, sau indirect prin efectuarea analizei chimice elementare, și utilizarea acestor date în relații matematice de calcul sau într-o aplicație software, cum este cazul programului de bilanț energetic EnBiPro. În condițiile respectării standardelor de efectuare a măsurărilor, cu ambele metode rezultatele ar trebui să fie aproximativ egale [48, 49].

Pentru un conținut de volatile cât mai mare, se impune ca și conținutul de substanțe minerale și de apă, din compoziția nămolului să fie cât mai mici. Conținutul de substanțe minerale al nămolului supus incinerării suferă modificări nesemnificative în timpul proceselor de tratare din amonte. Aceste modificări pot să apară în urma procesului de deshidratare, prin introducerea de substanțe coagulante în proces, în vederea îmbunătățirii caracteristicii de filtrabilitate [70, 71]. În schimb conținutul de umiditate poate fi influențat în urma proceselor de deshidratare și

uscare. În practică se merge cu grade de uscare cuprinse între 65 și 95% substanță uscată (TS) [70, 71, 77, 78, 114] .

Pe lângă puterea calorifică a nămolului incinerat un alt factor important al eficienței energetice a instalației de cogenerare, este cuptorul de ardere a nămolului uscat. În momentul de față în tehnica incinerării nămolului de epurare sunt utilizate mai multe tipuri de cuptoare de ardere [30, 32, 64, 104, 114], cum ar fi :

1. Cuptoare de ardere cu vatră fixă sau mobilă, cu grătar sau în trepte;
2. Cuptoare de ardere în pat fluidizat, fix sau circulant;
3. Cuptoare de ardere cu vetre multiple;
4. Cuptoare de ardere rotative;
5. Cuptoare de ardere cu focar, cu vatră fixă sau mobilă.

Ținând cont de cele mai bune practici privind incinerarea nămolului prin mono-combustie, se pare că varianta de ardere cea mai adecvată pentru nămolul de epurare, este cuptorul de ardere cu vatră mobilă cu grătar înclinat în trepte [30]. Indiferent de varianta de cuptor aleasă pentru incinerarea nămolului, trebuie menționat faptul că în instalația de cogenerare sunt integrate și procesele de uscare termică a nămolului și respectiv tratare a gazelor de ardere înainte de a fi eliminate în atmosferă [30, 32, 114].

O schemă de principiu a unei instalații de cogenerare cu arderea nămolului este prezentată în Figura 3.9.

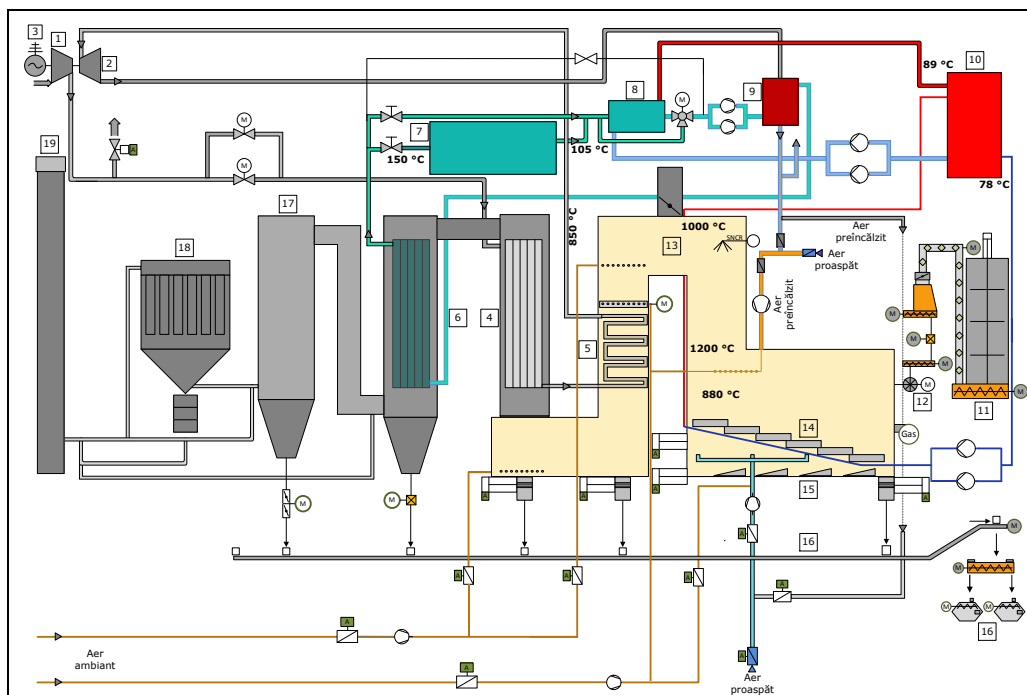


Figura 3.9 - Schema de principiu a unei instalații de cogenerare cu incinerator de nămol

Descrierea părților componente ale instalației:

- 1 - compresor de aer;
- 2 - microturbină cu aer cald;

- 3 – generator electric;
- 4, 9 – preîncălzitor de aer;
- 5, 6 – recuperatoare de căldură gaze de ardere-aer;
- 7 – uscător de nămol;
- 8 – recuperator de căldură gaze de ardere-apă;
- 10 – boiler al sistemului centralizat de încălzire;
- 11 – buncăr stocare nămol deshidratat;
- 12 – sistem de alimentare cu nămol a incineratorului cu distribuitor rotativ;
- 13 – cuptor de ardere a nămolului cu focar cu vatră mobilă;
- 14 – grătar mobil pentru arderea nămolului, în trepte, acționat hidraulic;
- 15 – grătar mobil pentru eliminarea cenușii;
- 16 – sistem de transport și depozitare a cenușii;
- 17 – filtru ciclon pentru reținerea cenușii zburătoare;
- 18 – filtru pentru desulfurarea gazelor de ardere;
- 19 – coș de evacuare a gazelor de ardere, tratate.

Nămolul uscat este combustibilul care asigură producerea energiei termice prin ardere în cuptor, atunci când condițiile necesare arderii sunt îndeplinite. La începutul procesului de ardere până la atingerea temperaturii de regim, focarul este încălzit cu biogaz sau gaz metan, după care arderea se auto-menține prin monocombustie. Arderea nămolului uscat are loc într-un cuptor de ardere cu vatră mobilă cu grătar înclinat în trepte, care asigură pentru combustibilul utilizat o flexibilitate ridicată și o funcționare simplă și fiabilă. Cele mai importante aspecte ale înaltei flexibilități sunt :

- Un spectru foarte larg de combustibili folosiți, inclusiv co-incinerarea nămolului cu alte deșeuri municipale;
- Se pot utiliza nămoluri cu un conținut diferit de umiditate;
- Cuptorul funcționează și la o sarcină mai mică (până la 25%).

Pentru optimizarea arderii, zonele în care este amplasat grătarul și camere de ardere adiacente, sunt prevăzute cu sisteme de control al aerului suplimentar și denoxare.

În conformitate cu legislația în vigoare privind incinerarea deșeurilor [18, 30, 35], pentru distrugerea virusilor și agenților patogeni, temperatura gazelor de ardere în zona de postcombustie din focar, trebuie menținută la o valoare de 850°C, timp de cel puțin 2 secunde.

După cedarea căldurii în schimbătoarele de căldură și preîncălzitoarele de aer, gazele de ardere sunt filtrate de particulele nearse în filtru ciclon și desulfurate. Cenușa, particulele nearse și cele rezultate din procesele de curățare a gazelor de ardere, sunt colectate împreună în rampa centrală de colectare și transportate la containerele de depozitare, după ce au fost răcite în prealabil.

Energia electrică este produsă de către un generator electric care este antrenat de o microturbină cu aer cald, în care diferența de entalpie la intrarea și ieșirea aerului cald, în și din turbină, se transformă în lucru mecanic.

Nămolul este introdus la ars, printr-un dozator circular, fiind alimentat din buncărele de stocare ale nămolului deshidratat, printr-un sistem de transport hidraulic. Schema de principiu a instalației de deshidratare, care asigură nămolul necesar arderii, este prezentată în Figura 3.10.

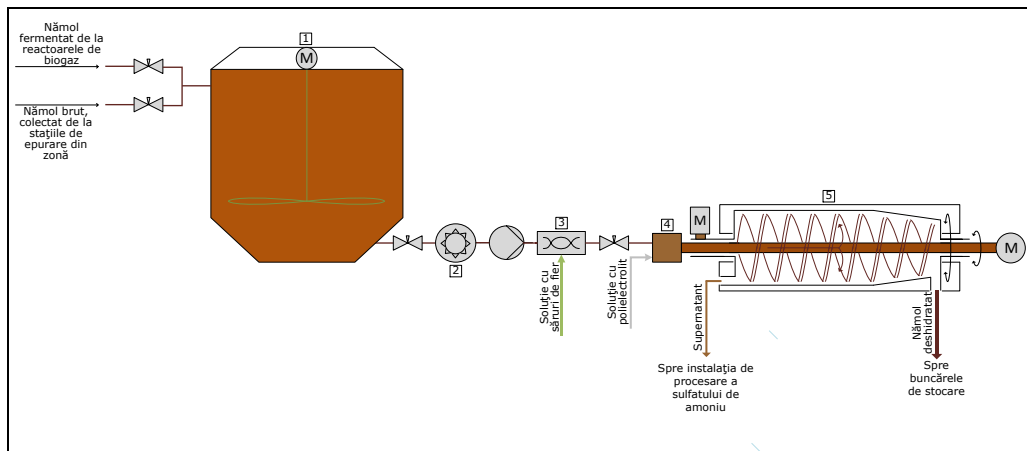


Figura 3.10 – Schema de principiu a instalației de deshidratare centrifugală, pentru nămolul procesat din amonte

Descrierea părților componente ale instalației:

- 1 – rezervor de stocare și amestec;
- 2 – pompă tocător;
- 3 – dozator soluție cu săruri de fier;
- 4 – dozator soluție cu polielectrolit;
- 5 – centrifugă pentru deshidratare nămol.

Așa cum se vede în Figura 3.9, în instalația de cogenerare, este integrat și procesul de uscare a nămolului deshidratat. Căldura necesară pentru uscare este recuperată integral din gazele de ardere a nămolului, sau o parte din căldura necesară este recuperată și din apa caldă din circuitul termic primar, prevăzut cu boiler recuperator central.

Cele mai uzuale uscătoare de nămol sunt cele prin convecție, în care un flux de aer cald trece prin sau peste masa de nămol dispusă uniform în spațiul de uscare. Dintre uscătoarele convective care pot fi cu tambur rotitor, cu bandă sau cu pat fluidizat, cele mai des utilizate sunt cele cu bandă [30, 32, 77, 114].

Schema de principiu a unui uscător cu bandă este prezentată în Figura 3.11.

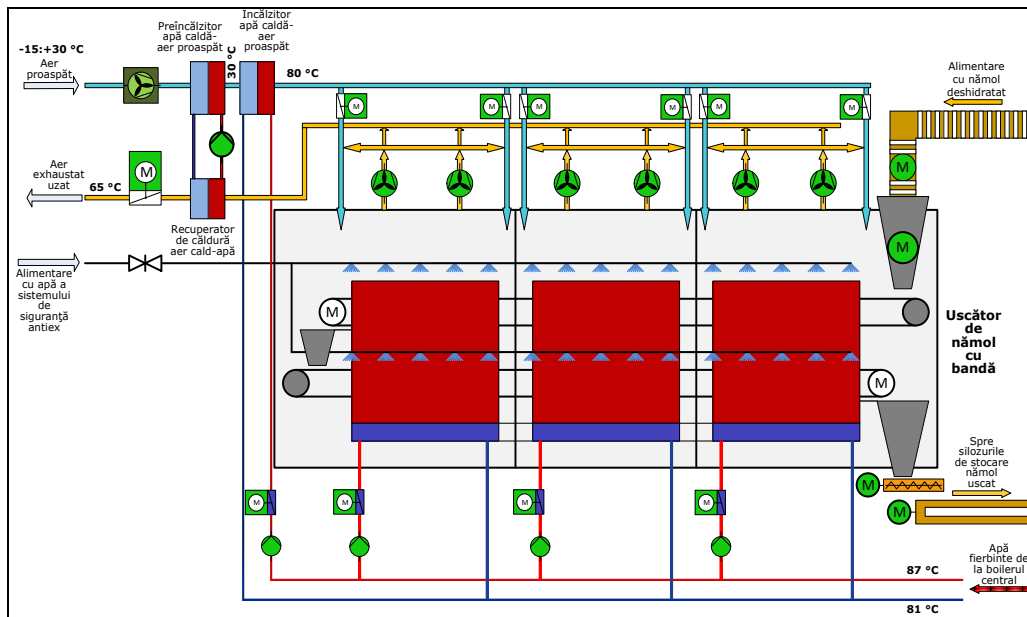


Figura 3.11 - Schema de principiu a unui uscător de nămol cu bandă, modular

Alimentarea cu nămol a uscătorului se face prin intermediul unor extrudatoare care au rolul de a distribui nămolul pe banda transportoare, într-un strat uniform și continuu ca și grosime și densitate. Un flux de aer proaspăt sau recirculat, curățat în prealabil, este preîncălzit într-un recuperator de căldură apă caldă-aer și insuflat peste niște schimbătoare de căldură cu apă caldă sau cu gaze de ardere, aflate în partea de jos a uscătorului. Pentru reglarea uniformă a temperaturii de uscare, uscătorul este împărțit în trei secțiuni separate, în fiecare secțiune aflându-se câte un schimbător de căldură.

Aerul încărcat cu vapori de apă proveniți din uscarea nămolului, este aspirat de către un sistem de exhaustoare, printre granulele de nămol uniform distribuit pe benzile transportoare. Prin crearea unei depresiuni datorită exhaustării, aerul umed și mirosurile degajate în urma evaporării apei din nămol, sunt rapid evacuate și tratate în exteriorul uscătorului, putând fi recirculate după curățarea lor.

Gradul de uscare este asigurat în funcție de cerințele de ardere, prin mai multe mijloace de control și reglaj [114], cum ar fi:

- viteza de deplasare a benzilor transportoare;
- reglajul independent al temperaturilor de lucru pe fiecare secțiune în parte;
- debitele fluxurilor de aer și de nămol.

Studiu de caz : stația de epurare Straubing-Germania

Valorificarea energetică a nămolului se face prin arderea acestuia într-o instalație de cogenerare de energie termică și electrică. Arderea nămolului uscat se face la o umiditate cuprinsă între 35 și 10% H_2O , într-un cuptor cu vatră mobilă tip ZAUNER, fabricat în Austria.

Energia termică produsă prin arderea nămolului la capacitatea nominală, măsurată pentru un conținut de substanță organică uscată OTS de 46% și o umiditate de 35% H_2O , este de 1000 kW, la un debit maxim de 350 kgTS/oră.

Randamentele instalației de cogenerare sunt: $\eta_{th}=61,18\%$ și respectiv $\eta_{ei}=8,00\%$ [date furnizate de operator].

Energia termică este produsă prin recuperarea căldurii conținută în gazele de ardere la ieșirea din focar. Această căldură este recuperată în recuperatoare de căldură și cedată în circuitul apei calde din boilerul recuperator de căldură, sau în circuitul de aer necesar arderii sau uscării nămolului.

Energia electrică este produsă într-un grup mecano-energetic format dintr-un compresor de aer, o microturbină cu aer cald și un generator electric cu convertizor de frecvență. O parte relativ scăzută din căldura conținută în gazele de ardere a nămolului în focarul instalației de incinerare, este preluată de fluxul de aer proaspăt (atmosferic) aspirat de compresorul turbinei, într-un preîncălzitor și recuperator de căldură. Aerul încălzit la o temperatură de aprox. 800°C , este destinat într-o microturbină cu aer cald, care prin energia mecanică produsă datorită diferenței de entalpie, pune în mișcare generatorul electric. Puterea electrică dezvoltată la regimul nominal este de 80 kW_{ei} .

O mare parte din căldura conținută în gazele de ardere, este recuperată în circuitul de aer de uscare a nămolului precum și în circuitul primar de încălzire, cu apă caldă, prevăzută cu boiler central recuperator.

Tratarea gazelor de ardere se face în scopul reducerii compușilor de azot și sulf, precum și a particulelor de cenușă și a celor nearse, la ieșirea de pe coș, în atmosferă.

Reducerea oxizilor de azot se face în varianta SNCR, prin controlarea temperaturilor de ardere în zonele adiacente superioare ale focarului.

Reducerea emisiilor de HCl, HF și SO_x se face în filtrul de desulfurare prin procesul de adsorbție uscată, adsorbantul (carbonatul de calciu) fiind introdus în reactor sub formă de pulbere.

Uscarea nămolului se face cu un uscător cu bandă de tip HUBER. Uscătorul denumit generic „S2E” preia căldura necesară pentru uscare, din gazele de ardere a nămolului uscat. Uscătorul S2E asigură un grad de uscare de până la 65% TS (conform cu datele de proiectare), la un regim înalt de temperatură de 107°C pentru aerul cald de uscare [date furnizate de operator].

Capacitatea maximă a uscătorului, măsurată în cantitatea de nămol uscat, care iese din uscător, este de 3000 to/an sau 353 kg/h , la TS 65%. Capacitatea maximă de uscare a uscătorului, măsurată în cantitatea de nămol deshidratat, care intră în uscător este de 10000 to/an sau 1176 kg/h , la TS 30%. Factorul de consum termic al uscătorului este de $0,8\text{ kWh/kg H}_2\text{O}$ evaporat [date furnizate de operator].

Principiul de uscare, condensarea și tratarea aerului umed este la fel ca și în cazul uscătorului BHKW.

Din analiza de bilanț energetic conform cu Anexa 2 B.E. 2 și a datelor furnizate de operator, pe perioada 2010-2013, producția medie anuală, de energie termică, disponibilă în instalația de cogenerare cu incinerator de nămol, dacă tot nămolul procesat ar fi uscat și ars la randamentul maxim al instalațiilor, ar fi de 7285 MWh , comparabilă cu energia termică disponibilă în instalația de cogenerare cu motoare termice pe biogaz. Din Anexa 2 B.E. 6 rezultă că producția de energie termică rezultată din arderea biogazului și a nămolului, ar putea acoperi tot consumul termic al tuturor proceselor de tratare pentru apă uzată și nămol, inclusiv încălzirea spațiilor de producție, administrative și de locuit din stația de epurare Straubing.

4

Bilanțul masic și energetic al proceselor de tratare de pe linia nămolului. Studiu de caz pentru stația de epurare din Straubing-Germania

Procesele de tratare a nămolului care se desfășoară într-o stație de epurare municipală sau zonală, au drept scop, micșorarea impactului produs asupra mediului înconjurător, la eliminarea sa din stația de epurare, indiferent de utilizarea ulterioară a nămolului, urmărind următoarele aspecte:

1. Reducerea umidității nămolului prin procesele de deshidratare și uscare termică, în scopul îndeplinirii cerințelor de depozitare, precum și de a reduce costurile cu transportul și depozitarea prin reducerea cantităților de nămol eliminate;
2. Reducerea încărcării organice prin procesele de fermentare și tratare termică;
3. Reducerea potențialului poluator patogen și bacteriologic în urma tratării termice avansate, prin distrugerea virușilor și agenților patogeni, ajunși în nămol în urma proceselor de epurare a apei uzate urbane;
4. Recuperarea nutrienților și a metalelor grele din cenușă prin tehnologii avansate și eficiente economic.

4.1. Bilanțul masic al proceselor de tratare de pe linia nămolului

Bilanțul masic al proceselor de tratare de pe linia nămolului [77, 78], se face pentru fiecare proces de tratare în parte și stabilește, plecând de la datele de intrare, date de ieșire pentru mai mulți parametri de calcul. Întocmirea bilanțului masic se face în mai multe scopuri, după cum urmează:

1. Elaborarea de studii de fezabilitate și proiectare pentru instalațiile de procesare de pe linia de tratare a nămolului;
2. Efectuarea bilanțului energetic al proceselor de tratare de pe linia nămolului;
3. Evaluarea eficienței de exploatare a instalațiilor care asigură procesele de tratare, pe linia nămolului, într-o stație de epurare.

Pentru întocmirea bilanțului masic al proceselor de tratare, este necesară elaborarea unui breviar de calcul, care odată stabilit, se poate aplica pentru orice flux de tratare de pe linia nămolului, în orice stație de epurare municipală.

Ca și aplicație pentru întocmirea unui bilanț masic și elaborarea unui breviar de calcul, s-a luat drept studiu de caz, una din cele mai complexe linii de tratare a nămolului, existente într-o stație de epurare municipală sau zonală, și anume linia de tratare a nămolului din stația de epurare a orașului Straubing din regiunea Bavaria din Germania.

În stația de epurare a orașului Straubing se procesează pe lângă nămolul provenit de pe linia de tratare a apei și co-substraturi provenite de la industria alimentară din zonă precum și nămol de proces rezultat din tratarea apelor uzate în

stațiile de epurare din arealul de operare a firmei de canalizare a orașului Straubing. Procesele de tratare de pe linia nămolului sunt următoarele:

a) Stabilizarea nămolului de proces rezultat de pe linia de tratare a apei uzate, în scopul reducerii încărcării organice, se face prin fermentare anaerobă în 2 fermentatoare cu o capacitate de încărcare utilă de 3000 mc fiecare. În procesul de fermentare, pe lângă nămolul rezultat din tratarea apei uzate în stația de epurare Straubing, sunt introduse și co-substraturi având încărcare organică mare, provenite din industria alimentară din zonă. Pe lângă reducerea încărcării organice a nămolului, în urma stabilizării anaerobe se produce și conversia energetică a biomasei degradabile prin fermentare, în biogaz, care este utilizat pentru cogenerare de căldură și electricitate.

b) Deshidratarea mecanică a nămolului fermentat împreună cu nămolul colectat de la stațiile epurare din zonă, prin centrifugare.

c) Uscarea nămolului deshidratat în uscătoare cu bandă HUBER, cu ajutorul căldurii provenite din instalațiile de cogenerare, BHKW și S2E.

d) Arderea nămolului uscat într-un cuptor cu vatră mobilă, inclus într-o instalație de cogenerare care asigură și tratarea gazelor arse.

Fluxul proceselor de tratare de pe linia nămolului, este prezentat în Figura 3.3 din subcapitolul 3.1.2.

4.1.1. Determinarea formulelor matematice pentru calculul unor parametri ai proceselor de tratare de pe linia nămolului

Pentru întocmirea bilanțului masic al proceselor de tratare de pe linia nămolului, este necesar a se elabora un breviar de calcul în care vor fi utilizate cantitățile masice de nămol influente sau efluente după caz, ca și parametri de calcul ai diverselor procese de tratare de pe linia nămolului. Deoarece ca și date de intrare ale proceselor preliminare de tratare – îngroșarea, fermentarea, deshidratarea – sunt monitorizate de către operatori, cantitățile volumice, pentru un calcul de bilanț masic corect, este necesar a se cunoaște cantitățile masice vehiculate pe linia de tratare. În acest sens determinarea greutateii specifice pentru nămoluri și co-substraturi este foarte importantă.

Pentru desfășurarea corespunzătoare a procesului de fermentare anaerobă, în scopul reducerii potențialului organic poluator al nămolului, cât și pentru obținerea unei producții ridicate de biogaz, umiditatea nămolului sau a amestecurilor de nămol și co-substraturi, este unul din factorii influenți ai procesului de fermentare [67, 70, 71, 77, 78, 106]. În acest scop determinarea unor rețete de amestec cu o umiditate optimă, joacă un rol esențial în desfășurarea fermentării.

Reducerea umidității nămolului, este unul din obiectivele majore ale proceselor de tratare. Gradul de reducere a cantităților masice pentru fiecare proces de tratare, este un instrument de evaluare a eficienței tratării, frecvent utilizat de operatorii stațiilor de epurare în analizele cost-beneficiu [48, 49, 51, 78].

4.1.1.1. Calculul greutateii specifice a unui lot de nămol umed

Nămolul umed reprezintă un amestec de apă uzată și materii solide. Acestea din urmă se găsesc în apa uzată, dizolvate precum și în suspensie, separabile sau neseperabile prin decantare [70, 71].

Breviarul de calcul pentru determinarea greutateii specifice a unui lot de nămol umed

În întocmirea breviarului de calcul se pleacă de la formula umidității nămolului [26, 70]. Umiditatea este o caracteristică fizică a nămolului, care se determină în laborator, prin stabilirea pierderii în greutate a nămolului umed, ca urmare a evaporării conținutului de apă. Pentru a stabili umiditatea în condiții de laborator, nămolului umed, este încălzit într-o etuvă, la temperatura de 105°C, până la uscarea lui completă [26].

Umiditatea nămolului se determină cu formula:

$$W_n = \frac{100 \times \text{pierdere în greutate}}{\text{greutatea inițială}}, \text{ unde:}$$

- W_n reprezintă umiditatea nămolului umed;
- „Pierdere în greutate” reprezintă masa de apă din nămol - N_a , care se evaporă prin fierbere;
- „Greutatea inițială” reprezintă masa nămolului umed - N_n .

$$W_n = \frac{100 \times N_a}{N_n} \Rightarrow N_a = \frac{W_n \times N_n}{100} \quad (4.1);$$

$$V_n = V_a + V_s \quad (4.2);$$

$$\gamma = \frac{N}{V} \Rightarrow V = \frac{N}{\gamma} \quad (4.3);$$

$$N_n = N_a + N_s \Rightarrow N_s = N_n - N_a \quad (4.4);$$

Din relațiile (4.1) – (4.4) =>

$$\frac{N_n}{\gamma_n} = \frac{N_a}{\gamma_a} + \frac{N_n - N_a}{\gamma_s};$$

$$\frac{N_n}{\gamma_n} = \frac{\gamma_s \times N_a + \gamma_a \times (N_n - N_a)}{\gamma_a \times \gamma_s};$$

$$\frac{N_n}{\gamma_n} = \frac{\gamma_s \times \frac{W_n \times N_n}{100} + \gamma_a \times (N_n - \frac{W_n \times N_n}{100})}{\gamma_a \times \gamma_s};$$

$$\frac{N_n}{\gamma_n} = \frac{N_n \times \gamma_s \times \frac{W_n}{100} + N_n \times \gamma_a - N_n \times \gamma_a \times \frac{W_n}{100}}{\gamma_a \times \gamma_s};$$

$$\frac{N_n}{\gamma_n} = \frac{N_n \times \gamma_a + N_n \times \frac{W_n}{100} (\gamma_s - \gamma_a)}{\gamma_a \times \gamma_s};$$

$$\frac{N_n}{\gamma_n} = \frac{N_n \times [\gamma_a + \frac{W_n}{100} (\gamma_s - \gamma_a)]}{\gamma_a \times \gamma_s};$$

$$Y_n = \frac{Y_2 \times Y_s}{Y_2 + \frac{w_n}{100}(Y_s - Y_2)} \quad (4.5).$$

Relația (4.5) reprezintă formula de calcul a greutateii specifice a unui lot de nămol umed.

Explicația termenilor utilizați în formulele folosite în breviarul de calcul:

- V_n – volumul nămolului umed (în litri);
- V_a – volumul de apă din nămolul umed (în litri);
- V_s – volumul materiilor solide din nămolul umed (în litri);
- N_n – greutatea nămolului umed (în kg);
- N_a – greutatea apei din nămolul umed (în kg);
- γ_a – greutatea specifică a apei din nămolul umed - $\gamma_a=1\text{kg/litru}$;
- γ_s – greutatea specifică a materiilor solide din nămolul umed - $\gamma_s=1,25-1,3\text{ kg/litru}$;
- w_n – umiditatea sau conținutul de apă al nămolului umed (în %);
- γ_n – greutatea specifică a nămolului umed (în kg/litru).

Calculul greutateii specifice a nămolului umed este foarte important în întocmirea bilanțului masic, al proceselor de tratare de pe linia nămolului, în stațiile de epurare a apelor uzate. Cu ajutorul greutateii specifice a nămolului umed se pot determina masele de nămol influent, pentru procesele de fermentare și deshidratare, și în final gradul de reducere a maselor de nămol pe linia de tratare.

4.1.1.2. Calculul gradului de reducere a maselor de nămol prin reducerea umidității

În procesele de tratare de pe linia nămolului în care are loc doar reducerea umidității prin eliminarea apei din nămolul umed, reducerea masei de nămol umed este foarte importantă, iar gradul de reducere este o măsură a eficienței procesului [70, 71, 78, 79].

Breviarul de calcul pentru determinarea gradului de reducere a maselor de nămol în urma proceselor de deshidratare și uscare de pe linia de tratare a nămolului

În întocmirea breviarului de calcul se pleacă de la formula umidității nămolului:

$$w_n = \frac{100 \times \text{pierdere în greutate}}{\text{greutatea inițială}}, \text{ unde:}$$

- w_n reprezintă umiditatea nămolului supus deshidratării;
- „Pierdere în greutate” reprezintă masa de apă din nămol - N_a , care se evaporă prin fierbere;
- „Greutatea inițială” reprezintă masa nămolului umed - N_n .

$$w_n = \frac{100 \times N_a}{N_n} = \frac{100 \times (N_n - N_s)}{N_n} \Rightarrow (N_s \times 100 = N_n \times 100 - w_n \times N_n) / 100, (N_s \text{ reprezintă masa de solid din nămol})$$

$$\Rightarrow N_s = N_n \times \left(1 - \frac{w_n}{100}\right);$$

$$N_{s_1} = N_{n_1} \times \left(1 - \frac{w_{n_1}}{100}\right) \quad (4.6);$$

$$N_{s_2} = N_{n_2} \times \left(1 - \frac{w_{n_2}}{100}\right) \quad (4.7);$$

$$N_{s_1} = N_{s_2} \quad (4.8);$$

Din relațiile (4.6) – (4.8) =>

$$\frac{N_{n_1}}{N_{n_2}} = \frac{1 - \frac{w_{n_2}}{100}}{1 - \frac{w_{n_1}}{100}} = \frac{100 - w_{n_2}}{100 - w_{n_1}},$$

$$G_r = \frac{N_{n_1}}{N_{n_2}} = \frac{100 - w_{n_2}}{100 - w_{n_1}},$$

$$G_r = \frac{100 - w_{n_2}}{100 - w_{n_1}} \quad (4.9).$$

Relația (4.9) reprezintă formula de calcul a gradului de reducere a maselor de nămol în urma proceselor de deshidratare.

Explicații termeni :

w_n – umiditatea nămolului umed (în %);

N_n – masa nămolului umed (în kg);

N_a – masa apei conținută în nămolul umed (în kg);

N_s – masa materiilor solide din nămolul umed (în kg);

n_1 – lot nămol umed;

n_2 – lot nămol deshidratat;

G_r – gradul de reducere a masei de nămol în urma proceselor de deshidratare.

Calculul gradului de reducere a maselor de nămol, este foarte important în întocmirea bilanțului masic, al proceselor de tratare de pe linia nămolului, în stațiile de epurare a apelor uzate.

Acest indicator reprezintă un instrument important pentru efectuarea unei analize tehnico-economice, privind eficiența proceselor de tratare și reducerea costurilor de eliminare a nămolului din stațiile de epurare, în vederea depozitării sau valorificării ulterioare.

4.1.2. Breviarul de calcul al bilanțului masic

Breviarul de calcul se întocmește pentru fiecare proces de tratare în parte, și calculează parametri de ieșire ai procesului de tratare, pornind de la datele de intrare, care constituie parametri de intrare ai procesului, cunoscuți de operatorii stațiilor de epurare. Deoarece mulți dintre acești parametri reprezintă caracteristici fizico-chimice ale influențelor sau efluenților procesului de tratare, este foarte important să se utilizeze pentru un calcul corect, unități de măsură a parametrilor,

corespunzătoare, care să fie corelate în conformitate cu Sistemul internațional de unități (SI).

Pentru efectuarea unui bilanț masic al proceselor de tratare de pe linia nămolului, corect și complex, care să fie valabil și pentru o stație de epurare regională, cu tratare avansată a nămolului și co-substraturilor organice colectate de pe arealul de operare, se pornește de la următoarele considerente:

- Nr. ore de funcționare anuală a instalațiilor care asigură procesele de tratare – $Nr_{ore, yr} = 8500$ ore, în conformitate cu standardele de proiectare ale instalațiilor de procesare, stabile de proiectant și executantul instalațiilor tehnologice care asigură tratarea [114];
- Nr. zile de funcționare anuală a instalațiilor care asigură procesele de tratare – $Nr_{day, yr} = 354.16$ day, conform cu numărul de ore de funcționare anuală;
- $l = 0.001 \text{ m}^3$;
- $t_0 = 1000 \text{ kg}$;
- $kJ = 1000 \text{ J}$;
- $MJ = 10^6 \text{ J}$;
- Pentru creșterea producției de biogaz, în procesul de fermentare sunt introduse pe lângă nămolul de proces (np) și co-substraturi (cs) cu încărcare organică mare, provenind de la industria agro-alimentară și chimică din zona de operare;
- Nămolul de epurare colectat de la stațiile de epurare (se) mai mici, situate în arealul de operare, al unei stații de epurare municipale sau regionale, este introdus direct în procesul de deshidratare, pentru a mări potențialul energetic al proceselor de tratare termică.

4.1.2.1. Procesul de fermentare

Schema fluxurilor masice ale procesului este prezentată în Figura 4.1.

Datele de intrare și de ieșire, denumirea parametrilor de calcul, unitățile de măsură și etapele derulării breviarului de calcul, pentru bilanțul masic al procesului de fermentare, sunt prezentate în Tabelul 4.1.

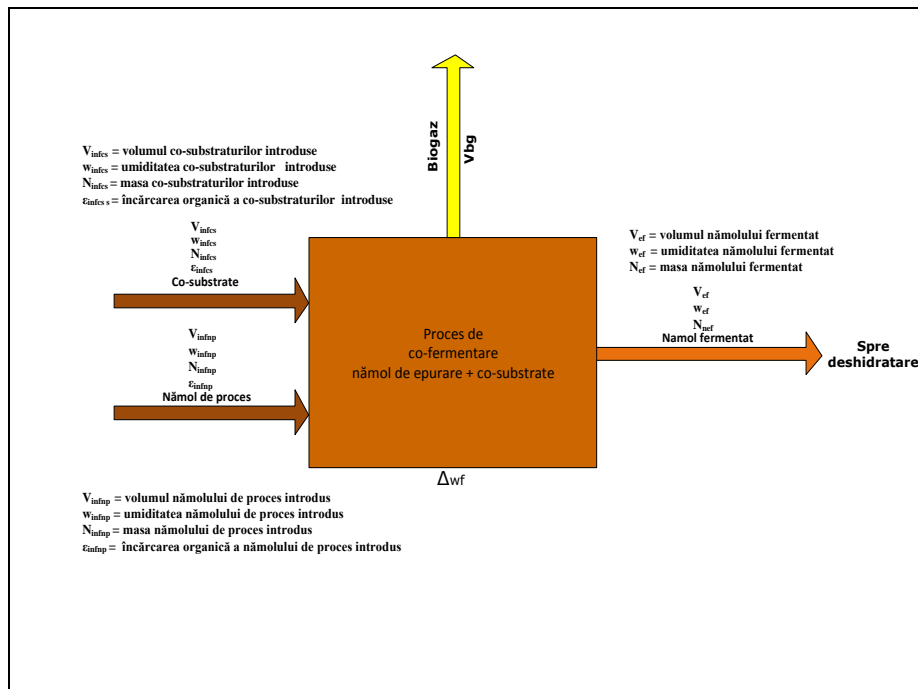


Figura 4.1 - Schema fluxurilor masice ale procesului de fermentare

Tabelul 4.1 – Breviarul de calcul pentru bilanțul masic al procesului de fermentare

Nr. crt.	Parametrul de proces	Nămol de proces (np) + co-substraturi organice (cs)
DATE DE INTRARE		
1	Volum anual influent	$V_{infnp} : - \frac{m^3}{yr}; V_{infcs} : - \frac{m^3}{yr}$
2	Umiditate influent	$W_{infnp} : - \% ; W_{infcs} : - \%$
3	Încărcare organică influent	$\epsilon_{infnp} : - \% ; \epsilon_{infcs} : - \%$
4	Greutate specifică apă	$Y_a : - \frac{to}{m^3}$
5	Greutate specifică a substanței uscate din influent	$Y_{npdry} : - \frac{to}{m^3}; Y_{csdry} : - \frac{to}{m^3}$
6	Volumul rezervorului de fermentare	$V_{RFN} : - m^3$
DATE CALCULATE		
1	Greutate specifică influent	$Y_{infnp} = \frac{Y_a \cdot Y_{npdry}}{W_{infnp} \cdot (Y_{npdry} - Y_a) + Y_a} : - \frac{to}{m^3};$ $Y_{infcs} = \frac{Y_a \cdot Y_{csdry}}{W_{infcs} \cdot (Y_{csdry} - Y_a) + Y_a} : - \frac{to}{m^3}$

2	Cantitate anuală influent	$N_{infnp} = V_{infnp} \cdot \gamma_{infnp} : - \frac{to}{yr};$ $N_{infcs} = V_{infcs} \cdot \gamma_{infcs} : - \frac{to}{yr}$
3	Cantitate anuală de substanță uscată din influent	$N_{drynp} = N_{infnp} \cdot \left(1 - \frac{w_{infnp}}{100}\right) : - \frac{to}{yr};$ $N_{drycs} = N_{infcs} \cdot \left(1 - \frac{w_{infcs}}{100}\right) : - \frac{to}{yr}$
4	Cantitate anuală de substanță uscată organică din influent	$N_{onp} = N_{drynp} \cdot \varepsilon_{np} : - \frac{to}{yr};$ $N_{ocs} = N_{drycs} \cdot \varepsilon_{cs} : - \frac{to}{yr}$
5	Cantitate anuală de substanță uscată organică din amestec	$N_o = N_{onp} + N_{ocs}$
5	Încărcarea organică a rezervorului de fermentare	$I_{oRFN} = \frac{N_o}{V_{RFN}} : - \frac{kg}{m^3 \cdot day}$
6	Cantitate anuală de substanță uscată minerală din amestec	$N_m = (1 - \varepsilon_{np})N_{drynp} + (1 - \varepsilon_{cs})N_{drycs} : - \frac{to}{yr}$
7	Cantitate anuală de substanță uscată din amestec	$N_{infdry} = N_o + N_m$
8	Limita tehnică de fermentare ($l_f = 40 - 55\%$ – conform standardelor)	$l_f = 45\%$
9	Cantitate anuală de substanță uscată organică redusă prin fermentare	$N_{ored} = N_o \cdot l_f : - \frac{to}{yr}$
10	Cantitate anuală de substanță uscată din nămolul fermentat	$N_{efdry} = N_m + (1 - l_f) \cdot N_o : - \frac{to}{yr}$
11	Greutate specifică amestec influent	$\gamma_{inf} = \frac{N_{infnp} + N_{infcs}}{V_{infnp} + V_{infcs}} : - \frac{to}{m^3}$
12	Umiditate amestec influent	$w_{inf} = \frac{N_{infnp} + N_{infcs} - (N_{drynp} + N_{drycs})}{V_{infnp} + V_{infcs}} : - \%$
13	Creștere de umiditate prin fermentare: ($\Delta_{wf} = 1-2\%$ - conform standard)	$\Delta_{wf} = 1.1\%$
14	Umiditatea nămolului efluent	$w_{ef} = w_{inf} + \Delta_{wf} : - \%$
15	Greutate specifică nămol efluent fermentat	$\gamma_{nef} = \gamma_{inf} : - \frac{to}{m^3}$
16	Volum anual amestec influent	$V_{ninf} = V_{infnp} + V_{infcs} : - \frac{m^3}{yr}$

17	Cantitate anuală amestec influent	$N_{ninf} = N_{infnp} + N_{infcs} : - \frac{to}{yr}$
18	Cantitatea anuală de apă din amestecul influent	$N_{ainf} = N_{inf} - N_{drynp} - N_{drycs} : - \frac{to}{yr}$
19	Cantitatea anuală de apă din nămolul efluent	$N_{aef} = N_{ainf} : - \frac{to}{yr}$
20	Cantitate anuală de nămol efluent	$N_{nef} = N_{aef} + N_{efdry} : - \frac{to}{yr}$
21	Volum anual de nămol efluent	$V_{nef} = \frac{N_{nef}}{\gamma_{nef}} : - \frac{m^3}{yr}$

4.1.2.2. Procesul de deshidratare

Schema fluxurilor masice ale procesului este prezentată în Figura 4.2

Datele de intrare și de ieșire, denumirea parametrilor de calcul, unitățile de măsură și etapele derulării breviarului de calcul, pentru bilanțul masic al procesului de fermentare, sunt prezentate în Tabelul 4.2.

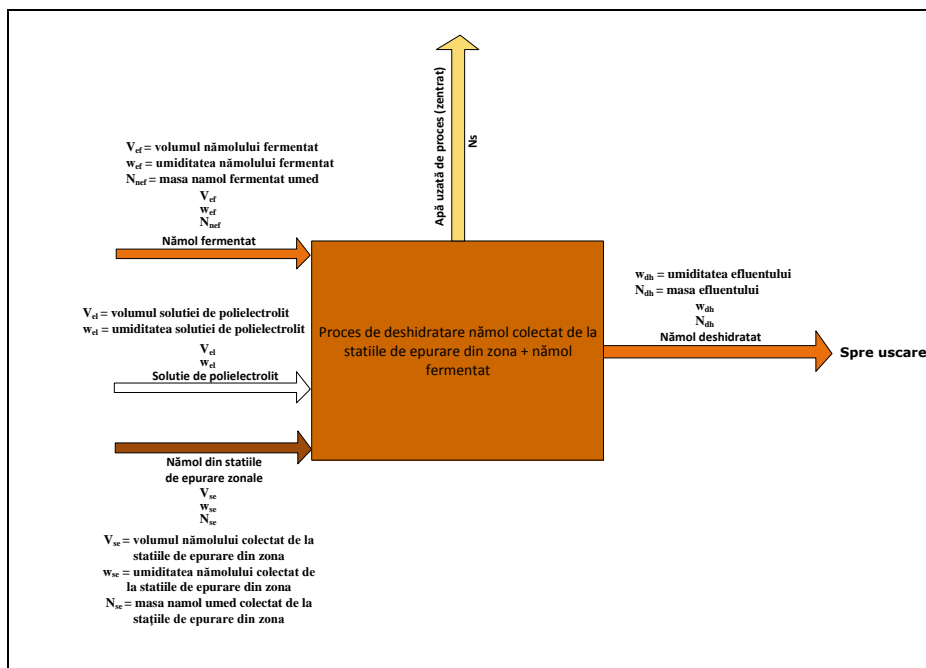


Figura 4.2 - Schema fluxurilor masice ale procesului de deshidratare

Tabelul 4.2 – Breviarul de calcul pentru bilanțul masic al procesului de deshidratare

Nr. crt.	Parametrul de proces	Nămol efluent fermentat (nef) + nămol colectat de la stațiile de epurare externe (se) + soluție electrolit introdusă în proces (el)
DATE DE INTRARE		
1	Volume anuale introduse în proces	$V_{nef} : - \frac{m^3}{yr}; V_{se} : - \frac{m^3}{yr}; V_{el} : - \frac{m^3}{yr}$
2	Umidități pentru componente amestec	$w_{ef} : - \% ; w_{se} : - \% ; w_{el} : - \%$
3	Greutatea specifică a substanței uscate din componente	$\gamma_{sedry} : - \frac{to}{m^2}; \gamma_{eldry} : - \frac{to}{m^2}$
4	Greutate specifică apă	$\gamma_a : - \frac{to}{m^2}$
5	Greutate specifică a nămolului efluent fermentat	$\gamma_{nef} : - \frac{to}{m^2}$
6	Umiditate nămol deshidratat	$w_{dh} : - \%$
DATE CALCULATE		
1	Greutate specifică a nămolului colectat de la stațiile de epurare externe	$\gamma_{se} = \frac{\gamma_a \cdot \gamma_{sedry}}{w_{se} \cdot (\gamma_{sedry} - \gamma_a) + \gamma_a} : - \frac{to}{m^2}$
2	Cantitate anuală de nămol colectată de la stațiile de epurare externe	$N_{se} = V_{se} \cdot \gamma_{se} : - \frac{to}{yr}$
3	Greutate specifică soluție electrolit	$\gamma_{el} = \frac{\gamma_a \cdot \gamma_{eldry}}{w_{el} \cdot (\gamma_{eldry} - \gamma_a) + \gamma_a} : - \frac{to}{m^2}$
4	Greutatea specifică a amestecului de nămol introdus în centrifugă	$\gamma_{cf} = \frac{V_{nef} \cdot \gamma_{nef} + V_{se} \cdot \gamma_{se} + V_{el} \cdot \gamma_{el}}{V_{nef} + V_{se} + V_{el}} : - \frac{to}{m^2}$
5	Cantitatea anuală de amestec introdusă în centrifugă	$N_{cf} = V_{nef} \cdot \gamma_{nef} + V_{se} \cdot \gamma_{se} + V_{el} \cdot \gamma_{el} : - \frac{to}{yr}$
6	Umiditatea amestecului de nămol introdus în centrifugă	$w_{cf} = \frac{w_{nef} \cdot N_{ef} + w_{se} \cdot V_{se} \cdot \gamma_{se} + w_{se} \cdot V_{el} \cdot \gamma_{el}}{N_{cf}}$
7	Cantitatea anuală de substanță uscată din amestecul introdus în centrifugă	$N_{drycf} = N_{cf} \cdot (1 - w_{cf}) : - \frac{to}{yr}$

8	Cantitatea anuală de nămol deshidratat	$N_{dh} = \frac{N_{cf} \cdot (1 - w_{cf})}{1 - w_{dh}} : - \frac{to}{yr}$
9	Cantitatea anuală de substanță uscată din nămolul deshidratat	$N_{drydh} = N_{dh} \cdot (1 - w_{dh}) : - \frac{to}{yr}$
10	Cantitatea de supernatant rezultată din proces	$N_s = N_{cf} - N_{dh} : - \frac{to}{yr}$

4.1.2.3. Procesul de uscare

Schema fluxurilor masice ale procesului este prezentată în Figura 4.3

Datele de intrare și de ieșire, denumirea parametrilor de calcul, unitățile de măsură și etapele derulării breviarului de calcul, pentru bilanțul masic al procesului de uscare, sunt prezentate în Tabelul 4.3.

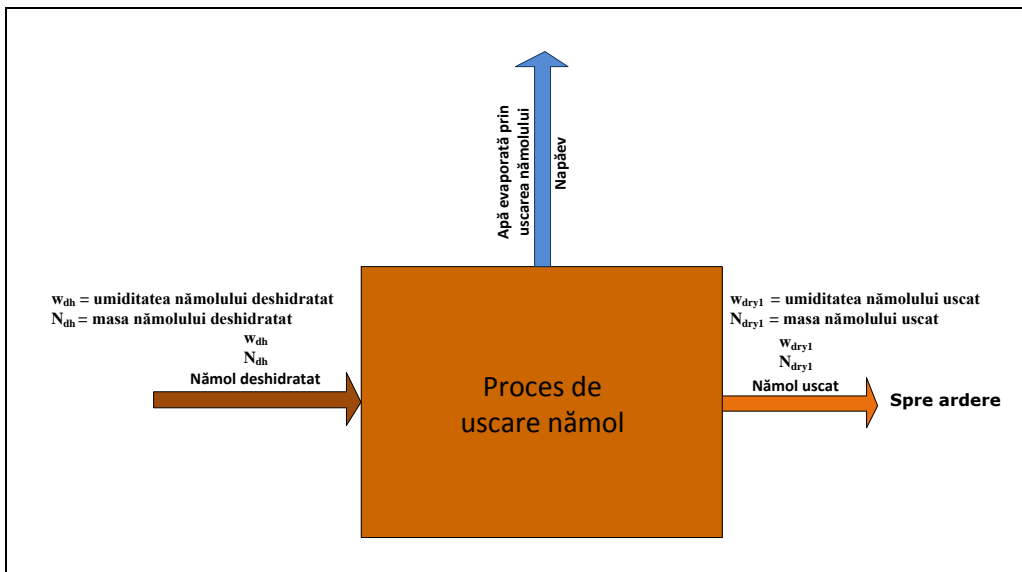


Figura 4.3 - Schema fluxurilor masice ale procesului de uscare

Tabelul 4.3 – Breviarul de calcul pentru bilanțul masic al procesului de uscare

Nr. crt.	Parametrul de proces	Nămol deshidratat (dh)
DATE DE INTRARE		
1	Cantitatea anuală de nămol deshidratat	$N_{dh} : - \frac{to}{yr}$

2	Umiditatea nămolului deshidratat	$w_{dh} : - \%$
3	Umiditatea nămolului uscat la 90% TS	$w_{dry1} : - \%$
DATE CALCULATE		
1	Cantitatea anuală de nămol uscat la 90% TS	$N_{dry1} = \frac{N_{dh} \cdot (1 - w_{dh})}{1 - w_{dry1}} : - \frac{to}{yr}$
2	Cantitate anuală de apă evaporată prin uscare	$N_{apaev} = N_{dh} - N_{dry1} : - \frac{to}{yr}$
3	Cantitatea anuală de substanță uscată din nămolul uscat la 90% TS	$N_{dry1s} = N_{dry1} \cdot (1 - w_{dry1}) : - \frac{to}{yr}$

4.1.2.4. Procesul de ardere

Schema fluxurilor masice ale procesului este prezentată în Figura 4.4.

Datele de intrare și de ieșire, denumirea parametrilor de calcul, unitățile de măsură și etapele derulării breviarului de calcul, pentru bilanțul masic al procesului de ardere, sunt prezentate în Tabelul 4.4.

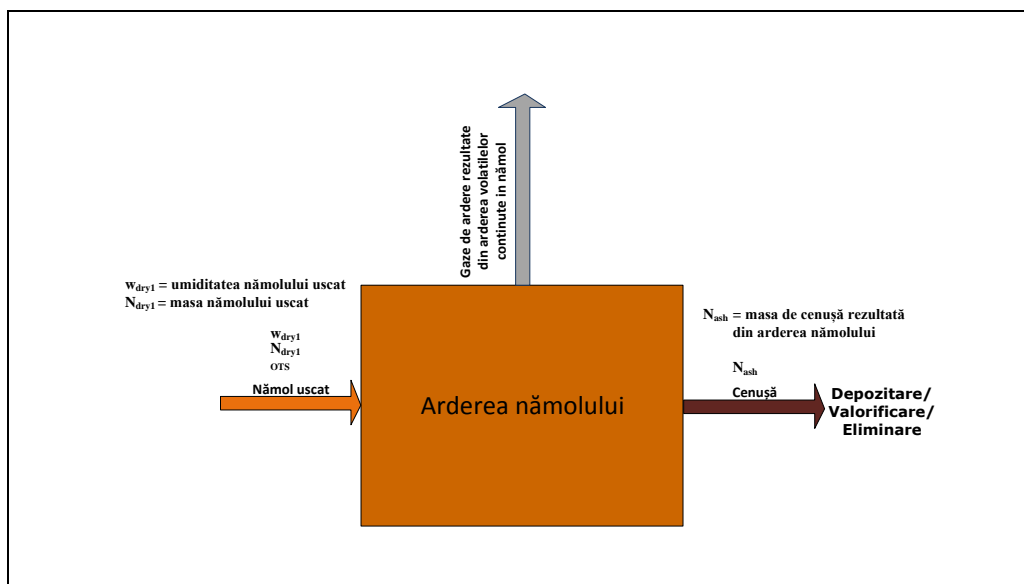


Figura 4.4 - Schema fluxurilor masice ale procesului de ardere

Tabelul 4.4 – Breviarul de calcul pentru bilanțul masic al procesului de ardere

Nr. crt.	Parametrul de proces	Nămol uscat (dry1)
DATE DE INTRARE		

1	Cantitatea anuală de nămol uscat la 90% TS	$N_{dry1} : - \frac{to}{yr}$
2	Conținutul de substanță organică (volatilă) din nămolul uscat, cf analizelor chimice	$OTS : - \%$
DATE CALCULATE		
1	Cantitatea anuală de nămol uscat organic	$N_{dry1so} = N_{dry1s} \cdot OTS : - \frac{to}{yr}$
2	Cantitate anuală de cenușă (nearse)	$N_{ash} = N_{dry1s} - N_{dry1so} : - \frac{to}{yr}$
3	Gradul de reducere a cantităților de nămol pe linia de tratare	$N_{dry1s} = \frac{N_{infnp} + N_{infnp} + N_{se}}{N_{ash}} : - \frac{to}{yr}$

4.1.2.5. Producția de biogaz

Eficiența instalației de fermentare din punct de vedere al producției de biogaz, poate fi evaluată cu ajutorul producției specifice de biogaz, q_{bg} .

Datele de intrare și de ieșire, denumirea parametrilor de calcul, unitățile de măsură și etapele derulării breviarului de calcul, pentru bilanțul masic al producției de biogaz, sunt prezentate în Tabelul 4.5.

Tabelul 4.5 – Breviarul de calcul pentru producția de biogaz

Nr. crt.	Parametrul de proces	Biogaz (bg), substanță organică redusă (ored)
DATE DE INTRARE		
1	Cantitatea anuală de biogaz produsă în fermentatoare	$V_{bg} : - \frac{m^3}{yr}$
2	Cantitate anuală de substanță uscată organică redusă prin fermentare	$N_{ored} : - \frac{to}{yr};$
DATE CALCULATE		
1	Producția specifică de biogaz	$q_{bg} = \frac{V_{bg}}{N_{ored}} : - \frac{m^3}{to}$

Pentru a putea întocmi un bilanț masic și a face o apreciere a eficienței de exploatare a instalațiilor de procesare de pe linia nămolului, s-a plecat de la datele de intrare de pe fluxurile de tratare pentru fiecare proces în parte, pe perioada 2010-2013, precum și de la datele de proiectare la capacitate nominală a instalațiilor de procesare.

Pentru fiecare an în parte și pentru regimul nominal de funcționare, proiectat, a fost întocmit câte un breviar de calcul al bilanțului masic al proceselor de tratare de pe linia nămolului, conform cu modele prezentate în subcapitolele 4.1.2.1. – 4.1.2.5.

Pentru simplificarea și corectitudinea calculelor a fost utilizat programul de calcul numeric Mathcad. Datele obținute în urma calculelor sunt prezentate în anexele: 1 A, 1 B, 1 C, 1 D și 1 E, pentru fiecare an în parte și pentru regimul nominal de funcționare, proiectat, și sunt centralizate într-un fișier Excel, conform anexei 2 B.M. În tabelele care conțin datele de bilanț, parametri de intrare, cunoscuți, sunt marcați cu culoare galbenă iar cei de ieșire, calculați, sunt marcați cu culoare verde.

Tabelele sunt însoțite de grafice, care prezintă evoluția parametrilor de proces pe perioada analizată precum și gradul de utilizare a capacităților de procesare de pe linia nămolului.

În continuare se prezintă analiza de bilanț masic pentru fiecare proces de tratare în parte.

1. Procesul de fermentare

Din analiza de bilanț masic a procesului rezultă următoarele:

- Instalația de fermentare nu este utilizată la capacitatea nominală proiectată, în ceea ce privește masa totală umedă introdusă în fermentator. În schimb masa de co-substraturi umede introduse în proces este peste cea proiectată. Gradul de utilizare a capacității de fermentare cel mai mare, a fost înregistrat în anul 2012, de 96,03%, iar cel mai mic de a fost înregistrat în 2013, de 82,99%;
- Instalația de fermentare nu este utilizată la capacitatea nominală proiectată, nici din punct de vedere al producției de biogaz, cea mai bună eficiență a instalației de producere a biogazului înregistrându-se în anul 2013, și anume de 94.79%, explicația fiind dată de încărcarea mare a co-substraturilor în substanțe organice, biodegradabile prin fermentare;
- Deși în anul 2013 s-a înregistrat cel mai mic grad de utilizare a capacității de fermentare, producția de biogaz a fost cea mai mare. O soluție de creștere a eficienței procesului de fermentare ar fi creșterea cantităților de co-substraturi preluate de la furnizorii externi situați în aria de operare, până la capacitatea nominală proiectată, adică cu încă cel puțin 15% față de anul 2013.

2. Procesul de deshidratare

Din analiza de bilanț masic al procesului, rezultă că instalația de deshidratare nu este utilizată la capacitatea nominală proiectată, în ceea ce privește masa de amestec de nămol umed introdusă în centrifugă. Gradul de utilizare a capacității de deshidratare cel mai mare, a fost înregistrat în anul 2011, de 95,34%, iar cel mai mic de a fost înregistrat în 2013, de 88,43%.

3. Procesele de tratare termică

Procesele de tratare termică a nămolului deshidratat se desfășoară în instalațiile de uscare și ulterior în instalația de ardere unde nămolul este ars și ulterior transformat în cenușă.

Din analiza de bilanț masic al proceselor de tratare termică, rezultă că:

- Deși instalațiile de fermentare și deshidratare nu au fost folosite la capacitatea nominală proiectată, cantitățile de nămol deshidratat la 30% TS, rezultate în perioada 2010-2013, au depășit capacitatea de uscare a uscătorului BHKW, gradul de depășire fiind cuprins între 20% în 2012 și 60% dacă nămolul ar fi fost procesat la capacitatea nominală proiectată a instalațiilor;
- Pentru ca tot nămolul deshidratat să poată fi uscat este nevoie de mărirea capacității de uscare față de cea existentă (BHKW), cu cel puțin 80%, pentru a asigura și o rezervă în cazul creșterii cantităților de nămol de proces și co-substraturi preluate de la industria alimentară din zona de operare;
- Uscătorul S2E are o capacitate de uscare nominală proiectată, de 10.000 to nămol deshidratat TS 30%, care putea să asigure uscarea integrală a cantităților anuale de nămol procesate (deshidratate) în intervalul 2010-2013, și la limită, chiar și cantitățile de nămol procesate la capacitatea nominală, gradul de uscare fiind depășit în acest caz cu doar 6,16%;
- Chiar dacă uscătorul S2E ar fi utilizat la capacitatea nominală, de 10.000 to/an nămol deshidratat cu 30% TS, este nevoie de mărirea capacității de uscare cu cel puțin 25%, pentru a asigura și o rezervă în cazul creșterii cantităților de nămol de proces și co-substraturi preluate de la industria alimentară din zona de operare;
- Din analiza de bilanț masic rezultă că în urma tratării termice, cantitatea de nămol deshidratat cu 30% TS, se reduce de peste 7 ori, dacă tot nămolul deshidratat ar fi uscat și ars;
- Din analiza bilanțului masic rezultă că în urma arderii, cantitatea de nămol uscat cu 90% TS, se reduce cu 59%, dacă tot nămolul uscat ar fi ars.

4. CONCLUZII

Din analiza de bilanț masic, se pot trage următoarele concluzii:

- Gradul de reducere a maselor de nămol pe linia de tratare, de la nămol umed la cenușă, pentru întreaga cantitate de nămol și co-substraturi introduse în procesul de tratare, variază între 65 ori pentru regimul nominal de funcționare și 82 ori pentru anul 2012. Reducerea cantității de nămol procesat în urma arderii, înseamnă reducerea costurilor făcute cu eliminarea acestuia din stația de epurare, adică a costurilor de transport și procesare ulterioară. Opțiunea operatorului de a arde nămolul uscat și a reduce cantitatea de deșeu, este în funcție de capacitatea de depozitare sau procesare a deșeurilor ecologice din zonă, sau a firmelor care procesează ulterior nămolul ca și deșeu, precum și de compoziția bacteriologică a nămolului uscat.
- Dacă există posibilitatea eliminării nămolului uscat, este necesar a se face un studiu tehnico-economic, cost-beneficiu, pentru a lua o decizie corectă vizavi de o eventuală investiție într-o instalație de ardere a nămolului, înainte de eliminarea sa din stația de epurare.

4.2. Bilanțul energetic al proceselor de tratare de pe linia nămolului

Bilanțul energetic al proceselor de tratare de pe linia nămolului, care se desfășoară în interiorul unei stații de epurare municipale, se întocmește pentru determinarea producției și consumului de energie termică și electrică, pe fluxurile de tratare, în scopul evaluării eficienței energetice a proceselor de tratare. Din analiza

bilanțului energetic se poate face și o evaluare a gradului de utilizare, pentru principalele instalații în care desfășoară procesele de tratare.

Bilanțul energetic al proceselor de tratare de pe linia nămolului, oferă suficiente date pentru o analiză cost-beneficiu, a investițiilor făcute de operatorii unei stații de epurare municipale, în instalații și echipamente special construite în acest scop.

Producerea de energie termică și electrică pe linia de tratare a nămolului, este rezultatul valorificării conținutului organic biodegradabil și a compușilor volatili din nămolul de proces și co-substraturi, în instalațiile de fermentare și ardere a nămolului. Prin arderea biogazului și a nămolului uscat, în instalații de cogenerare de eficiență ridicată, se obține o producție de energie suficientă, pentru acoperirea consumurilor interne ale proceselor de tratare.

Pentru întocmirea bilanțului energetic se utilizează o parte din datele furnizate de bilanțul masic, date tehnice luate din literatura de specialitate, precum și date de intrare furnizate de operatorii stațiilor de epurare cum ar fi consumurile energetice efective ale instalațiilor de tratare și unele caracteristici tehnice ale acestor instalații (randamente și puteri la capacitatea nominală, durata de funcționare anuală proiectată, etc.)

Drept studiu de caz pentru întocmirea bilanțului energetic al proceselor de tratare de pe linia nămolului, am ales stația de epurare a orașului Straubing, unde eu am avut fericita ocazie să efectuez un stadiu de practică printr-o bursă Erasmus, obținută prin intermediul Școlii Doctorale a UPT Timișoara.

Procesul de tratare a nămolului în stația de epurare a orașului Straubing este un proces foarte complex, fiind axat pe gestionarea ecologică a deșeurilor organice colectate de pe arealul de operare a serviciilor de canalizare și salubritate stradală. Împreună cu nămolul de proces provenit din tratarea apelor uzate, în stația de epurare a orașului Straubing sunt valorificate energetic nămoluri de epurare provenite din alte stații de epurare zonale și co-substraturi cu încărcare organică mare, colectate din industria agro-alimentară din zona de operare.

Diagrama fluxurilor energetice de pe linia de tratare este prezentată în Figura 4.5.

Din analiza diagramei se observă că odată cu tratarea nămolului în scopul reducerii potențialului poluator organic și bacteriologic și a masei de nămol, rezultă și două produse energetice foarte importante și anume biogazul și nămolul uscat, produse care se valorifică în instalațiile de cogenerare prin producerea de energie termică și electrică.

Fluxurile de energie produsă prin co-generare, sunt marcate cu culoare verde. Cea mai mare parte a căldurii produse în instalațiile de cogenerare ajunge într-un boiler central recuperator de căldură, de unde este distribuită spre consum la instalațiile tehnologice care asigură desfășurarea proceselor de tratare de pe linia apei uzate și a nămolului.

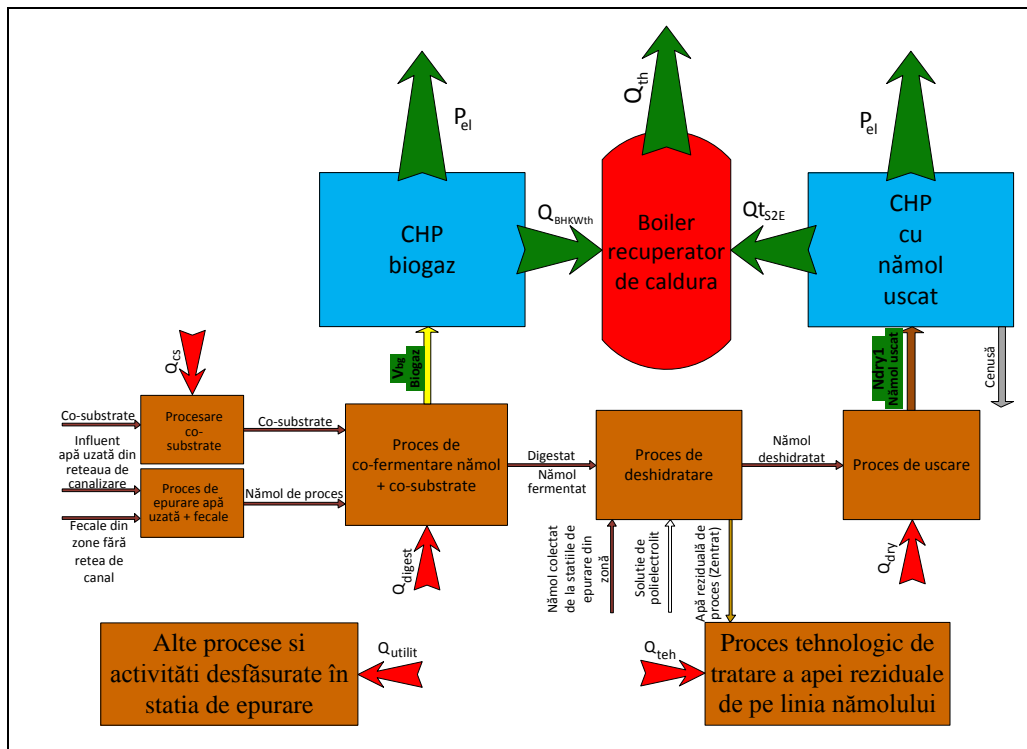


Figura 4.5 - Diagrama fluxurilor energetice în stația de epurare a orașului Straubing-Germania

Energia electrică produsă este utilizată o parte pentru consumul intern iar o parte este distribuită (vândută) în sistemul energetic național, ca și energie verde – regenerabilă.

Fluxurile de căldură consumată pentru procesele de tratare, sunt marcate cu culoare roșie. Consumurile termice cele mai mari au loc în procesele de uscare și fermentare a nămolului precum și pentru încălzirea co-substraturilor în bazinele de stocare, înainte de fermentare. Cantități importante de căldură se consumă și în procesele tehnologice de tratare a apei reziduale provenită de pe linia nămolului, în alte procese auxiliare precum și pentru încălzirea spațiilor administrative și tehnologice.

4.2.1. Breviarul de calcul al bilanțului energetic

Breviarul de calcul se întocmește pentru producția de energie termică și electrică în cele două instalații de cogenerare, cu motor termic pe biogaz și respectiv cu cuptor de ardere pentru nămolul uscat, și pentru consumurile energetice în procesele de tratare de pe linia apei uzate și a nămolului. Calculul de bilanț energetic pornește de la datele de intrare, care constituie parametri de intrare ai proceselor de tratare, cunoscuți de operatorii stațiilor de epurare. De asemenea sunt utilizați în calcul și parametri tehnici ai instalațiilor tehnologice, conform cu fișa tehnică a producătorului echipamentelor de tractare, precum și unii parametri de calcul din literatura de specialitate în domeniu.

Pentru efectuarea unui bilanț energetic al proceselor de tratare de pe linia nămolului, corect și complex, care să fie valabil și pentru o stație de epurare regională, cu tratare avansată a nămolului și co-substraturilor organice colectate de pe arealul de operare, se pornește de la următoarele considerente:

- Nr. ore de funcționare anuală a instalațiilor care asigură procesele de tratare – $Nr_{ore, yr} = 8500$ ore, în conformitate cu standardele de proiectare [114];
- Nr. zile de funcționare anuală a instalațiilor care asigură procesele de tratare – $Nr_{day, yr} = 354.16$ day, conform cu numărul de ore de funcționare anuală;
- $l = 0.001 \text{ m}^3$;
- $t_o = 1000 \text{ kg}$;
- $kJ = 1000 \text{ J}$;
- $MJ = 10^6 \text{ J}$;
- Pentru creșterea producției de biogaz, în procesul de fermentare sunt introduse pe lângă nămolul de proces (np) și co-substraturi (cs) cu încărcare organică mare, provenind de la industria alimentară din zona de operare;
- Pentru creșterea eficienței fermentării temperatura în interiorul digestoarelor este menținută în regim mezofil, în jurul valorii de 37°C , iar co-substraturile sunt omogenizate și încălzite înainte de a fi introduse în rezervorul de fermentare;
- Nămolul de epurare colectat de la stațiile de epurare situate în arealul de operare, al unei stații de epurare municipale sau regionale, este introdus direct în procesul de deshidratare, pentru a mări potențialul energetic al proceselor de tratare termică avansată;
- Pentru a reduce masa de nămol pe fluxul de tratare, tot nămolul procesat este uscat și ars;
- Arderea biogazului și a nămolului uscat se face în instalații de cogenerare de înaltă eficiență energetică, cu producere de energie termică și electrică care acoperă integral consumurile energetice ale proceselor de tratare de pe linia apei uzate și a nămolului.

4.2.1.1. Producerea de energie în CHP cu cuptor de ardere a nămolului.

Cogenerarea de energie termică și electrică se face prin arderea nămolului uscat la o umiditate cuprinsă între 35 și 10% H_2O , într-un cuptor cu vatră mobilă tip ZAUNER, fabricat în Austria.

Energia termică produsă prin arderea nămolului la capacitatea nominală măsurată pentru un conținut de substanță organică uscată OTS de 46% și o umiditate de 35% H_2O , este de 1000 kW, la un debit maxim de 350 kgTS/oră.

Randamentele instalației de cogenerare sunt: $\eta_{th}=61,18\%$ și respectiv $\eta_{el}=8,00\%$.

Căldura necesară proceselor de tratare se obține prin recuperarea căldurii conținută în gazele de ardere la ieșirea din focar. Această căldură este recuperată în recuperatoare de căldură și cedată în circuitul apei calde din boilerul recuperator de căldură, sau în circuitul de aer necesar arderii sau uscării nămolului.

Energia electrică este produsă într-un grup mecano-energetic format din compresor de aer, microturbină cu aer cald și generator electric cu convertizor de frecvență. O parte din căldura recuperată din gazele de ardere a nămolului în focarul instalației de incinerare, este preluată de fluxul de aer proaspăt (atmosferic) aspirat de compresorul turbinei. Aerul încălzit până la o temperatură de aprox. 800°C , se

destinde în turbină, producând energia mecanică necesară acționării generatorului electric. Puterea electrică dezvoltată la regimul nominal este de 80 kW_{el}.

Datele de intrare și de ieșire, denumirea parametrilor de calcul, unitățile de măsură și etapele derulării breviarului de calcul, pentru bilanțul energetic al producției de energie în CHP cu cuptor de ardere a nămolului, sunt prezentate în Tabelul 4.6.

Tabelul 4.6 – Breviarul de calcul pentru bilanțul energetic al producției de energie în CHP cu cuptor de ardere a nămolului

Nr. crt.	Parametrul de proces	Nămol uscat cu umiditate scăzută ($w \leq 35\%$)
DATE DE INTRARE		
1	Cantitatea anuală de nămol introdusă la ardere	$N_{dry1} : - \frac{to}{yr}$
2	Compoziția chimică elementară a nămolului introdus la ars	Azot : - % masic; Sulf : - % masic; Oxigen : - % masic; Hidrogen : - % masic; Carbon : - % masic; Apă : - % masic; Cenușă : - % masic; Azot + Sulf + Oxigen + Hidrogen + Carbon + Apă + Cenușă = 100 % masic
3	Coeficientul excesului de aer la arderea în focar - cf. cu fișa tehnică -	$\lambda_{focar} = 1 + 2$
4	Randamentul termic al cazanului - cf. cu fișa tehnică -	$\eta_{th} > 60 \%$
5	Randamentul electric al cazanului - cf. cu fișa tehnică -	$\eta_{el} = 5 + 15 \%$
6	Capacitatea anuală de incinerare (măsurată în to substanță uscată)	$N_{drys} : - \frac{to}{yr}$
DATE CALCULATE		
1	Puterea calorifică inferioară a nămolului incinerat	$H_u : - \frac{kJ}{kg}$, calculată cu programul de bilanț energetic EnBipro

2	Căldura rezultată în urma arderii nămolului	$Q_n = N_{dry1} \cdot H_u : - \frac{MWh}{yr}$
3	Căldura disponibilă în urma arderii nămolului	$Q_{nth} = Q_n \cdot \eta_{th} : - \frac{MWh}{yr}$
4	Energia electrică disponibilă în urma arderii nămolului	$Q_{nel} = Q_n \cdot \eta_{el} : - \frac{MWh}{yr}$

4.2.1.2. Producerea de energie în CHP cu motor termic pe biogaz

Cogenerarea de energie termică și electrică se face prin arderea biogazului în 2 moto-generatoare DEUTZ, model TCG 2016 V12, având o putere nominală de 555 kW, la sarcină maximă, în conformitate cu standardul ISO 3046/1.

Energia termică produsă prin arderea biogazului având o compoziție de 65% CH₄ și 35% CO₂, este de 1341 kW, la un debit maxim de 192m³/h.

Randamentele instalației de cogenerare sunt: $\eta_{th}=39,08\%$ și respectiv $\eta_{el}=40,05\%$.

Puterea electrică nominală a generatoarelor este de 537 kW_{el}, la un factor de putere maxim (=1.00).

Energia termică este produsă prin recuperarea căldurii conținută în apa de răcire a motorului precum și a căldurii conținută în gazele de ardere evacuate din motor în urma arderii biogazului. Căldura recuperată din apa de răcire a motorului, în regimul de funcționare la puterea nominală, este de 210 kW. Căldura recuperată din gazele de ardere evacuate din motor, la regimul de funcționare nominal, este 314 kW, în condițiile răcirii acestora în recuperatoarele de căldură de la aprox. 500°C la 150°C.

Datele de intrare și de ieșire, denumirea parametrilor de calcul, unitățile de măsură și etapele derulării breviarului de calcul, pentru bilanțul energetic al producției de energie în CHP cu motor termic pe biogaz, sunt prezentate în Tabelul 4.7.

Tabelul 4.7 – Breviarul de calcul pentru bilanțul energetic al producției de energie în CHP cu motor termic pe biogaz

Nr. crt.	Parametrul de proces	Biogaz
DATE DE INTRARE		
1	Volumul anual de biogaz produs prin fermentare	$V_{b_{ef}} : - \frac{m^3}{yr}$
2	Compoziția chimică elementară a biogazului	Metan : - % volumic; Dioxid de carbon : - % volumic; Metan + Dioxid de carbon = 100 % volumic
3	Căldura disponibilă din apa de răcire a	$Q_{ar} : - kW$

	motorului la putere nominală - cf. cu fișa tehnică -	
4	Căldura disponibilă din gazele de evacuare ale motorului, la putere nominală - cf. cu fișa tehnică -	$Q_{ge} : - \text{kW}$
5	Energia termică disponibilă prin arderea biogazului în motor la puterea nominală - cf. cu fișa tehnică -	$Q_{fuel} : - \text{kW}$
6	Puterea calorifică inferioară a gazului metan (cf. DIN51612, DIN51850)	$H_{uCH_4} = 35883 \frac{\text{MJ}}{\text{m}^3}$
7	Puterea electrică a generatorului antrenat de motorul termic - cf. cu fișa tehnică -	$P_{el} : - \text{kW}$
DATE CALCULATE		
1	Randamentul termic al CHP cu motor termic	$\eta_{th} = \frac{Q_{ar} + Q_{ge}}{Q_{fuel}} : - \%$
2	Randamentul electric al CHP cu motor termic	$\eta_{el} = \frac{P_{el}}{Q_{fuel}} : - \%$
3	Puterea calorifică inferioară a biogazului cu X% CH4	$H_{ubg} = X \cdot H_{uCH_4} : - \frac{\text{kWh}}{\text{m}^3}$
4	Consumul orar de biogaz al motorului	$v_{fuel} = \frac{Q_{fuel}}{H_{ubg}} : - \frac{\text{m}^3}{\text{hr}}$
5	Consumul anual de biogaz al motorului pentru funcționare 8500 ore	$v_{bgyr} = v_{fuel} \cdot 8500 \text{ hr} : - \text{m}^3$
6	Căldura disponibilă în CHP prin arderea biogazului în motor	$Q_{bg} = v_{bgyr} \cdot H_{ubg} \cdot \eta_{th} : - \frac{\text{MWh}}{\text{yr}}$
7	Căldura efectivă produsă în CHP prin arderea biogazului produs	$Q_{bgeth} = v_{bgef} \cdot H_{ubg} \cdot \eta_{th} : - \frac{\text{MWh}}{\text{yr}}$

8	Energia electrică produsă în CHP prin arderea biogazului produs	$Q_{b_{\text{Gel}}} = V_{b_{\text{Gef}}} \cdot H_{u_{\text{bg}}} \cdot \eta_{\text{th}} : - \frac{\text{MWh}}{\text{yr}}$
---	---	---

4.2.1.3. Consumurile de energie termică în stația de epurare Straubing

În conformitate cu diagrama fluxurilor energetice prezentată în Figura 4.2. de mai sus, desfășurarea următoarelor procese și activități necesită consumuri de energie termică:

1. Procesul de uscare al nămolului deshidratat;
2. Procese tehnologice pentru tratarea supernatantului și a condensului provenite din procesele de tratare de pe linia nămolului;
3. Procesul de co-fermentare a nămolului și co-substraturilor;
4. Procesul de încălzire a co-substraturi;
5. Încălzirea spațiilor tehnice, administrative și de locuit;
6. Alte consumuri termice plus pierderi de căldură.

Datele de intrare și de ieșire, denumirea parametrilor de calcul, unitățile de măsură și etapele derulării breviarului de calcul, pentru bilanțul energetic al producției de energie în CHP cu motor termic pe biogaz, sunt prezentate în Tabelul 4.8.

Tabelul 4.8 – Breviarul de calcul pentru bilanțul termic al consumurilor de energie termică în stația de epurare Straubing

Nr. crt.	Parametrul de proces	Biogaz
DATE DE INTRARE		
1	Volumul anual de biogaz produs prin fermentare	$V_{b_{\text{Gef}}} : - \frac{\text{m}^3}{\text{yr}}$
2	Compoziția chimică elementară a biogazului	Metan : - % volumic; Dioxid de carbon : - % volumic; Metan + Dioxid de carbon = 100 % volumic
3	Căldura disponibilă din apa de răcire a motorului la putere nominală - cf. cu fișa tehnică -	$Q_{\text{ar}} : - \text{kW}$
4	Căldura disponibilă din gazele de evacuare ale motorului, la putere nominală - cf. cu fișa tehnică -	$Q_{\text{ge}} : - \text{kW}$
5	Energia termică disponibilă prin arderea biogazului în	$Q_{\text{fuel}} : - \text{kW}$

	motor la puterea nominală - cf. cu fișa tehnică -	
6	Puterea calorifică inferioară a gazului metan (cf. DIN51612, DIN51850)	$H_{uCH_4} = 35883 \frac{MJ}{m^3}$
7	Puterea electrică a generatorului antrenat de motorul termic - cf. cu fișa tehnică -	$P_{el} : - kW$
DATE CALCULATE		
1	Randamentul termic al CHP cu motor termic	$\eta_{th} = \frac{Q_{ar} + Q_{ge}}{Q_{fuel}} : - \%$
2	Randamentul electric al CHP cu motor termic	$\eta_{el} = \frac{P_{el}}{Q_{fuel}} : - \%$
3	Puterea calorifică inferioară a biogazului cu X% CH4	$H_{u_{bg}} = X \cdot H_{u_{CH_4}} : - \frac{kWh}{m^3}$
4	Consumul orar de biogaz al motorului	$v_{fuel} = \frac{Q_{fuel}}{H_{u_{bg}}} : - \frac{m^3}{hr}$
5	Consumul anual de biogaz al motorului pentru funcționare 8500 ore	$v_{bg_{yr}} = v_{fuel} \cdot 8500 \text{ hr} : - m^3$
6	Căldura disponibilă în CHP prin arderea biogazului in motor	$Q_{bg} = v_{bg_{yr}} \cdot H_{u_{bg}} \cdot \eta_{th} : - \frac{MWh}{yr}$
7	Căldura efectivă produsă în CHP prin arderea biogazului produs	$Q_{bg_{th}} = V_{bg_{ef}} \cdot H_{u_{bg}} \cdot \eta_{th} : - \frac{MWh}{yr}$
8	Energia electrică produsă în CHP prin arderea biogazului produs	$Q_{bg_{el}} = V_{bg_{ef}} \cdot H_{u_{bg}} \cdot \eta_{th} : - \frac{MWh}{yr}$

Pentru a putea întocmi un bilanț energetic și a face o apreciere a eficienței energetice de exploatare a instalațiilor de procesare de pe linia nămolului, s-a plecat de la datele de intrare ale fluxurilor energetice din stația de epurare Straubing, pe perioada 2010-2013, precum și de la datele de proiectare la capacitate nominală a instalațiilor de procesare.

Pentru fiecare an în parte și pentru regimul nominal de funcționare, proiectat, a fost întocmit câte un breviar de calcul al producțiilor și consumurilor

energetice din stația de epurare, conform cu modele prezentate în subcapitolele 4.2.1.1. – 4.2.1.3.

Pentru simplificarea și corectitudinea calculelor a fost utilizat programul de calcul numeric Mathcad. Datele obținute în urma calculelor sunt prezentate în anexele: 1 A, 1 B, 1 C, 1 D și 1 E, pentru fiecare an în parte și pentru regimul nominal de funcționare, proiectat, și sunt centralizate într-un fișier Excel, conform anexei 2 B.E. În tabelele care conțin datele de bilanț, parametri de intrare, cunoscuți, sunt marcați cu culoare galbenă iar cei de ieșire, calculați, sunt marcați cu culoare verde.

Tabelele sunt însoțite de grafice, care prezintă evoluția parametrilor de proces pe perioada analizată, gradul de utilizare a capacităților de producere a energiei în instalațiile de cogenerare precum și gradul de acoperire a consumurilor energetice ale proceselor și activităților desfășurate în stația de epurare Straubing.

În continuare se prezintă analiza de bilanț energetic pentru producția de energie în instalațiile de cogenerare, și pentru consumurile energetice ale proceselor și activităților desfășurate.

1. Producția de energie in BHKW

Gradul de utilizare a capacității de producere a energiei termice și electrice rezultă din analiza bilanțului energetic privind energia produsă în BHKW (ANEXA 2 B.E. 1). Se constată următoarele:

- Producția de biogaz este aproape la capacitatea nominală proiectată, 94,79% în 2013;
- Gradul de utilizare a capacității de producere a energiei electrice este bun, rezultând o medie a perioadei 2010-2013, de 82.21%;
- Gradul de utilizare a capacității de producere a energiei termice este nesatisfăcător, rezultând o medie a perioadei 2010-2013, de 44,59%.

2. Producția de energie in S2E

Pentru instalația de cogenerare S2E, nu se poate face o analiză a gradului de utilizare a capacității de producere a energiei termice și electrice, pentru că nu există date certe oferite de către operator, privind producția efectivă de energie, în S2E.

Se poate constata că există o capacitate mare de producere a energiei termice prin arderea nămolului uscat 90% TS. Dacă tot nămolul procesat ar fi fost uscat și ars la randamentul maxim al instalațiilor, ar fi rezultat o producție medie de energie termică, pe perioada 2010-2013, de 5947 MWh, comparabilă (cu 10,89% mai mică) cu producția medie de energie termică din BHKW, care putea ajunge la 6674 MWh, la randamentul maxim al instalațiilor, pe aceeași perioadă.

3. Consumurile de energie termică

Din analiza bilanțului energetic privind consumurile termice ale proceselor și activităților desfășurate în stația de epurare Straubing (ANEXA 2 B.E. 6), se constată următoarele:

- Cel mai mare consum de căldură se face pentru uscarea nămolului. Dacă tot nămolul procesat ar fi uscat la TS 90%, consumul mediu pentru uscare pe perioada 2010-2013 reprezintă 71,56% din totalul consumurilor termice ale proceselor și activităților desfășurate;

- Dacă toate instalațiile de procesare de pe linia nămolului, ar fi utilizate la capacitatea nominală proiectată, ar rezulta o cantitate anuală de nămol deshidratat cu 30% TS, de 10616 to. Căldura necesară pentru uscarea acestei cantități de nămol deshidratat la 90% TS, este 7353 MWh.

4. CONCLUZII

Din analiza de bilanț energetic, se pot trage următoarele concluzii:

- Căldura disponibilă în BHKW pentru uscare, după asigurarea celorlalte consumuri termice ale proceselor și activităților desfășurate, este de 3724 MWh, la capacitatea nominală proiectată a instalațiilor. Pentru uscarea întregii cantități de nămol deshidratat la capacitatea nominală, ar mai fi nevoie de un aport de căldură de 3629 MWh. Această căldură poate fi obținută prin arderea nămolului uscat la 90% TS, în cuptor. În acest caz căldura disponibilă pentru uscare, prin utilizarea instalațiilor la capacitatea nominală proiectată și la randament maxim, ar fi de 11939 MWh, rezultând chiar un exces de căldură de 4586 MWh. Aceasta căldură în exces ar putea fi utilizată eficient pentru alte procese tehnologice care ar putea fi dezvoltate în stația de epurare Straubing, sau ar putea fi furnizată altor potențiali utilizatori;
- Dacă nu se arde nămolul, căldura disponibilă din BHKW, la capacitatea maximă de utilizare, nu poate asigura uscarea la 90% TS, decât a 5376 to nămol deshidratat cu 30% TS. Cantitatea anuală de 5240 to de nămol deshidratat rămas neuscat, rezultată la capacitatea nominală de funcționare a instalațiilor de procesare din amonte de uscare, va trebui eliminată umed, cu 70% apă;
- Energia electrică consumată pentru toate procesele și activitățile desfășurate în stația de epurare a orașului Straubing are o valoare medie a perioadei 2010-2013 de 4.500 MWh (din datele furnizate de operator), în timp ce valoarea medie a producției efective de energie electrică pe aceeași perioadă, este de 5623 MWh. Surplusul de energie electrică neconsumată a fost vândut în rețeaua de distribuție;
- Concluzia cea mai importantă care se desprinde din analiza de bilanț energetic, este că stația de epurare din Straubing Germania are o totală independentă energetică față de furnizorii de energie termică și electrică externi, fiind în acest caz un exemplu de admirat privind buna practică în valorificarea resurselor de energie regenerabilă;
- Toată energia termică și electrică produsă este energie verde, provenind din surse de energie regenerabile și anume nămoluri și deșeuri organice de proces.

5 Experimente privind conversia energetică în biogaz, a nămolului provenit de la stația de epurare municipală din Timișoara

În acest capitol sunt prezentate mai multe experimente cu fermentarea și co-fermentarea nămolului provenit în stația de epurare municipală din Timișoara. Pentru experimentele efectuate se prezintă și o analiză a eficienței fermentării pentru diferite tipuri de digestie anaerobă a nămolului de proces.

5.1. Determinarea rețetei de amestec în cazul fermentării unor amestecuri de nămol și co- substraturi

1. Considerente teoretice

Pe lângă ceilalți factori care influențează eficiența fermentării, cum ar fi pH-ul, temperatura de proces, și materia solidă biodegradabilă conținută în materialul supus fermentării, umiditatea acestuia joacă un rol foarte important.

În cazul când materialul supus procesului de fermentare este reprezentat de un amestec de co-substraturi cu greutate și umidități diferite, este foarte importantă stabilirea unei rețete privind participarea masică și volumică a co-substraturilor în componența amestecului.

2. Prezentarea breviarului de calcul pentru amestecarea a două co- substraturi

2.1 Date de intrare:

cs_1 – co-substratul cu umiditate mai mare;
 cs_2 – co-substratul cu umiditate mai mică;
 am – amestecul de co-substraturi;
 W_{am} – umiditatea amestecului introdus la fermentat [%];
 W_{cs_1} – umiditatea co-substratului 1, cu umiditate mai mare [%];
 W_{cs_2} – umiditatea co-substratului 2, cu umiditate mai mică [%];
 Y_{cs_1} – greutatea specifică a co-substratului 1 [kg/l];
 Y_{cs_2} – greutatea specifică a co-substratului 2 [kg/l];
 V_{am} – volumul util al rezervorului de fermentare (disponibil pentru amestecul introdus) [l]

2.2 Date de ieșire:

V_{cs_1} – volumul co-substratului 1; N_{cs_1} – masa co-substratului 1;
 V_{cs_2} – volumul co-substratului 2; N_{cs_2} – masa co-substratului 2.

2.3 Breviarul de calcul:

În întocmirea breviarului de calcul se pleacă de la formula umidității nămolului [26]:

$$w = \frac{\text{Masa de apă din nămolul umed}}{\text{Masa de nămol umed}} \times 100;$$

$$w_{cs} = \frac{N_{ap\acute{a}cs}}{N_{cs}} \times 100 \Rightarrow N_{ap\acute{a}cs} = \frac{w_{cs} \times N_{cs}}{100} \quad (5.1);$$

și de la formula greutății specifice:

$$Y = \frac{N}{V}$$

$$Y_{cs} = \frac{N_{cs}}{V_{cs}} \Rightarrow N_{cs} = Y_{cs} \times V_{cs} \quad (5.2);$$

Din relațiile (5.1) și (5.2) => :

$$N_{ap\acute{a}cs} = \frac{w_{cs} \times Y_{cs} \times V_{cs}}{100} \quad (5.3);$$

Pentru un amestec format din 2 co-substraturi CS1 și CS2, umiditatea amestecului este:

$$w_{am} = \frac{N_{ap\acute{a}cs1} + N_{ap\acute{a}cs2}}{N_{cs1} + N_{cs2}} \times 100 \quad (5.4);$$

$$V_{am} = V_{cs1} + V_{cs2} \Rightarrow V_{cs2} = V_{am} - V_{cs1} \quad (5.5).$$

Din (5.2) - (5.5) =>:

$$w_{am} = \frac{w_{cs1} \times Y_{cs1} \times V_{cs1} + w_{cs2} \times Y_{cs2} \times (V_{am} - V_{cs1})}{Y_{cs1} \times V_{cs1} + Y_{cs2} \times (V_{am} - V_{cs1})};$$

$$w_{am} = \frac{V_{cs1} \times (w_{cs1} \times Y_{cs1} - w_{cs2} \times Y_{cs2}) + w_{cs2} \times Y_{cs2} \times V_{am}}{V_{cs1} \times (Y_{cs1} - Y_{cs2}) + Y_{cs2} \times V_{am}};$$

$$\begin{aligned} V_{cs1} \times (Y_{cs1} - Y_{cs2}) \times w_{am} - V_{cs1} \times (w_{cs1} \times Y_{cs1} - w_{cs2} \times Y_{cs2}) &= \\ &= V_{am} \times Y_{cs2} \times w_{cs2} - V_{am} \times Y_{cs2} \times w_{am}; \end{aligned}$$

$$V_{cs1} = \frac{V_{am} \times Y_{cs2} \times (w_{cs2} - w_{am})}{Y_{cs1} \times (w_{am} - w_{cs1}) + Y_{cs2} \times (w_{cs2} - w_{am})} / (-1)$$

$$V_{cs1} = \frac{V_{am} \times Y_{cs2} \times (w_{am} - w_{cs2})}{Y_{cs1} \times (w_{cs1} - w_{am}) + Y_{cs2} \times (w_{am} - w_{cs2})} \quad (5.6).$$

Relația (5.6) reprezintă formula de calcul a volumului pentru co-substraturile componente ale unui amestec, supuse procesului de co-fermentare.

3. Studiu de caz – fermentarea pe instalația pilot de 2000 litri, a unui amestec format din următoarele 2 co-substraturi:

w_{cs1} – nămol în exces activat biologic cu $w_{cs1} = 99\%$;
 w_{cs2} – nămol în exces deshidratat cu $w_{cs2} = 80\%$;
 Y_s – greutatea specifică a materiei solide din nămol = 1,3 kg/l;
 Y_a – greutatea specifică a apei din nămol = 1 kg/l;
 $w_{am} = 95\%$;
 $V_{am} = 2000$ litri

$$Y_{cs1} = \frac{Y_a \times Y_s}{Y_a + \frac{w_{cs1}}{100}(Y_s - Y_a)};$$

$$Y_{cs1} = 1.0023 \left[\frac{\text{kg}}{\text{l}} \right];$$

$$Y_{cs2} = \frac{Y_a \times Y_s}{Y_a + \frac{w_{cs2}}{100}(Y_s - Y_a)};$$

$$Y_{cs2} = 1.0484 \left[\frac{\text{kg}}{\text{l}} \right];$$

$$V_{cs1} = \frac{V_{am} \times Y_{cs2} \times (w_{am} - w_{cs2})}{Y_{cs1} \times (w_{cs1} - w_{am}) + Y_{cs2} \times (w_{am} - w_{cs2})};$$

$$V_{cs1} = \frac{2000 \times 1.0484 \times 15}{1.0023 \times 4 + 1.0484 \times 15} \quad [1]$$

$$V_{cs1} = 1594 \text{ litri};$$

$$N_{cs1} = V_{cs1} \times Y_{cs1};$$

$$N_{cs1} = 1598 \text{ kg};$$

$$V_{cs2} = 406 \text{ litri};$$

$$N_{cs2} = V_{cs2} \times Y_{cs2};$$

$$N_{cs2} = 426 \text{ kg}.$$

5.2. Experimente privind conversia energetică în biogaz, a nămolului provenit de la stația de epurare municipală din Timișoara, efectuate pe instalații de laborator

În Figura 3.1.1. din capitolul 3, este prezentată schema de proces privind tratarea apei uzate și a nămolului în stația de epurare municipală din Timișoara. Se poate observa din această schemă că din procesul de tratare a apei uzate, rezultă un singur sortiment de nămol de proces, și anume nămolul în exces activat biologic.

Din schema de proces se observă că de pe linia de tratare a apei uzate, lipsește decantorul primar, fapt care determină și lipsa nămolului primar ca rezultat al decantării mecanice a materiilor solide decantabile, aflate în compoziția influentului. Lipsa nămolului primar de pe linia de tratare a nămolului înseamnă implicit și lipsa unei importante surse de materie organică biodegradabilă necesară procesului de digestie anaerobă, ca și etapă a stabilizării nămolului.

Din analizele de laborator ale nămolului în exces, activat biologic, privind conținutul de umiditate și pierderea prin calcinare, rezultă că în compoziția materiei solide uscate, cantitatea de volatile (exprimată în procente masice) este mai mare de 50%, media anuală pe anul 2013 fiind de 64,54%. Acest lucru indică faptul că nămolul nu este total stabilizat și în acest sens prezintă interes efectuarea unor studii experimentale privind posibilitatea conversiei energetice a materiei organice din nămol în biogaz, prin fermentare anaerobă. În conformitate cu literatura de specialitate în domeniu, fermentarea anaerobă este utilă și aplicabilă pentru concentrația substanțelor volatile mai mare sau egală cu 40-50%, și dacă nu sunt prezente substanțe inhibitoare [70, 78].

Studiile experimentale efectuate au avut ca scop, atât determinarea producției de biogaz, cât și determinarea compoziției biogazului, și vor oferi argumente pro sau contra, privind adoptarea pe viitor a soluției de fermentare anaerobă în vederea stabilizării nămolului de proces, activat biologic, obținut în stația de epurare din Timișoara.

5.2.1. Experimente efectuate pe instalația cu baie termostatică cu recipiente de 2 litri, în regim staționar, pe loturi

În Figura 5.1 este prezentată o instalație de fermentare termostatică, cu recipiente de a căror capacitate variază de la 1 litru la 2,5 litri volum total, din care un volum util pentru nămol, de la 0,8 la 2 litri, diferența fiind rezervată acumulării biogazului.

Componentele instalației de fermentare de mici dimensiuni sunt următoarele:

1. cutie (baie) termostatică cu 6 locuri pentru încălzire, cu temperatură constantă controlată cu ajutorul unor termocupluri;
2. sticle de plastic umplute cu aprox. 80% nămol supus fermentării;
3. dop sticlă, modificat pentru a permite prelevarea de probe pentru verificarea pH-ului, omogenizarea cu ajutorul unor seringi de plastic cât și transferul de biogaz de la sticle la pungile de gaz;
4. furtun cu orificiu pentru inserarea seringilor folosite la prelevarea de probe și omogenizare;
5. furtun cu diametru mic pentru conexiunea între sticla de plastic și punga pentru stocarea biogazului;
6. pungă pentru stocarea biogazului.

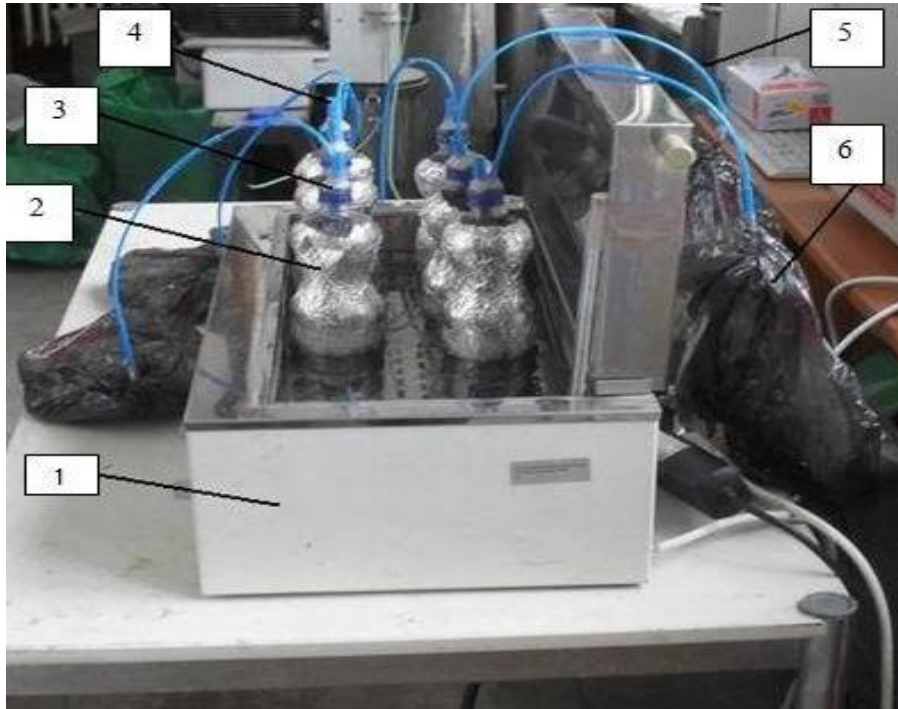


Figura 5.1 - Vedere generală a instalației de fermentare termostatică

1. Descrierea experimentului și prezentarea caracteristicilor fizico-chimice ale loturilor de nămol

În regim de temperatură mezofil, în această instalație au fost fermentate anaerob, nămoluri și co-substraturi cu diferite încărcări organice, provenite din procesul de epurare a apelor uzate municipale din Timișoara și zona metropolitană.

Pentru creșterea eficienței fermentării, nămolul de proces provenit de la stația de epurare Timișoara a fost amestecat cu 2 co-substraturi cu încărcare organică biodegradabilă mare, și anume zer din lapte de vacă și respectiv melasă provenită din procesul de rafinare a zahărului. În acest paragraf sunt prezentate determinările făcute cu instalația de fermentare la scară mică care utilizează baie termostatică și 3 recipiente cu un volum total de 2 litri fiecare, volumul de nămol supus fermentării fiind de 1,5 litri.

Loturile de nămol utilizate au fost:

1. M1 - nămol de la stația de epurare Timișoara;
2. MM1 - nămol de la stația de epurare Timișoara -95% + melasă din sfeclă de zahăr - 5%;
3. ZM1 - nămol de la stația de epurare Timișoara - 95% + zer din lapte de vacă - 5%.

Pentru loturile de nămol supuse fermentării au fost determinate prin analize de laborator specifice, unele caracteristici fizico-chimice, prezentate în Tabelele 5.1 și 5.2.

Tabelul 5.1 – Caracteristici fizico-chimice ale nămolurilor supuse fermentării (I)

Nr. Crt.	Nămolul introdus la fermentat	Umiditatea - w - [%]	Conținutul în substanțe minerale (raportat la substanța uscată) -SM- [%]	Puterea calorifică [MJ/kg TS]
1.	M1	99.2	39.2	13.5
2.	MM1	96.3	34.6	14.3
3.	ZM1	99.1	28.3	14.1

Tabelul 5.2 – Caracteristici fizico-chimice ale nămolurilor supuse fermentării (II)

Nr. Crt.	Nămolul introdus la fermentat	Conținutul de carbon [%]	Conținutul de sulf [%]	Conținutul în substanțe organice (raportat la substanța uscată) -SV- [%]
1.	M1	17.3	1.34	60.8
2.	MM1	16.1	0.67	65.4
3.	ZM1	19.0	0.71	71.7

Procesul de fermentare în regim staționar, a fost menținut între 40 și 50 de zile cu scopul de a asigura o degradare biologică cât mai bună a substanțelor organice biodegradabile prin fermentare [70, 71], și de a putea observa evoluția pH-ului, cantitățile de biogaz produse precum și compoziția procentuală în CH₄ și CO₂, ca și principalii produși ai fermentării. Pe toată durata procesului temperatura a fost menținută constantă între 36 și 37°C.

Pentru a corecta valoarea pH-ului, care în timpul procesului de fermentare trebuie să se mențină în jurul valorii de 7, s-a utilizat o soluție de amoniac NH₃, având o concentrație de 20%.

2. Prezentarea rezultatelor obținute în urma experimentelor și analiza eficienței fermentării

Variația pH-ului în timpul fermentării, pentru loturile de nămol fermentate este prezentată în Figura 5.2.

Din graficul de variație a pH-ului se poate observa că la începutul procesului de fermentare, nămolul care conține ca și co-substrat melasa, are cea mai mică valoare a pH-ului, și aceasta a crescut după câteva corecții necesare pentru a nu se inhiba procesul de fermentare.

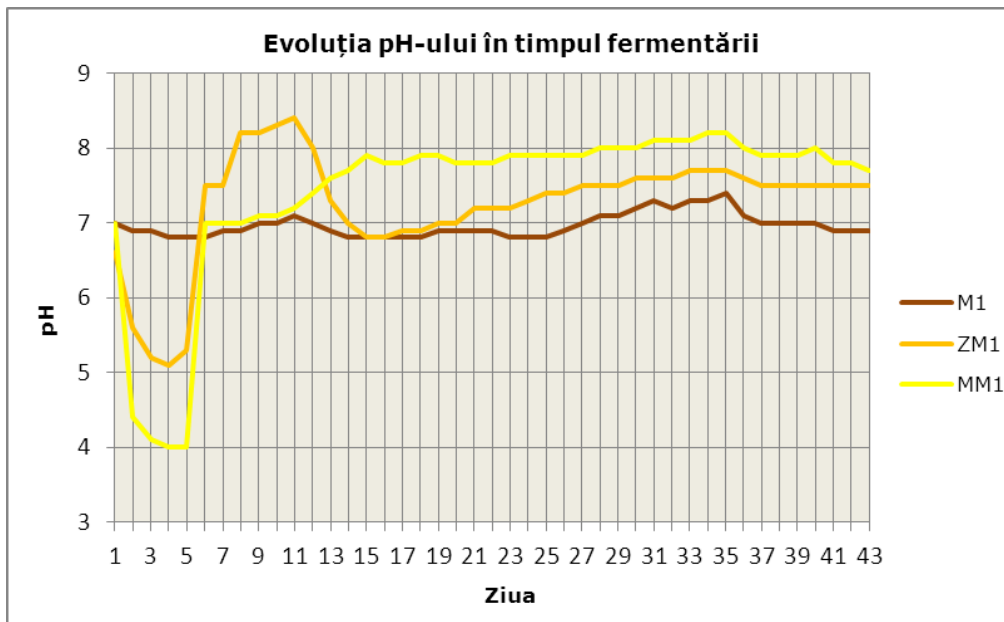


Figura 5.2 – Variația pH-ului în timpul fermentării

În urma experimentelor efectuate s-au determinat cantitățile de biogaz rezultate în urma fermentării precum și concentrația metanului în biogazul obținut, pentru loturile de nămol analizate. Rezultatele obținute sunt prezentate în Figurile 5.3. și 5.4.

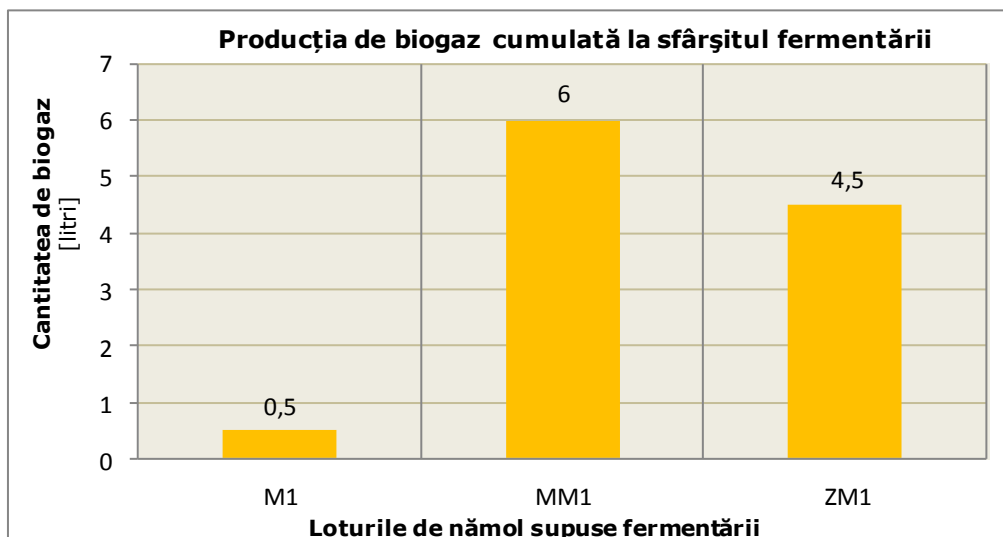


Figura 5.3 – Producția de metan obținută în urma fermentării

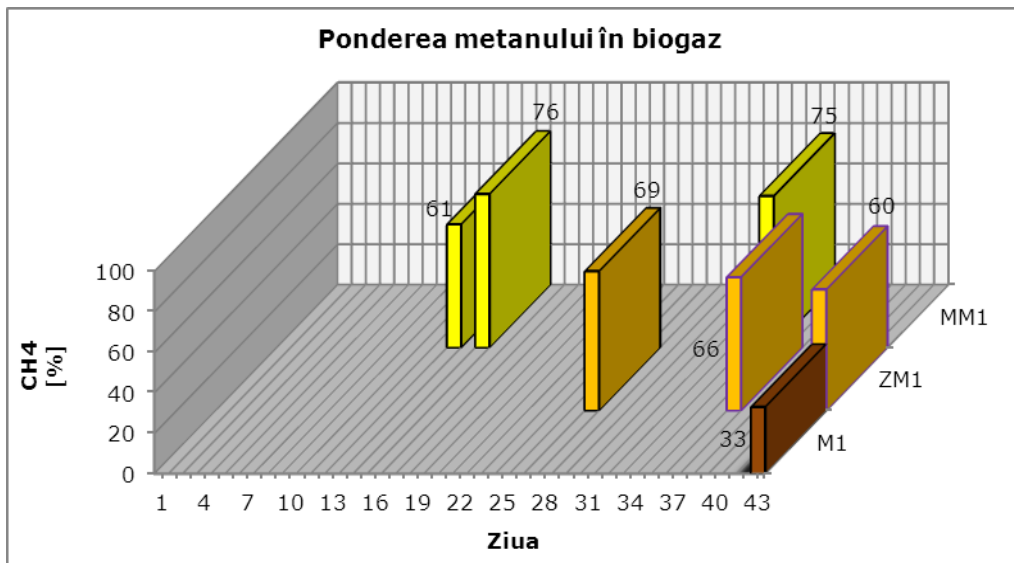


Figura 5.4 – Concentrația de metan în biogazul obținut

Din analiza celor 2 grafice se poate observa că cele mai importante cantități de biogaz au fost obținute prin co-fermentarea nămolului de la stația de epurare utilizând ca și co-substraturi de co-fermentare melasa și respectiv zerul din lapte de vacă.

Cele mai bune rezultate privind compoziția de metan în biogazul obținut s-au înregistrat pentru loturile de nămol având ca și substrat nămolul de la stația de epurare iar ca și co-substrat melasa din sfeclă de zahăr și zerul din lapte de vacă.

Pentru a analiza eficiența fermentării pe lângă volumul și compoziția biogazului obținut, este necesar a se determina și producția specifică de biogaz – q_{bg} , exprimată ca raport între volumul de biogaz produs (măsurat în litri sau m^3), și cantitatea de substanțe volatile reduse prin fermentare (măsurată în kg) [77, 78].

Când nu se cunoaște cantitatea de substanțe volatile redusă prin fermentare, aceasta se poate estima utilizând limita tehnică de fermentabilitate – l_f , dată în literatura de specialitate în domeniu [77, 78]. Breviarul de calcul a producției specifice de biogaz, este următorul:

- Cantitatea de substanțe solide (m_{TS_n}) din volumul de nămol supus fermentării se calculează cu relația:

$$m_{TS_n} = \left(1 - \frac{w_n}{100}\right) \times V_n \times Y_n \text{ [kg]} \quad (5.16),$$

în care:

w_n - umiditatea nămolului supus fermentării [%] - cunoscută;

V_n - volumul de nămol supus fermentării [l] - cunoscut;

Y_n - greutatea specifică a nămolului supus fermentării [kg/l] – se determină conform relației (5.5) din subcapitolul 5.1.1.

- Cantitatea de substanțe volatile reduse ($m_{SV_{red}}$) prin fermentare se calculează cu relația:

$$m_{SV_{red}} = m_{TS} \times \frac{sv}{100} \times \frac{l_f}{100} \text{ [kg]} \quad (5.17),$$

în care:

m_{TS} – cantitatea de substanțe solide din nămolul supus fermentării, determinată conform relației (5.16);

SV – conținutul de substanțe volatile din nămolul supus fermentării [%] – cunoscut;

l_f – limita tehnică de fermentare, conform ($l_f = 40-55\%$) [78];

Se alege $l_f = 50\%$.

Producția specifică de biogaz [78], obținută în urma fermentării se determină cu relația:

$$q_{bg} = \frac{V_{bg}}{m_{SVred}} \text{ [m}^3\text{/kg]} \quad (5.18),$$

în care:

V_{bg} - volumul de biogaz obținut prin fermentare [m^3] – cunoscut;

m_{SVred} - cantitatea de substanțe volatile reduse prin fermentare, determinată conform relației (5.17).

Rezultatele obținute în urma experimentelor și a efectuării calculelor, conform breviarului descris mai sus, sunt prezentate în Tabelul 5.3.

Tabelul 5.3 – Parametri de calcul ai producției specifice de biogaz

Nr. Crt.	Nămolul introdus la fermentat	V_n [l]	γ_n [kg/l]	TS [kg]	m_{SVred} [kg]	V_{bg} [l]	q_{bg} [l/kg]
1.	M1	1.5	1.002	0.012	0.004	0.5	125
2.	MM1	1.5	1.009	0.056	0.018	6	333
3.	ZM1	1.5	1.002	0.014	0.005	4.5	900

Se observă că producția specifică de biogaz cea mai bună a fost obținută în cazul co-fermentării lotului ZM1, în care pe lângă nămolul de epurare a fost utilizat ca și co-substrat o cantitate relativ mică (5%) de zer din lapte de vacă.

Explicația poate fi dată prin faptul că zerul este un mediu favorabil pentru dezvoltarea bacteriilor și microorganismelor. Prin dezvoltarea rapidă a masei de bacterii în toate etapele procesului de digestie, s-a intensificat și procesul de descompunere a masei de substanțe volatile greu-biodegradabile, specifice nămolului de epurare activat biologic, crescând astfel și producția de biogaz [57, 70, 71].

Pentru nămolul de epurare s-a obținut o producție specifică de biogaz relativ mică, ținând cont de valorile indicate în literatura de specialitate [77, 78]. Cauza poate fi o activitate bacteriană scăzută datorată lipsei nămolului fermentat, și deci lipsa bacteriilor mature care să inițieze și să dezvolte procesul de digestie anaerobă [67, 70, 71, 106]. Alte posibile cauze ar putea fi lipsa nămolului primar din nămolul de proces și lipsa pre-tratării nămolului activat înainte de fermentare, fiind bine știut faptul că nămolul activat este greu biodegradabil, în special în faza de hidroliză [8, 9, 57, 70].

Deși pentru procesul de co-fermentare a lotului MM1, s-a cea mai bună producție de biogaz, comparativ cu cantitatea obținută pentru celelalte

două loturi, totuși producția specifică realizată a fost mai bună în cazul co-fermentării nămolului cu zer. O explicație ar putea fi o dezvoltare insuficientă a masei de bacterii, raportată la cantitatea mare de substanțe organice (volatile), conținută în substanța uscată a amestecului (vezi Tabelul 5.2).

5.2.2. Experimente efectuate pe instalația de mici dimensiuni cu recipiente de 2 litri, cu alimentare continuă și amestec de nămol proaspăt cu nămol fermentat

La experimentul anterior s-a observat că procesul de fermentare a nămolului activat biologic, provenit de la stația de epurare municipală din Timișoara, în lipsa co-substraturilor decurge foarte lent, și producția specifică de biogaz este relativ scăzută. Compoziția biogazului privind concentrația de metan și cantitatea de biogaz obținută sunt nesatisfăcătoare.

Ținând cont de acest fapt, experimentul descris în acest paragraf se desfășoară în regim de alimentare continuă a fermentatorului.

1. Prepararea lotului de nămol supus fermentării și descrierea etapelor de desfășurare a procesului

Înafara faptului că s-a schimbat regimul de fermentare a nămolului, de la staționar la continuu, s-a mărit și conținutul de substanță uscată prin reducerea umidității 95%. Pentru a obține o umiditate de aproximativ 5% TS, recomandată pentru tipul de fermentare cu conținut redus de materii solide [34, 67, 106], am realizat un amestec între două co-substraturi de nămol în exces activat biologic, din stația de epurare Timișoara.

În acest sens am amestecat un co-substrat provenit din rezervorul de stocare de după stația de pompare nămol activat, cu un co-substrat provenit de la stația de deshidratare mecanică (vezi Figura 3.1). Cantitățile de co-substraturi necesare în vederea realizării amestecului, se determină conform cu breviarul de calcul descrise în Subcapitolele 5.1.

Caracteristicile fizice ale co-substraturilor și amestecului sunt prezentate în Tabelele 5.4 și 5.5.

Tabelul 5.4 – Caracteristicile fizice ale co-substraturilor

Co-substraturile care compun amestecul	Umiditatea co-substratului de nămol	Greutatea specifică a materiei solide din nămol	Greutatea specifică a co-substraturilor umede
	% masice	t/m ³	t/m ³
Nămol în exces activat biologic, provenit din rezervoarele de stocare - CS1	99	1,3	1,0023
Nămol în exces activat biologic, deshidratat - CS2	80	1,3	1,0484

Tabelul 5.5 – Caracteristicile fizice și cantitățile de co-substraturi ale amestecului

Amestecul preparat în scopul realizării experimentului	Părțile componente	Umiditatea amestecului	Cantitatea de co-substraturi	Volumul amestecului	pH
		% masice		litri	
LOT 1	CS1	95	1,6 litri	2,00	7,1
	CS2		0,425 kg		

Pentru a putea asigura o digestie corespunzătoare a nămolului și o masă de bacterii mature care să poată asigura dezvoltarea ulterioară a procesului de digestie, în primele 15 zile, amestecul pregătit conform cu rețeta descrisă mai sus, a fost supus fermentării în regim staționar. Amestecul a fost introdus în fermentator la început și pe toată durata desfășurării procesului, fermentatorul a fost menținut în regim închis.

După această perioadă de retenție a nămolului, procesul de fermentare a fost comutat pe sistemul de alimentare continuu cu nămol proaspăt. În fiecare zi a fost introdusă în procesul de digestie o cantitate de nămol egală cu aproximativ 10% din volumul util al fermentatorului, adică aproximativ 150 ml. Desigur că în același timp o cantitate egală de nămol fermentat a fost eliminată din fermentator. Procedul de fermentare cu alimentare continuă asigură un contact permanent între nămolul proaspăt și cel vechi bine fermentat, astfel încât bacteriile mature prezente în el să poată dezvolta în permanență masa bacteriană care asigură procesul de digestie [67, 70, 71].

Periodic, în timpul experimentului a fost măsurată cantitatea de biogaz produs ca rezultat al fermentării. Pe întreaga durată a procesului de digestie a fost menținut un regim de temperatură mezofil și a fost monitorizat pH-ul amestecului de co-substraturi din interiorul fermentatorului.

2. Prezentarea rezultatelor obținute în urma experimentelor și analiza eficienței fermentării

În acest paragraf sunt prezentate rezultatele obținute în urma efectuării calculului și experimentelor, sub formă tabelară și grafică.

În Tabelul 5.6 sunt prezentate cantitățile de substanță volatilă redusă în urma fermentării și biogazul produs pe durata desfășurării procesului.

În Figura 5.5. sunt arătate cantitățile de nămol vehiculate în timpul procesului de digestie. Se poate observa că în fiecare zi, aproximativ 150 g de nămol fermentat, care reprezintă în jur 10 % din masa nămolului existent în fermentator la începutul procesului, a fost eliminată din fermentator. Desigur că pentru a menține desfășurarea în condiții optime a procesului de digestie, o cantitate aproximativ egală de nămol proaspăt a fost introdusă în fermentator. Procentul de nămol vehiculat de 10% a fost ales ținând cont de experiența în domeniul fermentării nămolurilor de epurare, pe care am dobândit-o în timpul derulării stagiului de practică la stația de epurare din Straubing – Germania.

În Figurile 5.6 și 5.7 sunt arătate cantitățile de nămol consumate zilnic și cumulat, prin activitatea bacteriilor anaerobe. Aceste cantități reprezintă de fapt masa de substanțe volatile reduse (biodegradate) în timpul procesului de digestie. Se poate observa că, cantitatea de materie organică redusă prin activitatea

bacteriilor fermentatoare, are o tendință de creștere logaritmică, ceea ce indică o creștere a activității bacteriene în timpul procesului de digestie [70, 71].

Tabelul 5.6 – Cantitatea de substanțe volatile reduse și volumul de biogaz produs, în timpul fermentării

Ziua	Cantitate existentă la începutul perioadei [g]	Cantitate introdusă [g]	Cantitate scoasă [g]	Cantitate existentă la sfârșitul perioadei [g]	Cantitate zilnică de substanță organică redusă [g]	Cantitate cumulată de substanță organică redusă [g]	Volum zilnic de biogaz produs [l]	Volum cumulată de biogaz produs [l]	pH
1	1432,6	132,0	139,2	1425,4					7,40
2	1425,0	148,0	149,0	1424,0	0,40	0,4			
3	1423,0	158,6	149,1	1432,5	1,00	1,4	1,5	1,5	
4	1432,3	150,0	152,2	1430,1	0,20	1,6			
5	1429,0	180,0	148,7	1460,3	1,10	2,7			
6	1460,0	154,0	145,0	1469,0	0,30	3,0			
7	1468,6	151,1	158,0	1461,7	0,40	3,4			7,19
8	1453,0	144,4	149,0	1448,4	8,70	12,1	1,5	3,0	
9	1447,5	148,5	148,4	1447,6	0,90	13,0			
10	1445,1	147,6	147,1	1445,6	2,50	15,5			7,28
11	1442,6				3,00	18,5	1,5	4,5	7,40
TOTAL		1514,2	1485,7		18,5	18,5	4,5	4,5	

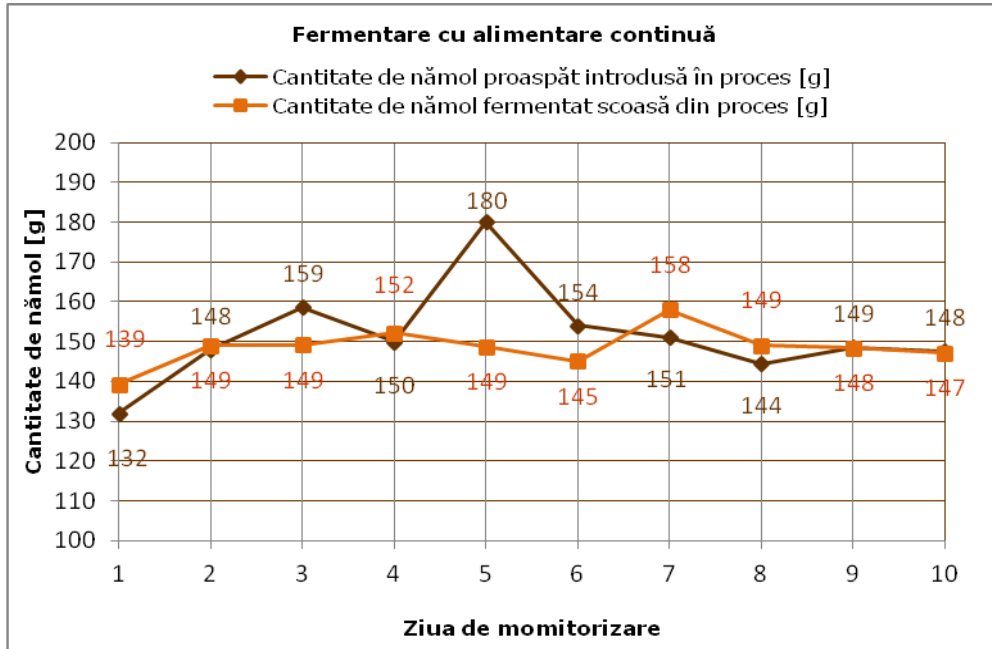


Figura 5.5 – Cantitățile de nămol introduse/eliminate în/din procesul de digestie

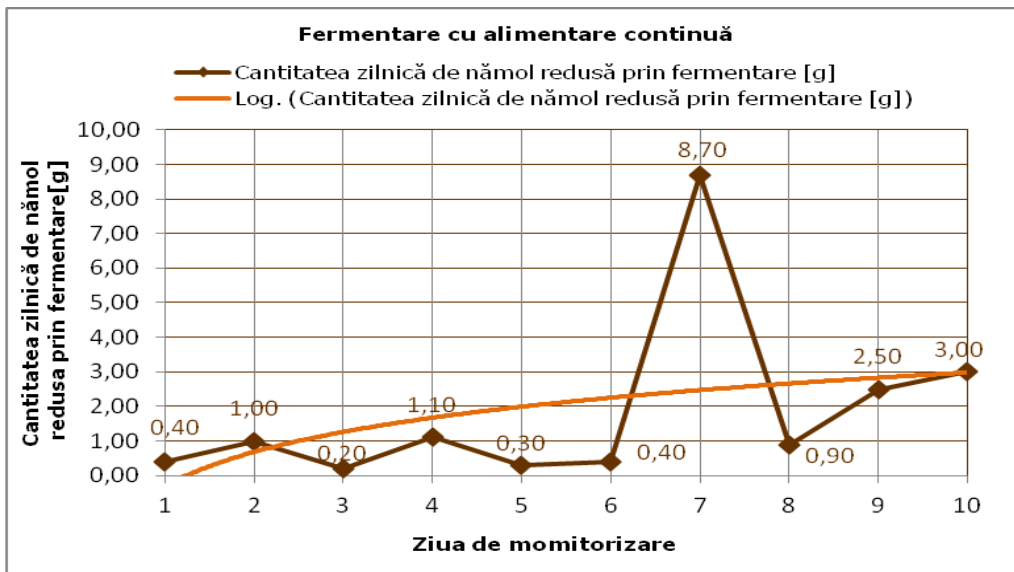


Figura 5.6 – Cantitatea zilnică de nămol redusă în timpul procesului de digestie

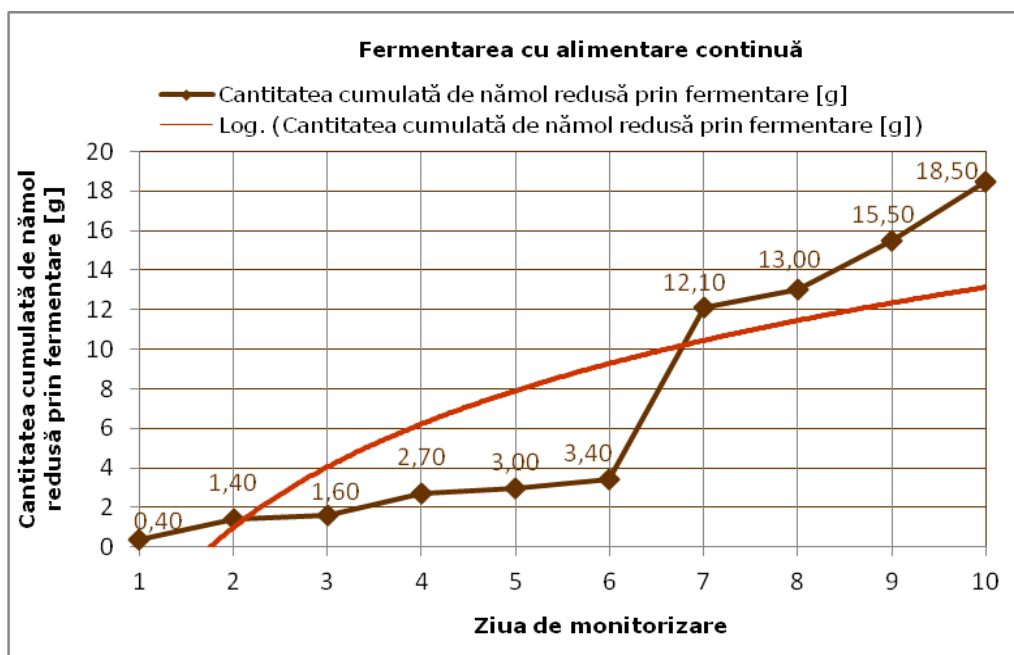


Figura 5.7 - Cantitatea cumulată de nămol redusă în timpul procesului de digestie

În Figura 5.8 sunt arătate cantitățile cumulate de biogaz produs în timpul procesului de fermentare. Se poate observa că tendința de creștere a cantităților cumulate de biogaz este tot logaritmică, dar creșterea este mai rapidă decât în cazul cantităților cumulate de nămol, reduse prin fermentare. Aceasta se explică prin modelul cinetic de creștere a producției de biogaz ca urmare a creșterii masei grupurilor bacteriene acetogene și metanogene [70, 71, 78].

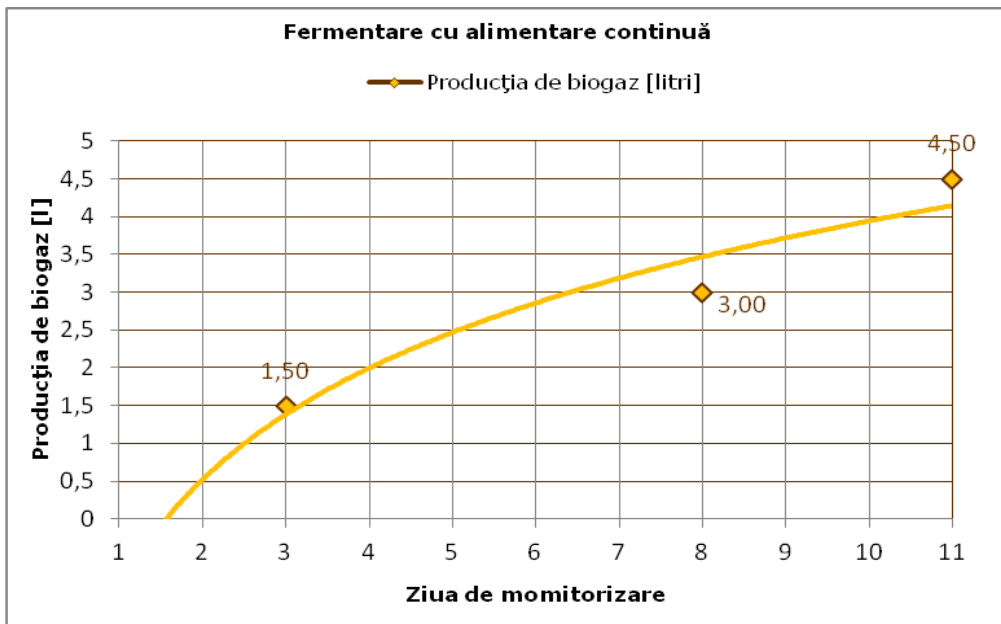


Figura 5.8 – Producția de biogaz cumulată în timpul procesului de digestie

În Figura 5.9 sunt arătate concentrațiile principalelor componente din compoziția biogazului obținut.

Se poate observa că, concentrația metanului la sfârșitul perioadei de monitorizare a procesului de fermentare, este peste 60%, în creștere față de începutul perioadei de fermentare în regim continuu, ceea ce indică o desfășurare corespunzătoare a procesului de digestie. De asemenea se poate observa că ponderea componentelor secundare, nedorite în compoziția biogazului este redusă, mai puțin de 5%.

În Figura 5.10 este arătată evoluția pH-ului în timpul procesului de fermentare. Se poate observa că pe durata monitorizării experimentului valoarea pH-ului rămâne relativ constantă în jurul valorii de 7,3, aceasta asigurând un mediu favorabil de dezvoltare pentru grupul de bacterii fermentatoare.

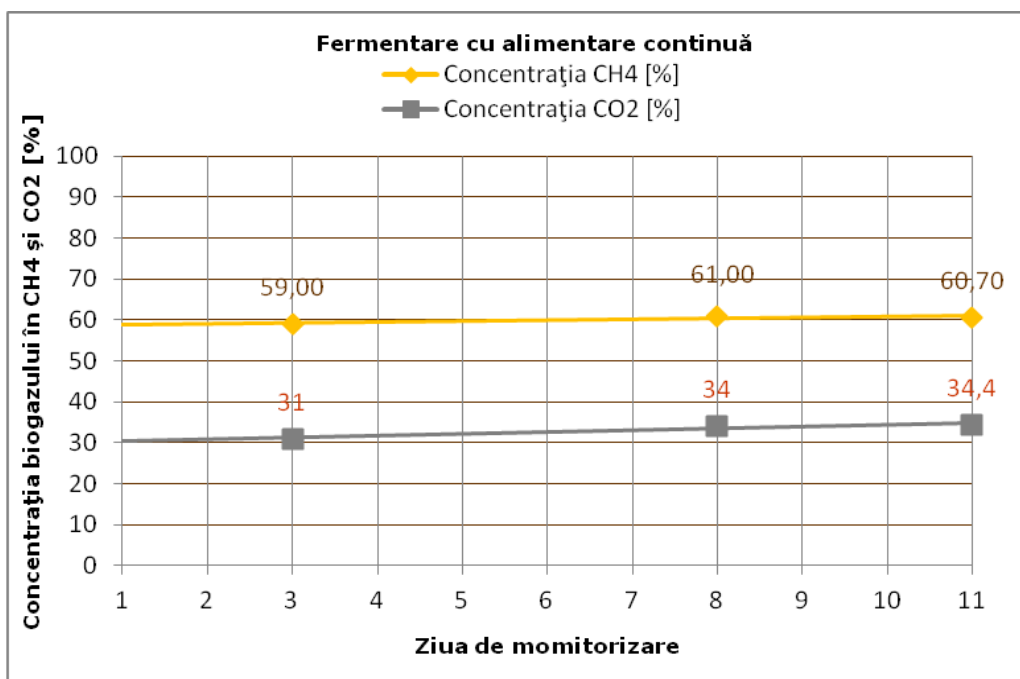


Figura 5.9 – Concentrația principalelor componente din compoziția biogazului

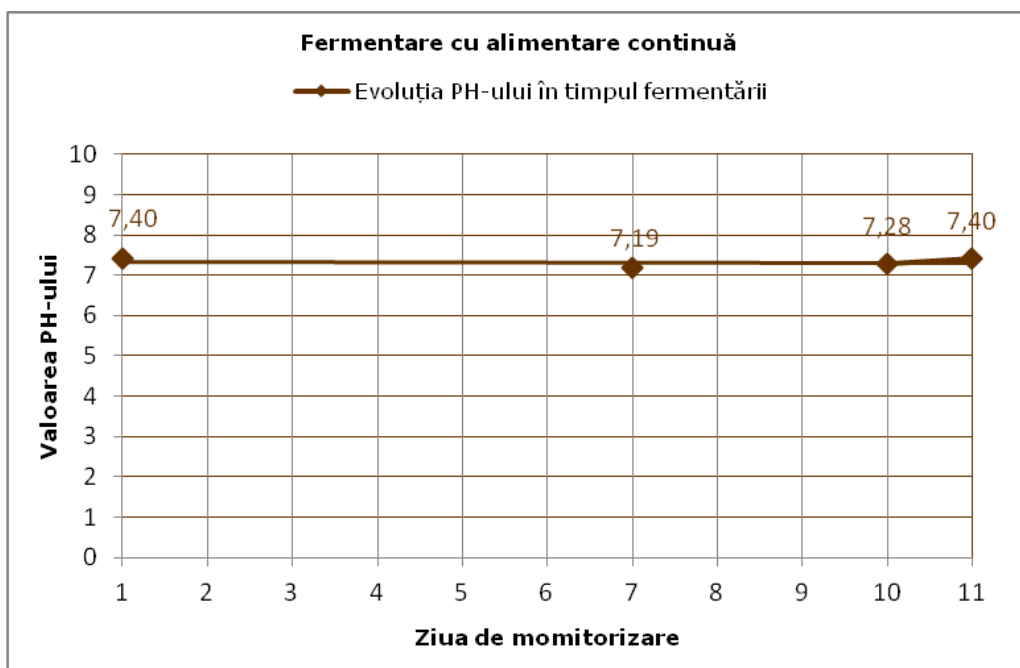


Figura 5.10 – Evoluția pH-ului în timpul procesului de fermentare

Pentru a evalua eficiența fermentării, măsurată prin producția specifică de biogaz – q_{bg} , trebuie cunoscute volumul de biogaz – V_{bg} , produs pe perioada desfășurării procesului de fermentare continuă și cantitatea de substanțe volatile redusă (biodegradată) în urma procesului de digestie – m_{SVred} . Conform datelor din tabelul 5.6 pentru $V_{bg}=4,5$ litri și $m_{SVred}=18,5$ g, producția specifică de biogaz – q_{bg} este de 240 litri biogaz/kg substanțe volatile reduse.

Considerând că din amestecul de nămoluri supus experimentului în vederea fermentării, lipsește nămolul primar și nu au fost introduse în proces alte co-substraturi cu încărcare organică mare, decât nămolul activat biologic, producția de biogaz obținută poate fi considerată pe deplin acceptabilă, în comparație cu datele din literatura de specialitate în domeniul fermentării nămolurilor de epurare, care indică pentru o fermentare uzuală a unui amestec de nămol primar cu nămol activat biologic, o producție specifică cuprinsă între 500 și 800 m³ biogaz/kg substanțe volatile reduse [78].

5.2.3. Experimente privind fermentarea anaerobă a nămolului provenit de la stația de epurare din Timișoara, efectuate pe o instalație pilot

5.2.3.1. Descrierea instalației experimentale pilot și a aparaturii de măsurare

Cercetarea experimentală privind valorificarea ecologică a nămolului de epurare, s-a desfășurat în cadrul Laboratorului de Tehnologii Neconvenționale din Facultatea de Mecanică, pe o instalație pilot pentru producerea de biogaz din deșeuri de biomasă. Instalația a fost realizată în baza unui brevet de invenție numit "Procedeu și Instalație pentru obținerea biogazului din biomasă", și rolul principal al instalației este acela de a verifica comportarea diverselor tipuri de deșeuri de biomasă în procesul de fermentație anaerobă pentru obținerea de biogaz. Schema de principiu a instalației pilot este prezentată în Figura 5.11.

Pentru a asigura o umiditate corespunzătoare pentru loturile de nămol supuse fermentării, a fost necesară realizarea unui amestec între nămolul în exces provenit din tancurile de stocare și nămolul deshidratat provenit din paturile de depozitare, ambele aflate pe linia de tratare a nămolului din incinta stației de epurare Timișoara.

Amestecul substraturilor de nămol și a co-substraturilor se realizează în rezervorul de preparare (1), fiind apoi preluat de pompa (2) și introdus în reactoarele de fermentație anaerobă (3). Rezervorul de agent de corecție pH (4) asigură, prin sistemul de control, condițiile de desfășurare corespunzătoare a procesului de fermentare anaerobă. Biogazul rezultat este trecut printr-un filtru (5) de reținere a hidrogenului sulfurat rezultat din proces, apoi printr-un sistem de reținere a dioxidului de carbon (6), după care are loc desorbția CO₂ și comprimarea lui în sistemul adiacent (7), iar biogazul purificat și îmbogățit în metan este trimis la utilizare (8). Nămolul fermentat din reactoarele de fermentare este evacuat periodic în sistem gravimetric (9) în rezervorul (10), de unde ulterior se poate evacua pentru uscarea naturală, în scopul de a-i reduce volumul înainte de eliminare în vederea depozitării sau valorificării ulterioare.

Dacă instalația se va putea modifica pentru un proces continuu de încărcare cu material de amestec proaspăt, atunci va fi necesar ca o parte din nămolul fermentat din rezervorul 10, să recircule în rezervorul (1). Reactoarele de

fermentare sunt încălzite termostatat cu sistemul (11). Pentru realizarea omogenizării suspensiei din rezervoarele de fermentare anaerobă se folosește un sistem de barbotare (12) realizat din conducte de polipropilenă pentru a se evita posibila corodare a acestora. De asemenea, pentru a depozita cantități reduse de biogaz în scopul analizării acestuia, instalația este echipată cu un rezervor de mici dimensiuni (13) dispus la partea superioară. O vedere de ansamblu a instalației este prezentată în Figura 5.12.

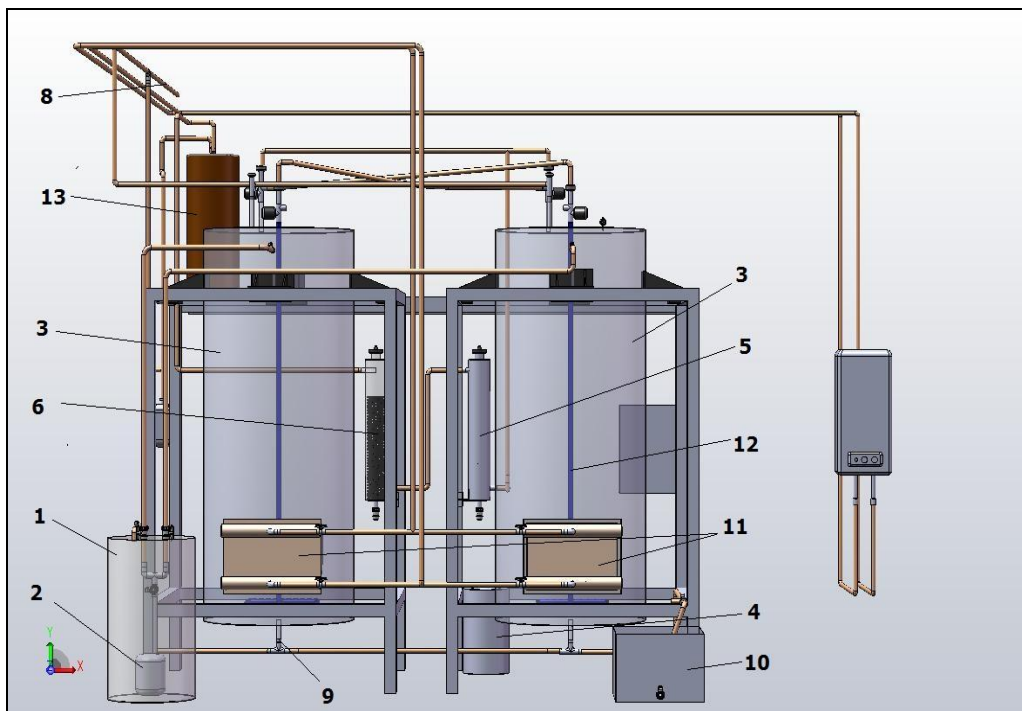


Figura 5.11 - Schema de principiu a instalației pilot pentru fermentarea biomasei



Figura 5.12 – Instalația de fermentare anaerobă – vedere de ansamblu

1. Sistemul de colectare a biogazului

Sistemul de colectare a biogazului este alcătuit din mai multe conducte (Figura 5.20) realizate din polipropilenă situate la partea superioară a rezervoarelor. Un sistem alcătuit din patru electroventile, montate câte două pe fiecare rezervor și comandate electric de la un panou de comandă, asigură evacuarea biogazului atunci când presiunea din conductele de colectare a ajuns la o anumită valoare prestabilită.

De asemenea, sistemul mai este prevăzut cu un rezervor pentru stocarea de cantități mici de biogaz destinat analizei, respectiv un contor de gaz pentru monitorizarea cantității evacuate de biogaz și a producției obținute.

2. Sistemul de epurare a biogazului

Sistemul de epurare a biogazului este alcătuit din 2 filtre, unul cu rol de a reține urmele de hidrogen sulfurat (H_2S), iar celălalt cu rol de a reține CO_2 . Schema de principiu a sistemului de reținere a dioxidului de carbon este prezentată în Figura 5.13.

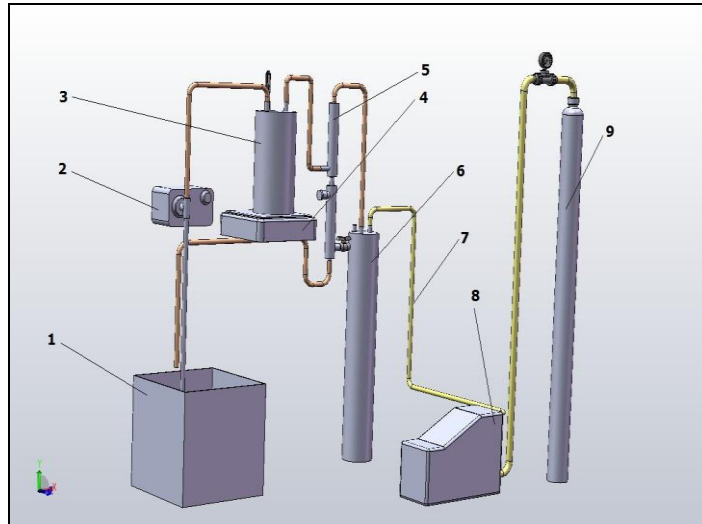


Figura 5.13 – Schema de principiu a instalației de reținere a CO_2
 1 – rezervor lichid, 2 – pompă dozatoare, 3 – rezervor încălzit,
 4 – sistem de încălzire, 5 – separator de lichid, 6 – rezervor tampon,
 7 – sistem de conducte, 8 – compresor, 9 – butelie.

3. Echipamente de măsură, control și dispozitive anexe

Principalele echipamente folosite pentru controlul procesului sunt senzorii de pH, temperatură și presiune, precum și elementele conexe de monitorizare ale acestora (pompe dozatoare, electroventile). Pentru măsurarea parametrilor caracteristici ai biogazului (CH_4 , CO_2 , H_2S) se folosesc analizoare de gaz.

Echipamentele de monitorizare a procesului de fermentare anaerobă din instalația pilot sunt dispuse în tabloul de comandă al instalației. Acest tablou are posibilități de automatizare a procesului din punct de vedere al evacuării biogazului la o presiune prestabilită cu ajutorul electroventilelor poziționate pe capacul instalației, respectiv de acționare a pompelor dozatoare pentru realizarea corecției de pH cu suspensie de CaCO_3 sau soluție de NH_3 . În figura 5.14 se prezintă schema de principiu a panoului de comandă a instalației.

Cu ajutorul acestuia s-a putut desfășura activitatea de monitorizare a procesului prin studierea parametrilor principali și anume presiune, temperatură și pH. Pentru a putea studia procesul de fermentare în detaliu, respectiv de a determina cantitățile evacuate din fiecare rezervor, comanda electroventilelor s-a făcut manual. De asemenea, nu s-a impus folosirea în mod continuu a pompelor dozatoare, motiv pentru care, pentru cercetări, acestea au fost comandate manual. Coloana din stânga a panoului monitorizează parametrii rezervorului R1 de fermentare, iar cea din dreapta, parametrii rezervorului R2.

Presiunea din interiorul rezervoarelor este monitorizată prin intermediul senzorilor de presiune montați câte unul pe capacul fiecărui rezervor, iar celălalt la nivelul lichidului. Presiunea este afișată în bar.

Temperatura este monitorizată prin intermediul unor termocupluri poziționate la jumătatea rezervoarelor iar afișarea temperaturii se face cu ajutorul unor controlere. Valoarea temperaturii este exprimată în $^{\circ}\text{C}$.

4. Echipamente de monitorizare a compoziției biogazului

Biogazul are după cum s-a menționat în capitolele anterioare are în compoziția sa un procent major de metan și bioxid de carbon. Din această cauză, pentru a determina calitatea biogazului obținut, este necesară măsurarea concentrației acestor două componente, precum și a urmelor de hidrogen sulfurat H_2S , un gaz considerat foarte toxic. Pentru măsurarea valorilor acestor componente ale biogazului, este necesară folosirea unor analizoare de gaz, iar în cele ce urmează se vor prezenta pe scurt echipamentele folosite.

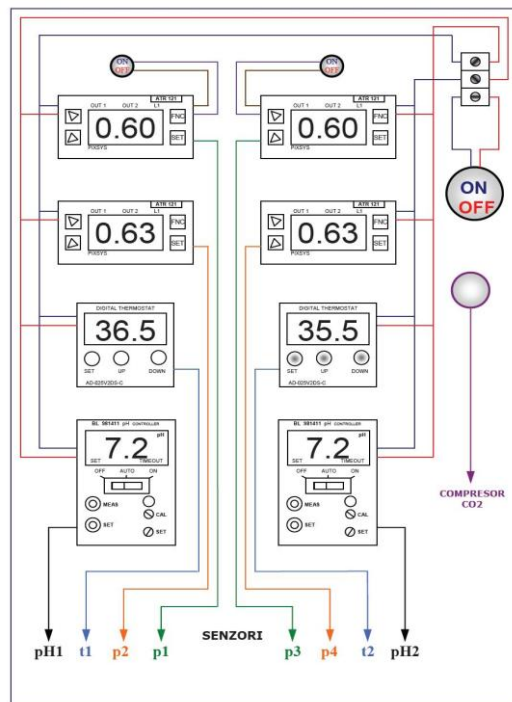


Figura 5.14 – Schema panoului de comandă a procesului de monitorizare

4.1. Gazo-analizorul TESTO 300 XXL

Gazo-analizorul TESTO 300 XXL este un echipament performant de determinare a emisiilor gazoase din gazele de ardere, determinarea acestora realizându-se în celule speciale, în urma unor reacții chimice tip Peltier. Gazele analizate sunt SO_2 , CO , O_2 , NO , NO_x , H_2 și H_2S .

Aparatul este format din trei subsansambluri principale: unitatea de control (Figura 5.15), unitatea de analiză (Figurile 5.16) precum și sonda de prelevare a gazelor (Figura 5.25). Opțional se pot atașa diferiți senzori (temperatură, umiditate, debit) precum și o sondă Pitot-Prandtl. Principiul de analiză se bazează pe modificarea intensității curentului galvanic generat de o pilă galvanică al cărei electrolit își modifică proprietățile în urma reacției sale cu componenta gazoasă ce trebuie detectată și a cărei concentrație trebuie măsurată.



Figura 5.15 - Unitatea de control

1 - imprimantă, 2 - creion electronic, 3 - bară pentru informații de sistem, 4 - afișare valori măsurate, 5 - bară pentru informații legate de funcționare, 6 - taste operare funcții, 7 - tastatură, 8 - conectare sondă presiune, 9 - conectare probă, 10 - conectare unitate de analiză, 11 - interfață tip serial.

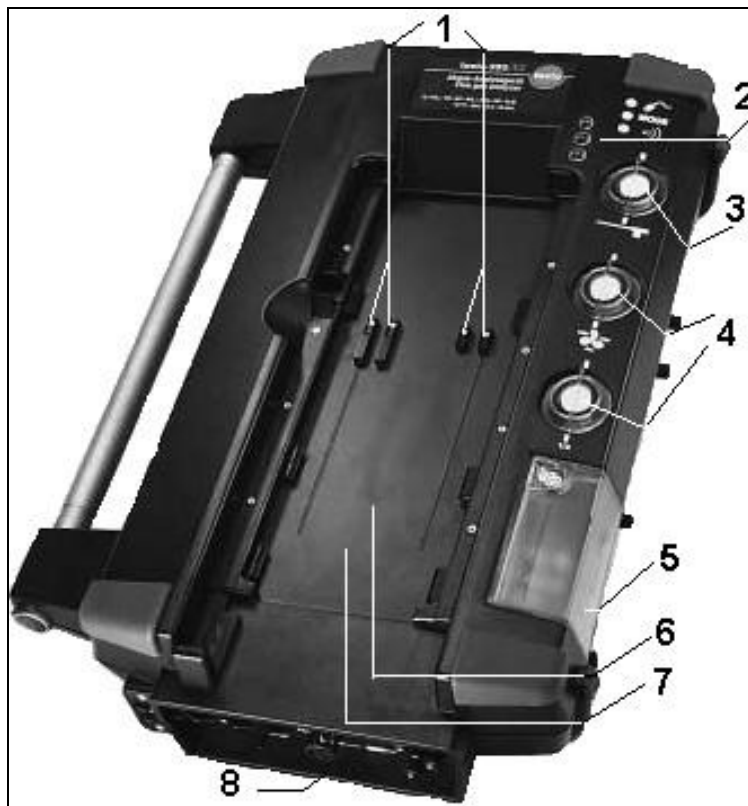


Figura 5.16 - Unitatea de analiză (vedere de sus)

- 1 - contacte electrice; 2 - leduri de control; 3 - filtru particule solide;
 4 - filtre reținere particule din aerul aspirat; 5 - colectare condens;
 6 - celule de analiză; 7 - sistem integrat de determinare a vitezei
 și presiunii gazelor; 8 - conexiuni.

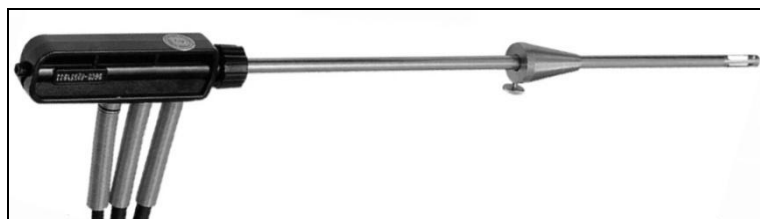


Figura 5.17 - Sonda de prelevare a gazelor

Gazul aspirat prin sondă este introdus în celulele de reacție când pompa de gaz este pornită manual sau automat. Înainte, însă, gazul de analizat este răcit brusc la $4 \div 8^{\circ}\text{C}$, având loc precipitarea condensatului. Gazul uscat trece apoi printr-un filtru special, în vederea reținerii particulelor solide.

Unitatea este echipată cu memorie proprie, în care se pot stoca până la 250.000 de date, precum și cu o imprimantă încorporată pentru tipărirea acestora. Datele măsurate pot fi transferate și către un PC printr-o interfață tip serială.

Prin conectarea la PC gazo-analizorul TESTO 300 XXL poate fi folosit la măsurători de lungă durată (săptămâni), fiind controlat de un program special. Acest echipament a fost folosit în cadrul măsurătorilor pentru determinarea urmelor de hidrogen sulfurat rezultate în urma procesului de fermentație anaerobă.

4.2. Gazo-analizorul DELTA 1600 S IV

Acest gazo-analizor folosește pentru măsurare, principiul NDIR (Non Dispersive Infrared Absorbtion), nefiind necesare pentru analiza CO_2 și CH_4 celule galvanice. Echipamentul permite imprimarea datelor putând fi dotat cu o interfață pentru imprimantă externă, precum și conectarea la PC pentru transferul datelor pe orice suport electronic informațional. În figura 5.18 este prezentată componența gazo-analizorului Delta 1600 IV.

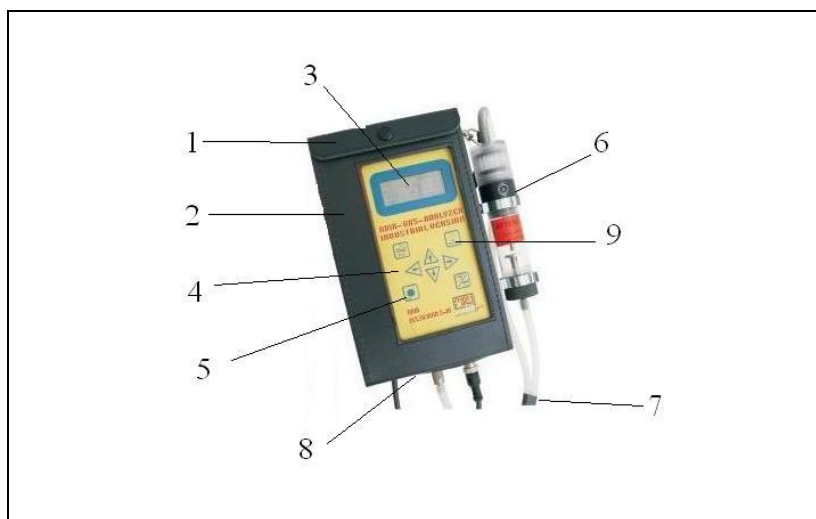


Figura 5.18 – Componența analizorului Delta 1600 S IV

- 1 – port conectare imprimantă externă, 2 – acumulator, 3 – afișaj,
- 4 – sistem de operare prin deplasare cu săgeți în meniul de control,
- 5 – comutator on – off, 6 – filtru captare picături apă,
- 7 – conexiune la sonda de prelevare gaz, 8 – conexiune la PC
- 9 – buton iluminare afișaj

Analizorul poate măsura metan și bioxid de carbon în procente de până la 100% părți volumice. Opțional, analizorul poate determina conținutul de CO până la un procent de 10%, O_2 în procent de până la 25% și NO până la 5000 ppm.

5. Sinteza operațiilor necesare punerii în funcțiune a instalației experimentale de producere a biogazului.

5.1. Pregătirea instalației pentru experimente

În scopul punerii în funcțiune a instalației experimentale de producere a biogazului este necesară asigurarea utilităților corespunzătoare desfășurării

experimentelor, precum și existența tuturor echipamentelor de măsură și control a parametrilor care trebuie monitorizați.

Utilitățile necesare de a fi asigurate sunt:

- gazul metan pentru cazanul de alimentare cu apă caldă pentru schimbătoarele de căldură;
- apa caldă pentru prepararea suspensiei;
- substraturile de amestec;
- soluțiile chimice pentru corectarea pH-ului;
- substanțe chimice de etalonare pentru calibrarea senzorilor de pH.

Sistemele de măsură și control pentru parametrii funcționali:

- contor gaz evacuat;
- contor gaz cazan încălzire;
- termocupluri, termometre, manometre;
- robinete, electroventile, senzori.

5.2. Pornirea-oprirea instalației experimentale de producere a biogazului

La pornirea instalației sunt important de parcurs următoarele etape:

- verificarea integrității structurale a instalației;
- verificarea etanșeității rezervoarelor și sistemului de evacuare;
- etalonarea senzorilor de pH;
- verificarea tuturor echipamentelor de măsură și control;
- citirea contoarelor de gaz pentru instalație și cazanul de încălzire;
- pregătirea amestecului în vasul de preparare;
- introducerea amestecului în interiorul rezervoarelor de fermentație anaerobă cu ajutorul pompei submersibile și sistemului de conducte de alimentare;
- citirea presiunilor inițiale în sistem după terminarea procesului de alimentare;
- executarea a 2 – 3 recirculări de suspensie pentru fiecare rezervor în parte în scopul asigurării unei bune omogenizări a materialului din interiorul acestora;
- realizarea corecției inițiale de pH pentru ca șarja să aibă de la început un pH cât mai apropiat de cel neutru.

Pe întreaga durată a procesului de fermentație se vor monitoriza parametrii caracteristici, respectiv buna funcționare a tuturor echipamentelor, se vor nota cantitățile de gaz evacuat, se va realiza analiza gazului corelat cu valorile înregistrate de echipamentele de măsură și control, respectiv determinarea pe cale experimentală a puterii calorifice superioare și inferioare pentru biogazul obținut.

În scopul realizării opririi instalației se vor parcurge următoarele etape:

- golirea întregii cantități de gaz rămase în sistem;
- citirea valorii finale la sfârșitul șarjei a contoarelor de gaz pentru instalație și cazanul de alimentare cu apă caldă;
- spălarea pompelor dozatoare;
- golirea nămolului fermentat din interiorul rezervoarelor de fermentație anaerobă;
- depozitarea deșeurilor solide pentru uscare;
- îndepărtarea senzorilor de pH din sistem și introducerea acestora în apă distilată în scopul conservării pe durata staționării proceselor din instalație;

- verificarea opririi alimentării cu energie electrică a tuturor echipamentelor din sistem.

5.2.3.2. Alegerea co-substraturilor și informații generale privind nămolurile utilizate

Pentru cercetările experimentale au fost alese 2 loturi de nămol, cu și fără co-substrat, având ca material suport nămol provenit din procesul de tratare a apelor uzate în stația de epurare din Timișoara. Pentru primul lot am ales nămolul în exces, activat biologic, provenit de la stația de epurare din Timișoara, în proporție de 100%. Pentru lotul 2 am ales un amestec format din 90% nămol de proces de la stația de epurare din Timișoara având ca și co-substrat 10% zer din lapte de vacă.

Materialul a fost ales cu scopul de a testa caracteristica chimică de fermentabilitate a nămolului provenit din procesul de epurare a apelor uzate colectate din rețeaua de canalizare a municipiului Timișoara și a comunelor suburbane adiacente orașului și anume Ghiroda, Giroc și Dumbrăvița. Rețeaua de canalizare a municipiului Timișoara este construită în sistem unitar, adică colectează împreună apele menajere provenite de la utilizatorii casnici și instituții publice, apele industriale provenite de la agenții economici și apele meteorice provenite de pe domeniul public și privat.

O particularitate a sistemului de canalizare a municipiului Timișoara o reprezintă faptul că rețeaua de conducte de colectare și transport este plasată în mare parte sub nivelul pânzei freatice, ceea ce determină un grad ridicat de infiltrații în special în perioadele reci și ploioase din octombrie până în aprilie. În aceste condiții diluția influentului este mare deci și încărcarea apelor uzate și implicit a nămolului procesat, în substanțe organice biodegradabile este redusă, acest fapt determinând și o valoare redusă pentru caracteristica de fermentabilitate.

Pentru a determina această caracteristică, am încercat diferite experimente pe instalația pilot, folosind ca strat de bază pentru fermentare, nămol de proces din stația de epurare Timișoara, iar ca și co-substrat zer de vacă, achiziționat prin eforturi financiare proprii. Determinările au fost făcute în conformitate cu standardele europene și românești în vigoare.

Rezultatele determinărilor efectuate sunt prezentate în Tabelele 5.7 și 5.8.

Tabelul 5.7 - Caracteristici fizico-chimice ale nămolurilor utilizate (I)

LOT	Substraturi de nămol utilizate	Umiditatea (exprimată în substanță uscată) TS [%]	Conținutul de cenușă (din TS) SM [%]	Puterea calorifică inferioară (pentru TS) [MJ/kg]
M1	Nămol de proces de la stația de epurare Timișoara	5.85	36.2	15.2
ZM1	Nămol de proces de la stația de epurare Timișoara având co-substrat zer din lapte de vacă - 10 %	6.1	35	15.8

Tabelul 5.8 - Caracteristici fizico-chimice ale nămolurilor utilizate (II)

LOT	Substraturi de nămol utilizate	Conținutul de carbon (din TS) C [%]	Conținutul de sulf (din TS) S [%]	Conținutul de volatile (din TS) SV [%]
M1	Nămol de proces de la stația de epurare Timișoara	32	5.1	63.8
ZM1	Nămol de proces de la stația de epurare Timișoara având co-substrat zer din lapte de vacă – 10 %	33.1	4.8	65

5.2.3.3. Teste și determinări privind parametri procesului de fermentare, efectuate cu instalația pilot

Procesul de fermentare a fost prevăzut a se desfășura în regim staționar, pentru o perioadă cuprinsă între 65 și 75 zile, cu scopul de a monitoriza parametri de proces (pH-ul, temperatura, presiunea), cantitatea de biogaz precum și compoziția acestuia în special în ceea ce privește CH_4 și CO_2 .

De asemenea au fost făcute teste separate cu alți senzori de gaz pentru a avea informații complementare referitoare la compoziția biogazului privind alte componente secundare, nedorite (CO , H_2S , NH_3).

Pentru a corecta valorile pH-ului în timpul procesului a fost folosită o soluție de NH_3 cu o concentrație de 20%.

Înăuntrul fiecărui reactor a fost introdus un volum de 2000 litri de nămol biologic în exces, provenit din stația de epurare a municipiului Timișoara. Procesul de fermentare anaerobic s-a desfășurat pe parcursul a 67 zile [70, 71].

Pentru a asigura condițiile unei fermentări corespunzătoare din punct de vedere a umidității șarjelor introduse, a fost nevoie de a forma un amestec între 2 nămoluri de umidități cunoscute, și anume un nămol în exces provenit din decantoarele secundare cu un nămol deshidratat provenit de la filtru presă cu bandă. Rețeta amestecului a fost destul de greu de obținut, și a necesitat efectuarea unor calcule matematice destul de complicate. Această soluție a amestecării a fost aleasă ținând cont că nu aveam la dispoziție pentru efectuarea experimentelor, nămol de proces îngroșat.

Algoritmul de calcul pentru determinarea volumelor loturilor de nămol amestecate, a fost prezentat în Subcapitolul 5.1.

Valorile monitorizate și măsurate pentru principalii parametri ai procesului de fermentare, sunt cuprinse în Tabelul 5.9.

Tabelul 5.9 – Parametri procesului de fermentare

ZIUA	Rezervor 1 - 100% nămol SE				Rezervor 2 - 90% nămol SE + 10% zer de vacă			
	pH	Temp. [°C]	Producția zilnică de biogaz [litri]	Producția cumulată de biogaz [litri]	pH	Temp. [°C]	Producția zilnică de biogaz [litri]	Producția cumulată de biogaz [litri]
1	6.6	29.1	0.000	0.000	6.4	31.9	0.000	0.000
2	6.6	32.6	0.000	0.000	6.3	30.2	0.000	0.000
3	6.6	30.3	0.000	0.000	6.3	32.1	0.000	0.000

5.2 - Experimente privind conversia energetică în biogaz a nămolului 135

4	6.6	28.7	0.000	0.000	6.3	29.9	0.000	0.000
5	6.6	35.3	0.000	0.000	6.3	29.0	0.000	0.000
6	6.6	36.8	0.000	0.000	6.4	27.8	0.000	0.000
7	6.6	34.4	0.000	0.000	6.4	29.9	11.000	11.000
8	6.6	33.3	0.000	5.000	6.4	34.4	11.000	22.000
9	6.6	31.5	5.000	7.000	6.4	32.1	3.000	25.000
10	6.7	34.4	2.000	140.000	6.4	35.2	3.000	28.000
11	6.7	32.2	133.000	216.000	6.4	33.5	78.000	106.000
12	6.7	30.6	76.000	268.000	6.4	31.5	42.000	148.000
13	6.7	36.1	52.000	268.000	6.5	34.4	38.000	186.000
14	6.7	33.0	0.000	539.000	6.5	36.0	50.000	236.000
15	6.7	35.5	271.000	639.000	6.5	32.5	50.000	286.000
16	6.7	36.3	100.000	752.000	6.5	34.3	70.000	356.000
17	6.7	34.6	113.000	954.000	6.5	35.9	70.000	426.000
18	6.7	31.6	202.000	1129.000	6.5	34.1	74.000	500.000
19	6.7	34.1	175.000	1279.000	6.5	31.2	123.000	623.000
20	6.7	36.6	150.000	1424.000	6.5	33.0	119.000	742.000
21	6.7	35.0	145.000	1555.000	6.6	35.0	118.000	860.000
22	6.8	33.0	131.000	1679.000	6.6	34.6	142.000	1002.000
23	6.7	35.9	124.000	1801.000	6.6	32.5	123.000	1125.000
24	6.7	34.3	122.000	1954.000	6.7	36.0	117.000	1242.000
25	6.7	36.1	153.000	2002.000	6.7	34.2	143.000	1385.000
26	6.7	35.2	48.000	2113.000	6.7	35.5	30.000	1415.000
27	6.7	33.7	111.000	2224.000	6.8	34.3	163.000	1578.000
28	6.7	32.6	111.000	2305.000	6.8	32.8	172.000	1750.000
29	6.7	31.4	81.000	2424.000	6.9	31.9	167.000	1917.000
30	6.7	35.0	119.000	2514.000	6.9	30.8	143.000	2060.000
31	6.7	36.1	90.000	2616.000	6.9	33.6	191.000	2251.000
32	6.7	34.0	102.000	2711.000	6.9	34.4	140.000	2391.000
33	6.7	31.1	95.000	2749.000	6.9	32.0	192.000	2583.000
34	6.7	32.8	38.000	2837.000	6.9	30.1	170.000	2753.000
35	6.7	33.3	88.000	2894.000	6.9	31.3	107.000	2860.000
36	6.7	34.2	57.000	2956.000	7.0	31.8	115.000	2975.000
37	6.7	35.9	62.000	3016.000	7.0	34.0	77.000	3052.000
38	6.7	37.0	60.000	3071.000	7.0	32.1	67.000	3119.000
39	6.7	34.5	55.000	3121.000	7.0	33.8	50.000	3169.000

40	6.7	35.5	50.000	3121.000	7.0	35.0	51.000	3220.000
41	6.7	33.2	0.000	3142.000	7.0	33.0	72.000	3292.000
42	6.7	31.7	21.000	3220.000	7.0	33.8	0.000	3292.000
43	6.7	35.8	78.000	3290.000	7.0	31.7	15.000	3307.000
44	6.7	36.9	70.000	3370.000	7.0	30.8	43.000	3350.000
45	6.8	34.3	80.000	3436.000	7.0	34.1	40.000	3390.000
46	6.7	37.1	66.000	3496.000	7.0	34.9	31.000	3421.000
47	6.7	36.8	60.000	3564.000	7.0	33.0	80.000	3501.000
48	6.7	34.4	68.000	3634.000	7.0	35.5	34.000	3535.000
49	6.7	36.1	70.000	3708.000	7.0	35.3	30.000	3565.000
50	6.7	34.0	74.000	3810.000	7.0	33.3	41.000	3606.000
51	6.7	37.1	102.000	3885.000	7.0	35.0	37.000	3643.000
52	6.6	37.0	75.000	3956.000	7.0	36.3	44.000	3687.000
53	6.7	37.1	71.000	4026.000	7.0	36.3	47.000	3734.000
54	6.6	37.1	70.000	4160.000	7.0	36.6	37.000	3771.000
55	6.6	36.5	134.000	4248.000	7.0	35.9	27.000	3798.000
56	6.6	34.8	88.000	4331.000	7.0	34.0	20.000	3818.000
57	6.6	33.0	83.000	4401.000	7.1	32.8	33.000	3851.000
58	6.6	32.1	70.000	4476.000	7.0	31.9	26.000	3877.000
59	6.7	31.0	75.000	4531.000	7.0	30.0	18.000	3895.000
60	6.7	32.0	55.000	4701.000	7.0	31.6	20.000	3915.000
61	6.7	36.8	170.000	4801.000	7.0	35.8	20.000	3935.000
62	6.6	35.1	100.000	4901.000	7.0	34.4	71.000	4006.000
63	6.6	33.8	100.000	5001.000	7.1	32.8	20.000	4026.000
64	6.7	31.8	100.000	5101.000	7.1	31.3	17.000	4043.000
65	6.7	33.0	100.000	5204.000	7.0	34.4	50.000	4093.000
66	6.7	31.7	103.000	5304.000	7.0	33.0	47.000	4140.000
67	6.7	31.7	100.000	5304.000	7.0	31.5	100.000	4240.000
CANTITATEA TOTALĂ DE BIOGAZ				5304.000				4240.000

Evoluția pH-ului, în timpul procesului de fermentare a celor 2 loturi de nămol este prezentată în Figura 5.19. Se poate observa ca evoluția pH-ului a fost aproape liniară pentru cele 2 loturi de nămol după stabilizarea procesului de fermentare, nemaifiind necesară corecția acestuia. Variația temperaturilor din interiorul fermentatoarelor, în timpul procesului de fermentare este prezentată în Figura 5.20.

Din Figura 5.20 se poate observa că regimul de temperatură este situat în zona de fermentare mezofilă și variația zilnică a temperaturii în cele două fermentatoare, pentru loturile de nămol testate, este mică ca valoare.

În timpul procesului de fermentare au fost monitorizate producțiile zilnice și cumulate de biogaz rezultat în urma fermentării, pentru cele 2 loturi de nămol. Valorile înregistrate sunt prezentate în Figura 5.21 și respectiv Figura 5.22.

Din analiza celor 2 grafice se poate observa că cea mai mare producție zilnică de biogaz s-a înregistrat pentru lotul de 100 % nămol de epurare. Producția zilnică cea mai mare s-a înregistrat în intervalul cuprins între ziua a X-a și a XV-a, în condițiile unei fermentări mezofile. O producție cumulată mai mare de biogaz s-a înregistrat la sfârșitul perioadei de experiment, pentru lotul de nămol fără co-substrat, format 100% din nămol de epurare. Producția cumulată a avut o creștere mai mare în primele 30 de zile ale perioadei de experiment, după care a urmat o creștere lentă și apoi o nouă creștere aproape liniară.

A fost monitorizată de asemenea compoziția biogazului în ceea ce privește metanul CH_4 și bioxidul de carbon CO_2 . Variația acestor componente în timpul procesului de fermentare este prezentată în Tabelul 5.10 și reprezentată grafic în Figurile 5.23 și 5.24.

Se poate observa că după stabilizarea procesului de fermentare concentrația metanului se menține la valori de aprox. 70% în timp ce concentrația CO_2 este în jur de 30 %, pentru ambele loturi de nămol.

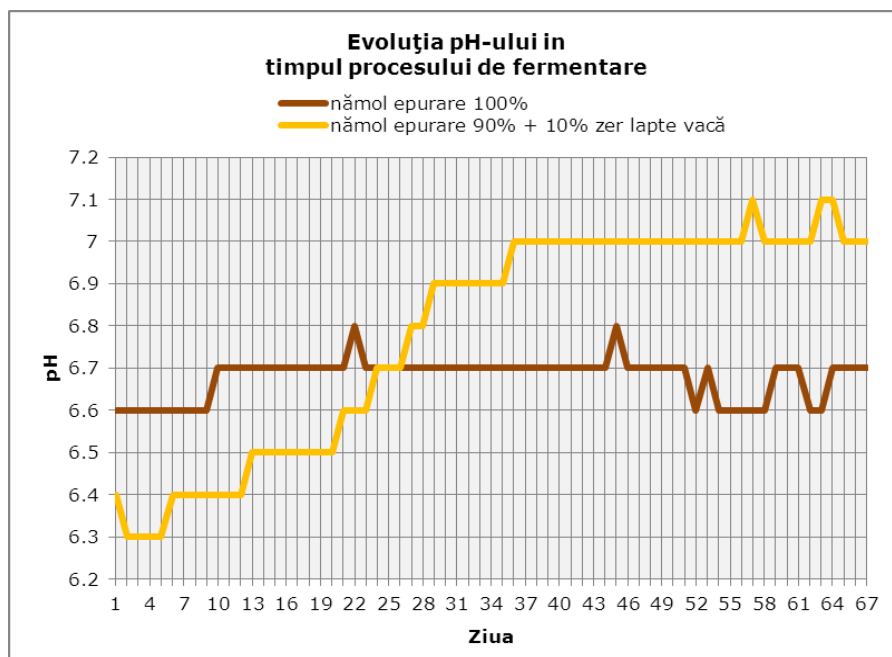


Figura 5.19 – Evoluția pH-ului în timpul procesului de fermentare

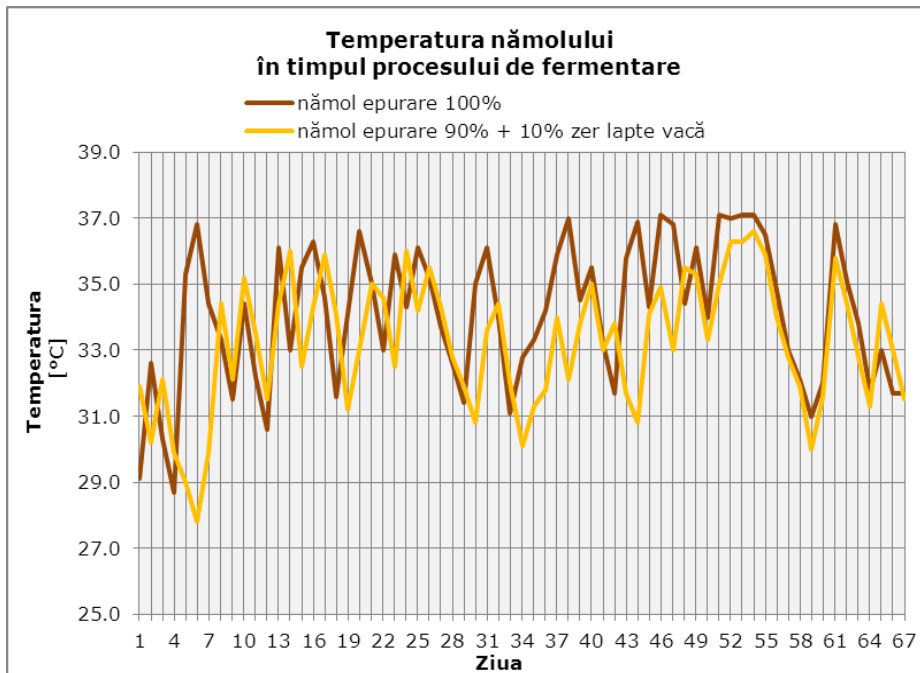


Figura 5.20 – Variația temperaturilor în interiorul tancurilor de fermentare, pentru cele 2 loturi de nămol

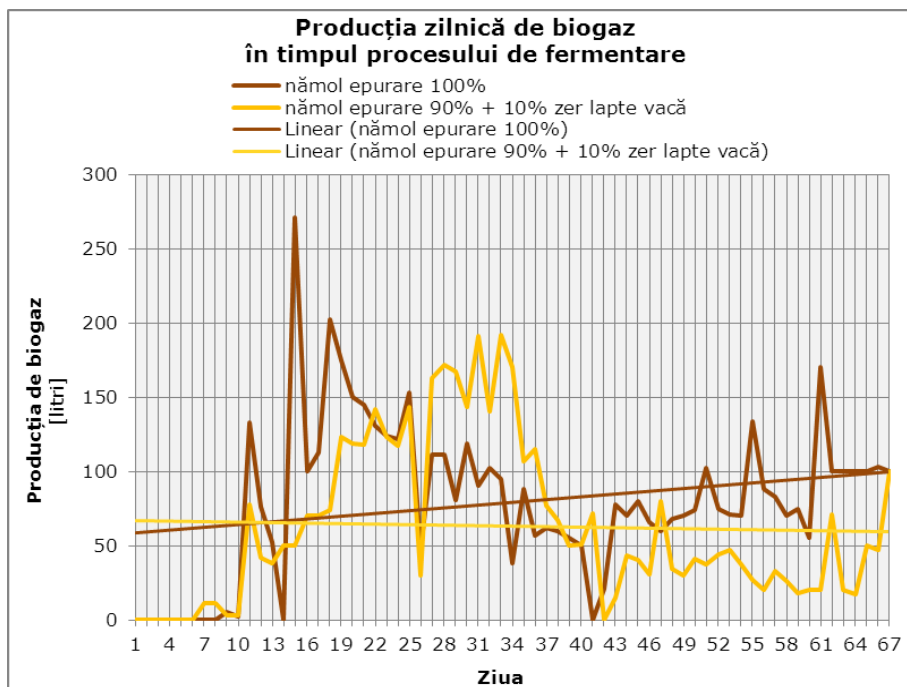


Figura 5.21 – Producția zilnică de biogaz în timpul procesului de fermentare, pentru cele 2 loturi de nămol

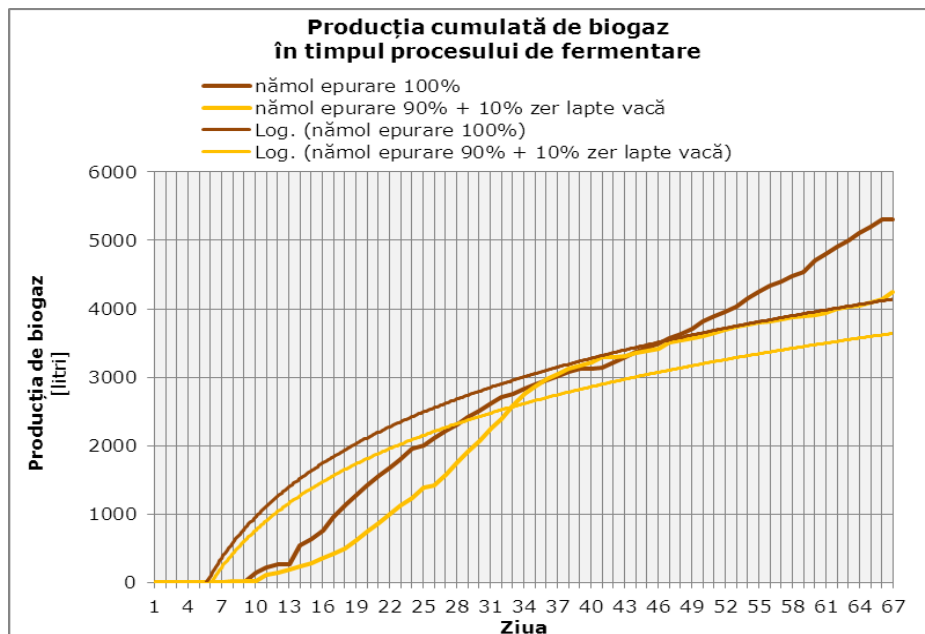


Figura 5.22 – Producția cumulată de biogaz în timpul procesului de fermentare, pentru cele 2 loturi de nămol

Tabelul 5.10 – Concentrația componentelor principale ale biogazului rezultat în urma fermentării celor 2 loturi de nămol

ZIUA	Rezervor 1 - 100% nămol SE -		Rezervor 2 - 90% nămol SE + 10% zer din lapte de vacă -	
	CH4 [%]	CO2 [%]	CH4 [%]	CO2 [%]
15	53.00	20.00	44.00	16.00
25	60.00	18.00	60.00	20.00
35	73.00	27.00	75.00	25.00
45	70.00	30.00	70.00	30.00
55	70.00	30.00	68.00	32.00
65	68.00	32.00	71.00	29.00

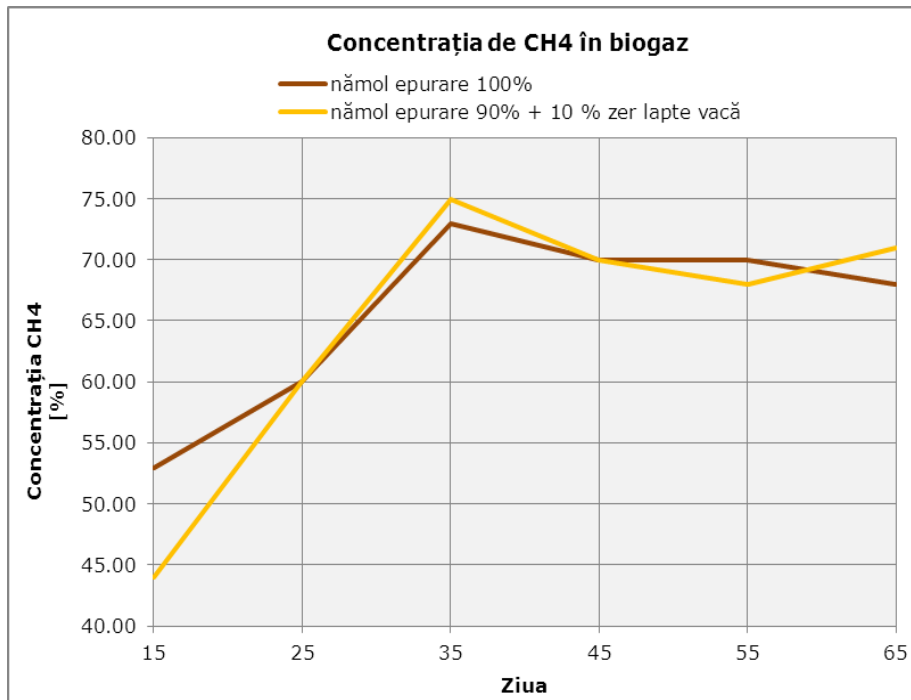


Figura 5.23 – Concentrația CH4 in compoziția biogazului pe durata procesului de fermentare

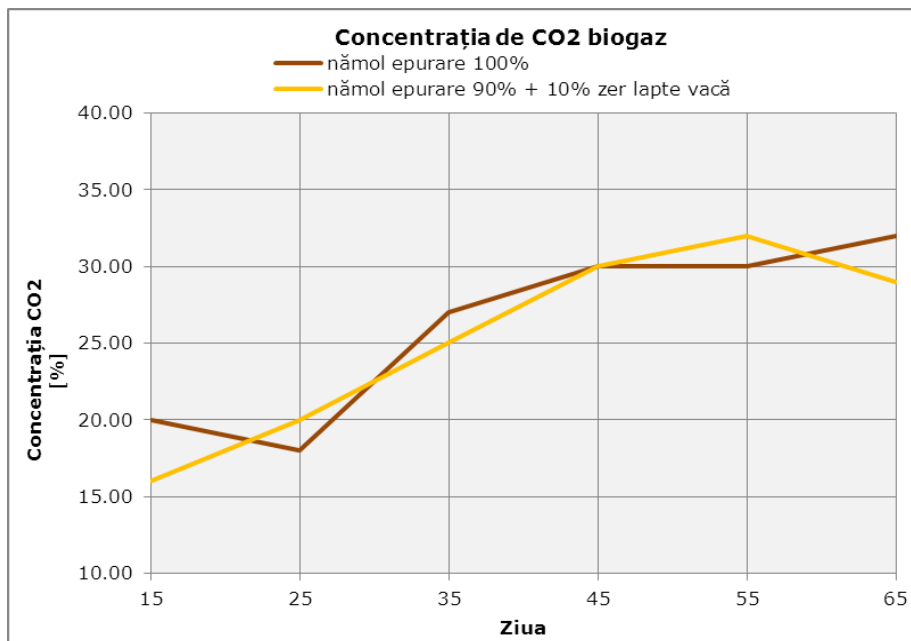


Figura 5.24 – Concentrația CO2 in compoziția biogazului pe durata procesului de fermentare

După efectuarea testelor preliminare și determinarea componentelor principali din compoziția biogazului, s-a putut trage concluzia că senzorii sistemului de achiziție date funcționează corect și astfel s-au continuat măsurătorile pentru determinarea componentele secundare ale biogazului produs prin fermentarea celor 2 loturi de nămol, cu și fără co-substrat.

În tabelul 5.11 sunt prezentate valorile medii obținute în urma determinărilor făcute pentru compoziții secundare ai biogazului și anume CO, NH₃ și H₂S. Componentele principale ale biogazului CO₂ și CH₄ au fost determinate anterior cu o bună precizie, utilizând analizorul de gaz DELTA 1600 S-IV.

Tabelul 5.11 – Valorile medii pentru componentele secundare ale biogazului – CO, H₂S și NH₃

Rezervor/lot	CO [ppm]	H ₂ S [ppm]	NH ₃ [ppm]
Rezervor 1/lot 1	490	130	360
Rezervor 2/lot 2	497	260	350

Analizând datele din tabel se poate observa ca valorile pentru componentele secundare, nedorite ale biogazului, sunt relativ scăzute și se mențin constante chiar și în cazul co-fermentării nămolului prin utilizarea unor co-substraturi. Excepție face doar H₂S, pentru care s-a constatat o creștere a concentrației în cazul co-fermentării nămolului de epurare cu zer.

Pentru a analiza eficiența fermentării pentru cele două loturi de nămol supuse experimentelor trebuie determinată producția specifică de biogaz. Pentru aceasta se parcurge același breviar de calcul ca și cel prezentat la Subcapitolul 5.2.1.1, utilizând datele necesare efectuării calculelor din Tabelele 5.7 – 5.9. Datele obținute sunt prezentate în Tabelul 5.12.

Tabelul 5.12 – Parametri de calcul a producției specifice de biogaz

Nr. Crt.	Nămolul introdus la fermentat	V _n [l]	γ _n [kg/l]	TS [kg]	m _{SVred} [kg]	V _{bg} [l]	q _{bg} [l _{bg} /kg _{mSVred}]
1.	M1	2000	1.014	118,64	37,85	5304	140
2.	ZM1	2000	1.011	123,34	40,09	4240	105

5.2.3.4. Analiza datelor obținute și interpretarea rezultatelor

Din analiza datelor obținute se observă că pentru lotul M1 format în proporție de 100% din nămol activat biologic, producția de biogaz contorizată la sfârșitul perioadei de fermentare, adică după 67 de zile, este de 5304 litri. Concentrația metanului în compoziția biogazului corespunzătoare, de 68%, comparabilă cu datele oferite de literatura de specialitate în domeniu și cele înregistrate efectiv în practica exploatarea unor astfel de instalații [67, 70, 71, 78].

Producția specifică de biogaz, de 140 litri/kg substanțe volatile reduse, este scăzută comparativ cu datele din literatura de specialitate și cu cele din normele și standardele de proiectare ale instalațiilor de fermentare, date pentru nămolul de epurare. În comparație cu experimentele efectuate pe instalația de laborator cu recipiente de 2 litri, producția specifică a crescut de la 125 la 140 l_{bg}/kg_{mSVred}.

Creșterea producției specifice poate fi argumentată prin scăderea umidității și creșterea cantității de substanță uscată.

Producția specifică de biogaz dată în standardele de proiectare și literatura de specialitate [77, 78] estimează o producție de 500 – 800 litri/kg. substanțe volatile reduse prin fermentare, în cazul unui amestec format din nămol primar și activat biologic, ori în experimentele care au fost efectuate, nămolul primar a lipsit. Spre deosebire de nămolul primar care se descompune și fermentează ușor, nămolul biologic se dezintegrează mai greu [8, 9, 13, 67, 70, 71]. Lipsa nămolului primar și a celui fermentat care să fie amestecate cu nămolul biologic la introducerea în procesul de fermentare, precum și faptul că instalația pilot nu este prevăzută cu un sistem de recirculare a nămolului în interiorul rezervorului de fermentare, sunt factori care influențează negativ eficiența fermentării [70, 71, 78, 106].

În ceea ce privește lotul de nămol MZ1, compus din 90% nămol de epurare, activat biologic și 10% zer dulce din lapte de vacă, producția de biogaz este necorespunzătoare. Lipsa sistemului de recirculare și omogenizare a amestecului de co-substraturi, a condus la o fermentație acidă, și procesul de fermentare s-a inhibat. La începutul procesului de fermentare, pH – ul a înregistrat valori scăzute (vezi Figura 5.19), și a fost nevoie de corecția lui prin injectarea în bazinul de fermentare a unei soluții de amoniac cu concentrație de 20%. În urma restabilirii valorii pH – ului, procesul de digestie a început să se redreseze și producția de biogaz a început să crească. Conform graficelor din Figura 5.21, în intervalul cuprins între ziua a XXV-a și ziua a XXXVII-a, producția zilnică de biogaz a fost mai mare în cazul fermentării lotului MZ1 comparativ cu lotul M1.

După ziua a XXXVII-a, producția de biogaz, pentru ambele loturi a marcat a o scădere pentru o perioadă de cca 5 zile, având apoi o creștere ușoară pentru ambele loturi.

5.3. Concluzii desprinse în urma experimentelor privind posibilitatea conversiei energetice în biogaz, a nămolului activat biologic, din stația de epurare municipală Timișoara

În urma experimentelor efectuate referitor la posibilitatea fermentării nămolului provenit din stația de epurare Timișoara, se pot trage următoarele concluzii:

1. Pentru procesul de co-fermentare, cea mai bună producție specifică de biogaz s-a realizat în cazul co-fermentării nămolului cu o cantitate mică (5%) de co-substrat, constând din zer de lapte de vacă, producția înregistrată fiind de 900 l_{bg}/kg_{MSVred}, în regim staționar, cu o perioadă de retenție de 43 zile și la un volum util de fermentare de 1,5 litri;
2. Repetarea procesului la o scară mai mare, pe o instalație pilot de 2000 litri capacitate utilă de fermentare, în condițiile creșterii perioadei de retenție în fermentator de la 43 la 67 de zile, și a reducerii umidității de la 99% la 93,9%, nu a dat rezultate satisfăcătoare, în condițiile când amestecul nu a fost omogenizat și recirculat în timpul derulării experimentelor;
3. Pentru procesul de fermentare fără adaos de substraturi organice, cele mai bune rezultate ale producției specifice de biogaz s-au înregistrat pentru procesul de fermentare continuu, la o umiditate a amestecului în jur de 95%. În aceste condiții producția specifică de biogaz s-a dublat față de fermentarea în regim staționar pe loturi. O explicație ar putea fi amestecarea continuă a nămolului proaspăt introdus în fermentator, cu

nămolul fermentat, în care sunt prezente grupuri de bacterii mature capabile să dezvolte activitatea de digestie pentru bacteriile tinere din nămolul proaspăt introdus la fermentat. S-a înregistrat o creștere a producției specifice de biogaz cu 12% și pentru fermentarea staționară pe loturi, în cazul măririi numărului de zile de retenție a nămolului în fermentator, de la 43 la 67 și a micșorării umidității de la 99% la 96%;

Rezultatele obținute în urma celor trei experimente, conduc la ideea că cercetările trebuie să continue, dar aducând procesului de fermentare unele îmbunătățiri, și/sau încercând și alte metode experimentale. În literatura de specialitate sunt indicate mai multe variante de îmbunătățire/creștere a eficienței de fermentare, dintre care se pot aminti:

- Trecerea de la fermentarea staționară pe loturi, la fermentarea în regim continuu cu scopul amestecării nămolului proaspăt cu cele fermentat [70, 71];
- Fermentarea în regim termofil cu scopul dezintegrării mai rapide a nămolului activat biologic [8, 13, 70, 71];
- Aplicarea procedurii de dezintegrare prin ultrasonore, a nămolului activat biologic, în scopul dezintegrării macromoleculare, în special în faza de hidroliză [8, 57];
- Amestecarea și recircularea periodică a nămolului în interiorul fermentatorului, cu scopul prevenirii crustei și a spumei în interiorul fermentatorului, în straturile superioare ale amestecului [70, 71, 78];
- În lipsa nămolului primar, pre-tratarea termică și/sau termo-chimică a nămolului activat biologic, înainte de introducerea în procesul de fermentare [8, 10, 13, 101];
- Co-fermentarea nămolului și cu alte co-substraturi bogate în substanțe organice biodegradabile provenite din agricultură și industria agroalimentară [34, 56, 63, 87, 91, 95];
- Experimentarea rețetelor de amestec pentru a asigura o compoziție diversificată a hranei bacteriilor în timpul procesului de digestie, în special carbohidrați simpli și compuși (celuloză), proteine și lipide. Astfel se creează pentru coloniile de bacterii un mediu favorabil de dezvoltare, în toate fazele de derulare a procesului de digestie, iar producția de biogaz va crește proporțional cu cantitatea de substanțe organice descompuse și reduse în urma procesului de fermentare [87, 91, 95].

Aceste procedee pot fi aplicate prin implementarea metodelor/tehnologiilor mai sus amintite, pe stații pilot construite în centre de cercetare, în parteneriate operatori – universități.

6 Concluzii și contribuții proprii

6.1. Concluzii în urma finalizării tezei de doctorat

6.1.1. Măsura în care au fost atinse obiectivele de cercetare științifică propuse

Pentru a putea aborda cercetarea științifică aplicată și experimentală privind posibilitatea valorificării energetice a nămolului din stațiile de epurare municipale, a fost necesar să-mi stabilesc niște obiective de cercetare științifică teoretică, pe care le-am prezentat în Subcapitolul 1.4.

Toate obiectivele privind cercetarea științifică teoretică pe care mi le-am propus în vederea efectuării cercetării aplicate și experimentale, au fost atinse și am abordat toate aspectele teoretice privind:

1. Necesitatea tratării apelor uzate urbane în stațiile de epurare municipale și cerințele legislative românești care transpun acquis -ul comunitar în domeniu;
2. Particularitățile procesului de colectare a apelor uzate, raportate la infrastructura de canalizare din România, care au influență directă asupra încărcării organice a nămolului de proces;
3. Etapele tratării apelor uzate colectate într-o stație de epurare municipală și schemele de tratare a nămolului, cele mai des utilizate;
4. Caracteristicile fizice, chimice, biologice și bacteriologice ale nămolurilor de epurare;
5. Necesitatea tratării nămolurilor de epurare, impusă de legislația în domeniu, conform cu acquis-ul comunitar cu legislația specifică românească;
6. Evaluarea energetică a proceselor de fermentare în vederea stabilizării nămolului, înainte de eliminarea din stația de epurare;
7. Evaluarea energetică a proceselor de tratare termică a nămolului în vederea reducerii costurilor cu eliminarea din stația de epurare și a potențialului poluator în cazul depozitării sau valorificării ulterioare;
8. Întocmirea bilanțului masic și energetic al proceselor de tratare de pe linia nămolului, în scopul evaluării gradului de utilizare și a eficienței de exploatare, pentru instalațiile tehnologice care asigură procesele de tratare.

La Subcapitolul 2.1.10, am făcut o prezentare succintă a unor metode alternative de tratare termică a nămolului, în vederea reducerii umidității și a potențialului de poluare bacteriologică a mediului înconjurător.

Activitatea de cercetare științifică teoretică pe care am desfășurat-o pe parcursul derulării studiilor doctorale, a fost una elaborată și bazată pe studiul aprofundat a mai multor cărți de specialitate, reviste și jurnale științifice, online și tipărite. Acest studiu teoretic m-a ajutat să pot aborda, parcurge și duce la îndeplinire și obiectivele specifice pe care mi le-am stabilit pentru cercetarea exploratorie, aplicată și experimentală pe tematica aleasă pentru teza de doctorat.

Pentru cercetarea științifică aplicată privind posibilitatea valorificării energetice a nămolului de epurare, am ales două stații de epurare, una din România – stația de epurare municipală din Timișoara și una din Germania – stația de epurare zonală din Straubing – Bavaria.

Alegerea făcută nu a fost întâmplătoare, pe lângă faptul că, cunosc foarte bine procesele de tratare a apei uzate și a nămolului din cele două stații, acestea prezintă și anumite particularități privind valorificarea energetică a nămolului.

În stația de epurare din Timișoara, la nivelul anului 2011, când am Școala doctorală, în urma tratării apelor uzate municipale, rezulta un singur tip de nămol de proces și anume nămolul în exces activat biologic, în bazinele cu nămol activ. Situația a rămas neschimbată și în prezent. Tratarea nămolului de proces se face în două etape preliminare, înainte de eliminare spre depozitare, după cum urmează (vezi Figura 3.1, din Capitolul 3):

1. Stabilizarea aerobă parțială, prin aerarea prelungită în bazinele cu nămol activ;
2. Deshidratare într-o instalație prevăzută cu filtre presă cu bandă, la un conținut mediu de substanță uscată – TS, de aprox. 18%.

După cum se observă nămolul de proces nu este valorificat energetic nici prin conversie în biogaz și nici prin tratare termică. Aceste aspecte au prezentat și prezintă interes în continuare, pentru o cercetare științifică aplicată și experimentală privind posibilitatea valorificării energetice a nămolului din stația de epurare Timișoara.

În stația de epurare regională din orașul Straubing situat în nordul regiunii Bavaria, tratarea nămolului de proces este foarte complexă, făcându-se în mai multe etape, conform schemei tehnologice descrise în Figura 3.3. Odată cu tratarea se face și valorificarea energetică a nămolului, prin conversie în biogaz în urma procesului de co-fermentare.

Energia electrică produsă prin arderea biogazului într-o instalație de cogenerare, acoperă în totalitate consumurile electrice ale tuturor proceselor și activităților care se desfășoară în stația de epurare, rezultând și un exces de energie electrică care se valorifică prin vânzare.

Energia termică obținută în instalația de cogenerare, nu acoperă toate consumurile de căldură necesare, pentru procesele și activitățile desfășurate în stația de epurare. Aceste aspecte au prezentat și prezintă interes în continuare, pentru o cercetare științifică aplicată privind posibilitatea tratării termice a întregii cantități de nămol procesată, prin utilizarea căldurii provenite din arderea nămolului uscat.

Toate obiectivele cercetării științifice aplicate și experimentale, pe care mi le-am propus, privind posibilitatea valorificării energetice a nămolului, au fost atinse, prin metodele de cercetare abordate, reușind să ajung la niște rezultate care pot genera soluții fezabile din punct de vedere tehnico-economic. O sinteză a metodelor de cercetare aplicate și experimentale, pe care le-am aplicat în scopul atingerii obiectivelor și posibilele variante de rezolvare a problemelor abordate, sunt prezentate în continuare.

Pentru nămolul provenit din stația de epurare municipală Timișoara, există următoarele posibilități de valorificare energetică:

1. Tratarea termică prin uscare și ardere într-o instalație de cogenerare de înaltă eficiență energetică. Energia termică produsă în urma arderii nămolului, acoperă integral consumurile de căldură și energie electrică necesare pentru procesul de uscare, pentru producția de energie electrică existând chiar un surplus care poate fi folosit în alte procese de

tratare de pe linia nămolului. La această concluzie am ajuns abordând două metode de cercetare aplicată, după cum urmează:

- a. Evaluarea energetică a proceselor de fermentare anaerobă, cu ajutorul ecuațiilor reacțiilor chimice care au loc în timpul proceselor de fermentare anaerobă și aerobă a nămolului, pornind de la analiza chimică elementară a acestuia;
 - b. Evaluarea energetică a procesului de ardere a nămolului cu ajutorul programului de bilanț energetic EnBiPro, pornind de la analiza chimică elementară a nămolului deshidratat și de la bilanțul masic al proceselor de tratare termică.
2. Conversia energetică a nămolului în exces activat biologic, în biogaz, energia termică și electrică produse prin arderea biogazului urmând să acopere consumurile energetice ale procesului de fermentare. La această concluzie am ajuns abordând metoda de cercetare experimentală. Pe instalații de laborator de mici dimensiuni și pe o instalație pilot am făcut mai multe experimente privind fermentarea anaerobă și co-fermentarea nămolului de proces. Pentru procesele de fermentare experimentate, producția de biogaz obținută și compoziția biogazului privind concentrația de metan, sunt acceptabile comparativ cu datele oferite de literatura de specialitate în domeniu. Prin îmbunătățirea procesului de fermentare există premise reale de valorificare energetică a nămolului, prin conversie energetică în biogaz.

Pentru nămolul provenit din stația de epurare zonală a orașului Straubing există posibilitatea de valorificare energetică prin tratare termică. La această concluzie am ajuns abordând o metodă de cercetarea aplicată care are la bază evaluarea energetică a procesului de ardere cu ajutorul programului de bilanț energetic EnBiPro, pornind de la analiza chimică elementară a nămolului deshidratat și de la bilanțul masic al proceselor de tratare termică.

Din cercetarea aplicată bazată pe întocmirea bilanțului masic și energetic al proceselor de tratare de pe linia nămolului, am ajuns la concluzia că întreaga cantitate de nămol procesată, poate fi tratată termic prin uscare și ardere, consumurile energetice termice și electrice fiind total acoperite din energia produsă în instalațiile de cogenerare care utilizează drept combustibili biogazul și nămolul. Prin utilizarea celor două surse de energie regenerabile stația de epurare din Straubing poate deveni complet independentă din punct de vedere energetic, ba mai mult poate înregistra și un profit financiar prin vânzarea de energie termică și electrică. În același timp amprenta de carbon a stației de epurare scade considerabil, constituind în acest sens un excelent exemplu de bună practică în valorificarea resurselor de energie regenerabile.

Prin tratarea termică a nămolului și co-substraturilor se poate realiza un grad de reducere a masei de nămol deshidratat de peste 7 ori, ceea ce înseamnă reducerea proporțională a cheltuielilor cu eliminarea nămolului din stația de epurare. În același timp scade proporțional și impactul poluator asupra mediului înconjurător, nămolul de epurare fiind clasificat ca și deșeu care prezintă un potențial pericol bacteriologic pentru mediul în care se depozitează, putând provoca infectarea acestuia cu viruși și agenți patogeni dacă nu este tratat corespunzător.

6.1.2. Analiza tehnico-economică privind îmbunătățirea tehnologiilor existente și implementarea unor soluții eficiente, la problematica abordată în teză

Analiza tehnico-economică privind implementarea variantelor posibile de valorificare energetică a nămolului, abordate în cercetarea aplicată și experimentală, descrise mai sus, trebuie să plece de la premisa că nămolul este oficial clasificat, drept un deșeu, ba chiar unul periculos dacă nu este tratat corespunzător, putând crea pentru mediul înconjurător în care se depozitează un impact negativ.

Pentru a diminua acest impact operatorii stațiilor de epurare au ca unul din obiectivele majore, reducerea maselor de nămol pe fluxul de tratare, prin deshidratare și tratare termică avansată. În urma acestor procese de tratare se pot elimina în totalitate conținutul de apă și substanțe volatile, rămânând în final doar o cantitate redusă de reziduuri minerale în care sunt încorporate și nutrienții și metalele grele, acestea ajungând în nămol în urma procesului de tratare a apei uzate.

Atunci când singura alternativă de gestionare a nămolului de epurare, este eliminarea la deponeele ecologice, legislația românească în vigoare prevede prin Ordinul Ministrului Mediului și Gospodăririi Apelor, nr. 757/2004, care aprobă Normativul tehnic pentru depozitarea deșeurilor, că nămolul nu poate fi acceptat la depozitare dacă nu are o umiditate mai mică de 65% (35% TS). Cum această umiditate nu poate fi realizată în urma procesului de deshidratare, la nivelul actual tehnologic, singura alternativă este tratarea termică. În acest caz nu se mai pune problema unei analize tehnico-economice, tratarea devenind obligatorie prin lege. Singura problemă care se pune este eficiența tehnico-economică a procesului de tratare termică.

În celelalte cazuri când operatorii au la dispoziție alternativa eliminării pe terenurile agricole sau eliminarea în vederea utilizării ulterioare în alte procese sau activități cum ar fi co-procesarea în fabricile de ciment sau co-combustia în incineratoarele de deșeuri municipale sau în centralele termice pe cărbune, este necesar de a face o analiză tehnico-economică, pentru a putea alege soluția cea mai bună, după cum urmează:

- Dacă varianta aleasă este eliminarea nămolului deshidratat, se vor lua în calcul calitatea nămolului din punct de vedere energetic, distanțele de transport și taxele percepute de procesator;
- Dacă varianta aleasă este valorificarea energetică a nămolului „in house”, este necesară întocmirea bilanțului masic și energetic al proceselor de tratare de pe linia nămolului, precum și efectuarea unor analize privind oportunitățile de investiție și eficiența economică a investiției.

6.1.3. Problemele rămase nerezolvate și direcțiile în care ar trebui continuată cercetarea

În urma cercetării științifice aplicate și experimentale privind posibilitatea valorificării energetice a nămolului din stația de epurare municipală Timișoara, am abordat două metode de evaluare energetică, una referitoare la procesul de fermentare anaerobă a nămolului activat biologic, cu obținerea de biogaz, iar cealaltă referitoare la procesul de tratare termică a nămolului deshidratat prin uscare și ardere, cu recuperarea căldurii conținută în gazele de ardere și utilizarea ei

pentru uscarea nămolului și producere de energie electrică, necesară acoperirii consumurilor energetice ale proceselor de tratare a nămolului.

Dacă în cazul nămolului din stația de epurare municipală Timișoara s-ar putea aplica o variantă de valorificare energetică, în viitorul apropiat va trebui rezolvată și problema gestionării ecologice a nămolului care va rezulta din procesul de tratare a apelor uzate, în stațiile de epurare care vor fi puse în funcțiune până în 2016, în 8 orașe din județul Timiș. Deoarece apele uzate colectate în viitoarele stații de epurare vor fi cu preponderență ape uzate menajere, încărcarea organică a influentului va fi mai mare, și în consecință încărcarea organică a nămolului de proces va fi mai mare, ceea ce va determina și o calitate mai bună a nămolului din punct de vedere energetic.

Rămâne un subiect interesant de cercetare, valorificarea energetică a nămolului de epurare, într-un centru de tratare regional, în care să se colecteze toate nămolurile de proces și co-substraturile provenite din industria agroalimentară din zonă. Prin creșterea calității energetice a nămolului se va îmbunătăți în mod cert și caracteristica de fermentabilitate a nămolului, valorificarea energetică prin conversia în biogaz și arderea acestuia într-o instalație de co-generare, putând fi o soluție fezabilă de valorificare energetică a nămolului.

Cercetarea experimentală privind conversia nămolului în biogaz, va trebui continuată prin lărgirea gamei de co-substraturi introduse în procesul de co-fermentare, și pre-tratarea termică, chimică și termo-chimică a nămolului biologic în exces înainte de fermentare. Instalațiile experimentale pe care se va face cercetarea vor trebui updatate pentru a putea asigura recircularea internă și omogenizarea amestecurilor supuse fermentării. În centre de cercetare mixte operatori stații epurare – universități științifice, se pot construi stații pilot pentru cercetare experimentală privind arderea sau tratarea termică avansată a nămolului de epurare.

În cazul stației de epurare zonale din Straubing – Germania, dacă se va opta pentru valorificarea energetică a nămolului deshidratat, prin tratare termică, constând din uscare avansată și ardere, conform bilanțului masic și energetic întocmit, va rezulta un exces de căldură, pentru care vor trebui găsite soluții de valorificare eficiente energetic și avansate tehnologic.

Rămâne ca teme interesante de cercetare următoarele subiecte:

- Creșterea eficienței co-fermentării nămolului prin trecerea de la regimul termic mezofil la cel termofil;
- Creșterea puterii calorifice a biogazului prin creșterea concentrației de metan – obținerea biometanului.

6.2. Contribuții proprii referitoare la tema de cercetare prezentată

Pornind de la cercetarea științifică teoretică pe care am efectuat-o pe parcursul desfășurării studiilor doctorale, am abordat mai multe metode de cercetare aplicată și experimentală pentru a putea face o evaluare a posibilităților de valorificare a energetică a nămolului din stațiile de epurare municipale.

Tema de cercetare abordată este una de mare interes la nivel internațional, european și în ultimii ani și la nivel național. În acest context am încercat și sper că am reușit să vin cu unele abordări și metode proprii pe care le-am aplicat punctual în mai multe studii de caz, pentru două stații de epurare, una din România și una din UE. Motivația alegerii celor două stații am expus-o în Subcapitolul 6.1.1.

Contribuțiile proprii referitoare la tema de cercetare prezentată, sunt următoarele:

I. Pentru cercetarea științifică teoretică:

1. Întocmirea unei scurte sinteze privind valorificarea energetică a nămolului de epurare în UE și România, în prezent și pe termen scurt până în 2020 - Subcapitolul 1.3;
2. Întocmirea unor scheme tehnologice de principiu pentru tratarea apei uzate și a nămolului, într-o stație de epurare municipală, fără valorificare energetică a nămolului - Subcapitolul 2.1.5;
3. Întocmirea unei scheme tehnologice de principiu pentru procesele de tratare a nămolului, cu valorificarea energetică a acestuia în interiorul stației de epurare - Subcapitolul 2.1.7;
4. Evaluarea energetică a proceselor de fermentare, cu ajutorul ecuațiilor de reacție, pornind de la analiza chimică elementară a nămolului. Întocmirea unui breviar de calcul - Subcapitolul 2.1.8;
5. Tratarea termică a nămolului în cicluri termodinamice cu înaltă eficiență energetică - Subcapitolul 2.1.9;
6. Întocmirea bilanțului masic și energetic al proceselor de tratare de pe linia nămolului, într-o stație de epurare în care nămolul este valorificat energetic. Schemele fluxurilor masice și energetice - Subcapitolul 2.1.11;

II. Pentru cercetarea științifică aplicată:

1. Întocmirea unor scheme tehnologice pentru tratarea apei uzate în stațiile de epurare municipale și zonale. Studiu de caz stațiile de epurare din Timișoara și Straubing - Subcapitolul 3.1.1 - 3.1.2;
2. Întocmirea unei scheme tehnologice pentru fluxurile de tratare a nămolurilor și co-substraturilor. Studiu de caz stația de epurare zonală Straubing - Subcapitolul 3.1.2;
3. Evaluarea energetică a procesului de fermentare, în vederea stabilirii soluției de stabilizare a nămolului, înainte de tratarea preliminară. Studiu de caz stația de epurare municipală Timișoara - Subcapitolul 3.2;
4. Evaluarea energetică a procesului de tratare termică a nămolului, prin uscare și ardere, cu ajutorul programului de bilanț energetic EnBiPro. Studiu de caz stația de epurare municipală Timișoara - Subcapitolul 3.3;
5. Observații privind creșterea producției de biogaz prin co-fermentarea nămolului de proces împreună cu co-substraturi organice colectate din industria agroalimentară și chimică, din zona de operare. Studiu de caz stația de epurare zonală Straubing - Subcapitolul 3.4;
6. Observații privind creșterea eficienței energetice a stațiilor de epurare prin utilizarea biogazului și a nămolului ca și surse regenerabile de energie. Studiu de caz stația de epurare zonală Straubing - Subcapitolul 3.5;
7. Determinarea formulelor matematice pentru unii parametri utilizați în calculul de bilanț masic al proceselor de tratare de pe linia nămolului. Subcapitolul 4.1.1;
8. Elaborarea unui breviar de calcul pentru bilanțul masic al proceselor de tratare de pe linia nămolului - Subcapitolul 4.1.2;
9. Elaborarea unui breviar de calcul pentru bilanțul energetic al proceselor de tratare de pe linia nămolului - Subcapitolul 4.1.2.

10. Întocmirea bilanțului masic al proceselor de tratare de pe linia nămolului, cu ajutorul programului de calcul Mathcad – Studiu de caz stația de epurare zonală Straubing – Anexele 1A – 1E;
 11. Întocmirea bilanțului energetic al proceselor de tratare de pe linia nămolului, cu ajutorul programului de calcul Mathcad – Studiu de caz stația de epurare zonală Straubing – Anexele 1A – 1E;
 12. Evaluarea gradului de utilizare a instalațiilor de proces de pe linia nămolului cu ajutorul bilanțului masic – Studiu de caz stația de epurare zonală Straubing – Anexa 2B.M. 1 – 4;
 13. Evaluarea eficienței energetice a stației de epurare cu ajutorul bilanțului energetic – Studiu de caz stația de epurare zonală Straubing – Anexa 2B.E. 1 – 6;
- III. Pentru cercetarea științifică experimentală:
1. Determinarea rețetei de amestec pentru fermentarea anaerobă a unor amestecuri de nămol și co-substraturi – Subcapitolul 5.1;
 2. Evaluarea pe cale experimentală a caracteristicii de fermentare a nămolului în regim staționar, pe loturi, utilizând o instalație de laborator de mici dimensiuni. Studiu de caz pentru nămolul din stația de epurare Timișoara - Subcapitolele 5.2.1;
 3. Evaluarea pe cale experimentală a caracteristicii de fermentare a nămolului în regim de alimentare continuu, utilizând o instalație de laborator de mici dimensiuni. Studiu de caz pentru nămolul din stația de epurare Timișoara - Subcapitolul 5.2.2;
 4. Evaluarea pe cale experimentală a caracteristicii de fermentare a nămolului în regim staționar, pe loturi, utilizând o instalație pilot. Studiu de caz pentru nămolul din stația de epurare Timișoara - Subcapitolul 5.2.3;

BIBLIOGRAFIE

1. A. Mountouris, E. Voutsas, D. Tassios, Plasma gasification of sewage sludge: process development and energy optimization, *Energy Conversion and Management*, 49, 2264-2271, 2008;
2. A. Ostojski, M. Gajewska, *The legal regulations of sewage sludge management*, *Ecohydrology & Hydrology – Wastewater treatment in wetlands: Theoretical and practical aspects*, Vol. 7, No 3-4, 261-266, 2007;
3. A. E. Cioabla, I. Ionel and I. Neamt, *Experimental approach concerning the use of residual waters in anaerobic fermentation process for biogas production*, 22nd European Biomass Conference and Exhibition, Hamburg, Germany, Session 2CV.1.16, pp. 803-806, 23–26 June, 2014;
4. A. Jonoski, A. Almoradie, K. Khan, I. Popescu, S.J. Andel, *Google android mobile phone applications for water quality information management*, *Journal of Hydroinformatics*, DOI 10.2166/hydro.2012.147, 2012a;
5. A. Jonoski, L. Alfonso, A. Almoradie, I. Popescu, van S.J. Andel, Z. Vojinovic, *Mobile phone applications in the water domain*, *Environmental Engineering and Management Journal*, 11, 919-930, 2012b;
6. A. Kelessidis, A. S. Stasinakis, *Comparative study of the methods used for treatment and final disposal of sewage sludge in European countries*, *Waste Management* 32, 1186-1195, 2012;
7. A. Machnicka, B. Mrowiec, *Biological release of phosphates from sewage sludge after chemical precipitates – Integration and optimization of urban sanitation systems*, *Proceeding of Polish - Swedish Seminar*, Gdansk, 29-36, 2003;
8. A. Machnicka, J. Suschka, K. Grübel, *The intensification of sewage sludge anaerobic digestion by partial disintegration of surplus activated sludge and foam - Integration and optimization of sanitation systems in urban areas*, *Proceeding of Polish - Swedish Seminar*, Cracow, 87-93, March 17-18, 2005;
9. A. Valo, H. Carrère, J. P. Delgenès, Thermal, chemical and thermo-chemical pre-treatment of waste activated sludge for anaerobic digestion, *Journal of Chemical Technology and Biotechnology*, 79(11), 1197-1203, 2004;
10. A. J. Ward, P. J. Hobbs, P.J. Holliman, D. L. Jones, *Optimization of the anaerobic digestion of agricultural resources*. *Bioresource Technology*, 99, pag. 7928–7940, 2008;
11. Asociația Română a Apei, *ROM AQUA – I.S.S.N. 1453 – 6986*, Publicație de informare științifică, nr.4/2011;
12. B. Wiechmann, C. Dienemann, C. Kabbe, S. Brandt, I. Vogel, A. Roskosch, *KLÄRSCHLAMMENTSORGUNG IN DER BUNDESREPUBLIK DEUTSCHLAND*, <http://opus.kobv.de/zlb/volltexte/2012/13541/pdf/4280.pdf>, für Umweltbundesamt (UBA), 2012;

13. C. Bougrier, J. P. Delgenès and H. Carrère, *Combination of thermal treatments and anaerobic digestion to reduce sewage sludge quantity and improve biogas yield*, Process Safety and Environmental Protection, 84(B4), 280–284, 2006;
14. D. Ciprian, C. Cosma, E. Pena-Leonte, A. Ballo, *Physicochemical and Biological Characterization of the Sludge from the Romanian Municipal Wastewater Treatment Plants for Assessment of Its Conformity Level with the Legal Norms for Agricultural Use*, Journal of Environmental Protection and Ecology (JEPE), 8 (1), 151, 2007;
15. *Directiva Consiliului nr. 86/278/CEE privind protecția mediului și mai ales a solului la utilizarea nămolului din stațiile de epurare în agricultură*, Jurnalul Oficial al Comunităților Europene nr. L181/6, 12.06.1986;
16. *Directiva Consiliului nr. 91/271/CEE privind epurarea apelor uzate urbane*, Jurnalul Oficial al Comunităților Europene (JOCE) nr. L 135/1991;
17. *Directiva Comisiei nr. 98/15/CE privind câteva solicitări stabilite în anexa I la Directiva Consiliului nr. 91/271/CEE*, Jurnalul Oficial al Comunităților Europene (JOCE) nr. L 67/1998;
18. *Directiva Parlamentului European și a Consiliului nr. 2000/76/CE privind incinerarea deșeurilor*, Jurnalul Oficial al Comunităților Europene nr. L332/91, 28.12.2000;
19. *Directiva Parlamentului European și a Consiliului nr. 2006/12/CE privind deșeurile*, Jurnalul Oficial al Comunităților Europene L 114/16, 27.04.2006;
20. Direcția generală AM POS Mediu, Studiu făcut de consorțiul Mott Mac Donald în asociere cu ISPE, UTCB, BIOTEHNOL, *Elaborarea politicii naționale de gestionare a nămolurilor de epurare*, Strategia națională de gestionare a nămolurilor, Partea a III-a (Final 2). București, februarie - martie 2012;
21. D. Fytili, A. Zabaniotou, *Utilization of sewage sludge in EU application of old and new methods-A review*, Renewable and Sustainable Energy Reviews 12, 116–140, 2008;
22. D. Stevanovic, *Innovative Biomass Power Plant Based on Pebble-heater Technology and Hot Air Turbine*, PowerGen 2001, Brussels, Belgium, 2001;
23. D. Stevanovic, H.-G. Fafibinder: *Regenerative Thermal Oxidizers Based on Pebble-heater Technology*, In: Proc. of the 5th European Conference on Industrial Furnaces and Boilers, Vol. 2, 11-14 April 2000, Porto, Portugal, INFUB 2000;
24. E. Cartmell et al., *Biosolids, A Fuel or a Waste? An Integrated Appraisal of Five Co-combustion Scenarios with Policy*, Analysis, Environmental Science and Technology 40, 649-658, 2006;
25. EC Directive, *Directive 2000/76/EC of the European Parliament and of the Council of 4 December 2000 on the incineration of waste*, Official Journal, L 332, 28/12/2000 P. 0091 – 0111, 1976;
26. EN 14774 – Solid biofuels – Determination of moisture content – Oven dry method (parts 2 and 3);
27. EN 14775 - Solid biofuels - Determination of ash content;
28. EN 14918 - Solid biofuels – Determination of calorific value;

29. EN 15148 – Solid biofuels – Determination of the content of volatile matter;
30. European Commission, *Integrated Pollution Prevention and Control – Reference Document on the Best Available Techniques for Waste Incineration*, August 2006;
31. European Commission, DG Environment under Study Contract, Final Report, *Environmental, economic and social impacts of the use of sewage sludge on land, prepared by Milieu Ltd, WRc and RPA, DG ENV.G.4/ETU/2008/0076r*, 2008;
32. Federal Environment Ministry's Advisory Assistance Programme for Environmental Protection in Central and Eastern Europe, the Caucasus and Central Asia - on behalf of the Federal Environment Agency (Germany) - *Technical Guide on the Treatment and Recycling Techniques for Sludge from municipal Wastewater Treatment with references to Best Available Techniques (BAT)* - study performed by INTECUS GmbH - Abfallwirtschaft und umweltintegratives Management, C&E Consulting and Engineering GmbH, November 2013;
33. Griffiths P., *Sludge production in BNR modeling the COD:VSS ratio and why it varies*, BNR3 Conference, Brisbane, 1997;
34. G. D. Zupančič, V. Grilc, *Anaerobic Treatment and Biogas Production from Organic Waste*, Institute for Environmental Protection and Sensors Slovenia, Environmental Engineering "Management of Organic Waste", book edited by Sunil Kumar and Ajay Bharti, ISBN 978-953-307-925-7, Published: February 1, 2012;
35. *Hotărârea de Guvern nr. 128/14.02.2002 privind incinerarea deșeurilor, cu completările și modificările ulterioare*, Monitorul Oficial numărul 160 din 6 martie 2002;
36. *Hotărârea de Guvern nr. 188/28.02.2002 pentru aprobarea unor norme privind condițiile de descărcare în mediul acvatic a apelor uzate*, Monitorul Oficial, Partea I, numărul 187 din 20 martie 2002;
37. *Hotărârea de Guvern nr. 352/21.04.2005 privind modificarea și completarea Hotărârii Guvernului nr. 188/2002 pentru aprobarea unor norme privind condițiile de descărcare în mediul acvatic a apelor uzate*, Monitorul Oficial numărul 398 din 11 mai 2005;
38. *Hotărârea de Guvern nr. 210/28.02.2007 pentru modificarea și completarea unor acte normative care transpun acquis-ul comunitar în domeniul protecției mediului*, Monitorul Oficial numărul 187 din 19 martie 2007;
39. H. Grech–Federal Ministry of Agriculture, Forestry, Environment and Water Management, Division VI/3, *Hazardous Waste Incineration and Co-Incineration, Hazardous Waste Management Technologies*, Seminar at the Chamber of Commerce, Belgrade, 13 June 2012;
40. H. Mattenberger and others, *Sewage sludge ash to phosphorus fertilizer (II): Influences of ash and granulate type on heavy metal removal*, Waste Management 30, 1622-1633, 2010;
41. H. Mattenberger and others, *Sewage sludge ash to phosphorus fertilizer : Variables influencing heavy metal removal during thermochemical treatment* Waste Management 28, 2709-2722, 2008;

42. I. Diaz, A.C. Lopes, S.I. Pérez, M. Fdz-Polanco, *Performance evaluation of oxygen, air and nitrate for the microaerobic removal of hydrogen sulphide in biogas from sludge digestion*, *Bioresource Technology*, 101 (20), 7724–7730, 2010;
43. I. Ionel, C. Ungureanu, *Centrale termodinamice electrice, Cicluri termodinamice avansate*, Ed. Politehnica, Timisoara, 2004;
44. I. Ionel, I. Neamț, *Sewage Sludge to Energy. Possible Strategy for the Municipal Wastewater in Timisoara*, in: Proc. of the Bena Conference, Istanbul, 989-995, 21-24 June, 2012;
45. I. Ionel, I. Neamț and I. Vlaicu, *Biogas production from sewage sludge and integrated solution into CHP plant*, 21st European Conference and Exhibition, Copenhagen, Denmark, pp. 1227-1232, 3-7 June 2013;
46. I. Neamț, I. Ionel and C. Florescu, *Sewage Sludge to Energy. Possible strategies for Timisoara water treatment plant*, *Revista de chimie*, Vol. 63, Nr. 7, pp. 739 – 742, Jul 2012;
47. I. Neamț and I. Ionel, *Direct combustion of the sewage sludge. Case study for the Timisoara municipal wastewater plant*, *Journal of Environmental Protection and Ecology*, Vol. 14, Nr. 2, pp. 582 – 591, 2013;
48. I. Neamț, M.R. Wachter, I. Ionel and I. Vlaicu, *Energy recovery from sludge with low organic loads resulted from wastewater treatment plants*, *Environmental Engineering and Management Journal*, Vol. 12, Nr. 5, pp. 883 – 889, May 2013;
49. I. Neamț and I. Ionel, *Environmental management of the sewage sludge: case study - the wastewater treatment plant of Timisoara*, *Tehnicki Vjesnik-Technical Gazette*, Vol. 20, Nr. 3, pp. 435 – 439, Jun 2013;
50. I. Neamț, I. Ionel and I. Vlaicu, *Valorificarea energetică a nămolului în stațiile de epurare municipale din România*, *Buletin AGIR, Supliment 1/2013*, pp. 34 – 37, BDI: Index Copernicus International, Academic Keys, getCITED, 2013;
51. I. Neamț and I. Vlaicu, „Increasing energy efficiency of wastewater treatment plants by energy recovery from the sewage sludge”, *Scientific and Technical Conference – Water Services and The New Energy Challenges*, Bucharest Romania,, pp. 152-164, 10-12 June 2013;
52. I. Neamț, I. Ionel and I. Vlaicu, *The mass balance of sewage sludge digestion process*, Proc. 38th Annual Congress of ARA, Pasadena, California, USA, pp. 107-113, July 23-27, 2014;
53. I. Popescu, F. Archetti, van S.J. Andel, I. Giordani, Lenvis, *A user centric, web services based system to retrieve, analyze and deliver environmental and health information*, *Environmental Engineering and Management Journal*, 11, 889-897, 2012a;
54. I. Popescu, A. Jonoski, A. Bociort, *Decision Support Systems for flood management in the Timis Bega catchment*, *Environmental Engineering and Management Journal*, 11, 2305-2311, 2012b;
55. J. Werther, T. Ogada, *Sewage Sludge Combustion*, *Progress in Energy and Combustion Science*, 25 (1), 55-116, 1999;

56. K.R. Salomon, E.E. Silva Lora, *Estimate of the electric energy generating potential for different sources of biogas in Brazil*, Biomass and Bioenergy, 33, 1, pag. 1101-1107, 2009;
57. L. Appels, J. Baeyens, J. Degreve, R. Dewil, *Principles and potential of the anaerobic digestion of waste-activated sludge*, Progress in Energy and Combustion Science, 34, pag. 755-781, 2008;
58. L. Plyatsuk, E. Chernish, *Intensification of the anaerobic microbiological degradation of sewage sludge under bio-sulfidogenic conditions*, Environment Protection Engineering, Vol. 39, No. 3, pag. 101-118, 2013;
59. *Legea apelor nr. 107/1996*, Monitorul Oficial, Partea I, numărul 244 din 8 octombrie 1996;
60. *Legea nr. 112 din 4 mai 2006 pentru modificarea și completarea Legii apelor nr. 107/1996*, Monitorul Oficial numărul 413 din 12 mai 2006;
61. *Legea nr. 146 din 12 iulie 2010 privind aprobarea Ordonanței de urgență a Guvernului nr. 3/2010 pentru modificarea și completarea Legii apelor nr. 107/1996*, Monitorul Oficial numărul 497 din 19 iulie 2006;
62. M. Alcani; A. Dorri; A. Hoxha, *Management of municipal solid waste in Tirana: Problems and challenges*, Tehnički Vjesnik-Technical Gazette, 17, 4, 545-551, 2010;
63. M. Bejan, T. Rusu, *O sursă de energie regenerabilă – biogazul din deșeurile organice*, Buletinul AGIR nr. 1/2007;
64. M. Horttanainen and others, *Performance analysis of power generating sludge combustion plant and comparison against other sludge treatment technologies*, Applied Thermal Engineering, 30, 110-118, 2010;
65. M. Jadaneanț, *Termotehnica și mașini termice*, vol. I, II, Politehnica, Timișoara, 1990;
66. M. A. Rasheed, P. L. S. Rao, B. A. Radha, M. Lakshmi, A. M. Dayal, *Assessment of Ground Water Quality Using ICP-MS in the Eastern Region of Adilabad District, Andhra Pradesh, India*, Journal Environmental Protection and Ecology, 12 (2), 425, 2011;
67. M. H. Gerardi, *The Microbiology of Anaerobic Digesters*, New Jersey, US: Wiley-Interscience, 192 p, 2003;
68. M. H. Romdhana and others, *Monitoring of pathogenic microorganisms contamination during heat drying process of sewage sludge*, Process Safety and Environmental Protection, 377-386, 2009;
69. M. R. J. Daelman, E.M. van Voorthuizen, L.G.J.M. van Dongen, E.I.P. Volcke, M.C.M. van Loosdrecht, *Methane emission during municipal wastewater treatment*, Water Research, 46(11) 3657-3670, 2012;
70. M. Negulescu, *Epurarea apelor uzate orășenești*, Editura Tehnică, București, 1978;
71. M. Negulescu, *Municipal waste water treatment*. ELSEVIER, Amsterdam – Oxford – New York – Tokio, 1985;

72. N. C. Jung, I. Popescu, P. Kelderman, D.P. Solomatine, R.K. Price, *Application of model trees and other machine learning techniques for algal growth prediction in Yongdam Reservoir*, Republic of Korea, *Journal of Hydroinformatics*, 12, 262–274, 2010;
73. N.C. Jung, I. Popescu, R.K. Price, D. Solomatine, P. Kelderman, J.K. Shin, *The use of the A.G.P. test for determining the phytoplankton production and distribution in the thermally stratified reservoirs: The case of the Yongdam reservoir in Korea*, *Environmental Engineering and Management Journal*, 10, 1647-1657, 2011;
74. *Ordinul comun al ministrului mediului și gospodăririi apelor și al ministrului agriculturii, pădurilor și dezvoltării rurale nr. 344/708/2004* pentru aprobarea Normelor tehnice privind protecția mediului și în special a solurilor, când se utilizează nămolurile de epurare în agricultură, cu modificările și completările ulterioare. *Monitorul Oficial, Partea I*, nr.959 din 19 aprilie 2004;
75. *Ordin nr. 757 din 26 noiembrie 2004, actualizat, pentru aprobarea Normativului tehnic privind depozitarea deșeurilor*, Ministerul Mediului și Gospodăririi Apelor, *Monitorul Oficial nr. 86* din 26 ianuarie 2005;
76. *Ordin nr. 95 din 12 februarie 2005, actualizat, privind stabilirea criteriilor de acceptare a deșeurilor la depozitare și lista națională de deșeuri acceptate în fiecare clasă de depozit de deșeuri*, Ministerul Mediului și Gospodăririi Apelor, *Monitorul Oficial nr. 194* din 8 martie 2005;
77. *Ordin nr. 1729 din 21 septembrie 2006 al ministrului transporturilor, construcțiilor și turismului pentru aprobarea reglementării tehnice "Normativ pentru proiectarea construcțiilor și instalațiilor de epurare a apelor uzate orășenești, Partea a V-a: Prelucrarea nămolurilor"*, indicativ NP 118-06, emitent Ministerul Transporturilor, Construcțiilor și Turismului, *Monitorul Oficial nr. 888* din 31 octombrie 2006;
78. *ORDIN nr. 2.901 din 4 septembrie 2013, pentru aprobarea reglementării tehnice "Normativ privind proiectarea, execuția și exploatarea sistemelor de alimentare cu apă și canalizare a localităților. Partea a II-a: Sisteme de canalizare a localităților. Indicativ NP 133/2-2011"*, emitent Ministerul Dezvoltării Regionale și Administrației Publice, *Monitorul Oficial nr. 660 bis* din 28 octombrie 2013;
79. *Ordonanța de Urgență a Guvernului nr. 78 din 16 iunie 2000, actualizată, privind regimul deșeurilor*, *Monitorul Oficial nr. 283* din 22 iunie 2000;
80. *Ordonanța de Urgență a Guvernului nr. 195/2005 privind Protecția Mediului, cu modificările ulterioare*, *Monitorul Oficial, Partea I*, nr. 1078 din 30 noiembrie 2005;
81. *Ordonanța de Urgență a Guvernului nr. 152/2005 privind prevenirea și controlul integrat al poluării*, cu modificările ulterioare, *Monitorul Oficial, Partea I*, numărul 1196 din 30 decembrie 2005;
82. *Ordonanța de Urgență nr. 61 din 6 septembrie 2006 pentru modificarea și completarea Ordonanței de urgență a Guvernului nr. 78/2000 privind regimul deșeurilor*, *Monitorul Oficial nr. 790* din 19 septembrie 2006;

83. P. A. Gerin, F. Vliegen, J.-M. Jossart, *Energy and CO₂ balance of maize and grass as energy crops for anaerobic digestion*, *Bioresource Technology*, 99(7), 2620–2627, 2008;
84. P. Stasta, J. Boran, L. Bebar, P. Stehlik, J. Oral, *Thermal processing of sewage sludge*, *Applied Thermal Engineering*, 26, 1420-1426, 2006;
85. P. Teixeira, Z. Fernandes, I. Azeredo, R. Oliveira, *Denitrifying potential of an activated sludge derived consortium*, *Environmental Engineering and Management Journal*, 9, 299-303, 2010;
86. R. Wächter, I. Ionel, R. Leithner, *Generation of components and their user interfaces for simulation program of energy transformation processes*. Diploma project UPT Timisoara Romania, 2006;
87. R. Zhang, H. M. El-Mashad and others, *Characterization of food waste as feedstock for anaerobic digestion*, *Bioresource Technology*, 98, 929–935, 2007;
88. R.M. Jingura, R. Matengaifa, *Optimization of biogas production by anaerobic digestion for sustainable energy development in Zimbabwe*, *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 13(5), 1116-1120, 2009;
89. S. Donatello, C. R. Cheeseman, *Recycling and recovery routes for incinerated sewage sludge ash (ISSA)*, *Waste Management* 33, 2328-2340, 2013;
90. S. Kumar, S. Mukherjee, S. Devotta, *Anaerobic digestion of vegetable market waste in India*, *World Review of Science, Technology and Sustainable Development*, 7(3), 217-224, 2010;
91. S. Luostarinen, S. Luste, M. Sillanpää, *Increased biogas production at wastewater treatment plants through co-digestion of sewage sludge with grease trap sludge from a meat processing plant*, *Bioresource Technology*, 100, 79-85, 2009;
92. S. Vockrodt, R. Leithner, *Kombi-Anlage mit integrierter Klärschlamm-Verbrennung-CISCO (Combined Cycle with Integrated Sewage Sludge Combustion)*, *Journal "MÜLL und ABFALL"*, nr. 12/2004;
93. S. Werle, R. K. Wilk, *A review of methods for the thermal utilization of sewage sludge: The Polish perspective*, *Renewable Energy*, 35, 1914-1919, 2010;
94. S.F. Balica, I. Popescu, L. Beevers, N.G. Wright, *Parametric and physically based modelling techniques for flood risk and vulnerability assessment: a comparison*, *Journal of Environmental Modelling & Software*, 41, 84-92, 2013;
95. T. Amon, B. Amon, and others, *Methane production through anaerobic digestion of various energy crops grown in sustainable crop rotations*. *Bioresource Technology*, 98, pag. 3204-3212, 2007;
96. Van der Berg, C., I. Popescu, *An experience in knowledge mapping*, *Journal of Knowledge Management*, 9(2), 123-128, 2005;
97. V. Rojanschi, Th. Ognean, *Cartea operatorului din stațiile de epurare a apelor uzate*. Editura Tehnică, București, 1997;
98. W. Beitz, K. H. Grote, *Taschenbuch für den Maschinenbau 19 Auflage*, Dubbel. Springer-Verlag GmbH, 1997;

99. W. M. Reinhold, I. Neamț and I. Ionel, *Solid waste incineration of residues - a clean technology*, Proc. 38th Annual Congress of ARA, Pasadena, California, USA, pp. 127-137, July 23-27, 2014;
100. Y. Ataseven, E. Olhan. *Environmental Evaluation of Pollutions due to Agricultural Activities in Drinking Water Basins*, Journal Environmental Protection and Ecology, 11 (4), 1253, 2010;
101. Y. Cao, A. Pawlowski, *Sewage sludge-to-energy approaches based on anaerobic digestion and pyrolysis: Brief overview and energy efficiency assessment*, Renewable and Sustainable Energy Reviews, 16, 1657-1665, 2012;
102. Y. Comeau, KJ Hall, Hancock REW and Oldham WK., 1985, *Biochemical model for enhanced biological phosphorus removal*, Water Research 20(12), 1511-1521, 2012;
103. *** 2010 AQUATIM TIMIȘOARA.pdf, Intern strateg report of Aquatim;
104. EPA Report, AP-42, Vol. I, Ch 2.2: *Sewage Sludge Incineration*, Section 2.2, <http://www.epa.gov/ttnchie1/ap42/ch02/final/c02s02.pdf>;
105. Ursula Kepp and Odd Egil Solheim, Thermo dynamical assessment of the digestion process, www.cambi.com;
106. <http://www.bioenergywiki.net/Anaerobic>, accessed by June 2014;
107. <http://www.huber.de>, accessed by June 2014;
108. <http://www.scribd.com/doc/35303865/Calcul-chimice>, accessed by June 2012;
109. <http://www.scribd.com/doc/49696267/Arderea-combustibililor-Cap9>, accessed by June 2012;
110. <http://ro.wikipedia.org/wiki/Biogaz>, accessed by June 2012;
111. <http://ro.wikipedia.org/wiki/Carbon>, accessed by June 2012;
112. <http://en.wikipedia.org/wiki/Metan>, accessed by June 2012;
113. <http://en.wikipedia.org/wiki/Hidrogen>, accessed by June 2012;
114. <http://www.huber.de/huber-report/ablage-berichte/sludge-treatment/sludge2energy-a-way-to-energy-autarkic-operation-of-sewage-treatment-plants.html>, accessed by June 2014;
115. <http://www.coalinfo.net.cn/deutz/eng/Doku/TCG2016.pdf>, accessed by June 2014;
116. http://www.bioenergy2020.eu/app/webroot/files/file/Folder_BE2020.pdf, accessed by June 2014;
117. https://www.gov.uk/government/uploads/system/uploads/attachment_data/file/221036/pb13889-incineration-municipal-waste.pdf, accessed by June 2014;
118. http://www.aile.asso.fr/wp-content/uploads/2012/06/wp3-1-1_technologyreview_english.pdf, accessed by June 2014;
119. <http://www.aim-srl.ro/Articol%20proiect%20gazeificare.pdf>, accessed by June 2014.

ANEXE

Breviarele de calcul pentru bilanțul masic și energetic al proceselor de tratare a nămolului în stația de epurare din Straubing – Germania

Anexa 1A - BCB_2010
Anexa 1B - BCB_2011
Anexa 1C - BCB_2012
Anexa 1D - BCB_2013
Anexa 1E - BCB_NOMINAL

Bilanțul masic și energetic al proceselor de tratare a nămolului, întocmit cu ajutorul breviarelor de calcul

Anexa 2 B.M. 1,2,3,4
Anexa 2 B.E. 1,2,3,4,5,6

A.BILANT MASIC

1.PROCES DE FERMENTARE

<u>DATE DE INTRARE</u>	<u>NAMOL IIINFLUENT COSUBSTRATE</u>	<u>NAMOL INFLUENT NAMOL PROCES EPURARE</u>
- volum (media pe anul 2010-354.16 zile).....:	$V_{infcs} := 26683.48 \frac{m^3}{yr}$	$V_{infnp} := 46663 \frac{m^3}{yr}$
- umiditate.....:	$w_{infcs} := 93.61\%$	$w_{infnp} := 97.22\%$
- greutate specifica a substantei uscate din namol: ($\gamma = 1.25-1.3 \text{ kg/m}^3$ - cf. standard)	$\gamma_{csdry} := 1.25 \frac{to}{m^3}$	$\gamma_{npdry} := 1.3 \frac{to}{m^3}$
- incarcare organica.....: ($\epsilon = 60-75\%$ - conform standard)	$\epsilon_{cs} := 71.17\%$	$\epsilon_{np} := 55.4\%$
- densitatea specifica apa.....:	$\gamma_a := 1 \frac{to}{m^3}$	
- volumul rezervorului de fermentare.....:	$V_{RFN} := 2 \times 3000m^3$ (pentru 2 rezervoare)	

DATE DE PROCES (calculate)

<u>NAMOL IIINFLUENT - COSUBSTRATE</u>	<u>NAMOL INFLUENT - NAMOL PROCES EPURARE</u>
- densitate namol umed:	
$\gamma_{infcs} := \frac{\gamma_a \cdot \gamma_{csdry}}{w_{infcs} \cdot (\gamma_{csdry} - \gamma_a) + \gamma_a}$	$\gamma_{infnp} := \frac{\gamma_a \cdot \gamma_{npdry}}{w_{infnp} \cdot (\gamma_{npdry} - \gamma_a) + \gamma_a}$
$\gamma_{infcs} = 1.013 \frac{to}{m^3}$	$\gamma_{infnp} = 1.006 \frac{to}{m^3}$
- cantitatea de namol influent umed:	
$N_{infcs} := V_{infcs} \cdot \gamma_{infcs}$	$N_{infnp} := V_{infnp} \cdot \gamma_{infnp}$
$N_{infcs} = 27028.909 \frac{to}{yr}$	$N_{infnp} = 46964.294 \frac{to}{yr}$
- cantitatea de namol influent uscat:	
$N_{drycs} := N_{infcs} \cdot (1 - w_{infcs})$	$N_{drynp} := N_{infnp} \cdot (1 - w_{infnp})$
$N_{drycs} = 1727.147 \frac{to}{yr}$	$N_{drynp} = 1305.607 \frac{to}{yr}$
- cantitate de substanta organica uscata continuta in namolul influent:	
$N_{ocs} := N_{drycs} \cdot \epsilon_{cs}$	$N_{onp} := N_{drynp} \cdot \epsilon_{np}$
$N_{ocs} = 1229.211 \frac{to}{yr}$	$N_{onp} = 723.306 \frac{to}{yr}$
- cantitate de substanta organica uscata continuta in namolul influent:	
$N_o := N_{ocs} + N_{onp}$	$N_o = 1952.517 \frac{to}{yr}$

- incarcarea organica a rezervorului de fermentare RFN:

($I_{oRFN} = 1.5...3$ - conform standard)

$$I_{oRFN} := \frac{N_o}{V_{RFN}} \quad I_{oRFN} = 0.919 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3 \cdot \text{day}}$$

- cantitatea de substanta minerala uscata continuta in namolul influent:

$$N_m := (1 - \varepsilon_{cs}) \cdot N_{drycs} + (1 - \varepsilon_{np}) \cdot N_{drynp} \quad N_m = 1080.237 \frac{\text{to}}{\text{yr}}$$

- cantitatea uscata de namol influenta:

$$N_{infdry} := N_m + N_o \quad N_{infdry} = 3032.755 \frac{\text{to}}{\text{yr}}$$

- limita tehnica de fermentare:

($l_f = 40-55\%$ - conform standard)

$$l_f := 45\%$$

- cantitatea de namol efluent uscat:

$$N_{efdry} := N_m + (1 - l_f) \cdot N_o \quad N_{efdry} = 2154.122 \frac{\text{to}}{\text{yr}}$$

- densitate amestec namol influent:

$$\gamma_{inf} := \frac{N_{infcs} + N_{infnp}}{V_{infcs} + V_{infnp}} \quad \gamma_{inf} = 1.0088 \frac{\text{to}}{\text{m}^3}$$

- umiditate amestec namol influent:

$$w_{inf} := \frac{N_{infcs} + N_{infnp} - N_{drycs} - N_{drynp}}{N_{infcs} + N_{infnp}} \quad w_{inf} = 95.901\%$$

- crestere de umiditate prin fermentare:

($\Delta w_f = 1-2\%$ - conform standard)

$$\Delta w_f := 1.1\%$$

- umiditatea namolului efluent:

$$w_{ef} := w_{inf} + \Delta w_f \quad w_{ef} = 97.001\%$$

- densitate namol efluent fermentat:

$$\gamma_{nef} := \gamma_{inf} \quad \gamma_{nef} = 1.0088 \frac{\text{to}}{\text{m}^3}$$

- volumul de namol influent:

$$V_{ninf} := V_{infcs} + V_{infnp} \quad V_{ninf} = 73346.48 \frac{\text{m}^3}{\text{yr}}$$

- masa de namol influent:

$$N_{inf} := N_{infcs} + N_{infnp} \quad N_{inf} = 73993.203 \frac{\text{to}}{\text{yr}}$$

- masa de apa continuta in namolul influent:

$$N_{ainf} := N_{inf} - N_{drycs} - N_{drynp} \quad N_{ainf} = 70960.449 \frac{\text{to}}{\text{yr}}$$

- masa de apa continuta in namolul efluent:

$$N_{aef} := N_{ainf}$$

- masa de namol efluent:

$$N_{nef} := N_{aef} + N_{efdry} \quad N_{nef} = 73114.571 \frac{\text{to}}{\text{yr}}$$

- volumul de namol efluent:

$$V_{nef} := \frac{N_{nef}}{\gamma_{nef}} \quad V_{nef} = 72475.527 \frac{\text{m}^3}{\text{yr}}$$

2.PROCES DESHIDRATARE

<u>DATE DE INTRARE</u>	<u>NAMOL EFLUENT (fermentat)</u>	<u>NAMOL COLECTAT (statii de epurare externe)</u>	<u>SOLUTIE POLIELECTROLIT</u>
- volume introduse in proces.....: (electrolit dedus din diagrama flux KN341AF13LP4R04)	$V_{nef} = 72475.527 \frac{m^3}{yr}$	$V_{se} := 9965.3 \frac{m^3}{yr}$	$V_{el} := 7576.344 \frac{m^3}{yr}$
- umiditati substante amestec.....:	$w_{ef} = 97.001 \%$	$w_{se} := 97\%$	$w_{el} := 99.5\%$
- densitatea substantei uscate.....:		$\gamma_{sedry} := 1.25 \frac{to}{m^3}$	$\gamma_{eldry} := 0.75 \cdot \frac{to}{m^3}$
- umiditate namol deshidratat.....:	$w_{dh} := 70\%$		

DATE DE PROCES (calculate)

- densitatea namolului umed colectat:

$$\gamma_{se} := \frac{\gamma_a \cdot \gamma_{sedry}}{w_{se} \cdot (\gamma_{sedry} - \gamma_a) + \gamma_a} \quad \gamma_{se} = 1.006 \frac{to}{m^3}$$

- masa de namol umed colectata:

$$N_{se} := V_{se} \cdot \gamma_{se} \quad N_{se} = 10025.453 \frac{to}{yr}$$

- densitate solutie polielectrolit:

$$\gamma_{el} := \frac{\gamma_a \cdot \gamma_{eldry}}{w_{el} \cdot (\gamma_{eldry} - \gamma_a) + \gamma_a} \quad \gamma_{el} = 0.998 \frac{to}{m^3}$$

- densitatea amestecului de namol introdus in centrifuga:

$$\gamma_{cf} := \frac{V_{nef} \cdot \gamma_{nef} + V_{se} \cdot \gamma_{se} + V_{el} \cdot \gamma_{el}}{V_{nef} + V_{se} + V_{el}} \quad \gamma_{cf} = 1.008 \frac{to}{m^3}$$

- masa amestecului de namol introdus in centrifuga:

$$N_{cf} := V_{nef} \cdot \gamma_{nef} + V_{se} \cdot \gamma_{se} + V_{el} \cdot \gamma_{el} \quad N_{cf} = 90703.761 \frac{to}{yr}$$

- umiditatea amestecului de namol introdus in centrifuga:

$$w_{cf} := \frac{w_{ef} \cdot N_{nef} + w_{se} \cdot V_{se} \cdot \gamma_{se} + w_{el} \cdot V_{el} \cdot \gamma_{el}}{N_{cf}} \quad w_{cf} = 97.21 \%$$

- masa uscata solida a amestecului de namol introdus in centrifuga:

$$N_{dryscf} := N_{cf} \cdot (1 - w_{cf}) \quad N_{dryscf} = 2531.064 \frac{to}{yr}$$

- masa de namol deshidratat:

$$N_{dh} := \frac{N_{dryscf} \cdot (1 - w_{dh})}{1 - w_{dh}} \quad N_{dh} = 8436.881 \frac{to}{yr}$$

- masa uscata solida a nomolului deshidratat:

$$N_{drysdh} := N_{dh} \cdot (1 - w_{dh}) \quad N_{drysdh} = 2531.064 \frac{to}{yr}$$

- cantitatea de supernatant rezultata din proces:

$$N_s := N_{cf} - N_{dh} \quad N_s = 82266.88 \frac{to}{yr}$$

3.PROCES DE USCARE**DATE DE INTRARE**

- masa de namol deshidratat.....: $N_{dh} = 8436.881 \frac{to}{yr}$
- umiditatea namolului deshidratat.....: $w_{dh} = 70\%$
- umiditatea namolului uscat la 90%.....: $w_{dry1} := 10\%$

DATE DE PROCES (calculate)

- masa de namol uscat:

$$N_{dry1} := \frac{N_{dh} \cdot (1 - w_{dh})}{1 - w_{dry1}} \quad N_{dry1} = 2812.294 \frac{to}{yr}$$

- cantitatea de apa evaporata la uscare:

$$N_{apaev} := N_{dh} - N_{dry1} \quad N_{apaev} = 5624.587 \frac{to}{yr}$$

- masa de namol uscat solid:

$$N_{dry1s} := N_{dry1} \cdot (1 - w_{dry1}) \quad N_{dry1s} = 2531.064 \frac{to}{yr}$$

4.PROCES DE ARDERE**DATE DE INTRARE**

- masa de namol uscat.....: $N_{dry1} = 2812.294 \frac{to}{yr}$
- continut de substanta combustibila continuta in namolul uscat.....: $OTS := 54.8\%$ (analiza elementara namol uscat-AGROLAB)

DATE DE PROCES (calculate)

- masa de namol uscat solid organic:

$$N_{dry1so} := N_{dry1s} \cdot OTS \quad N_{dry1so} = 1387.023 \frac{to}{yr}$$

- masa de cenusa (nearse):

$$N_{ash} := N_{dry1s} - N_{dry1so} \quad N_{ash} = 1144.041 \frac{to}{yr}$$

- gradul de reducere a maselor de namol:

$$G_{red} := \frac{N_{infcs} + N_{infnp} + N_{se}}{N_{ash}} \quad G_{red} = 73.44$$

5.PRODUCTIA DE BIOGAZ

- cantitatea de biogaz produsa in 2010:

$$V_{bg2010} := 2352654 \cdot \frac{m^3}{yr}$$

- cantitatea de substanta organica redusa:

$$N_{ored} := I_f N_o$$

$$N_{ored} = 878.633 \frac{to}{yr}$$

- productie specifica biogaz:

$$q_{bg} := \frac{V_{bg2010}}{N_{ored}}$$

$$q_{bg} = 2677.631 \frac{m^3}{to}$$

B.BILANT ENERGETIC

6.1 ARDERE NAMOL USCAT IN S2E

DATE DE INTRARE

- debitul de namol uscat ars.....: $N_{dry1} = 2812.294 \frac{to}{yr}$

- compozitie chimica elementara % masic:
(cf. analize - AGROLAB)

Azot := 3.97% Sulf := 1.5% Oxigen := 15.8% Hidrogen := 4.31% Carbon := 27% Apa := 4.12% Cenua := 43.3%

(Azot + Sulf + Oxigen + Hidrogen + Carbon + Apa + Cenua) = 100 %

- coeficient exces aer ardere focar.....: $\lambda_{S2E} := 1.5$

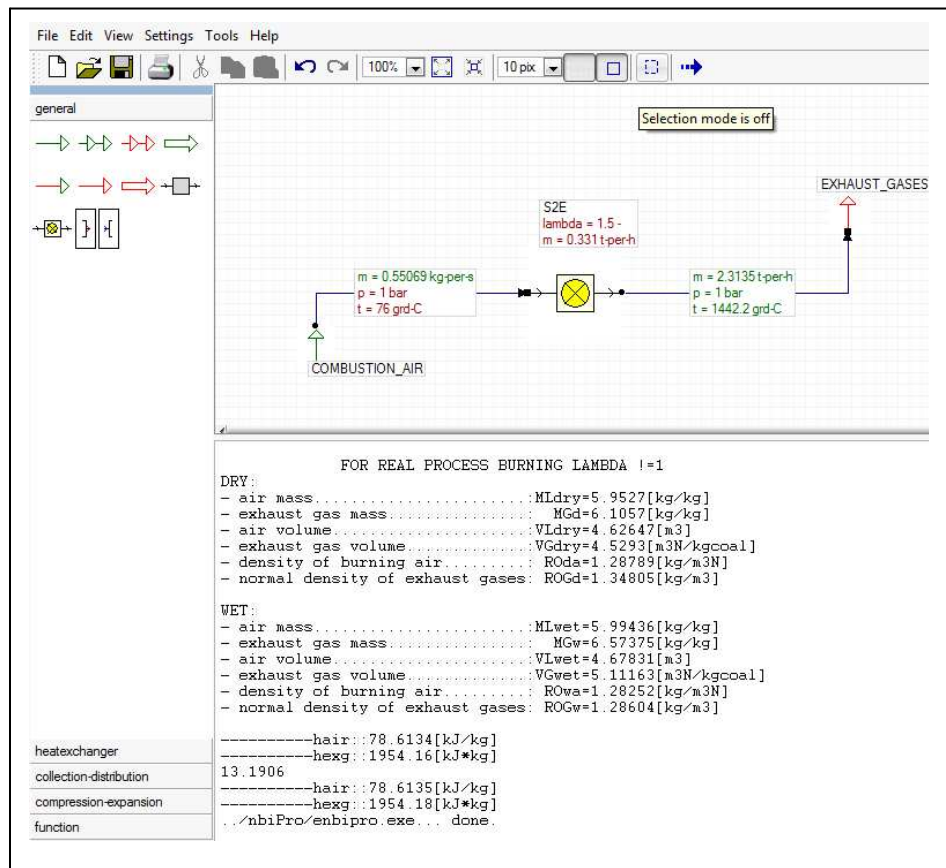
- randamentul termic al cazanului.....: $\eta_{S2Eth} := 61.18\%$
(din FT cazan)

- randamentul electric al cazanului.....: $\eta_{S2Eel} := 8\%$
(din FT cazan)

- capacitatea de incinerare namol
uscat solid S2E.....: $N_{S2Edrys} := 3000 \frac{to}{yr}$

DATE DE PROCES (calculate)

- arderea namolului uscat:



- caldura specifica rezultata in urma arderii:

$$h_{\text{exg}} := 1954.18 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

- debitul gazelor de ardere:

$$m_{\text{exg}} := 2.3135 \frac{\text{to}}{\text{hr}}$$

- caldura disponibila in gazele de ardere:

$$Q_{\text{gS2E}} := m_{\text{exg}} \cdot h_{\text{exg}} \quad Q_{\text{gS2E}} = 1.256 \text{ MW}$$

- puterea calorifica inferioara a namolului incinerat:

$$H_{\text{u}} := 12113.5 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

- caldura rezultata din arderea namolului uscat:

$$Q_{\text{nS2E}} := N_{\text{dry1}} \cdot H_{\text{u}} \quad Q_{\text{nS2E}} = 9462.977 \text{ MW} \cdot \frac{\text{hr}}{\text{yr}}$$

- caldura disponibila rezultata in urma arderii:

$$Q_{\text{S2Eth}} := \eta_{\text{S2Eth}} \cdot Q_{\text{nS2E}} \quad Q_{\text{S2Eth}} = 5789.449 \text{ MW} \cdot \frac{\text{hr}}{\text{yr}}$$

- energia electrica disponibila in S2E:

$$Q_{\text{S2Eel}} := \eta_{\text{S2Eel}} \cdot Q_{\text{nS2E}} \quad Q_{\text{S2Eel}} = 757.038 \text{ MW} \cdot \frac{\text{hr}}{\text{yr}}$$

6.2 ARDERE BIOZAG IN BHKW

DATE DE INTRARE

- compozitie chimica elementara % volumic.....: Metan := 70% Dioxidcarbon := 30%
(cf. F.T DEUTZ)

$$(\text{Metan} + \text{Dioxidcarbon}) = 100 \%$$

- caldura disponibila din apa racire a motorului.....: $Q_{\text{ar}} := 210 \text{ kW}$
(din FT DEUTZ - la 100% putere nominala)

- caldura disponibila din gazele de evacuare ale motorului: $Q_{\text{ge1}} := 314 \text{ kW}$
(din FT DEUTZ - la 100% putere nominala la 150C)

- caldura disponibila din gazele de evacuare ale motorului: $Q_{\text{ge2}} := 342 \text{ kW}$
(din FT DEUTZ - la 100% putere nominala la 120C)

- energia termica disponibila prin ardere.....: $Q_{\text{fuel}} := 1341 \text{ kW}$
(cf. F.T DEUTZ-la 100% putere nominala)

- putere calorifica gaz metan.....: $H_{\text{uCH4}} := 35.883 \frac{\text{MJ}}{\text{m}^3}$
(cf. DIN51612, DIN51850)

- cantitatea de biogaz efectiva produsa in 2010.....: $V_{\text{bg2010}} = 2352654 \frac{\text{m}^3}{\text{yr}}$

- caldura efectiva recuperata de BHKW in 2010.....: $Q_{\text{BHKWrec}} := 2981 \cdot \text{MW} \cdot \text{hr}$
(date primite de la beneficiar)

- puerea electrica generator BHKW.....: $P_{\text{el}} := 537 \text{ kW}$
(cf. F.T DEUTZ-la 100% putere nominala)

DATE DE PROCES (calculate)

- randamentul termic al motorului:

$$\eta_{th2} := \frac{Q_{ar} + Q_{ge2}}{Q_{fuel}} \quad \eta_{th2} = 41.163 \%$$

$$\eta_{th1} := \frac{Q_{ar} + Q_{ge1}}{Q_{fuel}} \quad \eta_{th1} = 39.075 \%$$

- randamentul electric BHKW:

$$\eta_{el} := \frac{P_{el}}{Q_{fuel}} \quad \eta_{el} = 40.045 \%$$

- puterea calorifica a biogazului (70% CH₄):

$$Hu_{bg} := 70\% \cdot Hu_{CH4} \quad Hu_{bg} = 6.977 \frac{kW \cdot hr}{m^3}$$

- consumul orar de biogaz al motorului:

$$v_{fuel} := \frac{Q_{fuel}}{Hu_{bg}} \quad v_{fuel} = 192.196 \frac{m^3}{hr}$$

- consumul anual de biogaz pentru 2 motoare la 8500 h functionare/motor:

$$V_{bg_{yr}} := 2 \cdot (v_{fuel} \cdot 8500 \cdot hr) \quad V_{bg_{yr}} = 3267333.118 m^3$$

- caldura disponibila produsa de cele 2 motoare/an:

$$Q_{BHKW1} := V_{bg_{yr}} \cdot Hu_{bg} \cdot \eta_{th1} \quad Q_{BHKW1} = 8908 MW \cdot hr$$

$$Q_{BHKW2} := V_{bg_{yr}} \cdot Hu_{bg} \cdot \eta_{th2} \quad Q_{BHKW2} = 9384 MW \cdot hr$$

- caldura efectiva produsa de BHKW in 2010:

(pentru 150 C)

$$Q_{BHKWth} := V_{bg2010} \cdot Hu_{bg} \cdot \eta_{th1} \quad Q_{BHKWth} = 6414.235 \frac{MW \cdot hr}{yr}$$

- energia electrica produsa de BHKW:

$$Q_{BHKWel} := V_{bg2010} \cdot Hu_{bg} \cdot \eta_{el} \quad Q_{BHKWel} = 6573.367 \frac{MW \cdot hr}{yr}$$

7.CONSUMURI ENERGIE TERMICA**DATE DE INTRARE (2010)**

- consumul termic pentru procese tehnologice de tratare:

$$Q_{\text{teh}} := 435.257 \cdot \frac{\text{MW} \cdot \text{hr}}{\text{yr}}$$

- consum termic pentru procesul de fermentare.....:

$$Q_{\text{digest}} := 874 \cdot \frac{\text{MW} \cdot \text{hr}}{\text{yr}}$$

- consum utilitati (spatii tehnice + locuinte).....:

$$Q_{\text{utilit}} := 281.15 \cdot \frac{\text{MW} \cdot \text{hr}}{\text{yr}}$$

- consum incalzire cosubstrate.....:

$$Q_{\text{cs}} := 473.93 \cdot \frac{\text{MW} \cdot \text{hr}}{\text{yr}}$$

- pierderi + diverse.....:

$$Q_p := 10\%$$

- factorul de consum termic al uscatoarelor BHKW si S2E:
(din diagrama flux KN341AF13LP4R04)

$$q_{\text{thdry}} := 0.8 \cdot \frac{\text{kW} \cdot \text{hr}}{l_{\text{H2Oev}}}$$

- capacitate de uscare BHKW:

$$N_{\text{BHKWdrys}} := 2000 \cdot \frac{\text{to}}{\text{yr}}$$

- randamentul termic al uscatoarelor BHKW si S2E.....:
(din diagrama flux KN341AF13LP4R04)

$$\eta_{\text{thdry}} := 77\%$$

- capacitate de uscare S2E.....:

$$N_{\text{S2Edrys}} = 3000 \cdot \frac{\text{to}}{\text{yr}}$$

DATE CALCULATE:

- caldura recuperata de BHKW si S2E:

$$Q_{\text{rec}} := Q_{\text{S2Eth}} + Q_{\text{BHKWth}}$$

$$Q_{\text{rec}} = 12203.684 \cdot \frac{\text{MW} \cdot \text{hr}}{\text{yr}}$$

- cantitatea anuala de namol deshidratat:

$$N_{\text{dh}_{\text{yr}}} := N_{\text{dh}} \cdot 8500 \cdot \frac{\text{hr}}{\text{yr}}$$

$$N_{\text{dh}_{\text{yr}}} = 8437.04 \cdot \frac{\text{to}}{\text{yr}}$$

- cantitatea anuala de namol uscat:

$$N_{\text{dry1yr}} := N_{\text{dry1}} \cdot 8500 \cdot \frac{\text{hr}}{\text{yr}}$$

$$N_{\text{dry1yr}} = 2812.347 \cdot \frac{\text{to}}{\text{yr}}$$

- cantitatea anuala de apa evaporata prin uscare:

$$N_{\text{H2Oev}} := N_{\text{dh}_{\text{yr}}} - N_{\text{dry1yr}}$$

$$N_{\text{H2Oev}} = 5624.693 \cdot \frac{\text{to}}{\text{yr}}$$

- consum anual energie termica utilizat pentru uscare:

$$Q_{\text{dryutil}} := N_{\text{H2Oev}} \cdot q_{\text{thdry}}$$

$$Q_{\text{dryutil}} = 4499.754 \cdot \frac{\text{MW} \cdot \text{hr}}{\text{yr}}$$

- consum anual energie termica necesar pentru uscare:

$$Q_{\text{drynec}} := \frac{Q_{\text{dryutil}}}{\eta_{\text{thdry}}}$$

$$Q_{\text{drynec}} = 5843.837 \cdot \frac{\text{MW} \cdot \text{hr}}{\text{yr}}$$

- caldura disponibila pentru uscare:

$$Q_{\text{dry}} := Q_{\text{rec}} - (Q_{\text{teh}} + Q_{\text{digest}} + Q_{\text{utilit}} + Q_{\text{cs}}) \cdot 1.1$$

$$Q_{\text{dry}} = 9932.914 \cdot \frac{\text{MW} \cdot \text{hr}}{\text{yr}}$$

- surplusul de energie termica disponibil din proces:

$$Q_{\text{disp}} := Q_{\text{dry}} - Q_{\text{drynec}}$$

$$Q_{\text{disp}} = 4089.077 \cdot \frac{\text{MW} \cdot \text{hr}}{\text{yr}}$$

ANEXA 1A - BCB_2010

Nota : 8500 ore functionare! $\text{yr} := 354.16 \cdot \text{day}$ $l = 0.001 \text{ m}^3$
 $\text{to} := 1000\text{kg}$ $\text{kJ} := 1000 \cdot \text{J}$ $\text{MJ} := 10^6 \text{ J}$ $l_{\text{H2Oev}} := 1 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{l}}$

A.BILANT MASIC

1.PROCES DE FERMENTARE

DATE DE INTRARE

- volum (media pe anul 2011-354.16 zile).....:

NAMOL IINFLUENT COSUBSTRATE

$$V_{\text{infcs}} := 38527.52 \frac{\text{m}^3}{\text{yr}}$$

NAMOL IINFLUENT NAMOL PROCES EPURARE

$$V_{\text{infnp}} := 41419 \frac{\text{m}^3}{\text{yr}}$$

- umiditate.....:

$$w_{\text{infcs}} := 94.51\%$$

$$w_{\text{infnp}} := 97.22\%$$

- greutate specifica a substantei uscate din namol:
($\gamma = 1.25-1.3 \text{ kg/m}^3$ - cf. standard)

$$\gamma_{\text{csdry}} := 1.25 \frac{\text{to}}{\text{m}^3}$$

$$\gamma_{\text{npdry}} := 1.3 \frac{\text{to}}{\text{m}^3}$$

- incarcare organica.....:
($\epsilon = 60-75\%$ - conform standard)

$$\epsilon_{\text{cs}} := 71.17\%$$

$$\epsilon_{\text{np}} := 55.4\%$$

- densitatea specifica apa.....:

$$\gamma_a := 1 \frac{\text{to}}{\text{m}^3}$$

- volumul rezervorului de fermentare.....:

$$V_{\text{RFN}} := 2 \times 3000 \text{m}^3 \quad (\text{pentru 2 rezervoare})$$

DATE DE PROCES (calculate)

NAMOL IINFLUENT - COSUBSTRATE

NAMOL IINFLUENT - NAMOL PROCES EPURARE

- densitate namol umed:

$$\gamma_{\text{infcs}} := \frac{\gamma_a \cdot \gamma_{\text{csdry}}}{w_{\text{infcs}} \cdot (\gamma_{\text{csdry}} - \gamma_a) + \gamma_a}$$

$$\gamma_{\text{infnp}} := \frac{\gamma_a \cdot \gamma_{\text{npdry}}}{w_{\text{infnp}} \cdot (\gamma_{\text{npdry}} - \gamma_a) + \gamma_a}$$

$$\gamma_{\text{infcs}} = 1.011 \frac{\text{to}}{\text{m}^3}$$

$$\gamma_{\text{infnp}} = 1.006 \frac{\text{to}}{\text{m}^3}$$

- cantitatea de namol influent umed:

$$N_{\text{infcs}} := V_{\text{infcs}} \cdot \gamma_{\text{infcs}}$$

$$N_{\text{infnp}} := V_{\text{infnp}} \cdot \gamma_{\text{infnp}}$$

$$N_{\text{infcs}} = 38955.249 \frac{\text{to}}{\text{yr}}$$

$$N_{\text{infnp}} = 41686.435 \frac{\text{to}}{\text{yr}}$$

- cantitatea de namol influent uscat:

$$N_{\text{drycs}} := N_{\text{infcs}} \cdot (1 - w_{\text{infcs}})$$

$$N_{\text{drynp}} := N_{\text{infnp}} \cdot (1 - w_{\text{infnp}})$$

$$N_{\text{drycs}} = 2138.643 \frac{\text{to}}{\text{yr}}$$

$$N_{\text{drynp}} = 1158.883 \frac{\text{to}}{\text{yr}}$$

- cantitate de substanta organica uscata continuta in namolul influent:

$$N_{\text{ocs}} := N_{\text{drycs}} \cdot \epsilon_{\text{cs}}$$

$$N_{\text{onp}} := N_{\text{drynp}} \cdot \epsilon_{\text{np}}$$

$$N_{\text{ocs}} = 1522.072 \frac{\text{to}}{\text{yr}}$$

$$N_{\text{onp}} = 642.021 \frac{\text{to}}{\text{yr}}$$

- cantitate de substanta organica uscata continuta in namolul influent:

$$N_o := N_{\text{ocs}} + N_{\text{onp}}$$

$$N_o = 2164.093 \frac{\text{to}}{\text{yr}}$$

Anexa 1B - BCB_2011

- incarcarea organica a rezervorului de fermentare RFN:

($I_{oRFN} = 1.5...3$ - conform standard)

$$I_{oRFN} := \frac{N_o}{V_{RFN}} \quad I_{oRFN} = 1.018 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3 \cdot \text{day}}$$

- cantitatea de substanta minerala uscata continuta in namolul influent:

$$N_m := (1 - \varepsilon_{cs}) \cdot N_{drycs} + (1 - \varepsilon_{np}) \cdot N_{drynp} \quad N_m = 1133.433 \frac{\text{to}}{\text{yr}}$$

- cantitatea uscata de namol influenta:

$$N_{infdry} := N_m + N_o \quad N_{infdry} = 3297.526 \frac{\text{to}}{\text{yr}}$$

- limita tehnica de fermentare:

($l_f = 40-55\%$ - conform standard)

$$l_f := 45\%$$

- cantitatea de namol efluent uscat:

$$N_{efdry} := N_m + (1 - l_f) \cdot N_o \quad N_{efdry} = 2323.684 \frac{\text{to}}{\text{yr}}$$

- densitate amestec namol influent:

$$\gamma_{inf} := \frac{N_{infcs} + N_{infnp}}{V_{infcs} + V_{infnp}} \quad \gamma_{inf} = 1.0087 \frac{\text{to}}{\text{m}^3}$$

- umiditate amestec namol influent:

$$w_{inf} := \frac{N_{infcs} + N_{infnp} - N_{drycs} - N_{drynp}}{N_{infcs} + N_{infnp}} \quad w_{inf} = 95.911 \%$$

- crestere de umiditate prin fermentare:

($\Delta w_f = 1-2\%$ - conform standard)

$$\Delta w_f := 1.1\%$$

- umiditatea namolului efluent:

$$w_{ef} := w_{inf} + \Delta w_f \quad w_{ef} = 97.011 \%$$

- densitate namol efluent fermentat:

$$\gamma_{nef} := \gamma_{inf} \quad \gamma_{nef} = 1.0087 \frac{\text{to}}{\text{m}^3}$$

- volumul de namol influent:

$$V_{ninf} := V_{infcs} + V_{infnp} \quad V_{ninf} = 79946.52 \frac{\text{m}^3}{\text{yr}}$$

- masa de namol influent:

$$N_{inf} := N_{infcs} + N_{infnp} \quad N_{inf} = 80641.683 \frac{\text{to}}{\text{yr}}$$

- masa de apa continuta in namolul influent:

$$N_{ainf} := N_{inf} - N_{drycs} - N_{drynp} \quad N_{ainf} = 77344.157 \frac{\text{to}}{\text{yr}}$$

- masa de apa continuta in namolul efluent:

$$N_{aef} := N_{ainf}$$

- masa de namol efluent:

$$N_{nef} := N_{aef} + N_{efdry} \quad N_{nef} = 79667.841 \frac{\text{to}}{\text{yr}}$$

- volumul de namol efluent:

$$V_{nef} := \frac{N_{nef}}{\gamma_{nef}} \quad V_{nef} = 78981.073 \frac{\text{m}^3}{\text{yr}}$$

2.PROCES DESHIDRATARE

<u>DATE DE INTRARE</u>	<u>NAMOL EFLUENT</u> (fermentat)	<u>NAMOL COLECTAT</u> (statii de epurare externe)	<u>SOLUTIE</u> <u>POLIELECTROLIT</u>
- volume introduse in proces.....: (electrolit dedus din diagrama flux KN341AF13LP4R04)	$V_{nef} = 78981.073 \frac{m^3}{yr}$	$V_{se} := 8730.5 \frac{m^3}{yr}$	$V_{el} := 8095.761 \frac{m^3}{yr}$
- umiditati substante amestec.....:	$w_{ef} = 97.011 \%$	$w_{se} := 96.26\%$	$w_{el} := 99.5\%$
- densitatea substantei uscate.....:		$\gamma_{sedry} := 1.25 \frac{to}{m^3}$	$\gamma_{eldry} := 0.75 \cdot \frac{to}{m^3}$
- umiditate namol deshidratat.....:	$w_{dh} := 70\%$		

DATE DE PROCES (calculate)

- densitatea namolului umed colectat:

$$\gamma_{se} := \frac{\gamma_a \cdot \gamma_{sedry}}{w_{se} \cdot (\gamma_{sedry} - \gamma_a) + \gamma_a}$$

$$\gamma_{se} = 1.008 \frac{to}{m^3}$$

- masa de namol umed colectata:

$$N_{se} := V_{se} \cdot \gamma_{se}$$

$$N_{se} = 8796.296 \frac{to}{yr}$$

- densitate solutie polielectrolit:

$$\gamma_{el} := \frac{\gamma_a \cdot \gamma_{eldry}}{w_{el} \cdot (\gamma_{eldry} - \gamma_a) + \gamma_a}$$

$$\gamma_{el} = 0.998 \frac{to}{m^3}$$

- densitatea amestecului de namol introdus in centrifuga:

$$\gamma_{cf} := \frac{V_{nef} \cdot \gamma_{nef} + V_{se} \cdot \gamma_{se} + V_{el} \cdot \gamma_{el}}{V_{nef} + V_{se} + V_{el}}$$

$$\gamma_{cf} = 1.008 \frac{to}{m^3}$$

- masa amestecului de namol introdus in centrifuga:

$$N_{cf} := V_{nef} \cdot \gamma_{nef} + V_{se} \cdot \gamma_{se} + V_{el} \cdot \gamma_{el}$$

$$N_{cf} = 96546.428 \frac{to}{yr}$$

- umiditatea amestecului de namol introdus in centrifuga:

$$w_{cf} := \frac{w_{ef} \cdot N_{nef} + w_{se} \cdot V_{se} \cdot \gamma_{se} + w_{el} \cdot V_{el} \cdot \gamma_{el}}{N_{cf}}$$

$$w_{cf} = 97.151 \%$$

- masa uscata solida a amestecului de namol introdus in centrifuga:

$$N_{dryscf} := N_{cf} \cdot (1 - w_{cf})$$

$$N_{dryscf} = 2750.751 \frac{to}{yr}$$

- masa de namol deshidratat:

$$N_{dh} := \frac{N_{dryscf} \cdot (1 - w_{dh})}{1 - w_{dh}}$$

$$N_{dh} = 9169.171 \frac{to}{yr}$$

- masa uscata solida a nomolului deshidratat:

$$N_{drysdh} := N_{dh} \cdot (1 - w_{dh})$$

$$N_{drysdh} = 2750.751 \frac{to}{yr}$$

- cantiatea de supernatant rezultata din proces:

$$N_s := N_{cf} - N_{dh}$$

$$N_s = 87377.257 \frac{to}{yr}$$

3.PROCES DE USCARE

DATE DE INTRARE

- masa de namol deshidratat.....: $N_{dh} = 9169.171 \frac{to}{yr}$
- umiditatea namolului deshidratat.....: $w_{dh} = 70\%$
- umiditatea namolului uscat la 90%.....: $w_{dry1} := 10\%$

DATE DE PROCES (calculate)

- masa de namol uscat:

$$N_{dry1} := \frac{N_{dh} \cdot (1 - w_{dh})}{1 - w_{dry1}} \quad N_{dry1} = 3056.39 \frac{to}{yr}$$

- cantitatea de apa evaporata la uscare:

$$N_{apaev} := N_{dh} - N_{dry1} \quad N_{apaev} = 6112.781 \frac{to}{yr}$$

- masa de namol uscat solid:

$$N_{dry1s} := N_{dry1} \cdot (1 - w_{dry1}) \quad N_{dry1s} = 2750.751 \frac{to}{yr}$$

4.PROCES DE ARDERE

DATE DE INTRARE

- masa de namol uscat.....: $N_{dry1} = 3056.39 \frac{to}{yr}$
- continut de substanta combustibila continuta in namolul uscat.....: $OTS := 54.8\%$ (analiza elementara namol uscat-AGROLAB)

DATE DE PROCES (calculate)

- masa de namol uscat solid organic:

$$N_{dry1so} := N_{dry1s} \cdot OTS \quad N_{dry1so} = 1507.412 \frac{to}{yr}$$

- masa de cenusa (nearse):

$$N_{ash} := N_{dry1s} - N_{dry1so} \quad N_{ash} = 1243.34 \frac{to}{yr}$$

- gradul de reducere a maselor de namol:

$$G_{red} := \frac{N_{infcs} + N_{infnp} + N_{se}}{N_{ash}} \quad G_{red} = 71.934$$

5.PRODUCTIA DE BIOGAZ

- cantitatea de biogaz produsa in 2011:

$$V_{bg2011} := 2364100 \cdot \frac{m^3}{yr}$$

- cantitatea de substanta organica redusa:

$$N_{ored} := I_f N_o$$

$$N_{ored} = 973.842 \frac{to}{yr}$$

- productie specifica biogaz:

$$q_{bg} := \frac{V_{bg2011}}{N_{ored}}$$

$$q_{bg} = 2427.601 \frac{m^3}{to}$$

B.BILANT ENERGETIC

6.1 ARDERE NAMOL USCAT IN S2E

DATE DE INTRARE

- debitul de namol uscat ars.....: $N_{dry1} = 3056.39 \frac{to}{yr}$

- compozitie chimica elementara % masic:
(cf. analize - AGROLAB)

Azot := 3.97% Sulf := 1.5% Oxigen := 15.8% Hidrogen := 4.31% Carbon := 27% Apa := 4.12% Cenua := 43.3%

(Azot + Sulf + Oxigen + Hidrogen + Carbon + Apa + Cenua) = 100 %

- coeficient exces aer ardere focar.....: $\lambda_{S2E} := 1.5$

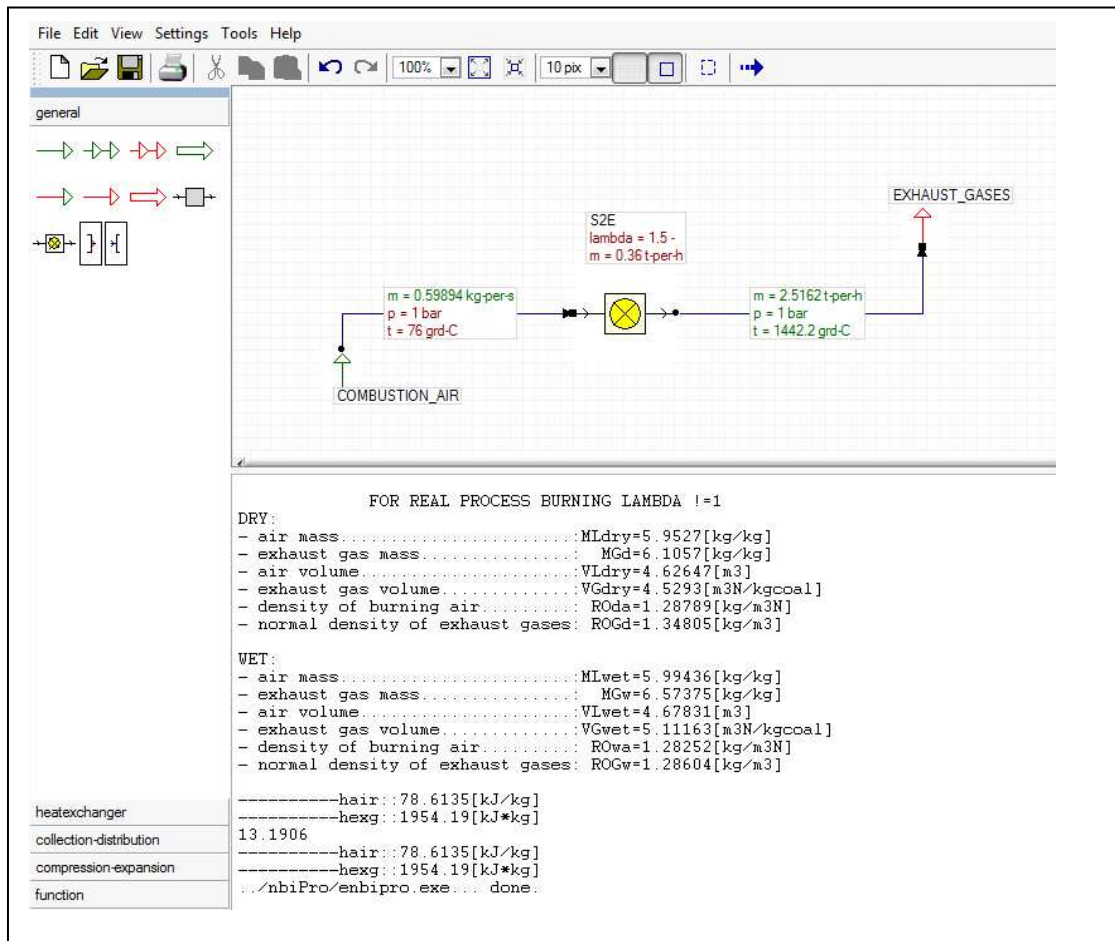
- randamentul termic al cazanului.....: $\eta_{S2Eth} := 61.18\%$
(din FT cazan)

- randamentul electric al cazanului.....: $\eta_{S2Eel} := 8\%$
(din FT cazan)

- capacitatea de incinerare namol
uscat solid S2E.....: $N_{S2Edrys} := 3000 \frac{to}{yr}$

DATE DE PROCES (calculate)

- arderea namolului uscat:



Anexa 1B - BCB_2011

- caldura specifica rezultata in urma arderii:

$$h_{\text{exg}} := 1954.19 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

- debitul gazelor de ardere:

$$m_{\text{exg}} := 2.5162 \frac{\text{to}}{\text{hr}}$$

- caldura disponibila in gazele de ardere:

$$Q_{\text{gS2E}} := m_{\text{exg}} \cdot h_{\text{exg}} \quad Q_{\text{gS2E}} = 1.366 \text{ MW}$$

- puterea calorifica inferioara a namolului incinerat:

$$H_u := 12113.5 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

- caldura rezultata din arderea namolului uscat:

$$Q_{\text{nS2E}} := N_{\text{dry1}} \cdot H_u \quad Q_{\text{nS2E}} = 10284.329 \text{ MW} \cdot \frac{\text{hr}}{\text{yr}}$$

- caldura disponibila rezultata in urma arderii:

$$Q_{\text{S2Eth}} := \eta_{\text{S2Eth}} \cdot Q_{\text{nS2E}} \quad Q_{\text{S2Eth}} = 6291.952 \text{ MW} \cdot \frac{\text{hr}}{\text{yr}}$$

- energia electrica disponibila in S2E:

$$Q_{\text{S2Eel}} := \eta_{\text{S2Eel}} \cdot Q_{\text{nS2E}} \quad Q_{\text{S2Eel}} = 822.746 \text{ MW} \cdot \frac{\text{hr}}{\text{yr}}$$

6.2 ARDERE BIOZAG IN BHKW

DATE DE INTRARE

- compozitie chimica elementara % volumic.....: Metan := 70% Dioxidcarbon := 30%
(cf. F.T DEUTZ)

$$(\text{Metan} + \text{Dioxidcarbon}) = 100 \%$$

- caldura disponibila din apa racire a motorului.....: $Q_{\text{ar}} := 210 \text{ kW}$
(din FT DEUTZ - la 100% putere nominala)

- caldura disponibila din gazele de evacuare ale motorului: $Q_{\text{ge1}} := 314 \text{ kW}$
(din FT DEUTZ - la 100% putere nominala la 150C)

- caldura disponibila din gazele de evacuare ale motorului: $Q_{\text{ge2}} := 342 \text{ kW}$
(din FT DEUTZ - la 100% putere nominala la 120C)

- energia termica disponibila prin ardere.....: $Q_{\text{fuel}} := 1341 \text{ kW}$
(cf. F.T DEUTZ-la 100% putere nominala)

- putere calorifica gaz metan.....: $H_{\text{uCH4}} := 35.883 \frac{\text{MJ}}{\text{m}^3}$
(cf. DIN51612, DIN51850)

- cantitatea de biogaz efectiva produsa in 2011.....: $V_{\text{bg2011}} = 2364100 \frac{\text{m}^3}{\text{yr}}$

- caldura efectiva recuperata de BHKW in 2011.....: $Q_{\text{BHKWrec}} := 3080 \cdot \text{MW} \cdot \text{hr}$
(date primite de la beneficiar)

- puerea electrica generator BHKW.....: $P_{\text{el}} := 537 \text{ kW}$
(cf. F.T DEUTZ-la 100% putere nominala)

DATE DE PROCES (calculate)

- randamentul termic al motorului:

$$\eta_{th2} := \frac{Q_{ar} + Q_{ge2}}{Q_{fuel}} \quad \eta_{th2} = 41.163 \%$$

$$\eta_{th1} := \frac{Q_{ar} + Q_{ge1}}{Q_{fuel}} \quad \eta_{th1} = 39.075 \%$$

- randamentul electric BHKW:

$$\eta_{el} := \frac{P_{el}}{Q_{fuel}} \quad \eta_{el} = 40.045 \%$$

- puterea calorifica a biogazului (70% CH₄):

$$Hu_{bg} := 70\% \cdot Hu_{CH4} \quad Hu_{bg} = 6.977 \frac{kW \cdot hr}{m^3}$$

- consumul orar de biogaz al motorului:

$$v_{fuel} := \frac{Q_{fuel}}{Hu_{bg}} \quad v_{fuel} = 192.196 \frac{m^3}{hr}$$

- consumul anual de biogaz pentru 2 motoare la 8500 h functionare/motor:

$$V_{bg_{yr}} := 2 \cdot (v_{fuel} \cdot 8500 \cdot hr) \quad V_{bg_{yr}} = 3267333.118 m^3$$

- caldura disponibila produsa de cele 2 motoare/an:

$$Q_{BHKW1} := V_{bg_{yr}} \cdot Hu_{bg} \cdot \eta_{th1} \quad Q_{BHKW1} = 8908 MW \cdot hr$$

$$Q_{BHKW2} := V_{bg_{yr}} \cdot Hu_{bg} \cdot \eta_{th2} \quad Q_{BHKW2} = 9384 MW \cdot hr$$

- caldura efectiva produsa de BHKW in 2011:

(pentru 150 C)

$$Q_{BHKWth} := V_{bg2011} \cdot Hu_{bg} \cdot \eta_{th1} \quad Q_{BHKWth} = 6445.441 \frac{MW \cdot hr}{yr}$$

- energia electrica produsa de BHKW:

$$Q_{BHKWel} := V_{bg2011} \cdot Hu_{bg} \cdot \eta_{el} \quad Q_{BHKWel} = 6605.347 \frac{MW \cdot hr}{yr}$$

7.CONSUMURI ENERGIE TERMICA

DATE DE INTRARE (2011)

- consumul termic pentru procese tehnologice de tratare:

$$Q_{\text{teh}} := 429.944 \cdot \frac{\text{MW} \cdot \text{hr}}{\text{yr}}$$

- consum termic pentru procesul de fermentare.....:

$$Q_{\text{digest}} := 951 \cdot \frac{\text{MW} \cdot \text{hr}}{\text{yr}}$$

- consum utilitati (spatii tehnice + locuinte).....:

$$Q_{\text{utilit}} := 257.2 \cdot \frac{\text{MW} \cdot \text{hr}}{\text{yr}}$$

- consum incalzire cosubstrate.....:

$$Q_{\text{cs}} := 684.29 \cdot \frac{\text{MW} \cdot \text{hr}}{\text{yr}}$$

- pierderi + diverse.....:

$$Q_p := 10\%$$

- factorul de consum termic al uscatoarelor BHKW si S2E:
(din diagrama flux KN341AF13LP4R04)

$$q_{\text{thdry}} := 0.8 \cdot \frac{\text{kW} \cdot \text{hr}}{l_{\text{H2Oev}}}$$

- capacitate de uscare BHKW:

$$N_{\text{BHKWdrys}} := 2000 \cdot \frac{\text{to}}{\text{yr}}$$

- randamentul termic al uscatoarelor BHKW si S2E.....:
(din diagrama flux KN341AF13LP4R04)

$$\eta_{\text{thdry}} := 77\%$$

- capacitate de uscare S2E.....:

$$N_{\text{S2Edrys}} = 3000 \cdot \frac{\text{to}}{\text{yr}}$$

DATE CALCULATE:

- caldura recuperata de BHKW si S2E:

$$Q_{\text{rec}} := Q_{\text{S2Eth}} + Q_{\text{BHKWth}}$$

$$Q_{\text{rec}} = 12737.393 \cdot \frac{\text{MW} \cdot \text{hr}}{\text{yr}}$$

- cantitatea anuala de namol deshidratat:

$$N_{\text{dh}_{\text{yr}}} := N_{\text{dh}} \cdot 8500 \cdot \frac{\text{hr}}{\text{yr}}$$

$$N_{\text{dh}_{\text{yr}}} = 9169.343 \cdot \frac{\text{to}}{\text{yr}}$$

- cantitatea anuala de namol uscat:

$$N_{\text{dry1yr}} := N_{\text{dry1}} \cdot 8500 \cdot \frac{\text{hr}}{\text{yr}}$$

$$N_{\text{dry1yr}} = 3056.448 \cdot \frac{\text{to}}{\text{yr}}$$

- cantitatea anuala de apa evaporata prin uscare:

$$N_{\text{H2Oev}} := N_{\text{dh}_{\text{yr}}} - N_{\text{dry1yr}}$$

$$N_{\text{H2Oev}} = 6112.896 \cdot \frac{\text{to}}{\text{yr}}$$

- consum anual energie termica utilizat pentru uscare:

$$Q_{\text{dryutil}} := N_{\text{H2Oev}} \cdot q_{\text{thdry}}$$

$$Q_{\text{dryutil}} = 4890.317 \cdot \frac{\text{MW} \cdot \text{hr}}{\text{yr}}$$

- consum anual energie termica necesar pentru uscare:

$$Q_{\text{drynec}} := \frac{Q_{\text{dryutil}}}{\eta_{\text{thdry}}}$$

$$Q_{\text{drynec}} = 6351.06 \cdot \frac{\text{MW} \cdot \text{hr}}{\text{yr}}$$

- caldura disponibila pentru uscare:

$$Q_{\text{dry}} := Q_{\text{rec}} - (Q_{\text{teh}} + Q_{\text{digest}} + Q_{\text{utilit}} + Q_{\text{cs}}) \cdot 1.1$$

$$Q_{\text{dry}} = 10182.716 \cdot \frac{\text{MW} \cdot \text{hr}}{\text{yr}}$$

- surplusul de energie termica disponibil din proces:

$$Q_{\text{disp}} := Q_{\text{dry}} - Q_{\text{drynec}}$$

$$Q_{\text{disp}} = 3831.656 \cdot \frac{\text{MW} \cdot \text{hr}}{\text{yr}}$$

Anexa 1B - BCB_2011

Nota : 8500 ore functionare! $\text{yr} := 354.16 \cdot \text{day}$ $l = 0.001 \text{ m}^3$
 $\text{to} := 1000\text{kg}$ $\text{kJ} := 1000 \cdot \text{J}$ $\text{MJ} := 10^6 \text{ J}$ $l_{\text{H2Oev}} := 1 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{l}}$

A.BILANT MASIC

1.PROCES DE FERMENTARE

DATE DE INTRARE

- volum (media pe anul 2012-354.16 zile).....:

NAMOL IINFLUENT COSUBSTRATE

$$V_{\text{infcs}} := 37329 \frac{\text{m}^3}{\text{yr}}$$

- umiditate.....:

$$w_{\text{infcs}} := 94.52\%$$

- greutate specifica a substantei uscate din namol:
($\gamma = 1.25-1.3 \text{ kg/m}^3$ - cf. standard)

$$\gamma_{\text{csdry}} := 1.25 \frac{\text{to}}{\text{m}^3}$$

- incarcare organica.....:
($\epsilon = 60-75\%$ - conform standard)

$$\epsilon_{\text{cs}} := 71.17\%$$

- densitatea specifica apa.....:

$$\gamma_a := 1 \frac{\text{to}}{\text{m}^3}$$

- volumul rezervorului de fermentare.....:

$$V_{\text{RFN}} := 2 \times 3000 \text{m}^3 \quad (\text{pentru 2 rezervoare})$$

NAMOL IINFLUENT NAMOL PROCES EPURARE

$$V_{\text{infnp}} := 42690 \frac{\text{m}^3}{\text{yr}}$$

$$w_{\text{infnp}} := 97.68\%$$

$$\gamma_{\text{npdry}} := 1.3 \frac{\text{to}}{\text{m}^3}$$

$$\epsilon_{\text{np}} := 55.4\%$$

DATE DE PROCES (calculate)

NAMOL IINFLUENT - COSUBSTRATE

- densitate namol umed:

$$\gamma_{\text{infcs}} := \frac{\gamma_a \cdot \gamma_{\text{csdry}}}{w_{\text{infcs}} \cdot (\gamma_{\text{csdry}} - \gamma_a) + \gamma_a}$$

$$\gamma_{\text{infcs}} = 1.011 \frac{\text{to}}{\text{m}^3}$$

- cantitatea de namol influent umed:

$$N_{\text{infcs}} := V_{\text{infcs}} \cdot \gamma_{\text{infcs}}$$

$$N_{\text{infcs}} = 37742.66 \frac{\text{to}}{\text{yr}}$$

- cantitatea de namol influent uscat:

$$N_{\text{drycs}} := N_{\text{infcs}} \cdot (1 - w_{\text{infcs}})$$

$$N_{\text{drycs}} = 2068.298 \frac{\text{to}}{\text{yr}}$$

- cantitate de substanta organica uscata continuta in namolul influent:

$$N_{\text{ocs}} := N_{\text{drycs}} \cdot \epsilon_{\text{cs}}$$

$$N_{\text{ocs}} = 1472.008 \frac{\text{to}}{\text{yr}}$$

- cantitate de substanta organica uscata continuta in namolul influent:

$$N_o := N_{\text{ocs}} + N_{\text{onp}}$$

NAMOL IINFLUENT - NAMOL PROCES EPURARE

$$\gamma_{\text{infnp}} := \frac{\gamma_a \cdot \gamma_{\text{npdry}}}{w_{\text{infnp}} \cdot (\gamma_{\text{npdry}} - \gamma_a) + \gamma_a}$$

$$\gamma_{\text{infnp}} = 1.005 \frac{\text{to}}{\text{m}^3}$$

$$N_{\text{infnp}} := V_{\text{infnp}} \cdot \gamma_{\text{infnp}}$$

$$N_{\text{infnp}} = 42919.786 \frac{\text{to}}{\text{yr}}$$

$$N_{\text{drynp}} := N_{\text{infnp}} \cdot (1 - w_{\text{infnp}})$$

$$N_{\text{drynp}} = 995.739 \frac{\text{to}}{\text{yr}}$$

$$N_{\text{onp}} := N_{\text{drynp}} \cdot \epsilon_{\text{np}}$$

$$N_{\text{onp}} = 551.639 \frac{\text{to}}{\text{yr}}$$

$$N_o = 2023.647 \frac{\text{to}}{\text{yr}}$$

ANEXA 1C - BCB_2012

- incarcarea organica a rezervorului de fermentare RFN:

($I_{oRFN} = 1.5...3$ - conform standard)

$$I_{oRFN} := \frac{N_o}{V_{RFN}} \quad I_{oRFN} = 0.952 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3 \cdot \text{day}}$$

- cantitatea de substanta minerala uscata continuta in namolul influent:

$$N_m := (1 - \varepsilon_{cs}) \cdot N_{drycs} + (1 - \varepsilon_{np}) \cdot N_{drynp} \quad N_m = 1040.39 \frac{\text{to}}{\text{yr}}$$

- cantitatea uscata de namol influenta:

$$N_{infdry} := N_m + N_o \quad N_{infdry} = 3064.037 \frac{\text{to}}{\text{yr}}$$

- limita tehnica de fermentare:

($l_f = 40-55\%$ - conform standard)

$$l_f := 45\%$$

- cantitatea de namol efluent uscat:

$$N_{efdry} := N_m + (1 - l_f) \cdot N_o \quad N_{efdry} = 2153.396 \frac{\text{to}}{\text{yr}}$$

- densitate amestec namol influent:

$$\gamma_{inf} := \frac{N_{infcs} + N_{infnp}}{V_{infcs} + V_{infnp}} \quad \gamma_{inf} = 1.008 \frac{\text{to}}{\text{m}^3}$$

- umiditate amestec namol influent:

$$w_{inf} := \frac{N_{infcs} + N_{infnp} - N_{drycs} - N_{drynp}}{N_{infcs} + N_{infnp}} \quad w_{inf} = 96.201 \%$$

- crestere de umiditate prin fermentare:

($\Delta w_f = 1-2\%$ - conform standard)

$$\Delta w_f := 1.1\%$$

- umiditatea namolului efluent:

$$w_{ef} := w_{inf} + \Delta w_f \quad w_{ef} = 97.301 \%$$

- densitate namol efluent fermentat:

$$\gamma_{nef} := \gamma_{inf} \quad \gamma_{nef} = 1.008 \frac{\text{to}}{\text{m}^3}$$

- volumul de namol influent:

$$V_{ninf} := V_{infcs} + V_{infnp} \quad V_{ninf} = 80019 \frac{\text{m}^3}{\text{yr}}$$

- masa de namol influent:

$$N_{inf} := N_{infcs} + N_{infnp} \quad N_{inf} = 80662.445 \frac{\text{to}}{\text{yr}}$$

- masa de apa continuta in namolul influent:

$$N_{ainf} := N_{inf} - N_{drycs} - N_{drynp} \quad N_{ainf} = 77598.409 \frac{\text{to}}{\text{yr}}$$

- masa de apa continuta in namolul efluent:

$$N_{aef} := N_{ainf}$$

- masa de namol efluent:

$$N_{nef} := N_{aef} + N_{efdry} \quad N_{nef} = 79751.804 \frac{\text{to}}{\text{yr}}$$

- volumul de namol efluent:

$$V_{nef} := \frac{N_{nef}}{\gamma_{nef}} \quad V_{nef} = 79115.623 \frac{\text{m}^3}{\text{yr}}$$

2.PROCES DESHIDRATARE

<u>DATE DE INTRARE</u>	<u>NAMOL EFLUENT</u> (fermentat)	<u>NAMOL COLECTAT</u> (statii de epurare externe)	<u>SOLUTIE</u> <u>POLIELECTROLIT</u>
- volume introduse in proces.....: (electrolit dedus din diagrama flux KN341AF13LP4R04)	$V_{nef} = 79115.623 \frac{m^3}{yr}$	$V_{se} := 8634.5 \frac{m^3}{yr}$	$V_{el} := 8093.75 \frac{m^3}{yr}$
- umiditati substante amestec.....:	$w_{ef} = 97.301 \%$	$w_{se} := 97.4\%$	$w_{el} := 99.5\%$
- densitatea substantei uscate.....:		$\gamma_{sedry} := 1.25 \frac{to}{m^3}$	$\gamma_{eldry} := 0.75 \cdot \frac{to}{m^3}$
- umiditate namol deshidratat.....:	$w_{dh} := 70\%$		

DATE DE PROCES (calculate)

- densitatea namolului umed colectat:

$$\gamma_{se} := \frac{\gamma_a \cdot \gamma_{sedry}}{w_{se} \cdot (\gamma_{sedry} - \gamma_a) + \gamma_a}$$

$$\gamma_{se} = 1.005 \frac{to}{m^3}$$

- masa de namol umed colectata:

$$N_{se} := V_{se} \cdot \gamma_{se}$$

$$N_{se} = 8679.634 \frac{to}{yr}$$

- densitate solutie polielectrolit:

$$\gamma_{el} := \frac{\gamma_a \cdot \gamma_{eldry}}{w_{el} \cdot (\gamma_{eldry} - \gamma_a) + \gamma_a}$$

$$\gamma_{el} = 0.998 \frac{to}{m^3}$$

- densitatea amestecului de namol introdus in centrifuga:

$$\gamma_{cf} := \frac{V_{nef} \cdot \gamma_{nef} + V_{se} \cdot \gamma_{se} + V_{el} \cdot \gamma_{el}}{V_{nef} + V_{se} + V_{el}}$$

$$\gamma_{cf} = 1.007 \frac{to}{m^3}$$

- masa amestecului de namol introdus in centrifuga:

$$N_{cf} := V_{nef} \cdot \gamma_{nef} + V_{se} \cdot \gamma_{se} + V_{el} \cdot \gamma_{el}$$

$$N_{cf} = 96511.721 \frac{to}{yr}$$

- umiditatea amestecului de namol introdus in centrifuga:

$$w_{cf} := \frac{w_{ef} \cdot N_{nef} + w_{se} \cdot V_{se} \cdot \gamma_{se} + w_{el} \cdot V_{el} \cdot \gamma_{el}}{N_{cf}}$$

$$w_{cf} = 97.494 \%$$

- masa uscata solida a amestecului de namol introdus in centrifuga:

$$N_{dryscf} := N_{cf} \cdot (1 - w_{cf})$$

$$N_{dryscf} = 2418.247 \frac{to}{yr}$$

- masa de namol deshidratat:

$$N_{dh} := \frac{N_{dryscf} \cdot (1 - w_{dh})}{1 - w_{dh}}$$

$$N_{dh} = 8060.824 \frac{to}{yr}$$

- masa uscata solida a nomolului deshidratat:

$$N_{drysdh} := N_{dh} \cdot (1 - w_{dh})$$

$$N_{drysdh} = 2418.247 \frac{to}{yr}$$

- cantitatea de supernatant rezultata din proces:

$$N_s := N_{cf} - N_{dh}$$

$$N_s = 88450.897 \frac{to}{yr}$$

3.PROCES DE USCARE**DATE DE INTRARE**

- masa de namol deshidratat.....: $N_{dh} = 8060.824 \frac{to}{yr}$
- umiditatea namolului deshidratat.....: $w_{dh} = 70\%$
- umiditatea namolului uscat la 90%.....: $w_{dry1} := 10\%$

DATE DE PROCES (calculate)

- masa de namol uscat:

$$N_{dry1} := \frac{N_{dh} \cdot (1 - w_{dh})}{1 - w_{dry1}} \quad N_{dry1} = 2686.941 \frac{to}{yr}$$

- cantitatea de apa evaporata la uscare:

$$N_{apaev} := N_{dh} - N_{dry1} \quad N_{apaev} = 5373.883 \frac{to}{yr}$$

- masa de namol uscat solid:

$$N_{dry1s} := N_{dry1} \cdot (1 - w_{dry1}) \quad N_{dry1s} = 2418.247 \frac{to}{yr}$$

4.PROCES DE ARDERE**DATE DE INTRARE**

- masa de namol uscat.....: $N_{dry1} = 2686.941 \frac{to}{yr}$
- continut de substanta combustibila continuta in namolul uscat.....: $OTS := 54.8\%$ (analiza elementara namol uscat-AGROLAB)

DATE DE PROCES (calculate)

- masa de namol uscat solid organic:

$$N_{dry1so} := N_{dry1s} \cdot OTS \quad N_{dry1so} = 1325.2 \frac{to}{yr}$$

- masa de cenusa (nearse):

$$N_{ash} := N_{dry1s} - N_{dry1so} \quad N_{ash} = 1093.048 \frac{to}{yr}$$

- gradul de reducere a maselor de namol:

$$G_{red} := \frac{N_{infcs} + N_{infnp} + N_{se}}{N_{ash}} \quad G_{red} = 81.737$$

5.PRODUCTIA DE BIOGAZ

- cantitatea de biogaz produsa in 2012:

$$V_{bg2012} := 2494113 \cdot \frac{m^3}{yr}$$

- cantitatea de substanta organica redusa:

$$N_{ored} := I_f N_o$$

$$N_{ored} = 910.641 \frac{to}{yr}$$

- productie specifica biogaz:

$$q_{bg} := \frac{V_{bg2012}}{N_{ored}}$$

$$q_{bg} = 2738.854 \frac{m^3}{to}$$

B.BILANT ENERGETIC

6.1 ARDERE NAMOL USCAT IN S2E

DATE DE INTRARE

- debitul de namol uscat ars.....: $N_{dry1} = 2686.941 \frac{to}{yr}$

- compozitie chimica elementara % masic:
(cf. analize - AGROLAB)

Azot := 3.97% Sulf := 1.5% Oxigen := 15.8% Hidrogen := 4.31% Carbon := 27% Apa := 4.12% Cenua := 43.3%

(Azot + Sulf + Oxigen + Hidrogen + Carbon + Apa + Cenua) = 100 %

- coeficient exces aer ardere focar.....: $\lambda_{S2E} := 1.5$

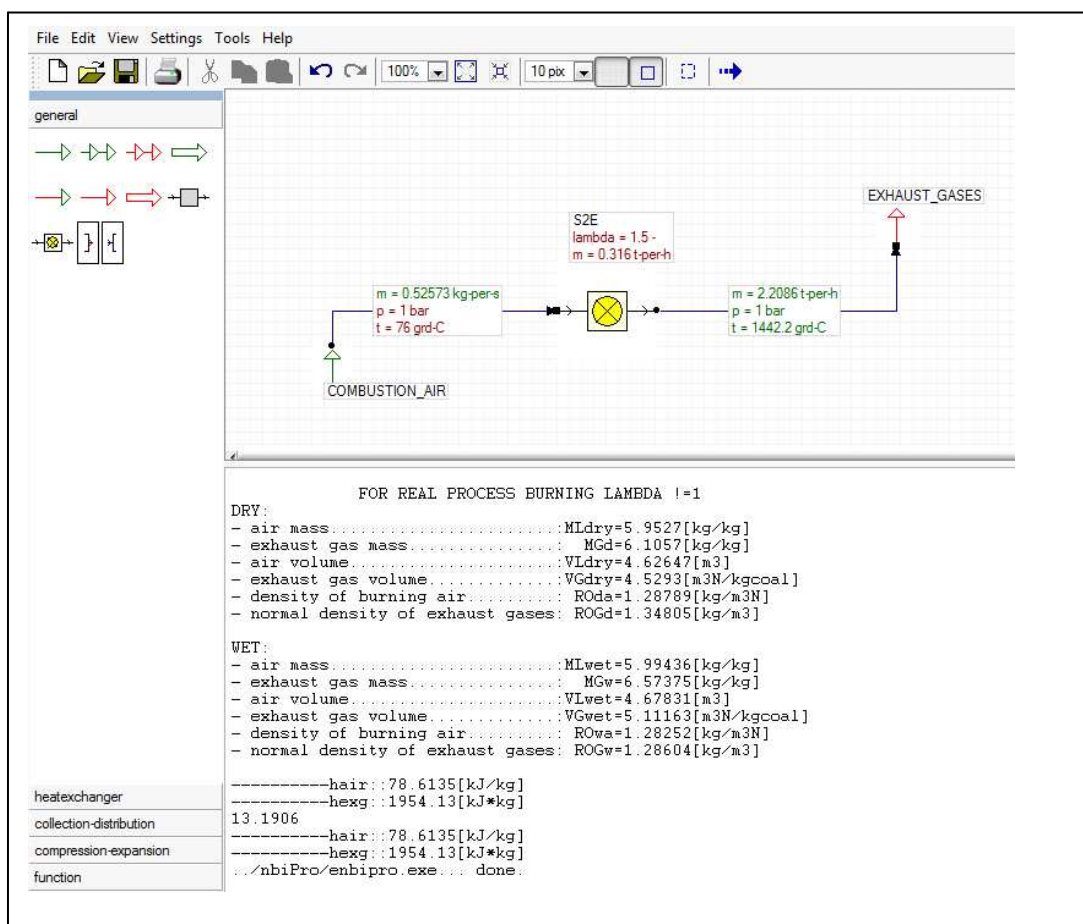
- randamentul termic al cazanului.....: $\eta_{S2Eth} := 61.18\%$
(din FT cazan)

- randamentul electric al cazanului.....: $\eta_{S2Eel} := 8\%$
(din FT cazan)

- capacitatea de incinerare namol
uscat solid S2E.....: $N_{S2Edrys} := 3000 \frac{to}{yr}$

DATE DE PROCES (calculate)

- arderea namolului uscat:



- caldura specifica rezultata in urma arderii:

$$h_{\text{exg}} := 1954.13 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

- debitul gazelor de ardere:

$$m_{\text{exg}} := 2.2086 \frac{\text{to}}{\text{hr}}$$

- caldura disponibila in gazele de ardere:

$$Q_{\text{gS2E}} := m_{\text{exg}} \cdot h_{\text{exg}} \quad Q_{\text{gS2E}} = 1.199 \text{ MW}$$

- puterea calorifica inferioara a namolului incinerat:

$$H_u := 12113.5 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

- caldura rezultata din arderea namolului uscat:

$$Q_{\text{nS2E}} := N_{\text{dry1}} \cdot H_u \quad Q_{\text{nS2E}} = 9041.185 \text{ MW} \cdot \frac{\text{hr}}{\text{yr}}$$

- caldura disponibila rezultata in urma arderii:

$$Q_{\text{S2Eth}} := \eta_{\text{S2Eth}} \cdot Q_{\text{nS2E}} \quad Q_{\text{S2Eth}} = 5531.397 \text{ MW} \cdot \frac{\text{hr}}{\text{yr}}$$

- energia electrica disponibila in S2E:

$$Q_{\text{S2Eel}} := \eta_{\text{S2Eel}} \cdot Q_{\text{nS2E}} \quad Q_{\text{S2Eel}} = 723.295 \text{ MW} \cdot \frac{\text{hr}}{\text{yr}}$$

6.2 ARDERE BIOZAG IN BHKW

DATE DE INTRARE

- compozitie chimica elementara % volumic.....: Metan := 70% Dioxidcarbon := 30%
(cf. F.T DEUTZ)

$$(\text{Metan} + \text{Dioxidcarbon}) = 100 \%$$

- caldura disponibila din apa racire a motorului.....: $Q_{\text{ar}} := 210 \text{ kW}$
(din FT DEUTZ - la 100% putere nominala)

- caldura disponibila din gazele de evacuare ale motorului: $Q_{\text{ge1}} := 314 \text{ kW}$
(din FT DEUTZ - la 100% putere nominala la 150C)

- caldura disponibila din gazele de evacuare ale motorului: $Q_{\text{ge2}} := 342 \text{ kW}$
(din FT DEUTZ - la 100% putere nominala la 120C)

- energia termica disponibila prin ardere.....: $Q_{\text{fuel}} := 1341 \text{ kW}$
(cf. F.T DEUTZ-la 100% putere nominala)

- putere calorifica gaz metan.....: $H_{\text{uCH4}} := 35.883 \frac{\text{MJ}}{\text{m}^3}$
(cf. DIN51612, DIN51850)

- cantitatea de biogaz efectiva produsa in 2012.....: $V_{\text{bg2012}} = 2494113 \frac{\text{m}^3}{\text{yr}}$

- caldura efectiva recuperata de BHKW in 2012.....: $Q_{\text{BHKWrec}} := 3140 \cdot \text{MW} \cdot \text{hr}$
(date primite de la beneficiar)

- puerea electrica generator BHKW.....: $P_{\text{el}} := 537 \text{ kW}$
(cf. F.T DEUTZ-la 100% putere nominala)

DATE DE PROCES (calculate)

- randamentul termic al motorului:

$$\eta_{th2} := \frac{Q_{ar} + Q_{ge2}}{Q_{fuel}} \quad \eta_{th2} = 41.163 \%$$

$$\eta_{th1} := \frac{Q_{ar} + Q_{ge1}}{Q_{fuel}} \quad \eta_{th1} = 39.075 \%$$

- randamentul electric BHKW:

$$\eta_{el} := \frac{P_{el}}{Q_{fuel}} \quad \eta_{el} = 40.045 \%$$

- puterea calorifica a biogazului (70% CH₄):

$$Hu_{bg} := 70\% \cdot Hu_{CH4} \quad Hu_{bg} = 6.977 \frac{kW \cdot hr}{m^3}$$

- consumul orar de biogaz al motorului:

$$v_{fuel} := \frac{Q_{fuel}}{Hu_{bg}} \quad v_{fuel} = 192.196 \frac{m^3}{hr}$$

- consumul anual de biogaz pentru 2 motoare la 8500 h functionare/motor:

$$V_{bg_{yr}} := 2 \cdot (v_{fuel} \cdot 8500 \cdot hr) \quad V_{bg_{yr}} = 3267333.118 m^3$$

- caldura disponibila produsa de cele 2 motoare/an:

$$Q_{BHKW1} := V_{bg_{yr}} \cdot Hu_{bg} \cdot \eta_{th1} \quad Q_{BHKW1} = 8908 MW \cdot hr$$

$$Q_{BHKW2} := V_{bg_{yr}} \cdot Hu_{bg} \cdot \eta_{th2} \quad Q_{BHKW2} = 9384 MW \cdot hr$$

- caldura efectiva produsa de BHKW in 2012:

(pentru 150 C)

$$Q_{BHKWth} := V_{bg2012} \cdot Hu_{bg} \cdot \eta_{th1} \quad Q_{BHKWth} = 6799.906 \frac{MW \cdot hr}{yr}$$

- energia electrica produsa de BHKW:

$$Q_{BHKWel} := V_{bg2012} \cdot Hu_{bg} \cdot \eta_{el} \quad Q_{BHKWel} = 6968.606 \frac{MW \cdot hr}{yr}$$

7.CONSUMURI ENERGIE TERMICA**DATE DE INTRARE (2012)**

- consumul termic pentru procese tehnologice de tratare:

$$Q_{\text{teh}} := 488.686 \cdot \frac{\text{MW} \cdot \text{hr}}{\text{yr}}$$

- consum termic pentru procesul de fermentare.....:

$$Q_{\text{digest}} := 967 \cdot \frac{\text{MW} \cdot \text{hr}}{\text{yr}}$$

- consum utilitati (spatii tehnice + locuinte).....:

$$Q_{\text{utilit}} := 262.64 \cdot \frac{\text{MW} \cdot \text{hr}}{\text{yr}}$$

- consum incalzire cosubstrate.....:

$$Q_{\text{cs}} := 663 \cdot \frac{\text{MW} \cdot \text{hr}}{\text{yr}}$$

- pierderi + diverse.....:

$$Q_p := 10\%$$

- factorul de consum termic al uscatoarelor BHKW si S2E:
(din diagrama flux KN341AF13LP4R04)

$$q_{\text{thdry}} := 0.8 \cdot \frac{\text{kW} \cdot \text{hr}}{l_{\text{H2Oev}}}$$

- capacitate de uscare BHKW:

$$N_{\text{BHKWdrys}} := 2000 \cdot \frac{\text{to}}{\text{yr}}$$

- randamentul termic al uscatoarelor BHKW si S2E.....:
(din diagrama flux KN341AF13LP4R04)

$$\eta_{\text{thdry}} := 77\%$$

- capacitate de uscare S2E.....:

$$N_{\text{S2Edrys}} = 3000 \cdot \frac{\text{to}}{\text{yr}}$$

DATE CALCULATE:

- caldura recuperata de BHKW si S2E:

$$Q_{\text{rec}} := Q_{\text{S2Eth}} + Q_{\text{BHKWth}}$$

$$Q_{\text{rec}} = 12331.303 \cdot \frac{\text{MW} \cdot \text{hr}}{\text{yr}}$$

- cantitatea anuala de namol deshidratat:

$$N_{\text{dh}_{\text{yr}}} := N_{\text{dh}} \cdot 8500 \cdot \frac{\text{hr}}{\text{yr}}$$

$$N_{\text{dh}_{\text{yr}}} = 8060.976 \cdot \frac{\text{to}}{\text{yr}}$$

- cantitatea anuala de namol uscat:

$$N_{\text{dry1yr}} := N_{\text{dry1}} \cdot 8500 \cdot \frac{\text{hr}}{\text{yr}}$$

$$N_{\text{dry1yr}} = 2686.992 \cdot \frac{\text{to}}{\text{yr}}$$

- cantitatea anuala de apa evaporata prin uscare:

$$N_{\text{H2Oev}} := N_{\text{dh}_{\text{yr}}} - N_{\text{dry1yr}}$$

$$N_{\text{H2Oev}} = 5373.984 \cdot \frac{\text{to}}{\text{yr}}$$

- consum anual energie termica utilizat pentru uscare:

$$Q_{\text{dryutil}} := N_{\text{H2Oev}} \cdot q_{\text{thdry}}$$

$$Q_{\text{dryutil}} = 4299.187 \cdot \frac{\text{MW} \cdot \text{hr}}{\text{yr}}$$

- consum anual energie termica necesar pentru uscare:

$$Q_{\text{drynec}} := \frac{Q_{\text{dryutil}}}{\eta_{\text{thdry}}}$$

$$Q_{\text{drynec}} = 5583.36 \cdot \frac{\text{MW} \cdot \text{hr}}{\text{yr}}$$

- caldura disponibila pentru uscare:

$$Q_{\text{dry}} := Q_{\text{rec}} - (Q_{\text{teh}} + Q_{\text{digest}} + Q_{\text{utilit}} + Q_{\text{cs}}) \cdot 1.1$$

$$Q_{\text{dry}} = 9711.844 \cdot \frac{\text{MW} \cdot \text{hr}}{\text{yr}}$$

- surplusul de energie termica disponibil din proces:

$$Q_{\text{disp}} := Q_{\text{dry}} - Q_{\text{drynec}}$$

$$Q_{\text{disp}} = 4128.484 \cdot \frac{\text{MW} \cdot \text{hr}}{\text{yr}}$$

ANEXA 1C - BCB_2012

Nota : 8500 ore functionare! $\text{yr} := 354.16 \cdot \text{day}$ $l = 0.001 \text{ m}^3$
 $\text{to} := 1000\text{kg}$ $\text{kJ} := 1000 \cdot \text{J}$ $\text{MJ} := 10^6 \text{ J}$ $l_{\text{H2Oev}} := 1 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{l}}$

A.BILANT MASIC

1.PROCES DE FERMENTARE

<u>DATE DE INTRARE</u>	<u>NAMOL INFLUENT COSUBSTRATE</u>	<u>NAMOL INFLUENT NAMOL PROCES EPURARE</u>
- volum (media pe anul 2013-354.16 zile).....:		$V_{infnp} := 44868 \frac{m^3}{yr}$
- umiditate.....:		$w_{infnp} := 97.68\%$
- masa umeda cosubstrate.....:	$N_{infcs} := 24605 \cdot \frac{to}{yr}$	
- masa uscata cosubstrate.....:	$N_{drycs} := 2219 \cdot \frac{to}{yr}$	
- masa organica cosubstrate.....:	$N_{ocs} := 1945 \cdot \frac{to}{yr}$	
- greutate specifica a substantei uscate din namol: ($\gamma = 1.25-1.3 \text{ kg/m}^3$ - cf. standard)	$\gamma_{csdry} := 1.25 \frac{to}{m^3}$	$\gamma_{npdry} := 1.3 \frac{to}{m^3}$
- incarcare organica.....: ($\epsilon = 60-75\%$ - conform standard)		$\epsilon_{np} := 55.4\%$
- densitatea specifica apa.....:	$\gamma_a := 1 \frac{to}{m^3}$	
- volumul rezervorului de fermentare.....:	$V_{RFN} := 2 \times 3000m^3$	(pentru 2 rezervoare)

DATE DE PROCES (calculate)

<u>NAMOL INFLUENT - COSUBSTRATE</u>	<u>NAMOL INFLUENT - NAMOL PROCES EPURARE</u>
- umiditate namol umed:	
$w_{infcs} := \frac{N_{infcs} - N_{drycs}}{N_{infcs}}$	$w_{infcs} = 90.982\%$
- densitate namol umed:	
$\gamma_{infcs} := \frac{\gamma_a \cdot \gamma_{csdry}}{w_{infcs} \cdot (\gamma_{csdry} - \gamma_a) + \gamma_a}$	$\gamma_{infnp} := \frac{\gamma_a \cdot \gamma_{npdry}}{w_{infnp} \cdot (\gamma_{npdry} - \gamma_a) + \gamma_a}$
$\gamma_{infcs} = 1.018 \frac{to}{m^3}$	$\gamma_{infnp} = 1.005 \frac{to}{m^3}$
- volum namol umed:	
$V_{infcs} := \frac{N_{infcs}}{\gamma_{infcs}}$	$V_{infcs} = 24161.2 \frac{m^3}{yr}$
- cantitatea de namol influent umed:	
$N_{infcs} = 24605 \frac{to}{yr}$	$N_{infnp} := V_{infnp} \cdot \gamma_{infnp}$
	$N_{infnp} = 45109.509 \frac{to}{yr}$

- cantitatea de namol influent uscat:

$$N_{drycs} = 2219 \frac{\text{to}}{\text{yr}} \quad N_{drynp} := N_{infnp} \cdot (1 - w_{infnp})$$

$$N_{drynp} = 1046.541 \frac{\text{to}}{\text{yr}}$$

- cantitate de substanta organica uscata continuta in namolul influent:

$$N_{ocs} = 1945 \frac{\text{to}}{\text{yr}} \quad N_{onp} := N_{drynp} \cdot \varepsilon_{np}$$

$$N_{onp} = 579.784 \frac{\text{to}}{\text{yr}}$$

- cantitate de substanta organica uscata continuta in namolul influent:

$$N_o := N_{ocs} + N_{onp} \quad N_o = 2524.784 \frac{\text{to}}{\text{yr}}$$

- incarcarea organica a rezervorului de fermentare RFN:

($I_{oRFN} = 1.5 \dots 3$ - conform standard)

$$I_{oRFN} := \frac{N_o}{V_{RFN}} \quad I_{oRFN} = 1.188 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3 \cdot \text{day}}$$

- cantitatea de substanta minerala uscata continuta in namolul influent:

$$N_m := N_{drycs} - N_{ocs} + N_{drynp} - N_{onp} \quad N_m = 740.757 \frac{\text{to}}{\text{yr}}$$

- cantitatea uscata de namol influenta:

$$N_{infdry} := N_m + N_o \quad N_{infdry} = 3265.541 \frac{\text{to}}{\text{yr}}$$

- limita tehnica de fermentare:

($l_f = 40-55\%$ - conform standard)

$$l_f := 55\%$$

- cantitatea de namol efluent uscat:

$$N_{efdry} := N_m + (1 - l_f) \cdot N_o \quad N_{efdry} = 1876.91 \frac{\text{to}}{\text{yr}}$$

- densitate amestec namol influent:

$$\gamma_{inf} := \frac{N_{infcs} + N_{infnp}}{V_{infcs} + V_{infnp}} \quad \gamma_{inf} = 1.0099 \frac{\text{to}}{\text{m}^3}$$

- umiditate amestec namol influent:

$$w_{inf} := \frac{N_{infcs} + N_{infnp} - N_{drycs} - N_{drynp}}{N_{infcs} + N_{infnp}} \quad w_{inf} = 95.316\%$$

- crestere de umiditate prin fermentare:

($\Delta w_f = 1-2\%$ - conform standard)

$$\Delta w_f := 1.1\%$$

- umiditatea namolului efluent:

$$w_{ef} := w_{inf} + \Delta w_f \quad w_{ef} = 96.416\%$$

- densitate namol efluent fermentat:

$$\gamma_{nef} := \gamma_{inf} \quad \gamma_{nef} = 1.0099 \frac{\text{to}}{\text{m}^3}$$

- volumul de namol influent:

$$V_{ninf} := V_{infcs} + V_{infnp} \quad V_{ninf} = 69029.2 \frac{m^3}{yr}$$

- masa de namol influent:

$$N_{inf} := N_{infcs} + N_{infnp} \quad N_{inf} = 69714.509 \frac{to}{yr}$$

- masa de apa continuta in namolul influent:

$$N_{ainf} := N_{inf} - N_{drycs} - N_{drynp} \quad N_{ainf} = 66448.969 \frac{to}{yr}$$

- masa de apa continuta in namolul efluent:

$$N_{aef} := N_{ainf}$$

- masa de namol efluent:

$$N_{nef} := N_{aef} + N_{efdry} \quad N_{nef} = 68325.878 \frac{to}{yr}$$

- volumul de namol efluent:

$$V_{nef} := \frac{N_{nef}}{\gamma_{nef}} \quad V_{nef} = 67654.22 \frac{m^3}{yr}$$

2.PROCES DESHIDRATARE

<u>DATE DE INTRARE</u>	<u>NAMOL EFLUENT</u> (fermentat)	<u>NAMOL COLECTAT</u> (statii de epurare externe)	<u>SOLUTIE</u> <u>POLIELECTROLIT</u>
- volume introduse in proces..... (electrolit dedus din diagrama flux KN341AF13LP4R04)	$V_{nef} = 67654.22 \frac{m^3}{yr}$	$V_{se} := 8392 \frac{m^3}{yr}$	$V_{el} := 12800 \frac{m^3}{yr}$
- umiditati substante amestec.....	$w_{ef} = 96.416\%$	$w_{se} := 97.4\%$	$w_{el} := 99.75\%$
- densitatea substantei uscate.....		$\gamma_{sedry} := 1.25 \frac{to}{m^3}$	$\gamma_{eldry} := 0.75 \cdot \frac{to}{m^3}$
- umiditate namol deshidratat.....	$w_{dh} := 70\%$		

DATE DE PROCES (calculate)

- densitatea namolului umed colectat:

$$\gamma_{se} := \frac{\gamma_a \cdot \gamma_{sedry}}{w_{se} \cdot (\gamma_{sedry} - \gamma_a) + \gamma_a} \quad \gamma_{se} = 1.005 \frac{to}{m^3}$$

- masa de namol umed colectata:

$$N_{se} := V_{se} \cdot \gamma_{se} \quad N_{se} = 8435.867 \frac{to}{yr}$$

- densitate solutie polielectrolit:

$$\gamma_{el} := \frac{\gamma_a \cdot \gamma_{eldry}}{w_{el} \cdot (\gamma_{eldry} - \gamma_a) + \gamma_a} \quad \gamma_{el} = 0.999 \frac{to}{m^3}$$

- densitatea amestecului de namol introdus in centrifuga:

$$\gamma_{cf} := \frac{V_{nef} \cdot \gamma_{nef} + V_{se} \cdot \gamma_{se} + V_{el} \cdot \gamma_{el}}{V_{nef} + V_{se} + V_{el}} \quad \gamma_{cf} = 1.008 \frac{to}{m^3}$$

- masa amestecului de namol introdus in centrifuga:

$$N_{cf} := V_{nef} \cdot \gamma_{nef} + V_{se} \cdot \gamma_{se} + V_{el} \cdot \gamma_{el} \quad N_{cf} = 89551.087 \frac{to}{yr}$$

- umiditatea amestecului de namol introdus in centrifuga:

$$w_{cf} := \frac{w_{ef} \cdot N_{nef} + w_{se} \cdot V_{se} \cdot \gamma_{se} + w_{el} \cdot V_{el} \cdot \gamma_{el}}{N_{cf}} \quad w_{cf} = 96.985\%$$

- masa uscata solida a amestecului de namol introdus in centrifuga:

$$N_{dryscf} := N_{cf} \cdot (1 - w_{cf}) \quad N_{dryscf} = 2700.216 \frac{to}{yr}$$

- masa de namol deshidratat:

$$N_{dh} := \frac{N_{cf} \cdot (1 - w_{cf})}{1 - w_{dh}} \quad N_{dh} = 9000.72 \frac{to}{yr}$$

- masa uscata solida a namolului deshidratat:

$$N_{drysdh} := N_{dh} \cdot (1 - w_{dh}) \quad N_{drysdh} = 2700.216 \frac{to}{yr}$$

- cantitatea de supernatant rezultata din proces:

$$N_s := N_{cf} - N_{dh} \quad N_s = 80550.367 \frac{to}{yr}$$

3.PROCES DE USCARE

DATE DE INTRARE

- masa de namol deshidratat.....: $N_{dh} = 9000.72 \frac{to}{yr}$

- umiditatea namolului deshidratat.....: $w_{dh} = 70\%$

- umiditatea namolului uscat la 90%.....: $w_{dry1} := 10\%$

DATE DE PROCES (calculate)

- masa de namol uscat:

$$N_{dry1} := \frac{N_{dh} \cdot (1 - w_{dh})}{1 - w_{dry1}} \quad N_{dry1} = 3000.24 \frac{to}{yr}$$

- cantitatea de apa evaporata la uscare:

$$N_{apaev} := N_{dh} - N_{dry1} \quad N_{apaev} = 6000.48 \frac{to}{yr}$$

- masa de namol uscat solid:

$$N_{dry1s} := N_{dry1} \cdot (1 - w_{dry1}) \quad N_{dry1s} = 2700.216 \frac{to}{yr}$$

4.PROCES DE ARDERE**DATE DE INTRARE**

- masa de namol uscat.....: $N_{dry1} = 3000.24 \frac{to}{yr}$

- continut de substanta combustibila
continuta in namolul uscat.....: $OTS := 54.8\%$ (analiza elementara namol uscat-AGROLAB)

DATE DE PROCES (calculate)

- masa de namol uscat solid organic:

$$N_{dry1so} := N_{dry1s} \cdot OTS$$

$$N_{dry1so} = 1479.718 \frac{to}{yr}$$

- masa de cenusa (nearse):

$$N_{ash} := N_{dry1s} - N_{dry1so}$$

$$N_{ash} = 1220.498 \frac{to}{yr}$$

- gradul de reducere a maselor de namol:

$$G_{red} := \frac{N_{infcs} + N_{infnp} + N_{se}}{N_{ash}}$$

$$G_{red} = 64.032$$

5.PRODUCTIA DE BIOGAZ

- cantitatea de biogaz produsa in 2013:

$$V_{bg2013} := 2581287.4 \cdot \frac{m^3}{yr}$$

- cantitatea de substanta organica redusa:

$$N_{ored} := I_f N_o$$

$$N_{ored} = 1388.631 \frac{to}{yr}$$

- productie specifica biogaz:

$$q_{bg} := \frac{V_{bg2013}}{N_{ored}}$$

$$q_{bg} = 1858.872 \frac{m^3}{to}$$

B.BILANT ENERGETIC

6.1 ARDERE NAMOL USCAT IN S2E

DATE DE INTRARE

- debitul de namol uscat ars.....: $N_{dry1} = 3000.24 \frac{to}{yr}$

- compozitie chimica elementara % masic:
(cf. analize - AGROLAB)

Azot := 3.97% Sulf := 1.5% Oxigen := 15.8% Hidrogen := 4.31% Carbon := 27% Apa := 4.12% Cenua := 43.3%

(Azot + Sulf + Oxigen + Hidrogen + Carbon + Apa + Cenua) = 100 %

- coeficient exces aer ardere focar.....: $\lambda_{S2E} := 1.5$

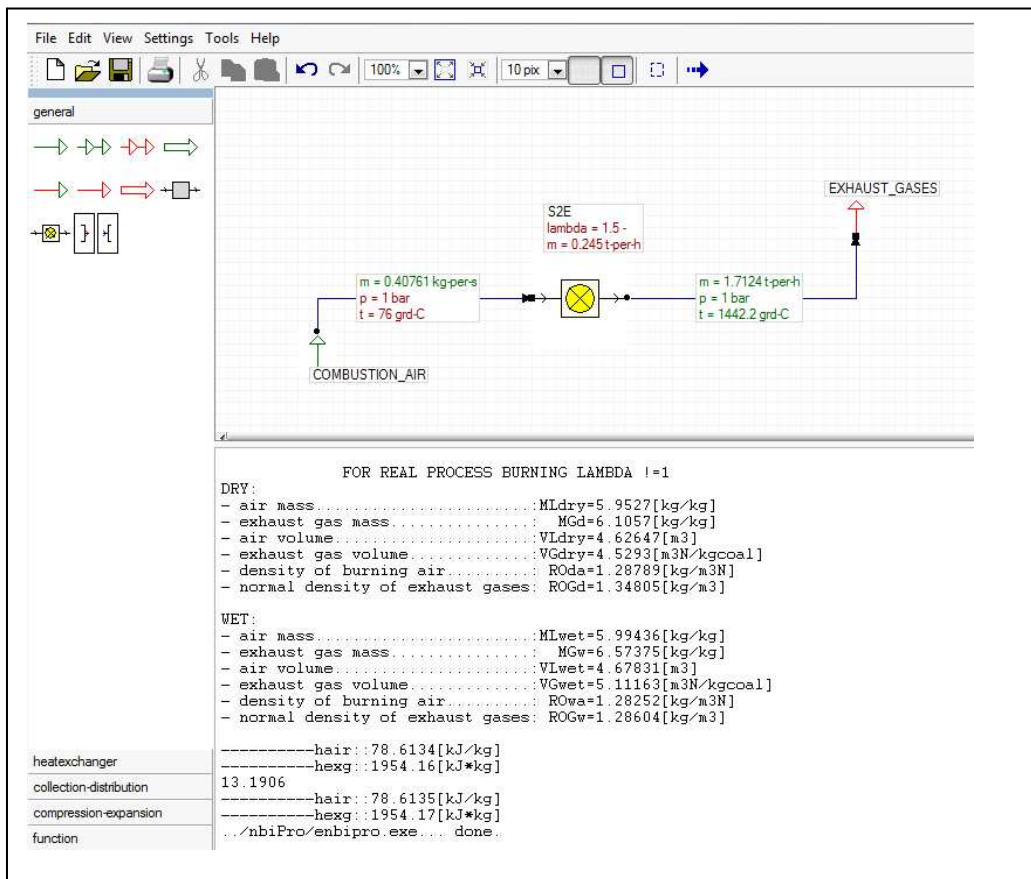
- randamentul termic al cazanului.....: $\eta_{S2Eth} := 61.18\%$
(din FT cazan)

- randamentul electric al cazanului.....: $\eta_{S2Eel} := 8\%$
(din FT cazan)

- capacitatea de incinerare namol
uscat solid S2E.....: $N_{S2Edrys} := 3000 \cdot \frac{to}{yr}$

DATE DE PROCES (calculate)

- arderea namolului uscat:



- caldura specifica rezultata in urma arderii:

$$h_{\text{exg}} := 1954.17 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

- debitul gazelor de ardere:

$$m_{\text{exg}} := 1.7124 \frac{\text{to}}{\text{hr}}$$

- caldura disponibila in gazele de ardere:

$$Q_{\text{gS2E}} := m_{\text{exg}} \cdot h_{\text{exg}} \quad Q_{\text{gS2E}} = 0.93 \text{ MW}$$

- puterea calorifica inferioara a namolului incinerat:

$$H_{\text{u}} := 12113.5 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

- caldura rezultata din arderea namolului uscat:

$$Q_{\text{nS2E}} := N_{\text{dry1}} \cdot H_{\text{u}} \quad Q_{\text{nS2E}} = 10095.391 \text{ MW} \cdot \frac{\text{hr}}{\text{yr}}$$

- caldura disponibila rezultata in urma arderii:

$$Q_{\text{S2Eth}} := \eta_{\text{S2Eth}} \cdot Q_{\text{nS2E}} \quad Q_{\text{S2Eth}} = 6176.36 \text{ MW} \cdot \frac{\text{hr}}{\text{yr}}$$

- energia electrica disponibila in S2E:

$$Q_{\text{S2Eel}} := \eta_{\text{S2Eel}} \cdot Q_{\text{nS2E}} \quad Q_{\text{S2Eel}} = 807.631 \text{ MW} \cdot \frac{\text{hr}}{\text{yr}}$$

6.2 ARDERE BIOZAG IN BHKW

DATE DE INTRARE

- compozitie chimica elementara % volumic.....: Metan := 70% Dioxidcarbon := 30%
(cf. F.T DEUTZ)

$$(\text{Metan} + \text{Dioxidcarbon}) = 100 \%$$

- caldura disponibila din apa racire a motorului.....: $Q_{\text{ar}} := 210 \text{ kW}$
(din FT DEUTZ - la 100% putere nominala)

- caldura disponibila din gazele de evacuare ale motorului: $Q_{\text{ge1}} := 314 \text{ kW}$
(din FT DEUTZ - la 100% putere nominala la 150C)

- caldura disponibila din gazele de evacuare ale motorului: $Q_{\text{ge2}} := 342 \text{ kW}$
(din FT DEUTZ - la 100% putere nominala la 120C)

- energia termica disponibila prin ardere.....: $Q_{\text{fuel}} := 1341 \text{ kW}$
(cf. F.T DEUTZ-la 100% putere nominala)

- putere calorifica gaz metan.....: $H_{\text{uCH4}} := 35.883 \frac{\text{MJ}}{\text{m}^3}$
(cf. DIN51612, DIN51850)

- cantitatea de biogaz efectiva produsa in 2013.....: $V_{\text{bg2013}} = 2581287.4 \frac{\text{m}^3}{\text{yr}}$

- caldura efectiva recuperata de BHKW in 2013.....: $Q_{\text{BHKWrec}} := 2704 \cdot \text{MW} \cdot \text{hr}$
(date primite de la beneficiar)

- puerea electrica generator BHKW.....: $P_{\text{el}} := 537 \text{ kW}$
(cf. F.T DEUTZ-la 100% putere nominala)

DATE DE PROCES (calculate)

- randamentul termic al motorului:

$$\eta_{th2} := \frac{Q_{ar} + Q_{ge2}}{Q_{fuel}} \quad \eta_{th2} = 41.163 \%$$

$$\eta_{th1} := \frac{Q_{ar} + Q_{ge1}}{Q_{fuel}} \quad \eta_{th1} = 39.075 \%$$

- randamentul electric BHKW:

$$\eta_{el} := \frac{P_{el}}{Q_{fuel}} \quad \eta_{el} = 40.045 \%$$

- puterea calorifica a biogazului (70% CH₄):

$$Hu_{bg} := 70\% \cdot Hu_{CH4} \quad Hu_{bg} = 6.977 \frac{kW \cdot hr}{m^3}$$

- consumul orar de biogaz al motorului:

$$v_{fuel} := \frac{Q_{fuel}}{Hu_{bg}} \quad v_{fuel} = 192.196 \frac{m^3}{hr}$$

- consumul anual de biogaz pentru 2 motoare la 8500 h functionare/motor:

$$V_{bg_{yr}} := 2 \cdot (v_{fuel} \cdot 8500 \cdot hr) \quad V_{bg_{yr}} = 3267333.118 m^3$$

- caldura disponibila produsa de cele 2 motoare/an:

$$Q_{BHKW1} := V_{bg_{yr}} \cdot Hu_{bg} \cdot \eta_{th1} \quad Q_{BHKW1} = 8908 MW \cdot hr$$

$$Q_{BHKW2} := V_{bg_{yr}} \cdot Hu_{bg} \cdot \eta_{th2} \quad Q_{BHKW2} = 9384 MW \cdot hr$$

- caldura efectiva produsa de BHKW in 2013:

(pentru 150 C)

$$Q_{BHKWth} := V_{bg2013} \cdot Hu_{bg} \cdot \eta_{th1} \quad Q_{BHKWth} = 7037.577 \frac{MW \cdot hr}{yr}$$

- energia electrica produsa de BHKW:

$$Q_{BHKWel} := V_{bg2013} \cdot Hu_{bg} \cdot \eta_{el} \quad Q_{BHKWel} = 7212.173 \frac{MW \cdot hr}{yr}$$

7.CONSUMURI ENERGIE TERMICA**DATE DE INTRARE (2013)**

- consumul termic pentru procese tehnologice de tratare:

$$Q_{\text{teh}} := 299.037 \cdot \frac{\text{MW} \cdot \text{hr}}{\text{yr}}$$

- consum termic pentru procesul de fermentare.....:

$$Q_{\text{digest}} := 857 \cdot \frac{\text{MW} \cdot \text{hr}}{\text{yr}}$$

- consum utilitati (spatii tehnice + locuinte).....:

$$Q_{\text{utilit}} := 278.37 \cdot \frac{\text{MW} \cdot \text{hr}}{\text{yr}}$$

- consum incalzire cosubstrate.....:

$$Q_{\text{cs}} := 473.701 \cdot \frac{\text{MW} \cdot \text{hr}}{\text{yr}}$$

- pierderi + diverse.....:

$$Q_p := 10\%$$

- factorul de consum termic al uscatoarelor BHKW si S2E:
(din diagrama flux KN341AF13LP4R04)

$$q_{\text{thdry}} := 0.8 \cdot \frac{\text{kW} \cdot \text{hr}}{l_{\text{H2Oev}}}$$

- capacitate de uscare BHKW:

$$N_{\text{BHKWdrys}} := 2000 \cdot \frac{\text{to}}{\text{yr}}$$

- randamentul termic al uscatoarelor BHKW si S2E.....:
(din diagrama flux KN341AF13LP4R04)

$$\eta_{\text{thdry}} := 77\%$$

- capacitate de uscare S2E.....:

$$N_{\text{S2Edrys}} = 3000 \cdot \frac{\text{to}}{\text{yr}}$$

DATE CALCULATE:

- caldura recuperata de BHKW si S2E:

$$Q_{\text{rec}} := Q_{\text{S2Eth}} + Q_{\text{BHKWth}}$$

$$Q_{\text{rec}} = 13213.937 \cdot \frac{\text{MW} \cdot \text{hr}}{\text{yr}}$$

- cantitatea anuala de namol deshidratat:

$$N_{\text{dh}_{\text{yr}}} := N_{\text{dh}} \cdot 8500 \cdot \frac{\text{hr}}{\text{yr}}$$

$$N_{\text{dh}_{\text{yr}}} = 9000.89 \cdot \frac{\text{to}}{\text{yr}}$$

- cantitatea anuala de namol uscat:

$$N_{\text{dry1yr}} := N_{\text{dry1}} \cdot 8500 \cdot \frac{\text{hr}}{\text{yr}}$$

$$N_{\text{dry1yr}} = 3000.297 \cdot \frac{\text{to}}{\text{yr}}$$

- cantitatea anuala de apa evaporata prin uscare:

$$N_{\text{H2Oev}} := N_{\text{dh}_{\text{yr}}} - N_{\text{dry1yr}}$$

$$N_{\text{H2Oev}} = 6000.593 \cdot \frac{\text{to}}{\text{yr}}$$

- consum anual energie termica utilizat pentru uscare:

$$Q_{\text{dryutil}} := N_{\text{H2Oev}} \cdot q_{\text{thdry}}$$

$$Q_{\text{dryutil}} = 4800.475 \cdot \frac{\text{MW} \cdot \text{hr}}{\text{yr}}$$

- consum anual energie termica necesar pentru uscare:

$$Q_{\text{drynec}} := \frac{Q_{\text{dryutil}}}{\eta_{\text{thdry}}}$$

$$Q_{\text{drynec}} = 6234.383 \cdot \frac{\text{MW} \cdot \text{hr}}{\text{yr}}$$

- caldura disponibila pentru uscare:

$$Q_{\text{dry}} := Q_{\text{rec}} - (Q_{\text{teh}} + Q_{\text{digest}} + Q_{\text{utilit}} + Q_{\text{cs}}) \cdot 1.1$$

$$Q_{\text{dry}} = 11115.019 \cdot \frac{\text{MW} \cdot \text{hr}}{\text{yr}}$$

- surplusul de energie termica disponibil din proces:

$$Q_{\text{disp}} := Q_{\text{dry}} - Q_{\text{drynec}}$$

$$Q_{\text{disp}} = 4880.636 \cdot \frac{\text{MW} \cdot \text{hr}}{\text{yr}}$$

ANEXA 1D - BCB_2013

Nota : 8500 ore functionare! $\text{yr} := 354.16 \cdot \text{day}$ $l = 0.001 \text{ m}^3$
 $\text{to} := 1000\text{kg}$ $\text{kJ} := 1000 \cdot \text{J}$ $\text{MJ} := 10^6 \text{ J}$ $l_{\text{H2Oev}} := 1 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{l}}$

A.BILANT MASIC

1.PROCES DE FERMENTARE-REZERVOR DE FERMENTARE NAMOL (RFN)

DATE DE INTRARE

- masa cosubstrate umed (regim nominal -354.16 zile).....:	$N_{infcs} := 20000 \frac{to}{yr}$
- masa namol de proces primar umed.....:	$N_{np1} := 44000 \cdot \frac{to}{yr}$
- masa namol de proces activat biologic umed.....:	$N_{np2} := 10000 \cdot \frac{to}{yr}$
- masa namol de proces flotat umed.....:	$N_{np3} := 10000 \cdot \frac{to}{yr}$
- umiditate cosubstrate.....:	$w_{infcs} := 97\%$
- umiditate namol de proces primar.....:	$w_{np1} := 94.7\%$
- umiditate namol activat biologic.....:	$w_{np2} := 98\%$
- umiditate namol flotat.....:	$w_{np3} := 93\%$
- volumul rezervorului de fermentare.....:	$V_{RFN} := 2 \times 3000m^3$ (pentru 2 rezervoare)
- incarcare organica cosubstrate.....: ($\epsilon = 60-75\%$ - conform standard)	$\epsilon_{cs} := 71.17\%$
- incarcare organica namol de proces.....: ($\epsilon = 60-75\%$ - conform standard)	$\epsilon_{np} := 55.4\%$

DATE DE PROCES (calculate)

1.A. CANTITATEA DE NAMOL INFLUENT/EFLUENT PROCESATA

- cantitatea anuala de namol influent cosubstrate uscat:

$$N_{drycs} := N_{infcs} \cdot (1 - w_{infcs}) \quad N_{drycs} = 600 \frac{to}{yr}$$

- cantitatea anuala de namol proces primar uscat:

$$N_{drynp1} := N_{np1} \cdot (1 - w_{np1}) \quad N_{drynp1} = 2332 \frac{to}{yr}$$

- cantitatea anuala de namol proces activat biologic uscat:

$$N_{drynp2} := N_{np2} \cdot (1 - w_{np2}) \quad N_{drynp2} = 200 \frac{to}{yr}$$

- cantitatea anuala de namol flotat uscat:

$$N_{drynp3} := N_{np3} \cdot (1 - w_{np3}) \quad N_{drynp3} = 700 \frac{to}{yr}$$

- cantitatea anuala de namol de proces uscat:

$$N_{drynp} := N_{drynp1} + N_{drynp2} + N_{drynp3} \quad N_{drynp} = 3232 \frac{to}{yr}$$

- cantitatea anuala de namol de proces organic uscat:

$$N_{onp} := N_{drynp} \cdot \epsilon_{np} \quad N_{onp} = 1790.528 \frac{to}{yr}$$

ANEXA 1E - BCB_NOMINAL

- cantitatea anuala de namol de proces organic uscat:

$$N_{Ocs} := N_{drycs} \cdot \varepsilon_{cs} \qquad N_{Ocs} = 427.02 \frac{to}{yr}$$

- cantitatea anuala de namol organic uscat:

$$N_O := N_{Onp} + N_{Ocs} \qquad N_O = 2217.548 \frac{to}{yr}$$

- incarcarea organica a rezervorului de fermentare RFN:

($I_{ORFN} = 1.5...3$ - conform standard)

$$I_{ORFN} := \frac{N_O}{V_{RFN}} \qquad I_{ORFN} = 1.044 \frac{kg}{m^3 \cdot day}$$

- cantitatea zilnica de substanta minerala uscata continuta in namolul influent in RFN:

$$N_m := (1 - \varepsilon_{cs}) \cdot N_{drycs} + (1 - \varepsilon_{np}) \cdot N_{drynp} \qquad N_m = 1614.452 \frac{to}{yr}$$

- cantitatea uscata de namol influenta:

$$N_{infdry} := N_m + N_O \qquad N_{infdry} = 3832 \frac{to}{yr}$$

- limita tehnica de fermentare:

($I_f = 40-55\%$ - conform standard)

$$I_f := 55\%$$

- cantitatea de namol uscat efluent:

$$N_{efdry} := N_m + (1 - I_f) \cdot N_O \qquad N_{efdry} = 2612.349 \frac{to}{yr}$$

- crestere de umiditate prin fermentare:

($\Delta w_f = 1-2\%$ - conform standard)

$$\Delta w_f := 1.1\%$$

- masa de namol procesat umed introdusa in RFN:

$$N_{infnp} := N_{np1} + N_{np2} + N_{np3} \qquad N_{infnp} = 64000 \frac{to}{yr}$$

- umiditate namol procesat umed introdusa in RFN:

$$w_{infnp} := \frac{N_{infnp} - N_{drynp}}{N_{infnp}} \qquad w_{infnp} = 94.95\%$$

- masa de namol influent umed introdusa in RFN:

$$N_{inf} := N_{infcs} + N_{np1} + N_{np2} + N_{np3} \qquad N_{inf} = 84000 \frac{to}{yr}$$

- umiditate namol influent umed introdusa in RFN:

$$w_{inf} := \frac{N_{inf} - N_{infdry}}{N_{inf}} \qquad w_{inf} = 95.438\%$$

- masa de apa continuta in namolul influent:

$$N_{ainf} := N_{inf} - N_{drycs} - N_{drynp} \qquad N_{ainf} = 80168 \frac{to}{yr}$$

- masa de apa continuta in namolul efluent:

$$N_{aef} := N_{ainf}$$

- masa de namol efluent:

$$N_{nef} := N_{aef} + N_{efdry} \qquad N_{nef} = 82780.349 \frac{to}{yr}$$

ANEXA 1E - BCB_NOMINAL

- umiditate namol efluent umed scoasa din RFN:

$$w_{ef} := \frac{N_{nef} - N_{efdry}}{N_{nef}} \qquad w_{ef} = 96.844\%$$

- masa de substanta organica redusa prin fermentare:

$$No_{red} := N_{inf} - N_{nef} \qquad No_{red} = 1219.651 \frac{to}{yr}$$

2.PROCES DESHIDRATARE

DATE DE INTRARE

- masa de namol efluent introdus in proces:

$$N_{nef} = 82780.349 \frac{to}{yr}$$

- masa de namol colectat statii epurare externe introdus in proces:
(cf. diagrama flux)

$$N_{se} := 10000 \cdot \frac{to}{yr}$$

- volumul solutiei de polielectrolit introdus in proces:
(cf. diagrama flux)

$$V_{el} := 8500 \frac{m^3}{yr}$$

- densitatea substantei uscate polielectrolit:

$$\gamma_{eldry} := 0.75 \cdot \frac{to}{m^3}$$

- densitatea substantei uscate la namol colectat statii epurare externe:

$$\gamma_{sedry} := 1.25 \cdot \frac{to}{m^3}$$

- densitate specifica apa.....:

$$\gamma_a := 1 \cdot \frac{to}{m^3}$$

- umiditate solutie polielectrolit.....:

$$w_{el} := 99.5\%$$

- umiditate namol colectat statii epurare externe:

$$w_{se} := 94.7\%$$

- umiditate namol deshidratat.....:

$$w_{dh} := 70\%$$

DATE DE PROCES (calculate)

- densitate solutie polielectrolit:

$$\gamma_{el} := \frac{\gamma_a \cdot \gamma_{eldry}}{w_{el} \cdot (\gamma_{eldry} - \gamma_a) + \gamma_a} \qquad \gamma_{el} = 0.998 \frac{to}{m^3}$$

- densitate namol colectat statii epurare externe:

$$\gamma_{se} := \frac{\gamma_a \cdot \gamma_{sedry}}{w_{se} \cdot (\gamma_{sedry} - \gamma_a) + \gamma_a} \qquad \gamma_{se} = 1.011 \frac{to}{m^3}$$

- masa solutiei de polielectrolit introdus in centrifuga:

$$N_{el} = 8485.857 \frac{to}{yr}$$

ANEXA 1E - BCB_NOMINAL

- masa amestecului de namol introdus in centrifuga:

$$N_{cf} := N_{se} + N_{el} + N_{nef}$$

$$N_{cf} = 101266.206 \frac{to}{yr}$$

- umiditatea amestecului de namol introdus in centrifuga:

$$w_{cf} := \frac{N_{nef} - N_{efdry} + w_{se} \cdot N_{se} + w_{el} \cdot N_{el}}{N_{cf}}$$

$$w_{cf} = 96.855\%$$

- masa de namol deshidratat:

$$N_{dh} := \frac{N_{cf} \cdot (1 - w_{cf})}{1 - w_{dh}}$$

$$N_{dh} = 10615.926 \frac{to}{yr}$$

3.PROCES DE USCARE

DATE DE INTRARE

- masa de namol deshidratat:

$$N_{dh} = 10615.926 \frac{to}{yr}$$

- umiditatea namolului deshidratat:

$$w_{dh} = 70\%$$

- umiditatea namolului uscat la 90%:

$$w_{dry1} := 10\%$$

DATE DE PROCES (calculate)

- masa de namol uscat:

$$N_{dry1} := \frac{N_{dh} \cdot (1 - w_{dh})}{1 - w_{dry1}}$$

$$N_{dry1} = 3538.642 \frac{to}{yr}$$

4.PROCES DE ARDERE

DATE DE INTRARE

- masa de namol uscat:

$$N_{dry1} = 3538.642 \frac{to}{yr} \quad N_{dry1} = 416.319 \frac{kg}{hr}$$

- masa de substanta combustibila continuta in namolul uscat:

$$N_{org} := 54.8\% \quad (\text{analiza elementara namol uscat-AGROLAB})$$

DATE DE PROCES (calculate)

- masa de cenusa (nearse):

$$N_{ash} := N_{dry1} \cdot (1 - N_{org})$$

$$N_{ash} = 188.176 \frac{kg}{hr}$$

5.PRODUCTIA DE BIOGAZ

- energia termica disponibila prin ardere:
(din diagrama flux KN341AF13LP4R04)

$$Q_{\text{fuel}} := 19000 \text{ MW} \cdot \frac{\text{hr}}{\text{yr}}$$

- putere calorifica gaz metan:
(cf. DIN51612, DIN51850)

$$Hu_{\text{CH}_4} := 35.883 \frac{\text{MJ}}{\text{m}^3}$$

- puterea calorifica a biogazului (70% CH₄):

$$Hu_{\text{bg}} := 70\% \cdot Hu_{\text{CH}_4}$$

$$Hu_{\text{bg}} = 6.977 \frac{\text{kW} \cdot \text{hr}}{\text{m}^3}$$

- cantitatea de biogaz produsa la regim nominal:

$$V_{\text{bg}_{\text{nom}}} := \frac{Q_{\text{fuel}}}{Hu_{\text{bg}}}$$

$$V_{\text{bg}_{\text{nom}}} = 2723135.906 \frac{\text{m}^3}{\text{yr}}$$

- cantitatea de substanta organica redusa:

$$N_{\text{ored}} := I_f N_o$$

$$N_{\text{ored}} = 1219.651 \frac{\text{to}}{\text{yr}}$$

- productie specifica biogaz:

$$q_{\text{bg}} := \frac{V_{\text{bg}_{\text{nom}}}}{N_{\text{ored}}}$$

$$q_{\text{bg}} = 2232.717 \frac{\text{m}^3}{\text{to}}$$

B.BILANT ENERGETIC

6.1.ARDERE NAMOL USCAT IN S2E

DATE DE INTRARE

- debitul de namol uscat ars:

$$N_{\text{dry1}} = 3538.642 \frac{\text{to}}{\text{yr}}$$

- compozitie chimica elementara % masic:
(cf. analize - AGROLAB)

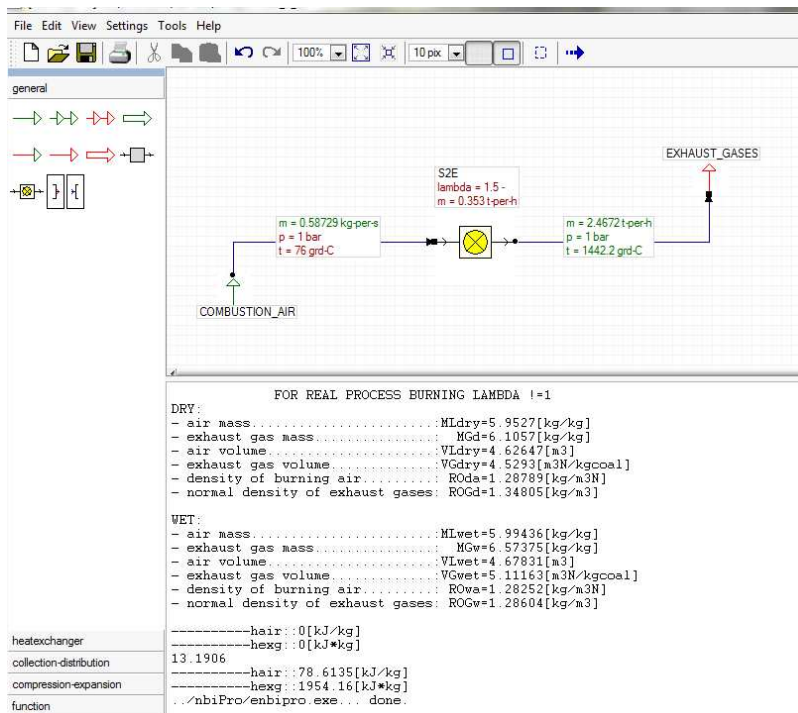
Azot := 3.97% Sulf := 1.5% Oxigen := 15.8% Hidrogen := 4.31% Carbon := 27% Apa := 4.12% Cenua := 43.3%
(Azot + Sulf + Oxigen + Hidrogen + Carbon + Apa + Cenua) = 100 %

- coeficient exces aer ardere focar: $\lambda_{S2E} := 1.5$

- randamentul termic al cazanului: $\eta_{S2E} := 0.69$
(din FT cazan)

DATE DE PROCES (calculate)

- arderea namolului uscat:



- caldura specifica rezultata in urma arderii:

$$h_{\text{exg}} := 1954.16 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

- debitul gazelor de ardere:

$$m_{\text{exg}} := 2.4672 \frac{\text{to}}{\text{hr}}$$

- caldura disponibila in gazele de ardere:

$$Q_{gS2E} := m_{\text{exg}} \cdot h_{\text{exg}} \quad Q_{gS2E} = 1.339 \text{ MW}$$

- puterea calorifica inferioara a namolului incinerat:

$$H_u := 12113.5 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

- caldura rezultata din arderea namolului uscat:

$$Q_{nS2E} := N_{dry1} \cdot H_u \quad Q_{nS2E} = 11907.039 \text{ MW} \cdot \frac{\text{hr}}{\text{yr}}$$

- caldura disponibila rezultata in urma arderii:

$$Q_{tS2E} := \eta_{S2E} \cdot Q_{nS2E} \quad Q_{tS2E} = 8215.857 \text{ MW} \cdot \frac{\text{hr}}{\text{yr}}$$

6.2 ARDERE BIOGAZ IN BHKW

DATE DE INTRARE

- energia termica disponibila prin ardere:
(din diagrama flux KN341AF13LP4R04)

$$Q_{fuel} = 19000 \text{ MW} \cdot \frac{\text{hr}}{\text{yr}}$$

- randamentul termic al BHKW:

$$\eta_{th} := 39\%$$

- randamentul electric al BHKW:

$$\eta_{el} := 39\%$$

DATE DE PROCES (calculate)

- caldura disponibila prin ardere in BHKW:

$$Q_{BHKWth} := Q_{fuel} \cdot \eta_{th}$$

$$Q_{BHKWth} = 7410 \text{ MW} \cdot \frac{\text{hr}}{\text{yr}}$$

- puerea electrica generator BHKW:

$$P_{el} := Q_{fuel} \cdot \eta_{el}$$

$$P_{el} = 7410 \text{ MW} \cdot \frac{\text{hr}}{\text{yr}}$$

7. CONSUMURI ENERGIE TERMICA

DATE DE INTRARE REGIM NOMINAL

- consumul termic pentru procese tehnologice de tratare:

$$Q_{teh} := 1000 \cdot \text{MW} \cdot \frac{\text{hr}}{\text{yr}}$$

- consum termic pentru procesul de fermentare:

$$Q_{digest} := 1750 \cdot \text{MW} \cdot \frac{\text{hr}}{\text{yr}}$$

- consum utilitati (spatii tehnice + locuinte):

$$Q_{utilit} := 250 \text{ MW} \cdot \frac{\text{hr}}{\text{yr}}$$

- consum incalzire cosubstrate:

$$Q_{cs} := 351.33 \text{ MW} \cdot \frac{\text{hr}}{\text{yr}}$$

- pierderi + diverse:

$$Q_p := 10\%$$

- factorul de consum termic al uscatoarelor BHKW si S2E:
(din diagrama flux KN341AF13LP4R04)

$$q_{thdry} := 0.8 \cdot \frac{\text{kW} \cdot \text{hr}}{I_{H2Oev}}$$

- capacitate de uscare BHKW:

$$N_{BHKWdrys} := 2000 \cdot \frac{\text{to}}{\text{yr}}$$

- randamentul termic al uscatoarelor BHKW si S2E:
(din diagrama flux KN341AF13LP4R04)

$$\eta_{thdry} := 77\%$$

- capacitate de uscare S2E:

$$N_{S2Edrys} := 3000 \cdot \frac{\text{to}}{\text{yr}}$$

ANEXA 1E - BCB_NOMINAL

DATE CALCULATE:

- caldura recuperata de BHKW si S2E:

$$Q_{rec} := Q_{tS2E} + Q_{BHKWth}$$

$$Q_{rec} = 15625.857 \frac{MW \cdot hr}{yr}$$

- caldura recuperata regim nominal:

$$Q_{recnom} := 12600 \cdot MW \cdot \frac{hr}{yr}$$

- cantitatea anuala de namol deshidratat:

$$N_{dh_{yr}} := N_{dh} \cdot 8500 \cdot \frac{hr}{yr}$$

$$N_{dh_{yr}} = 10616.126 \frac{to}{yr}$$

- cantitatea anuala de namol uscat:

$$N_{dry1yr} := N_{dry1} \cdot 8500 \cdot \frac{hr}{yr}$$

$$N_{dry1yr} = 3538.709 \frac{to}{yr}$$

- cantitatea anuala de apa evaporata prin uscare:

$$N_{H2Oev} := N_{dh_{yr}} - N_{dry1yr}$$

$$N_{H2Oev} = 7077.417 \frac{to}{yr}$$

- consum anual energie termica utilizat pentru uscare:

$$Q_{dryutil} := N_{H2Oev} \cdot q_{thdry}$$

$$Q_{dryutil} = 5661.934 \frac{MW \cdot hr}{yr}$$

- consum anual energie termica necesar pentru uscare:

$$Q_{drynec} := \frac{Q_{dryutil}}{\eta_{thdry}}$$

$$Q_{drynec} = 7353.161 \frac{MW \cdot hr}{yr}$$

- caldura disponibila pentru uscare:

$$Q_{dry} := Q_{rec} - (Q_{teh} + Q_{digest} + Q_{utilit} + Q_{cs}) \cdot 1.1$$

$$Q_{dry} = 11939.394 \frac{MW \cdot hr}{yr}$$

- surplusul de energie termica disponibil din proces:

$$Q_{disp} := Q_{dry} - Q_{drynec}$$

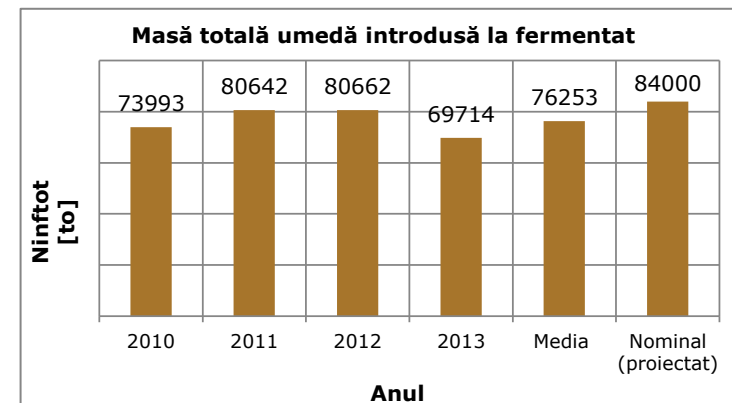
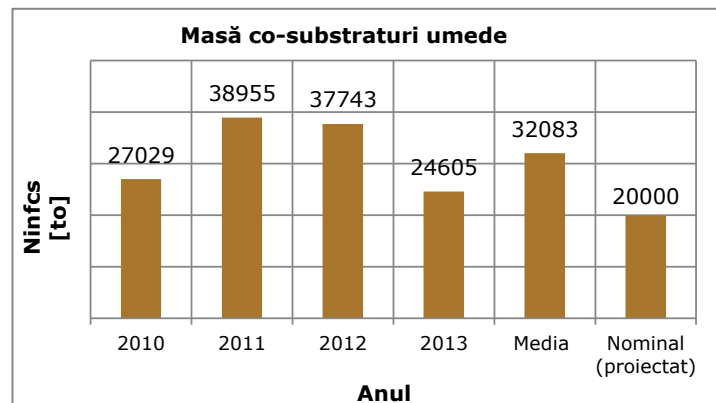
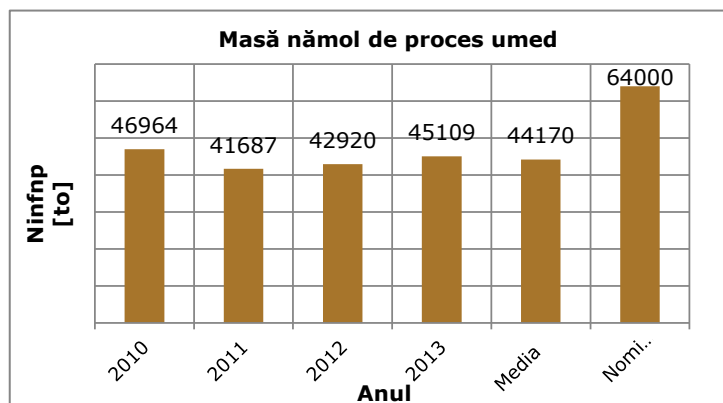
$$Q_{disp} = 4586.233 \frac{MW \cdot hr}{yr}$$

ANEXA 1E - BCB_NOMINAL

Nota : 8500 ore functionare! $\text{yr} := 354.16 \cdot \text{day}$ $l = 0.001 \text{ m}^3$
 $\text{to} := 1000\text{kg}$ $\text{kJ} := 1000 \cdot \text{J}$ $\text{MJ} := 10^6 \text{ J}$ $l_{\text{H2Oev}} := 1 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{l}}$

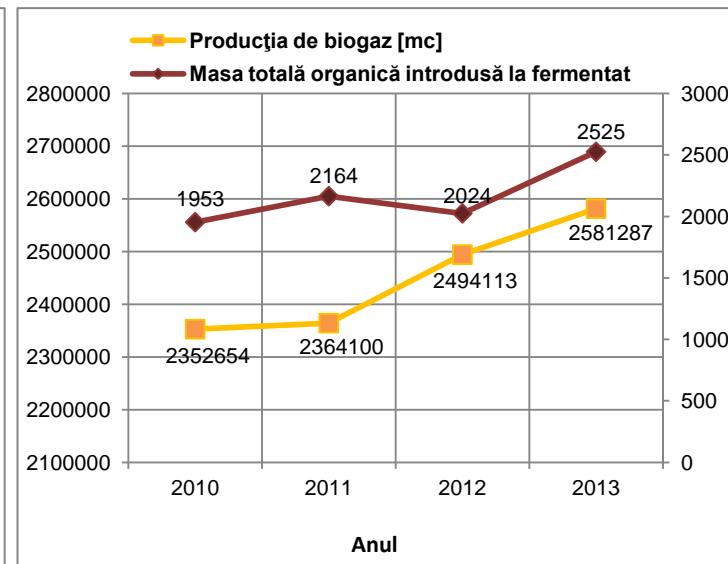
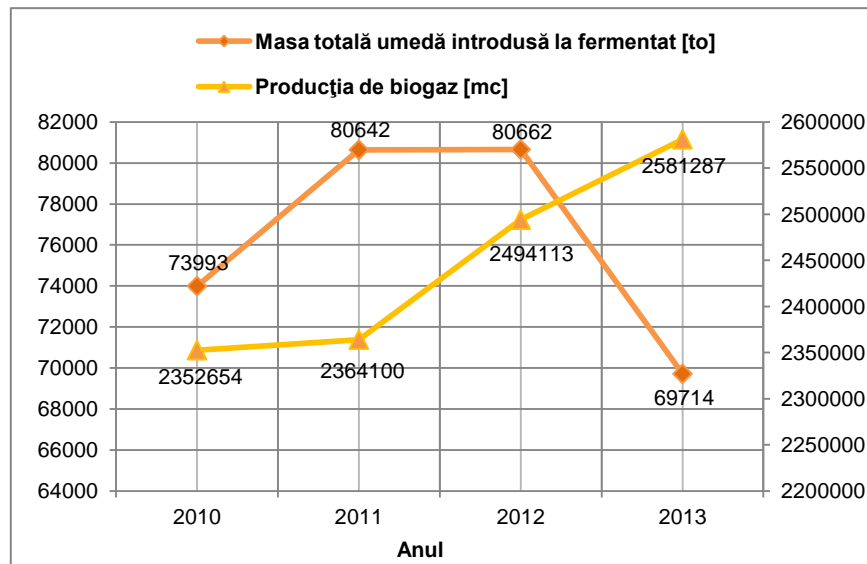
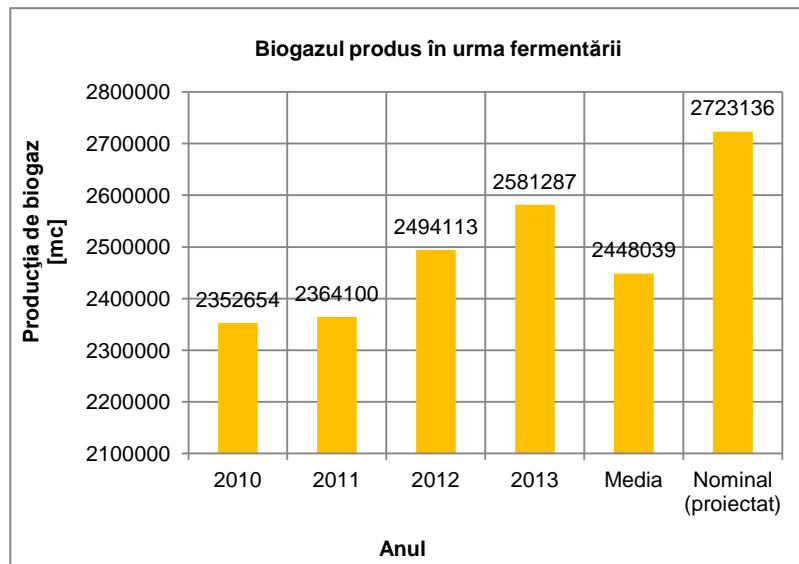
ANEXA 2 B.M. 1 - PROCES FERMENTARE NAMOL INFLUENT

Anul	Procesul de fermentare																
	Influent																
	Volum efectiv de nămol de proces umed, rezultat din epurarea apei uzate	Masă nămol de proces umed, calculata cf breviar de calcul	Umiditate nămol de proces, cf cu datele furnizate	Masă nămol de proces uscat	OTS nămol de proces, cf cu datele furnizate	Masă nămol de proces uscat-organic	Volum efectiv de co-substrate umede, colectate in statia de epurare	Masă co-substrate umede, calculata cf breviar de calcul	Umiditate co-substrate, cf cu datele furnizate	Masă co-substrate uscate	OTS co-substrate, cf cu datele furnizate	Masă co-substrate uscate-organice	Masă totală umedă introdusă la fermentat	Gradul de utilizare a capacității de fermentare	Umiditate nămol intrat la fermentare	Masă nămol influent uscat	Masa de apă din nămolul influent
	Vinfnp	Ninfnp	winfnp	Ndrynp	enp	Nonp	Vinfcs	Ninfcs	winfcs	Ndrycs	ecs	Nocs	Ninf tot	Gucf	winf	Ninfdry	Nainf
mc	to	%	to	%	to	mc	to	%	to	%	to	to	%	%	to	to	
2010	46663	46964	97,22	1305	55,40	723	26683	27029	93,61	1727	71,17	1229	73993	88,09	95,90	3033	70960
2011	41419	41687	97,20	1159	55,40	642	38528	38955	94,51	2139	71,17	1522	80642	96,00	95,91	3297	77345
2012	42690	42920	97,68	996	55,40	552	37329	37743	94,52	2068	71,17	1472	80662	96,03	96,20	3064	77598
2013	44868	45109	97,68	1047	55,40	580	24605	24605	90,98	2219		1945	69714	82,99	95,32	3266	66448
Media	43910	44170	97	1127	55	624	34180	32083	93	2038	53	1542	76253	90,78	96	3178	73075
Nominal (proiectat)		64000	94,95	3232	55,40	1791		20000	97,00	600	71,17	427	84000	100,00	95,44	3832	80168



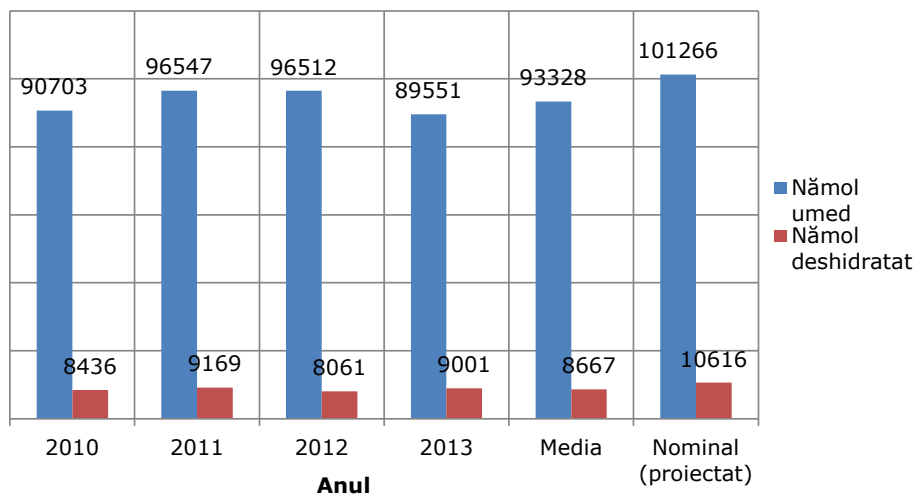
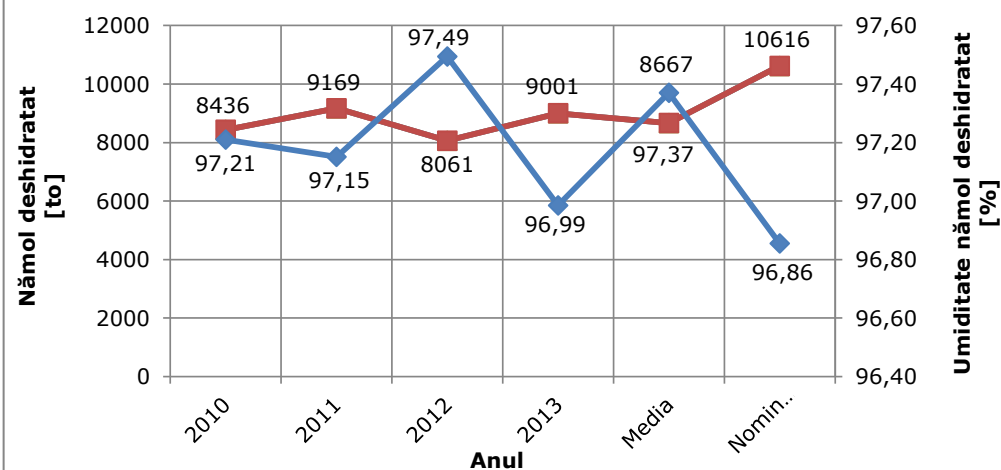
ANEXA 2 B.M. 2- PROCES FERMENTARE NAMOL EFLUENT

Anul	Procesul de fermentare													
	Ieșire					Producția de biogaz								
	Masă nămol fermentat umed, calculata cf breviar de calcul	Umiditate nămol fermentat	Masă nămol fermentat uscat	Masă nămol mineral din nămolul fermentat uscat	Masă nămol organic din nămolul fermentat uscat	Masă totală umedă introdusă la fermentat	Masă totală uscată introdusă la fermentat	Masă totală uscată organică introdusă la fermentat	Masă co-substrate organice introdusă la fermentat	Pondere co-substratelor organice în masa totală organică introdusă la fermentat	Masă totală uscată organică redusă prin fermentare, calculată cu o limită de fermentare $I_f=55\%$	Producția efectivă de biogaz obținută prin fermentare, cf cu datele furnizate	Eficiența producției efective de biogaz, comparativ cu cea proiectată la capacitate nominală	Producția specifică de biogaz
	Nnef	wef	Nefdry	Nm	Nefdryo	Ninfot	Ninfdry	No	Nocs	Nocs/No	Nored	Vbg	Epbg	qbg
	to	%	to	to	to	to	to	to	to	%	to	mc	%	mc/to nămol degradat
2010	73114	97,00	2154	1080	1074	73993	3033	1953	1229	62,93	1074	2352654	86,40	2190
2011	79668	97,01	2324	1133	1190	80642	3297	2164	1522	70,34	1190	2364100	86,82	1986
2012	70377	97,30	2153	1040	1113	80662	3064	2024	1472	72,72	1113	2494113	91,59	2240
2013	68325	96,42	1712	741	971	69714	3266	2525	1945	77,02	1389	2581287	94,79	1859
Media	72871	97	2086	999	1087	76253	3178	2180	1542	70,75	1192	2448039	89,90	2069
Nominal (proiectat)	82780	96,84	2612	1614	998	84000	3832	2218	427	19,26	2000	2723136	100	1362



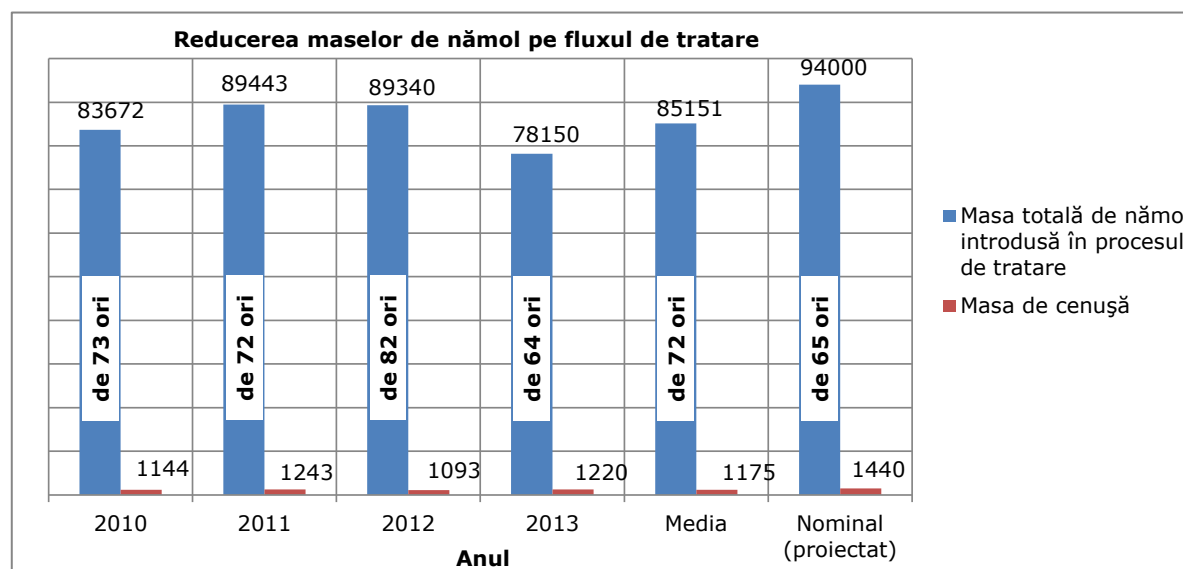
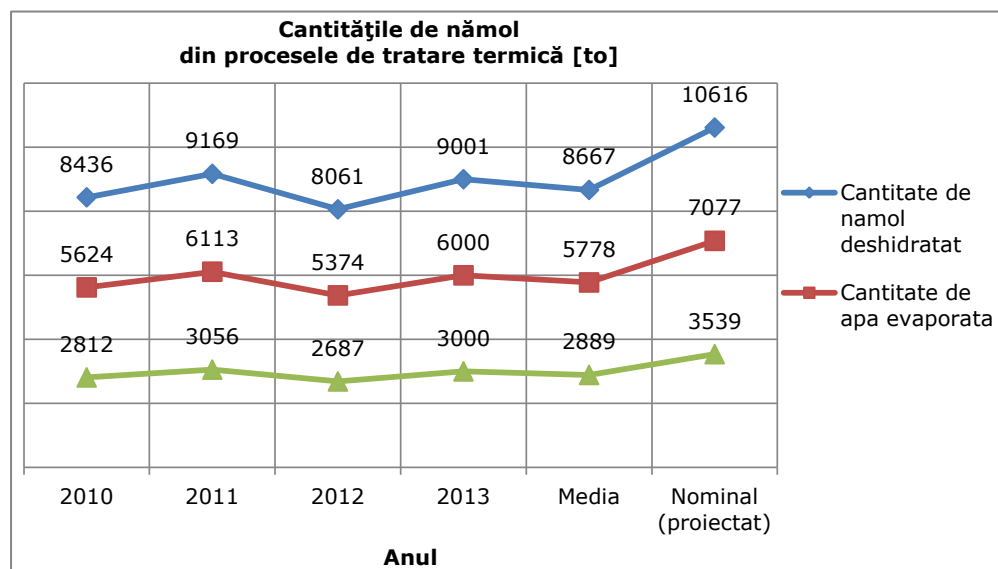
ANEXA 2 B.M. 3- PROCES DESHIDRATARE

Anul	Procesul de deshidratare									
	Intrare						Ieșire			
	Masă nămol fermentat umed	Masă nămol umed colectat de la stațiile de epurare din zonă, conform cu datele furnizate	Masă amestec de nămol umed introdus în centrifugă	Gradul de utilizare a a capacității de deshidratare	Umiditate nămol introdus în centrifugă	Masă amestec de nămol uscat solid introdus în centrifugă	Masă de nămol deshidratat	Umiditate nămol deshidratat, cf cu datele furnizate	Masă nămol deshidratat solid	Cantitate supernatant (zentrat) rezultat din proces
	Nnef	Nse	Ncf	Gucd	wcf	Ndryscf	Ndh	wdh	Ndrysdh	Ns
to	to	to	%	%	to	to	%	to	to	
2010	73114	17589	90703	89,57	97,21	2531	8436	70	2531	82267
2011	79668	16879	96547	95,34	97,15	2751	9169	70	2751	87378
2012	70377	26135	96512	95,31	97,49	2419	8061	70	2418	88451
2013	68325	21226	89551	88,43	96,99	2700	9001	70	2700	80550
Media	72871	20457	93328	92,16	97,37	2600	8667	70	2600	84661
Nominal (proiectat)	82780	18486	101266	100	96,86	3185	10616	70	3185	90650

Masele de nămol din procesul de deshidratare [to]

Influența umidității asupra cantității de nămol deshidratat


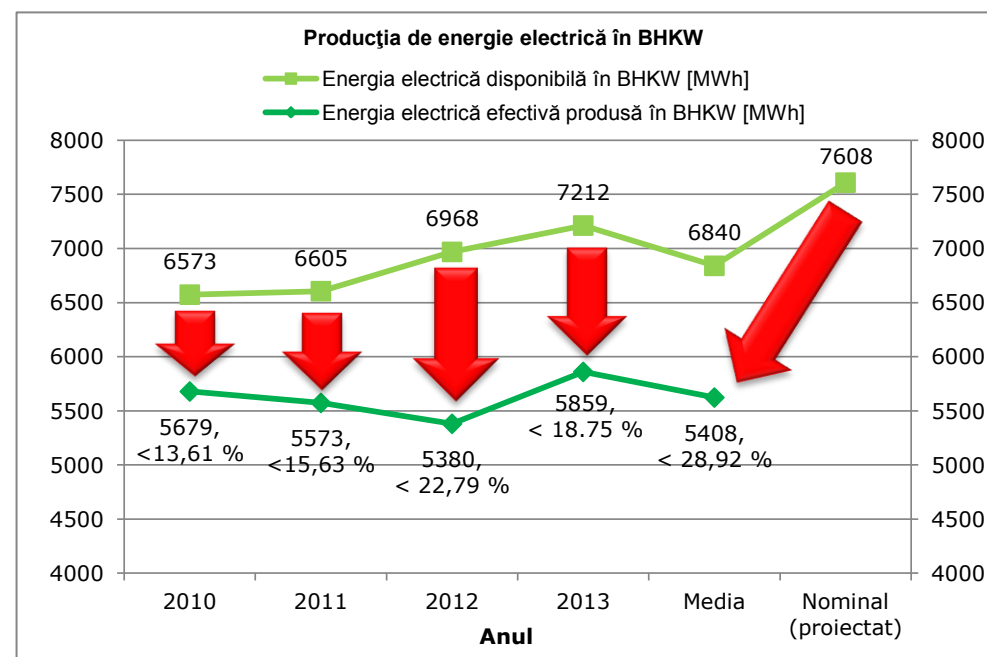
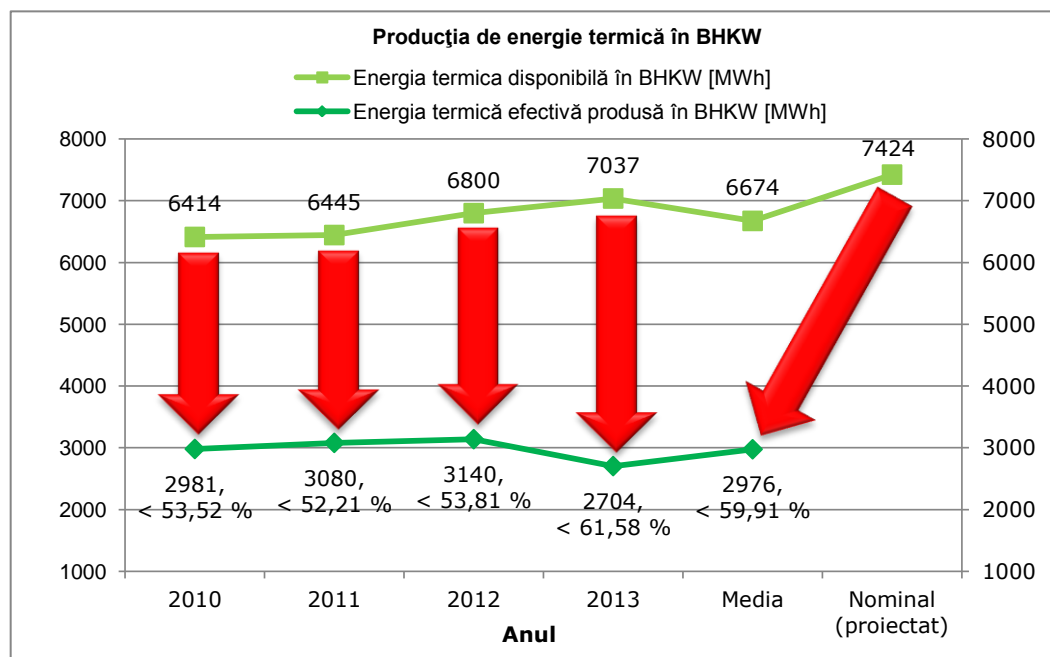
ANEXA 2 B.M. 4- PROCES TRATARE TERMICA

Anul	Procesul de tratare termică								Gradul de reducere a maselor de nămol pe fluxul de tratare						
	Masă de nămol deshidratat umed	Masă de nămol uscat, obtinuta daca tot namolul deshidratat ar fi fost uscat la 90 % TS	Umiditate nămol uscat, cf cu datele de proiectare	Masă de nămol uscat solid	Conținutul de substanță organică din nămolul uscat solid	Masă de nămol uscat solid organic	Cantitate apă evaporată la uscare	Masă de cenușă, obtinuta daca tot namolul uscat ar fi ars	Gradul de reducere a masei de namol deshidratat la 30 % TS, in urma tratării termice	Gradul de reducere a masei de namol uscat la 90 % TS, in urma arderii	Masă nămol de proces umed, introdusă in procesele de tratare de pe linia namolului	Masă co-substrate umede, introdusă in procesele de tratare de pe linia namolului	Masă nămol umed colectat de la stațiile de epurare, introdusă in procesele de tratare de pe linia namolului	Masă totală de nămoluri introduse în procesele de tratare de pe linia namolului	Gradul de reducere a maselor de nămol pe fluxul de tratare
	Ndh	Ndry1	wdry1	Ndry1s	OTS	Ndry1so	Napăev	Nash	Gredtt	Greda	Ninfnp	Ninfcs	Nse	Ntot	Gred
	to	to	%	to	%	to	to	to	nr. ori	%	to	to	to	to	nr. ori
2010	8436	2812	10	2531	54,80	1387	5624	1144	7,4	-59	46964	26683	10025	83672	73
2011	9169	3056	10	2751	54,80	1507	6113	1243	7,4	-59	41687	38955	8800	89443	72
2012	8061	2687	10	2418	54,80	1325	5374	1093	7,4	-59	42920	37743	8678	89340	82
2013	9001	3000	10	2700	54,80	1480	6000	1220	7,4	-59	45109	24605	8436	78150	64
Media	8667	2889	10	2600	54,80	1425	5778	1175	7,4	-59	44170	31997	8985	85151	72
Nominal (proiectat)	10616	3539	10	3185	54,8	1745	7077	1440	7,4	-59	64000	20000	10000	94000	65

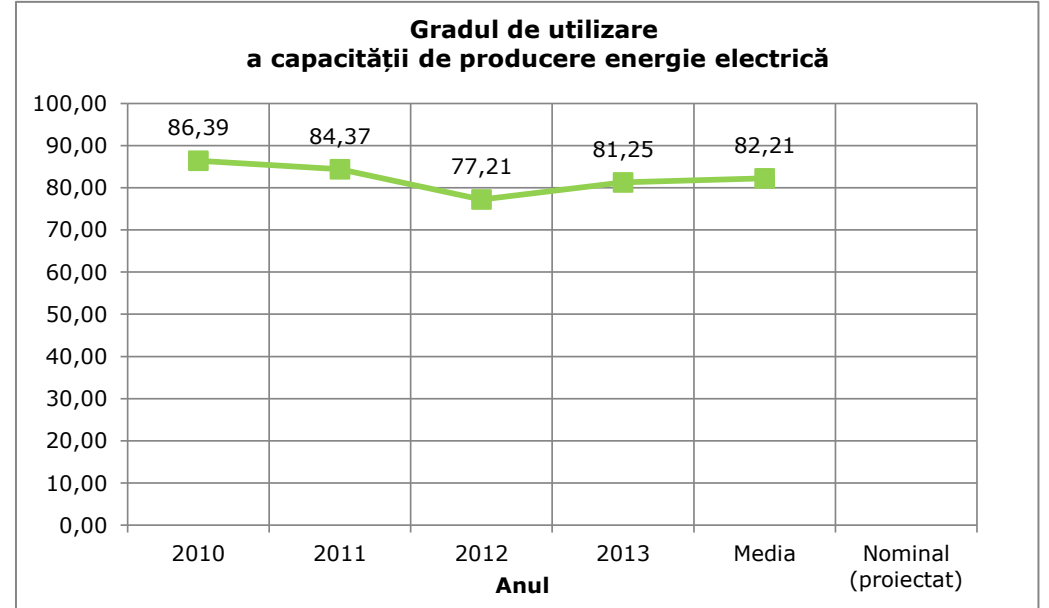
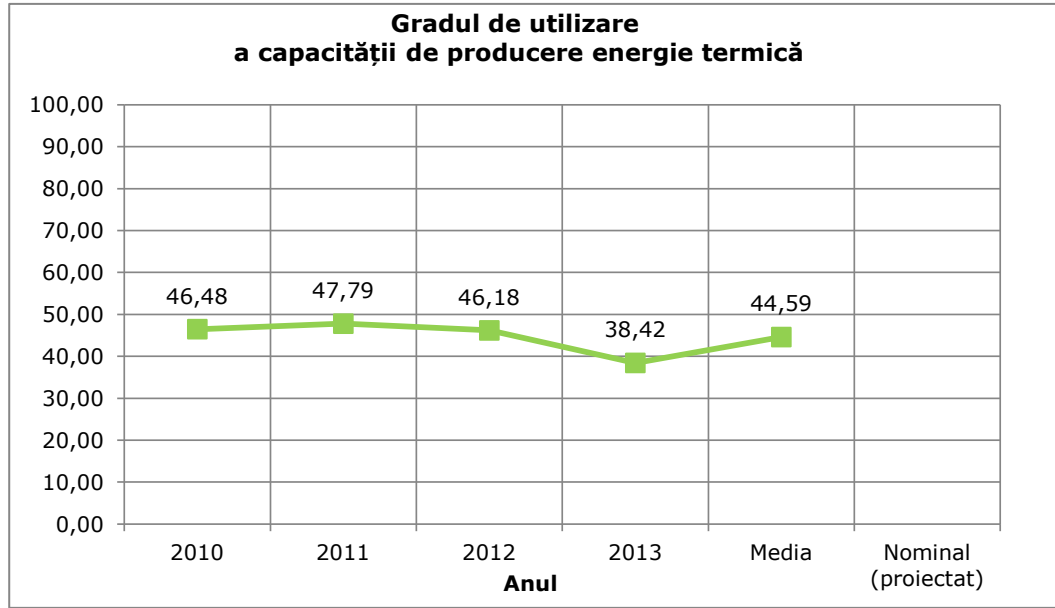


ANEXA 2 B.E. 1 - ENERGIA PRODUSA IN BHKW

Anul	Producția de energie în BHKW, obținută prin arderea biogazului în motoare											
	Producția de biogaz realizată, cf cu datele furnizate	Eficiența producției efective de biogaz, comparativ cu cea proiectată la capacitate nominală	Putearea calorifică inferioară a biogazului	Energia produsă de BHKW, dacă tot biogazul produs ar fi ars în motoare	Randamentul termic al BHKW, conform cu fișa tehnică a motorului DEUTZ, model TCG 2016 V12	Randamentul electric al BHKW, conform cu fișa tehnică a motorului DEUTZ, model TCG 2016 V12	Energia termică disponibilă în BHKW, dacă toate instalațiile ar fi utilizate la η_{max}	Energia electrică disponibilă în BHKW, dacă toate instalațiile ar fi utilizate la η_{max}	Energia termică efectivă produsă în BHKW, contorizată în stația de epurare	Energia electrică efectivă produsă în BHKW, contorizată în stația de epurare	Gradul de utilizare a capacității de producere energie termică	Gradul de utilizare a capacității de producere energie electrică
	V _{bg}	E _{pbg}	H _{ubg}	Q _{BHKW}	η_{th1}	η_{el}	Q _{BHKWth}	Q _{BHKWel}	Q _{BHKWthef}	Q _{BHKWlelf}	G _{uth}	G _{uel}
	mc/an	%	kWh/mc	MWh/an	%	%	MWh	MWh	MWh	MWh	%	%
2010	2352654	86,40	6,977	16414	39,08	40,05	6414	6573	2981	5679	46,48	86,39
2011	2364100	86,82		16494			6445	6605	3080	5573	47,79	84,37
2012	2494113	91,59		17401			6800	6968	3140	5380	46,18	77,21
2013	2581287,4	94,79		18010			7037	7212	2704	5859	38,42	81,25
Media	2448038,6	89,90		17080			6674	6840	2976	5623	44,59	82,21
Nominal (proiectat)	2723136	100	18999	39	39	7424	7608					

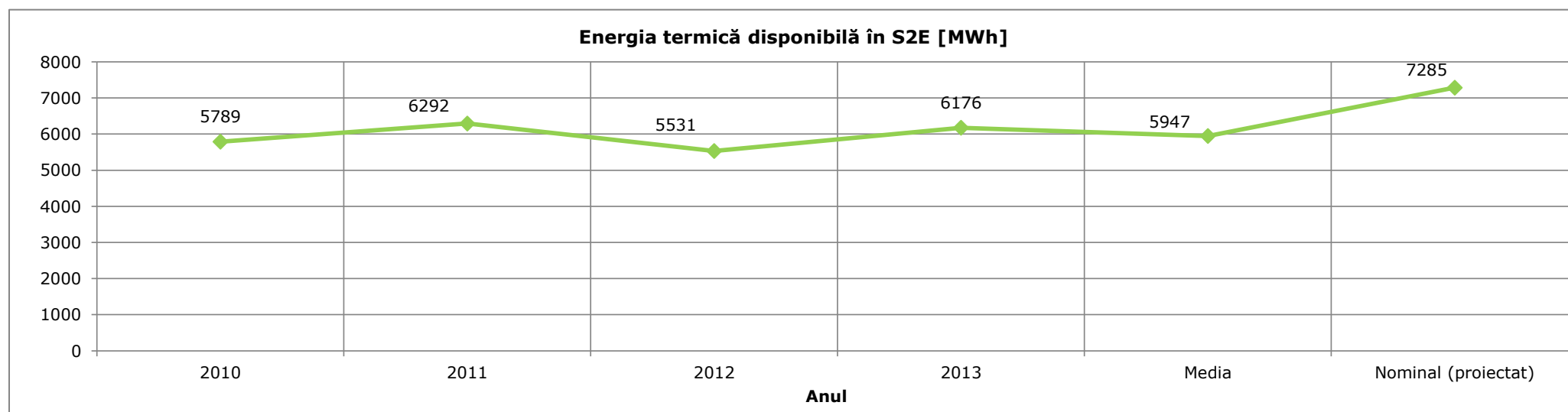


ANEXA 2B.E.1 - ENERGIA PRODUSA IN BHKW



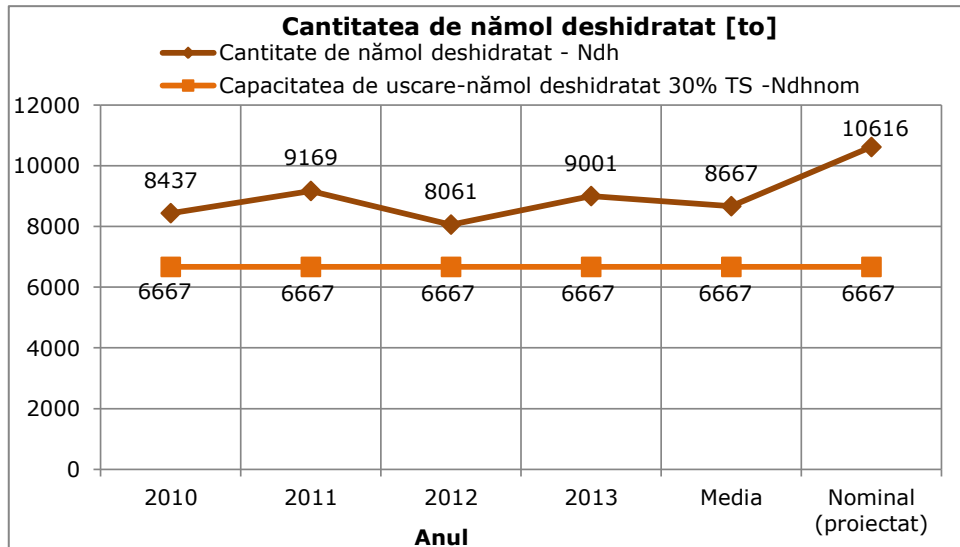
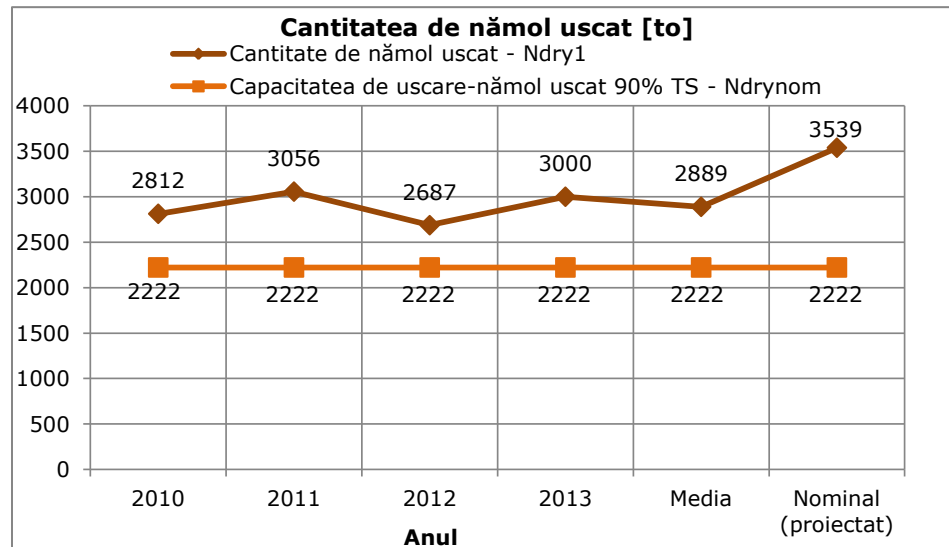
ANEXA 2 B.E. 2 - ENERGIA PRODUSA IN S2E

Anul	Producția de energie în S2E, obținută prin arderea nămolului											
	Masă de nămol uscat disponibilă dacă tot nămolul deshidratat ar fi uscat la 90 % TS	Umiditate nămol uscat AGROLAB, cf cu datele furnizate	Masă de nămol uscat solid	OTS nămol uscat	Masă de nămol uscat solid organic	Capacitatea de incinerare pentru nămolul uscat solid TS 100 %, cf cu datele de proiectare	Putearea calorifică inferioară a nămolului uscat	Energia termică rezultată dacă tot nămolul deshidratat ar fi uscat la 90 % TS și ars	Randamentul termic al S2E, cf cu datele de proiectare	Randamentul electric al S2E, cf cu datele de proiectare	Energia termică disponibilă în S2E, în urma arderii nămolului uscat la 90 % TS, la η_{max} al S2E	Energia electrică disponibilă în S2E, în urma arderii nămolului uscat la 90 % TS, la η_{max} al S2E
	Ndry1	wdry1	Ndry1s	OTS	Ndry1so	Ndrysnom	Hu	QnS2E	η_{S2Eth}	η_{S2Eel}	QS2Eth	QS2Eel
	to	%	to	%	to	to	kJ/kg	MWh	%	%	MWh	MWh
2010	2812	10	2531	54,8	1387	3000	12113,5	9463	61,18	8,00	5789	757
2011	3056		2751	54,8	1507			10284			6292	823
2012	2687		2418	54,8	1325			9041			5531	723
2013	3000		2700	54,8	1480			10095			6176	808
Media	2889		2600	55	1425			9721			5947	778
Nominal (proiectat)	3539		3185	54,8	1745			11907			61,18	8,00



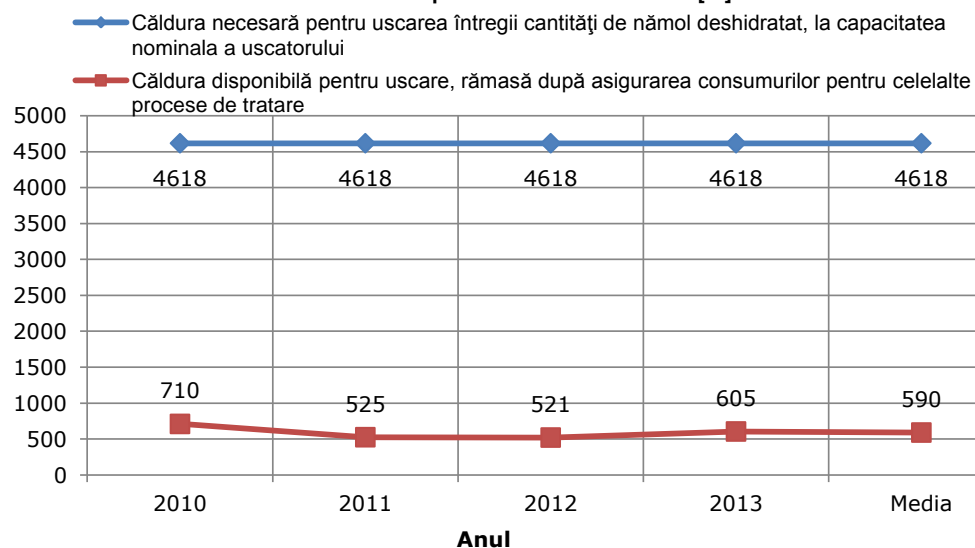
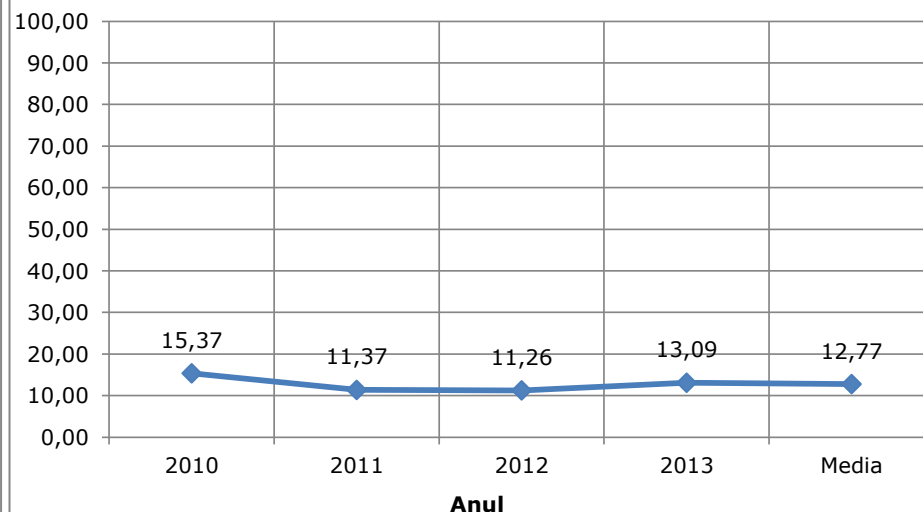
ANEXA 2 B.E. 3 - CAPACITATEA DE USCARE USCATOR BHKW

Anul	Capacitatea de uscare a uscătorului BHKW									
	Cantitatea de nămol deshidratat disponibilă dacă tot nămolul produs ar fi tratat (deshidratat)	Umiditate nămol deshidratat, cf cu datele furnizate	Umiditate nămol uscat (min 65%TS), cf cu datele de proiectare	Cantitatea de nămol uscat, dacă tot nămolul deshidratat ar fi tratat termic	Cantitatea de nămol uscat solid	Capacitatea de uscare-nămol uscat 100% TS, cf cu datele de proiectare	Capacitatea de uscare-nămol uscat 90% TS, cf cu datele de proiectare	Capacitatea de uscare-nămol deshidratat 30% TS, cf cu datele de proiectare	Gradul de depășire a capacității de uscare	Cantitatea de nămol deshidratat rezultată din procesul de tratare, care nu ar putea fi uscată în BHKW
	Ndh	wdh	wdry1	Ndry1	Ndry1s	Ndrysnom	Ndrynom	Ndhnom	Gdcu	Ndhexcedentă
	to	%	%	to	to	to	to	to	%	to
2010	8437	70	10	2812	2531	2000	2222	6667	26,56	1770
2011	9169			3056	2751	2000	2222	6667	37,54	2503
2012	8061			2687	2418	2000	2222	6667	20,91	1394
2013	9001			3000	2700	2000	2222	6667	35,01	2334
Media	8667			2889	2600	2000	2222	6667	30,00	2000
Nominal (proiectat)	10616			3539	3185	2000	2222	6667	59,24	3949



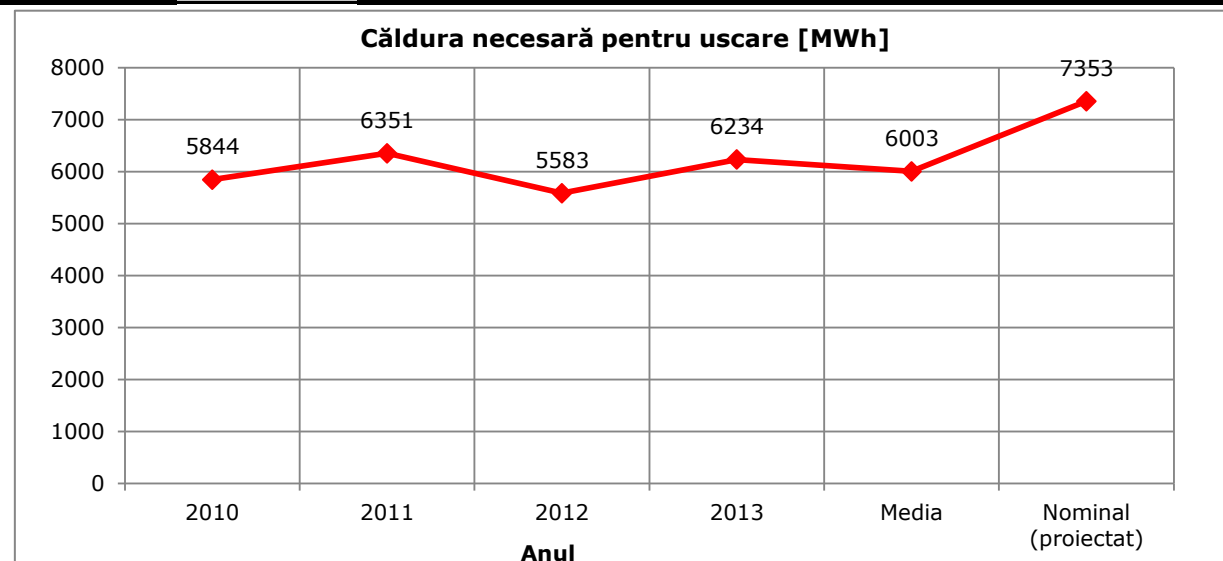
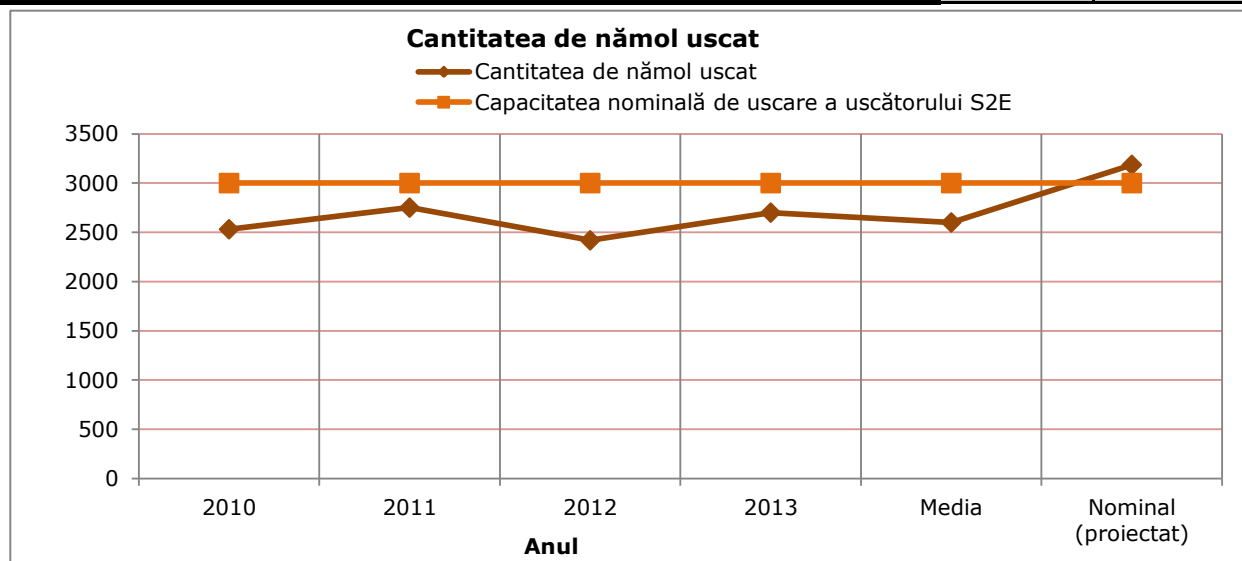
ANEXA 2 B.E. 4 - CONSUM TERMIC IN USCATOR BHKW

Anul	Consumul de energie termică pentru uscarea nămolului în uscătorul BHKW										
	Capacitatea nominală de uscare, proiectată-nămol deshidratat 30% TS	Capacitatea nominală de uscare, proiectată-nămol uscat 90% TS	Cantitatea de apă evaporată prin uscare, la capacitatea nominală	Factorul de consum termic al uscătorului, cf cu datele de proiectare	Căldura utilizată pentru uscare, la capacitatea nominala a uscatorului	Randamentul termic al uscătorului, cf cu datele de proiectare	Căldura necesară pentru uscarea întregii cantități de nămol deshidratat, la capacitatea nominala a uscatorului	Factorul de consum termic al uscătorului, cf cu datele de proiectare	Căldura disponibilă pentru uscare, rămasă după asigurarea consumurilor pentru celelalte procese de tratare	Cantitatea efectivă de nămol care ar putea fi uscată în BHKW, cu căldura disponibilă ramasă după asigurarea celorlalte consumuri	Gradul de utilizare a capacității de uscare în BHKW, cu căldura disponibilă pentru uscare
	Ndhnom	Ndrynom	Napaev	qthdry-apă evaporată	Qdryutil	ηthdry	Qdrynec	qthdry-nămol uscat	Qdrydisp	Ndryef	Gudry
to	to	to	MWh/to apă evap.	MWh	%	MWh	MWh/to nămol uscat	MWh	to	%	
2010	6667	2222	4444	0,80	3556	77	4618	2,08	710	341	15,37
2011	6667	2222	4444		3556		4618		525	253	11,37
2012	6667	2222	4444		3556		4618		521	250	11,26
2013	6667	2222	4444		3556		4618		605	291	13,09
Media	6667	2222	4444		3556		4618		590	284	12,77
Nominal (proiectat)	6667	2222	4444		3556		4618				

Căldura necesară pentru uscarea nămolului [to]

Gradul de utilizare a capacității de uscare în BHKW[%]


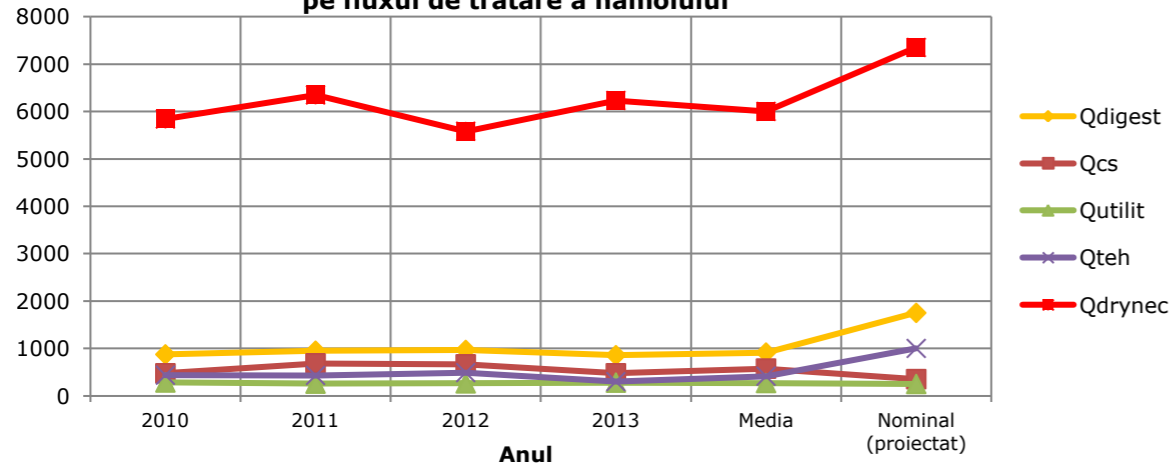
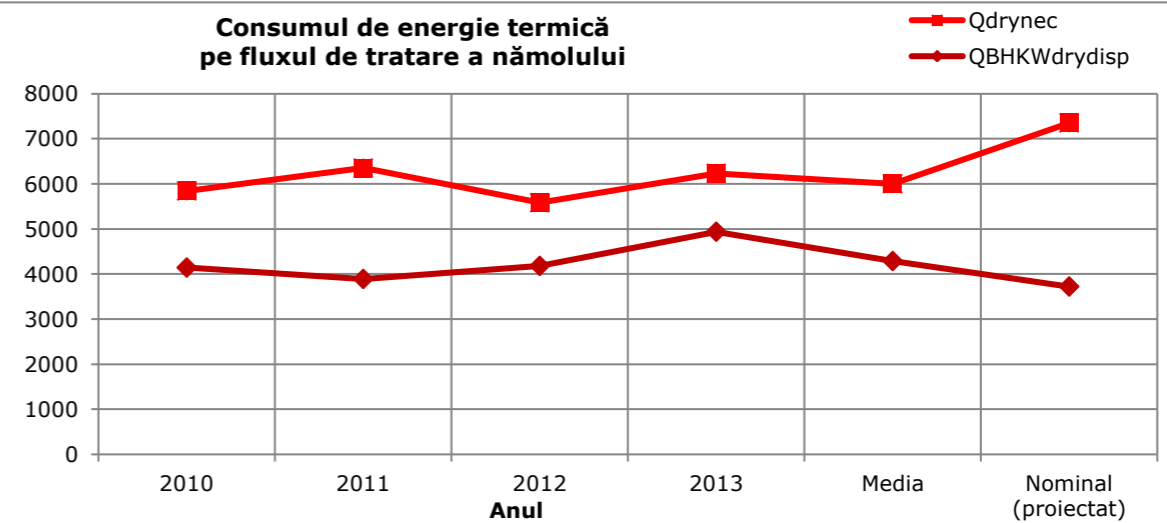
ANEXA 2 B.E. 5 - CONSUM TERMIC IN USCATOR S2E

Anul	Consumul de energie termică pentru uscarea nămolului în uscătorul S2E													
	Cantitatea de nămol deshidratat rezultată din procesul de tratare, dacă tot nămolul procesat ar fi deshidratat la 30 % TS	Umiditate nămol deshidratat, cf cu datele furnizate	Umiditate nămol uscat (min 65%TS), cf cu datele de proiectare	Cantitatea de nămol rezultată, dacă tot nămolul deshidratat ar fi uscat la 90 % TS	Cantitatea de nămol rezultată, dacă tot nămolul deshidratat ar fi uscat la 100 % TS	Capacitatea nominală de uscare, proiectată-nămol deshidratat 30% TS	Capacitatea nominală de uscare, proiectată-nămol uscat 90% TS	Capacitatea nominală de uscare, la 100 % TS, cf cu datele de proiectare	Gradul de depășire a capacității de uscare a nămolului deshidratat cu TS 30%	Cantitatea de apă evaporată prin uscarea întregii cantități de nămol deshidratat, la 90 % TS	Factorul de consum termic al uscătorului, cf cu datele de proiectare	Căldura utilizată pentru uscarea nămolului deshidratat la 90 % TS	Randamentul termic al uscătorului, cf cu datele de proiectare	Căldura necesară pentru uscare, la η_{max} al uscătorului
	Ndh	wdh	wdry1	Ndry1	Ndry1s	Ndhnom	Ndrynom	Ndrysnom	Gdcu	Napaev	qthdry	Qdryutil	η_{thdry}	Qdrynec
	to	%	%	to	to	to	to	to	%	to	MWh/to apă evap.	MWh	%	MWh
2010	8437	70	10	2812	2531	10000	3333	3000	-15,63	5625	0,8	4500	77	5844
2011	9169	70	10	3056	2751	10000	3333	3000	-8,31	6113		4890		6351
2012	8061	70	10	2687	2418	10000	3333	3000	-19,39	5374		4299		5583
2013	9000	70	10	3000	2700	10000	3333	3000	-10,00	6000		4800		6234
Media	8667	70	10	2889	2600	10000	3333	3000	-13,33	5778		4622		6003
Nominal (proiectat)	10616	70	10	3539	3185	10000	3333	3000	6,16	7077	5662	7353		



ANEXA 2 B.E. 6- CONSUMURI TERMICE DE PROCES

Anul	Consumul de energie termică pe fluxul de tratare a nămolului												
	Căldura consumată în procesul de fermentare, cf cu datele furnizate	Căldura consumată pentru încălzire co-substrate, calculată	Căldura consumată pentru încălzire hale producție, spații de locuit și birouri, cf cu datele furnizate	Căldura consumată pentru procesele de tratare a apei reziduale de pe linia nămolului, cf cu datele furnizate	Căldura disponibilă în BHKW, dacă tot biogazul produs ar fi ars în motoare la η_{max} al instalațiilor	Căldura efectivă produsă în BHKW, contorizată în stația de epurare, cf cu datele furnizate	Căldura disponibilă în S2E, dacă tot nămolul procesat ar fi uscat la 90 % TS și ars la η_{max}	Căldura disponibilă în BHKW, pentru uscare, după asigurarea celorlalte consumuri termice de proces și utilitare, dacă tot biogazul produs ar fi ars în motoare, la η_{max} al BHKW	Căldura efectivă disponibilă pentru uscare în BHKW, după asigurarea celorlalte consumuri termice de proces și utilitare	Căldura disponibilă pentru uscare, prin utilizarea întregii cantități de nămol și biogaz produse, la capacitatea maximă a instalațiilor BHKW + S2E	Căldura necesară pentru uscarea la 90 % TS, a întregii cantități de nămol deshidratate, la capacitatea maximă a uscătorului S2E	Consumul total de căldura pentru procesele de tratare de pe linia nămolului și utilități	Pondere consumului de căldura necesară pentru uscarea întregii cantități de nămol procesate, în totalul consumurilor de proces și utilitare
	Qdigest	Qcs	Qutilit	Qteh	QBHKWth	QBHKWthef	QS2Eth	QBHKWdrydisp	QBHKWdryef	Qdry	Qdrynec	Qttotal	Pcons.dry
	MWh	MWh	MWh	MWh	MWh	MWh	MWh	MWh	MWh	MWh	MWh	MWh	%
2010	874	474	281	435	6414	2981	5789	4143	710	9933	5844	8115	72,02
2011	951	684	257	430	6445	3080	6292	3891	525	10183	6351	8906	71,31
2012	967	663	263	489	6800	3140	5531	4180	521	9712	5583	8203	68,07
2013	857	474	278	299	7038	2704	4289	4939	605	9227	6234	8333	74,81
Media	912	574	270	413	6674	2976	5475	4288	590	9764	6003	8389	71,56
Nominal (proiectat)	1750	351	250	1000	7410	7410	8216	3724	3724	11939	7353	11040	66,61

Consumul de energie termică pe fluxul de tratare a nămolului

Consumul de energie termică pe fluxul de tratare a nămolului


**Titluri recent publicate în colecția „TEZE DE DOCTORAT”
seria 9: Inginerie Mecanică**

1. **Claudiu Ion Gruescu** – *Contribuții la reducerea concentrației emisiilor poluante de mercur provenite din incinerarea deșeurilor municipale, ISBN: (10) 973-625-367-8, (13) 978-973-625-367-6, (2006);*
2. **Lucian Rusu** – *Implante chirurgicale. Studii și cercetări în vederea omologării, ISBN: (10) 973-625-375-9, (13) 978-973-625-375-1, (2006);*
.....
.....
148. **Maria Silvia Pernevan** - *Caracterizarea mecanică a materialelor compozite ranforsate cu fibre și puzderii liberiene, ISBN: 978-606-554-793-3, (2014);*
149. **Ion Silviu Borozan** - *Determinarea parametrilor cutiilor de viteze automate în scopul îmbunătățirii caracteristicilor tehnico-funcționale ale acestora, ISBN: 978-606-554-795-7, (2014);*
150. **Nina Gorie** - *Contribuții la studiul unui sistem mecatronic pentru recuperarea persoanelor cu dizabilități, ISBN: 978-606-554-802-2, (2014);*
151. **Cristina Florea** – *Characterization of articular cartilage, chondrocyte and bone properties using nano and microscale techniques, ISBN: 978-606-554-836-7, (2014);*
152. **Alina Mondoc** - *Analiza teoretică și experimentală a aspectelor aleatorii din scena de lucru a unui robot mobil, ISBN: 978-606-554-846-6, (2014);*
153. **Cristian Toader-Pasti** - *Cercetări privind dezvoltarea sistemelor de testare ale protezelor de gleznă, ISBN: 978-606-554-847-3, (2014);*
154. **Tiberiu Adrian Medgyesi** - *Contribuții la dezvoltarea unor metode vibroacustice pentru determinarea unor caracteristici mecanice ale structurilor sudate din table subțiri, ISBN: 978-606-554-855-8, (2014);*
155. **Ioan Neamț** - *Cercetări teoretice și experimentale privind posibilitatea valorificării energetice a nămolului provenit din stațiile de epurare municipale, ISBN: 978-606-554-856-5, (2014).*



EDITURA POLITEHNICA

Lista completă a tezelor publicate sub sigla Editurii Politehnica poate fi consultată
la adresa: <http://www.editurapolitehnica.upt.ro>