

INSTITUTUL POLITEHNIC "TRAIAN VUIA" TIMISOARA  
FACULTATEA DE TEHNOLOGIE CHIMICA

Ing. CORNELIU CRAIU

CONTRIBUTII LA PROCESUL DE EPURARE ANAEROBA  
CU  
PRODUCTIE DE BIOMETAN

BIBLIOTECA CENTRALĂ  
UNIVERSITATEA "POLITEHNICA"  
TIMIȘOARA

TEZA DE DOCTORAT

Conducător științific  
Prof. Dr. Ing. VASILE COCHECI

- 1 9 8 5 -

INSTITUTUL POLITEHNIC TIMIȘOARA	
B. E.	
Volum:	504392
Du/sa	207 - 9

Autorul exprimă și pe această cale adâncă sa recunoștință și gratitudine față de Prof.Dr.Ing.Vasile Coheci, conducătorul științific al prezentei teze de doctorat, pentru neobosita și valoroasa muncă de îndrumare.

De asemenea, autorul mulțumește în mod sincer colegilor de serviciu din Institutul de Cercetări și Proiectări pentru Epurarea Apelor Reziduale - București - ICPEAR - precum și cadrelor didactice și cercetătorilor din Institutul Politehnic Timișoara - pentru sprijinul acordat la elaborarea tezei.

## C U P R I N S

=====

		<u>pagina</u>
I.	I N T R O D U C E R E . . . . .	1
II.	CONSIDERATIILE ASUPRA DEGRADANTII ANAEROBE A SUBSTRATELOR ORGANICE. . . . .	9
III.	FAZELE PROCESULUI DE FERMENTARE ANAEROBA. . . . .	13
IV.	STUDIUL BIOCIMIC AL FENOMENELOR DE TRANSFORMARE ANAEROBA A SUBSTANTELOR ORGANICE. . . . .	17
V.	STUDIUL MICROBIOLOGIC AL TRANSFORMARILOR ANAEROBE METANOGENE. . . . .	24
VI.	INFLUENTA FACTORILOR DE MEDIU ASUPRA PROCESULUI DE FERMENTARE ANAEROBA . . . . .	26
VII.	CONSIDERATIUNI CRITICE ASUPRA TIPIURILOR DE FERMENTATIE SI INSTALATII PENTRU PRODUCEREA BIOGAZULUI. . . . .	40
VIII.	CERCETARI EXPERIMENTALE DE LABORATOR PRIVIND FERMENTAREA ANAEROBA A FASCIULUI EXCEDENTAR DIN INSTALATIILE DE EPURARE BIOLOGICA AEROBA . . . . .	62
IX.	CERCETARI EXPERIMENTALE PE INSTALATIA PILOT . . . . .	104
X.	EXPERIMENTARI DE FERMENTARE ANAEROBA CU PRODUCTIE DE BICHETAN DIN DESECTII ANIMALE PE O INSTALATIE MODUL DE 1200 m <sup>3</sup> . . . . .	118
XI.	DIMENSIONAREA UNEI INSTALATII PENTRU FERMENTARE ANAEROBA IN SCOPURI ENERGETICE CU UN VOLUM DE 1000 m <sup>3</sup> . . . . .	140
XII.	ASPECTE ECONOMICE ALE INSTALATIEI PENTRU PRODUCEREA BIOGAZULUI IN TECHNOLOGIA CERCETATA. . . . .	149
	C O N C L U Z I I . . . . .	153
	B I B L I O G R A F I E	

...ooCoo...

## I N T R O D U C E R E

=====

Dezvoltarea industrială din ultimile trei decenii are la bază sursele de petrol din țările Golfului Persic și din unele țări latino-americeane, fără a mai aminti de producțiile țărilor dezvoltate, ca SUA și URSS.

Dezvoltarea industrială a atins un maxim în deceniul 1960-1970, perioadă în care prețul barilului de țiței a variat puțin de la 1,2 la 1,8 dolari, creindu-se imaginea unei surse energetice ieftine și nelimitate.

Evoluția dezvoltării industriale se poate estima plecând și de la consumul sau achizițiile de țiței din perioada menționată. Astfel, în 1960 achizițiile de țiței erau de 65 mil. tone, iar în 1973 achizițiile au ajuns la 300 milioane tone pe an, ca apoi, în numai cinci ani, achizițiile să crească la 400 milioane tone țiței, ca urmare a dezvoltării fără precedent a industriei.

În urma acestei activități pe plan mondial, țările furnizoare de țiței s-au cartelat și au luat măsuri în ceea ce privește producția și, mai ales, în domeniul prețului barilului de țiței. Din 1970 până în 1978 prețul a crescut de la 1,8 dolari la 34 dolari barilul. La fiecare ridicare a prețului țițeiului s-a creat o perturbare pe plan mondial. Primul dezechilibru a apărut în 1970, iar șocul cel mai important suportat de economia țărilor consumatoare a fost în 1973 când prețul țițeiului a ajuns brusc de la 1,8 la 15-16 dolari barilul. Această situație, combinată cu stagnarea capacităților de extracție, a condus la criza mondială energetică, cu un maxim în 1973 și mai târziu, în 1978 (46). Efectele sînt cunoscute : în primul rînd, stagnarea ritmului de dezvoltare, modificarea structurii producției mondiale și preocupării intense de reducere a consumului de materii prime, de energie, de carburanți și, mai ales, s-au inițiat cercetări privind găsirea unor noi surse energetice.

Criza energetică mondială, precum și realizarea unor importante unități industriale consumatoare de țiței în țările exportatoare de țiței au, implicații în economiile țărilor industriale dezvoltate, deținătoare a tehnologiilor de vârf. Schimbarea preocupărilor în activitatea de creație tehnico-științifică, în perspectiva utilizării de materii prime regenerabile, de reducere a consumului de materii prime, de robotizare industrială, vizează importante transformări în structura dezvoltării industriale în viitor. Astfel, o activitate febrilă a început în domeniul biocimiei, bioenergeticii și, mai ales, în domeniul biotehnologiei. Aceste preocupări pot absorbi importante forțe de muncă, asigurând o dezvoltare în continuare pe alte baze de materii prime regenerabile și accesibile.

Transformările din industrie au evidente influențe și în agricultură, mai ales în domeniul producției de plante industriale, medicinale, creșterea animalelor, utilizarea eficientă a biomasei și crearea de noi soiuri de plante mai eficiente și utile pentru industrie, pentru societate, în general.

În căutarea de noi surse de energie cercetările au fost dirijate spre folosirea unor surse energetice neconvenționale, cum sînt : energia solară, a vîntului, a valurilor a apelor geotermale, sinteza de carburanți din cărbuni sau din biomasă, precum și transformarea biomasei excedentare sau reziduale în biometan și carburanți.

Pentru acoperirea unor necesități locale de energie în industrie și în agricultură se acordă în ultima vreme o atenție din ce în ce mai mare energiilor neconvenționale și economisirii celor clasice.

În domeniul protecției mediului consumul de energie a crescut concomitent cu dezvoltarea industriei și agriculturii. Multe produse industriale de sinteză în domeniul chimiei obligă la luarea unor măsuri de incinerare a apelor reziduale, a nămolurilor chimice, biologice, a reziduurilor solide toxice, care au consumat și consumă cantități importante de energie.

În scopul reducerii consumurilor de energie și materii prime cercetarea din acest domeniu capătă și ea noi valențe, în sensul valorificării produselor secundare din ape, gaze, reziduuri, de recuperare a energiei potențiale a deșeurilor toxice și de valorificare a biomasei din procesele de fermentare și de obținere a antibioticelor, a proteinelor sintetice etc.

În domeniul agriculturii, al creșterii animalelor, al prelucrării industriale a produselor vegetale în scopuri alimentare, industriale, de nutriție a animalelor, au apărut surse noi de poluare a mediului, pentru a căror eliminare se consumă importante cantități de energie.

În acest domeniu, mai mult decât în altele, recuperarea potențialului energetic din apele reziduale, din dejecții de animale devine o preocupare din ce în ce mai importantă pentru producerea biometanului și obținerea unei biomase din fermentare anaerobă nepatogenă de o certă valoare nutritivă pentru vol. Utilizarea biomasei din procesele anaerobe reduce consumul de îngrășăminte chimice energointensive. Îngrășămintele naturale lichefiate rezultate din procesele anaerobe simplifică aplicarea pe teren, utilizând aceleași utilaje ca în cazul îngrășămintelor foliare.

Procesul anaerob de fermentare a nămolurilor biologice excedentare din procesele biologice aerobe de epurare a apelor reziduale, sau a dejecțiilor animaliere, reprezintă o sursă importantă energetică și de îngrășăminte naturale. Energia produsă în aceste procese poate asigura necesarul instalațiilor pentru protecția mediului și pentru acoperirea unor consumatori locali.

Din procesul anaerob de fermentare a biomasei reziduale de diverse proveniențe rezultă un gaz cu o compoziție medie cuprinsă între : 56-72%  $\text{CH}_4$ , 28-35%  $\text{CO}_2$  și cca. 0,05 până la 0,1%  $\text{H}_2\text{S}$  și sulfuri organice, urme de hidrogen, azot și vapori de apă (1; 27; 29; 42; 44).

Gazul rezultat are o putere calorică de cca. 20-25 MJ/ $\text{Nm}^3$ , în funcție de compoziție și depinde de natura materialelor fermentate, de ritmul de alimentare al fermentatorului de temperatura de lucru (1; 27; 29; 42; 44). Un metru cub de

biometan corespunde la 0,6 pînă la 0,7 l. combustibil de calorifer (42).

Dacă comparăm puterea calorică a biogazului cu alți combustibili gazoși, cum ar fi gazul de apă, gazul mixt provenit din gazeificarea cărbunilor cu o putere calorică de 10-11 MJ/Nm<sup>3</sup>, respectiv 6-4 MJ/Nm<sup>3</sup> (43), se poate aprecia că biometanul este un gaz susceptibil de multe aplicații, avînd o putere calorică superioară gazului de cocserie, gazului de apă și a gazului mixt.

Sursele de materii prime pentru producția de biometan sînt destul de importante și sînt legate de instalațiile de epurare a apelor orășenești, epurare a apelor din industrie, mai ales din industria alimentară și de fermentare. Cea mai importantă sursă de biomasă pentru producția de biometan, o reprezintă agricultura și anume, crescătoriile de animale.

Dejecțiile animaliere de la creșterea, îngrășarea și sacrificarea tuturor speciilor de animale reprezintă o importantă sursă de peluare, dar și o deosebit de utilă sursă bioenergetică. Importanța acestor deșeuri animaliere este cu atît mai mare cu cît acestea pot constitui la fața locului sursele necesare de energie și de îngrășăminte naturale, după un proces de transformare biochimică anaerobă.

Procesele de epurare aerobă, cunoscute ca importante consumatoare de energie, pentru asigurarea aerului necesar biocenozelor de epurare sînt mari producătoare de nămoluri proteice excedentare, care în mod clasic, sînt stabilizate pe cale aerobă sau anaerobă cu producție de gaze combustibile. Între cele două variante de stabilizare a nămolurilor biologice realizate în scopul eliminării infecțiilor bacteriene se impune din ce în ce mai mult metoda fermentării anaerobe, desigur, acolo unde nămolul biologic proteic din epurarea aerobă nu este impurificat cu substanțe chimice inhibitoare a biocenozelor din procesul de fermentare anaerobă cu producție de gaze combustibile.

Inhibitorii proceselor anaerobe de stabilizare a nămolurilor biologice din instalațiile de epurare aerobă sînt înțîlniți, mai ales, la instalațiile de epurare biologică din industrie și mai rar în biomasa din dejecțiile animaliere. Inhibarea proceselor de fermentare anaerobă a dejecțiilor animaliere, poate apare numai în cazul utilizării unor cantități importante de dezinfectanți (sodă, formol, cloramină etc.) sau insecticide ori antibiotice peste anumite limite (39; 49; 50).

Ținînd seama de instalațiile de epurare biologică și de efectivele de animale, se poate menționa că una din sursele neconvenționale de producere a energiei e constituie biomasa din nămolurile biologice excedentare din instalațiile de epurare biologică a apelor orășenești, din industrie în general și mai ales, din dejecțiile animaliere din fermele de creștere și îngrășare a animalelor.

Data fiind situația balanței energetice și a necesității protecției mediului, domeniul cercetării fenomenelor de transformare anaerobă a biomasei excedentare, cu producție de energie și îngrășăminte naturale, este din ce în ce mai importantă, constituind preocupări pentru un număr mare de cercetători și specialiști în domeniul ingineriei de proces, scopul principal fiind valorificarea tuturor resurselor acestui fenomen, pentru a face disponibilă într-o măsură cît mai mare a energiei interne a acestor materiale, precum și protecția mediului înconjurător.

Pînă nu demult, domeniul fermentării anaerobe se rezuma la stabilizarea nămolurilor biologice excedentare din instalațiile de epurare și dejecțiilor animaliere grosiere, gazele rezultate fiind utilizate pentru menținerea procesului.

Desigur, problema protecției mediului rămîne valabilă, dar și în acest domeniu ca și în altele, problema reducerii consumului de energie este esențială. În acest sens judecate, procesele de epurare a apelor reziduale și de stabilizare a nămolurilor biologice, ca și a dejecțiilor animaliere capătă un nou conținut.



Creșterea populațiilor în mari centre urbane, dezvoltarea industriei fără precedent și creșterea și îngrășarea animalelor în ferme din ce în ce mai mari, ridică probleme importante de protecție a mediului, de protejare a apei, aerului și a solului de poluanții chimici și biologici. Proprietățile chimice, biologice și microbiologice ale reziduurilor sînt strîns legate de proveniența lor. Poluanții chimici din apele reziduale se rezolvă, în cea mai mare măsură, pe cale chimică, poluanții organici biodegradabili, indiferent de proveniența lor, se elimină pe cale biologică cu un important consum de energie. În ultima vreme se menționează din ce în ce mai des acoperirea consumului de energie din instalațiile de epurare biologică chiar din procesele de epurare.

De regulă, un flux de epurare a apelor reziduale, în funcție de proveniența lor și concentrația în substanță organică biodegradabilă, poate fi realizat dintr-o operație de epurare aerobă cu nămol activ și o stabilizare a nămolului excedentar prin fermentare anaerobă cu producție de gaze combustibile, sau o fermentare anaerobă urmată de o epurare aerobă cu nămol activ și readucerea nămolului activ excedentar în fermentarea anaerobă. Varianta primă este aplicabilă mai ales pentru ape reziduale biodegradabile cu încărcări mici pînă la un  $CBO_5$  de ordinul 3.000-4.000 mg/l. Varianta a doua este tehnico-economic viabilă pentru epurarea biologică a apelor cu mare încărcare organică, din industria alimentară și de la creșterea animalelor. Desigur, variantele care se pot aplica sînt multe, dar în conjuctura actuală cele două căi de epurare se impun tehnico-economic.

Pentru evaluarea biomasei reziduale din dejecțiile animaliere, mai ales de la cele adăpostite în grajduri și hrănite în sistem industrial, în așa fel încît sporul de greutate în timp să fie maxim, dejecțiile acestor animale conțin mai multă hrană nedigerată, decît cele de la animalele crescute în mod natural.

De asemenea, biomasa reziduală sau dejecțiile animaliere depind de aparatul digestiv al diferitelor animale (rumegătoare, nerumegătoare și păsări) și chiar între diverse specii de animale. Diferențe pot apare și ca urmare a naturii nutrețurilor etc.

Loeher (55) arată că pentru fiecare kilogram de câștig în greutate vie la animale se realizează 6-25 kg. dejecții brute, iar Taiganides (56) arată valoarea de 5 kg. dejecții brute la 100 kg. greutate vie în medie pe zi. Același autor consideră <sup>cu</sup> pentru porci <sup>este</sup> rezonabil un reziduu zilnic de 6% din greutatea corporală; 7% din greutatea corporală la vacile de lapte (avînd o umiditate de 87,5%, substanța uscată din dejecții fiind 5,75 kg, iar din urină 0,48 kg). De dată mai recentă Day (57) a arătat că la o greutate vie de 500 kg porci corespund 30 kg dejecții, ceea ce atestă valoarea de 6% dejecții din greutatea corporală menționată de Taiganides (56).

Niner și Surith au dat date mai concrete despre biomasă reziduală din dejecțiile animaliere și care pot sta la baza dimensionării instalațiilor de epurare și de fermentare anaerobă.

Tabel nr.1

Caracteristicile cantitative și calitative ale reziduurilor animaliere domestice

Caracteristica	Unitatea de măsură	Vacile lapte	Bovine pen-tru carne	Porci în-gră-șați	Oii	Păsări	
						Găini	Pui carne
Reziduu brut x) (R.B.)	kg/G.V.zi	82	60	65	40	53	71
Raportul fecale-urină		2,2	2,4	1,2	1,0	-	-
Materii solide totale (ST)	kg/G.V.zi (% R.B.)	10,4 12,7	6,9 11,6	6,0 9,2	10,0 25,0	13,4 25,2	17,1 25,2
Materii solide volatile (SV)	kg/G.V.zi (% S.T.)	8,6 82,5	5,9 85,0	4,8 80	8,5 80	9,4 85	12,0 70
CBO <sub>5</sub>	kg/G.V.zi (% S.T.)	1,7 16,5	1,6 23	2,0 33	0,9 9,0	3,5 27	- -
CCO	kg/G.V.zi (% S.T.)	9,1 88	6,6 95	5,7 95	11,8 118	12,0 90	- -
Azot total	KgN/G.V.zi (% S.T.)	0,41 3,9	0,34 4,9	0,45 7,5	0,45 4,5	0,72 5,4	1,16 6,8
Fosfor	KgP/G.V.zi (% S.T.)	0,073 0,7	0,11 1,6	0,15 2,5	0,066 0,66	0,28 2,1	0,26 1,5
Potasiu	KgK/G.V.zi (% S.T.)	0,27 2,6	0,24 3,6	0,30 4,9	0,32 3,2	0,31 2,3	0,36 2,1

x) Fără așternut  
G.V. = 1000 Kg

În țara noastră volumul dejecțiilor animaliere evacuate pe pernă de apă, atât la porci cât și la bovine, la îngrășare, sînt de 6 pînă la de 10 ori mai mari decît volumul inițial al dejecțiilor brute.

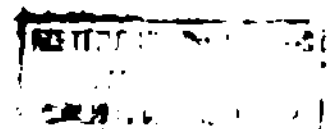
La Universitatea Manitoba din Winnipeg Canada s-au efectuat cercetări privind producerea de biogaz din dejecții de porc în scopul stabilirii oportunității procedurii de fermentare anaerobă în țările cu climă temperată, rezultatele fiind deosebit de interesante. Încărcarea masică a fost de  $2,4 + 4$  kg substanță organică pe  $m^3$  de fermentator, temperatura de lucru cuprinsă între  $36$  și  $59^{\circ}C$ , durata de retenție 10-15 zile producția de gaz a variat între  $0,47$  și  $1,04 m^3/kg$  de substanță organică. În instalații mai mari producția a fost mai mică (34).

Din cele expuse o sursă deosebit de importantă de gaze o constituie biomasa reziduală nu numai din nămolul excedent din epurările cu nămol activ, ci mai ales biomasa din dejecțiile reziduale din fermele de creștere a animalelor.

Din tabelul I după Miner și Smith rezultă că în efluentul instalațiilor de fermentare anaerobă, care lucrează cu un influent cu 5% substanță uscată au un conținut de îngrășăminte minerale exprimate în NPK destul de important și anume: 0,38% la vaci; 0,5% de la bovine pentru carne; 0,75% la porci; 0,42% de la oi; 0,5% de la găini ouătoare și 0,52% de la pui de carne.

În literatura de specialitate (59) se menționează că după un proces discontinuu de anaerobioză de 21 de zile majoritatea speciilor bacteriene din familia Salmonella Streptococcus fecalis și Coliformele dispar.

În concluzie procesul fermentării anaerobe oferă posibilitatea unei protecții eficiente a mediului concomitent cu o importantă producție de gaze combustibile și îngrășăminte minerale ceea ce atrage interesul cercetătorilor pentru procesul fermentării anaerobe a biomasei reziduale.

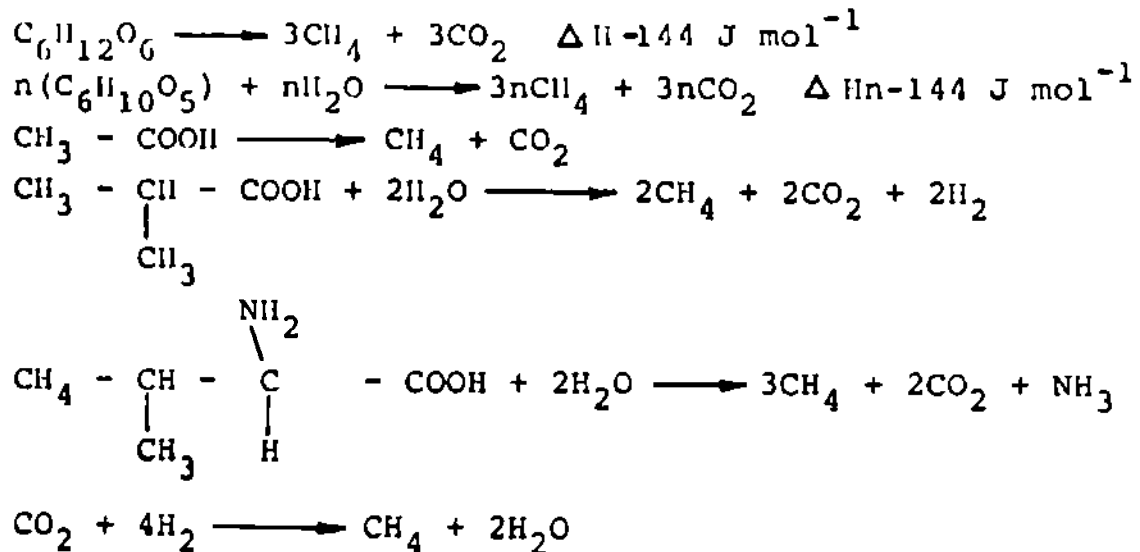


II. CONSIDERATII ASUPRA DEGRADARII ANAEROBE A  
 =====  
 SUBSTANTELOR ORGANICE  
 =====

Degradarea anaerobă a substanțelor chimice este o transformare sub acțiunea microorganismelor în lipsa aerului. Exemplele cele mai reprezentative sînt denitrificarea azoților la azot și degradarea anaerobă a substanțelor organice (1; 29). Aceste procese se desfășoară natural și au ca urmare circulația azotului în natură, precum și formarea zăcămintelor de gaze naturale. Un proces anaerob natural ce se petrece în prezent este fermentația metanogenă din lacul Kivu (Zair, Ruanda). Fermentarea anaerobă a deșeurilor vegetale aduse de ape în acest lac, cu o adîncime de cca 250 m, dă naștere unei producții naturale de biometan. Ținînd seama de solubilitatea gazului metan sub acțiunea presiunii hidrostatice, în apa lacului Kivu, sînt acumulate rezerve uriașe de gaz metan. Societățile care se ocupă de valorificarea acestor rezerve de gaz metan au evaluat-o la cca 56 milioane de tone combustibil convențional (45).

Fermentarea anaerobă cu producție de biometan este un proces complex, sau mai precis o suită de procese biochimice de transformare a materialelor organice (glucide, lipide și protide) în gaz metan și dioxid de carbon.

Reacțiile de bază în acest proces, sub acțiunea enzimatică a biocenozelor, în general sînt :



Forța de acționare a proceselor de degradare anaerobă a substanțelor organice o constituie potențialul de oxidoreducere care este de ordinul 0,2 la 0,3 volți, (calculat în raport cu hidrogenul) și se realizează sub acțiunea enzimelor secretate de anumite microorganisme.

Enzimele respective sînt proteine complexe cu o structură spațială precisă, pe care moleculele organice degradabile pot să se fixeze și să se descomp. în molecule mai simple și eventual să se combine așa cum rezultă din reacțiile biochimice menționate mai sus.

Unele enzime extracelulare pot provoca degradarea unor molecule organice foarte complicate, pentru a putea trece în organismele mono sau pluricelulare, în care enzimele intracelulare asigură asimilarea, contribuind astfel la captarea și dezvoltarea biocenozelor ce susține procesul de transformare a biomasei.

Procesul de transformare anaerobă presupune o primă etapă de transformare a substanțelor organice complexe, printr-o hidroliză enzimatică, în produse organice mai simple (acizi: formic, acetic, lactic, propionic, butiric etc.), substanțe ce constituie hrana pentru o altă grupă de microorganisme, care transformă acizii organici formați în prima etapă în gaz metan și dioxid de carbon.

Prima grupă de microorganisme ce produc hidroliza enzimatică a substanțelor organice se numesc bacterii acidogene și sînt de fapt microorganisme, facultativ anaerobe și așa cum s-a menționat, precede procesul de transformare anaerobă. Dezvoltarea lor are loc la un pH de peste 5,5 pînă la 6,8.

Grupa a doua de microorganisme care consumă produsele de hidroliză poartă denumirea de microorganisme metanogene; ele fiind bacterii strict anaerobe.

În general microorganismele metanogene au o viteză de creștere mai mică în comparație cu cele acidogene și sînt extrem de sensibile la variația de pH și a temperaturii. De regulă pH-ul trebuie să fie în jur de 7, iar pentru ca viteza de creștere să fie acceptabilă, temperatura trebuie să depășească + 30°C.

Procesul de degradare anaerobă a substanțelor organice este folosit în general pentru biodegradarea nămolului biologic excedentă din procesele de epurare a apelor, a reziduurilor din fermentații diverse, a produselor reziduale din apele din industria alimentară și a dejecțiilor din fermele de creștere a animalelor. Fermentarea anaerobă este folosită în scopul diminuării biomasei, a stabilizării nămolului biologic, distrugerea unor specii de bacterii patogene, eliminarea mirosurilor și a producerii de biometan ca sursă de energie.

În ultima vreme cercetările din domeniul degradării anaerobe a substanțelor organice, cu producție de biometan, ca urmare a crizei energetice au căpătat o importanță din ce în ce mai mare. Avantajele acestei metode constau în :

- producerea unei cantități importante de gaze combustibile;
- reducerea biomasei reziduale de 6-8 ori ;
- stabilizarea biomasei obținute care are o valoare importantă ca îngrășământ ;
- eliminarea bacteriilor aerobe patogene în proporție de peste 98% ;
- eliminarea mirosurilor din nămolurile biologice sau din dejecțiile animaliere ;
- procesul este ușor exoterm avînd nevoie de un consum mic de energie pentru grăbirea fermentării.

Neajunsurile procedurii constau în necesitatea de a nu lucra la temperaturi superioare mediului ambiant, pentru a avea o viteză de transformare acceptabilă din punct de vedere practic.

În funcție de temperatura de lucru, procedeele de fermentație anaerobă se pot clasifica în procedee :

- criofile, la temperaturi între 10-20°C ;
- mezofile, la temperaturi între 30-45°C ;
- termofile, la temperaturi între 50-60°C.

Din procesele de fermentare a biomasei excedentare, de diverse proveniențe, rezultă o producție de biogaz ce poate acoperi necesarul de energie pentru proces.

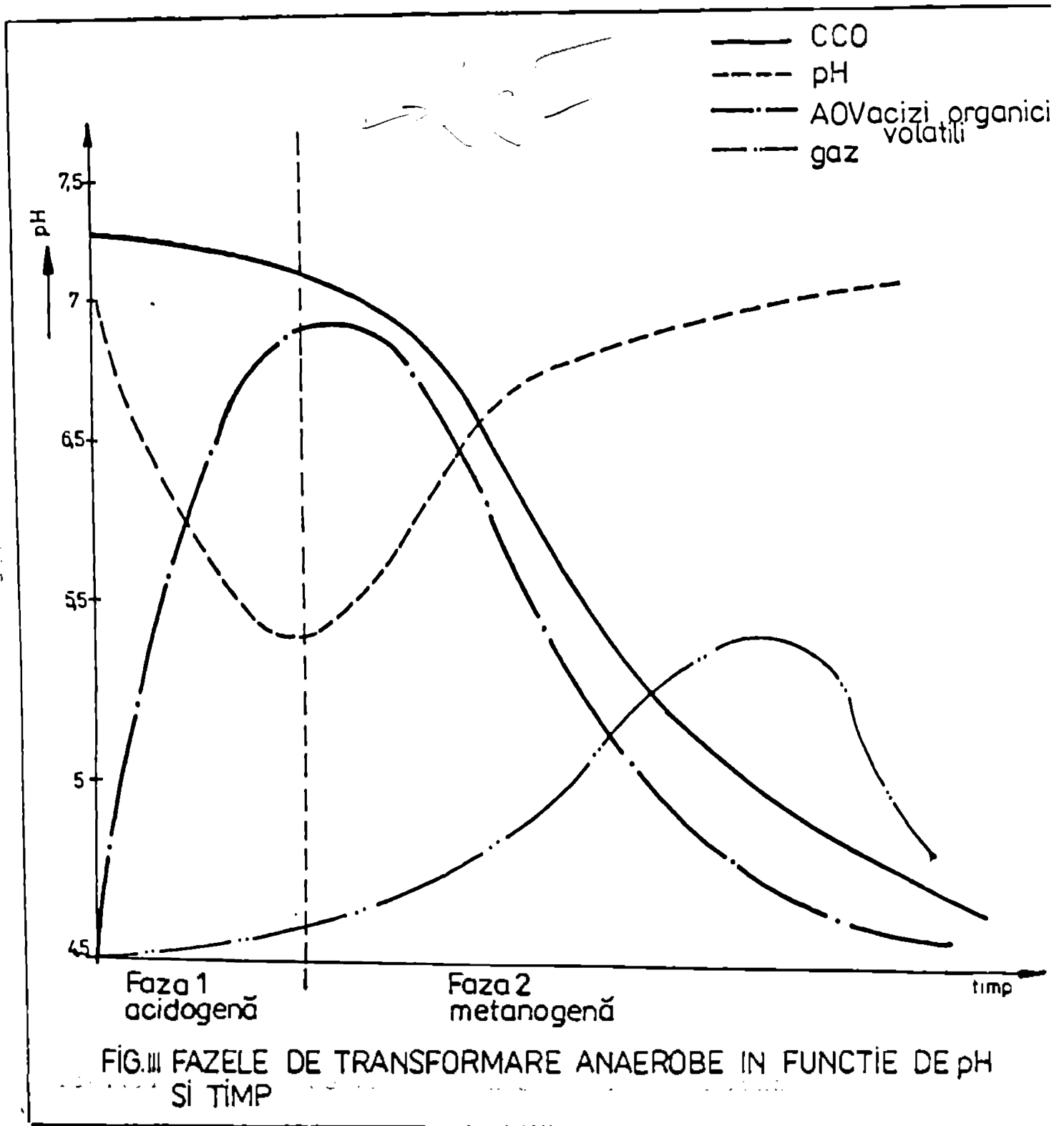
Cantitatea disponibilă de biometan depinde în cea mai mare măsură de soluția tehnologică, de ingineria de proces.

Variația temperaturii la alimentarea discontinuă a fermentărilor precum și variația pH-ului sînt inconveniente importante ale procedurii. De asemenea o seamă de substanțe organice sînt greu biodegradabile pe cale anaerobă. Astfel unele proteine (cheratina), celuloza, lignina, hidrocarburi aromatice se degradează lent sau deloc.

În procesele de fermentare anaerobă, fără recircularea biomasei, cu recuperarea biometanului la o temperatură (1) de +35°C se pot realiza cca 300 pînă la 500 l gaz, dintr-un kg de substanță organică, în funcție de natura și temperatura acesteia. După Leclerc (2) materiile organice introduse în procesul de fermentare anaerobă se transformă în proporție de 45-50%, iar după unele cercetări mai noi, în procese anaerobe de contact (3) se poate ajunge la o transformare a CBO<sub>5</sub> - ului de peste 90%; biomasa evacuată din proces este lichidă, fără miros, bacteriile patogene dispar, nămolul rezultat este puternic mineralizat, constituind un îngrășămint natural valoros. Astfel din procesul de fermentare anaerobă toate produsele rezultate sînt valorificabile. Ca urmare a acestor valorificări, în condițiile actuale, ținînd seama de necesarul de energie și că îngrășămintele chimice sînt produse energointensive, activitatea de cercetare din acest domeniu și semnalările de literatură cu privire la fermentarea anaerobă sînt din ce în ce mai numeroase.

III. FAZELE PROCESULUI DE FERMENTARE ANAEROBA

Pe baza cercetărilor întreprinse în acest domeniu a rezultat că, procesul de transformare biochimică a substanțelor organice este un fenomen complex în care se pot deosebi mai multe etape așa cum se poate vedea în fig. III.





Din diagramă rezultă evident două faze caracteristice :

- faza 1, sau etapa acidogenă ;
- faza 2, sau etapa metanogenă.

### III.1. Faza fermentării facultativ anaerobe acide

În biomasa supusă procesului de fermentare anaerobă se dezvoltă o biocenoză complexă, care degradează cu prioritate hidrații de carbon și protidele prezente, în acizi organici volatili. Acest stadiu de transformare, poartă denumirea de fază sau etapă acidogenă și este rezultatul unei hidrolize enzimatică a substanțelor organice din biomasa supusă procesului anaerob.

Din analiza biomasei aflată în etapa acidogenă Mc.Carty și colaboratorii (4) au găsit:

- acid formic, lactic și piruvic ;
- acid acetic, propionic, acid butiric și acizi grași ;
- acid valerianic și caprionic.

Acizii organici menționați apar în cantități mici la începutul fermentării anaerobe, apoi dispar ca urmare a proceselor de asimilare a acestora de către alte microorganisme.

Liniiile metabolice plecând de la piruvați, în timpul etapei endogene sînt redată în fig.III.1.

Această etapă este dovedită și de scăderea pH-ului în perioada de amorsare, uneori pînă la valori de 5,5. Așa cum s-a mai menționat, aceste transformări se datoresc unor enzime extracelulare, secretate de bacterii saprofite, fixate pe materiale organice biodegradabile prin anaerobioză. Această etapă corespunde și cu o lichefiere a substanțelor organice solide alimentate în fermentator.

Degradarea proteinelor realizîndu-se mai lent, creșterea azotului amoniacal este neînsemnată la început, ca în final să crească rapid. De altfel mineralizarea mediului de fermentare crește treptat pe măsura degradării substratului organic și a evoluției procesului.

După Durand și Goma (5) această fază este cea mai rapidă și reprezintă a patra până la a opta parte din fenomenul de transformare anaerobă.

### III.2. Faza fermentării, strict anaerobă de gazei - ficare

În simbioză cu bacteriile acidogene saprofite trăiesc în biomasă o a doua grupă complexă de bacterii strict anaerobe, care consumă acizii organici formați de prima grupă de bacterii facultativ anaerobe - și îi transformă în gaze combustibile.

Dezvoltarea bacteriilor producătoare de gaz, sau metanogene are o acțiune importantă asupra concentrației acizilor organici, ceea ce conduce la o ridicare a pH-ului biomasei la valori superioare. Implantarea bacteriilor metanogene ar fi destul de dificilă la pH=6 și cum în procesul de transformare apare și amoniacul ca urmare a degradării proteice, pH-ul crește la valori apropiate de 7, provocând o proliferare deosebită a speciilor bacteriene metanogene. În fermentarea continuă cele două grupe de bacterii trăiesc în simbioză transformând în comun substratul organic în gaze.

Degajarea de energie din procesul de transformare anaerobă fiind slabă, această etapă este foarte lentă în comparație cu cea acidogenă și condiționează timpul de fermentare anaerobă.

Compoziția biogazului format, precum și cantitatea acestuia depind de natura substratului transformat, concentrația în substanță organică a influentului, temperatura de lucru, timpul de retenție hidraulică, valoarea pH-ului, de amestecarea biomasei din fermentator, precum și de concentrația în săruri de amoniu, sodiu, potasiu, calciu, magneziu, antibiotice, metale grele etc., parametrii ce pot influența speciile bacteriene din fermentator. În perioada de amorsare a instalațiilor de fermentare anaerobă, gazele produse sînt mai bogate în dioxid de carbon, hidrogen și azot. În general biometanul rezultat are o compoziție volumară după cum urmează :

- CH<sub>4</sub> - 58-72 %
- CO<sub>2</sub> - 28-35 %
- H<sub>2</sub> - 1- 2 %
- N<sub>2</sub> - 1- 2 %
- H<sub>2</sub>S - 0,05 - 0,1 %
- H<sub>2</sub>O - vapori în funcție de temperatura de fermentare

Concomitent cu aceste gaze apar și o serie de combinații ale amoniacului, hidrogenului sulfurat, unele solubile în biomasă altele în biogaz dându-i un miros specific. Puterea calorifică a gazului este dată de conținutul de gaz metan și este diminuată de componenții necombustibili.

Gazul umed generat de proces este corosiv față de fier, datorită prezenței hidrogenului sulfurat și a combinațiilor sale organice, precum și dioxidului de carbon. Cu cât umiditatea relativă a biometanului este mai mică cu atât acțiunea corosivă este mai redusă.

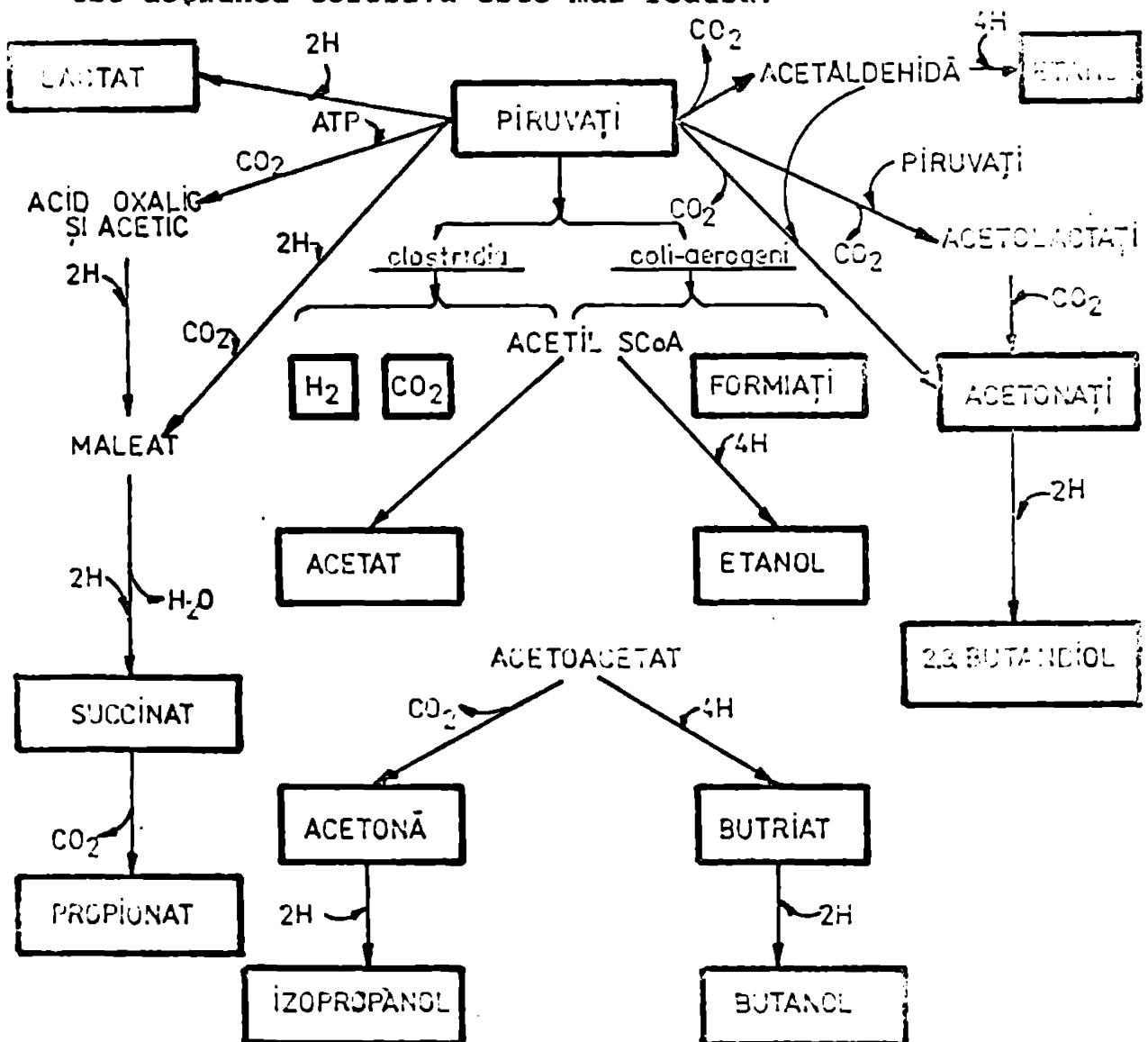


Fig.III.1 LINIILE METABOLICE PLECÎND DE LA PIRUAȚI ÎN TIMPUL FAZEI ACIDOGENE (după WOOD)

IV. STUDIUL BIOCHIMIC AL FENOMENELOR DE TRANSFORMARE  
=====

ANAEROBA A SUBSTANTELOR ORGANICE  
=====

Datorită atenției acordată acestui domeniu mai ales în ultimul deceniu, s-au elaborat o multime de studii și cercetări cu referire la reacțiile biochimice, plecând de la materialele organice supuse procesului. Astfel Mc Carty (4) prezintă o schemă de transformare pentru etapa acidogenă fig.IV.1.

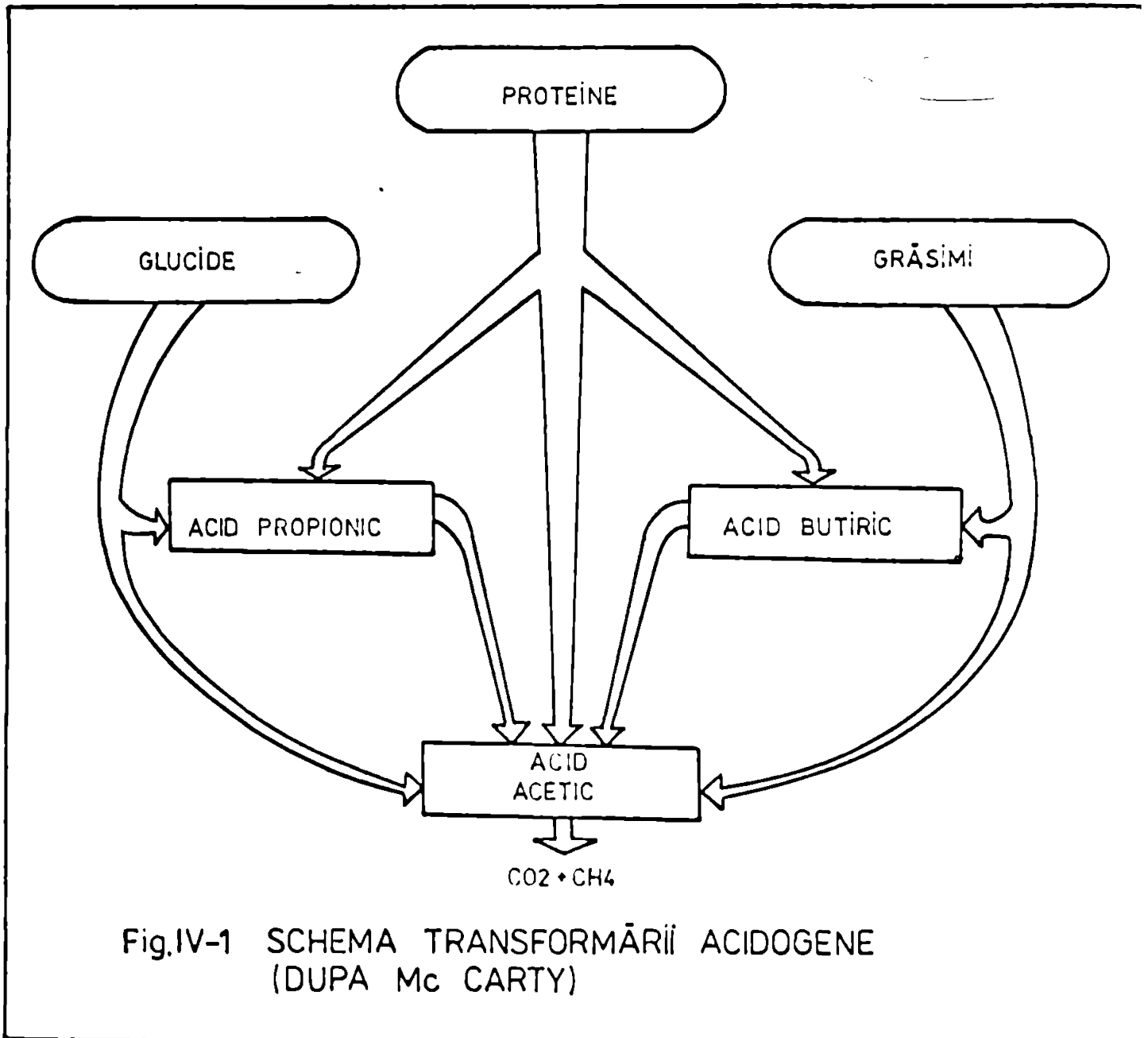
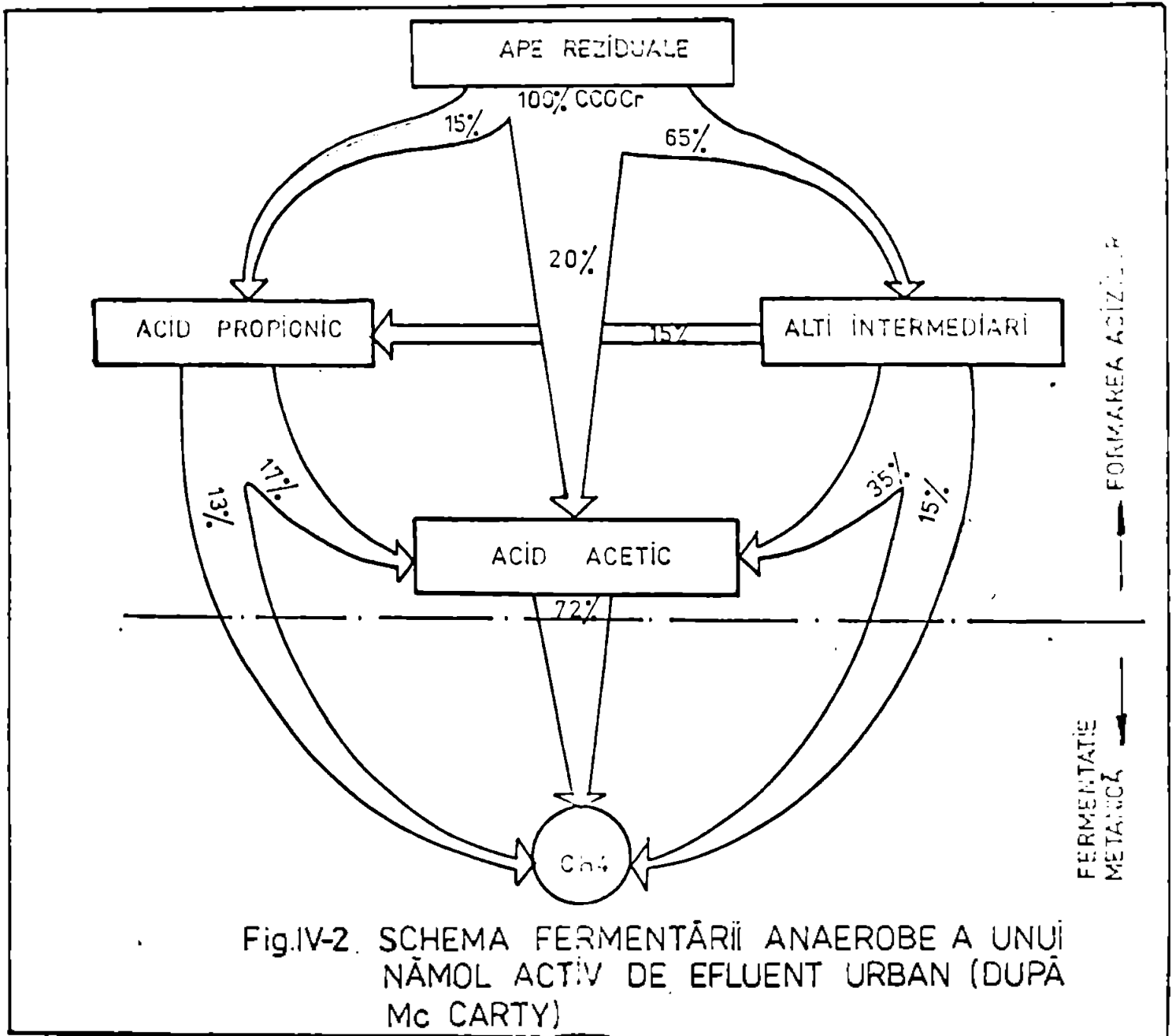


Fig.IV-1 SCHEMA TRANSFORMĂRII ACIDOGENE  
(DUPA Mc CARTY)

Plecând de la apele reziduale același autor (6) propune schema din figura IV.2.

504372  
207



Zajic (7) prezintă o altă schemă de transformare în etapa acidogenă, fig.IV.3.

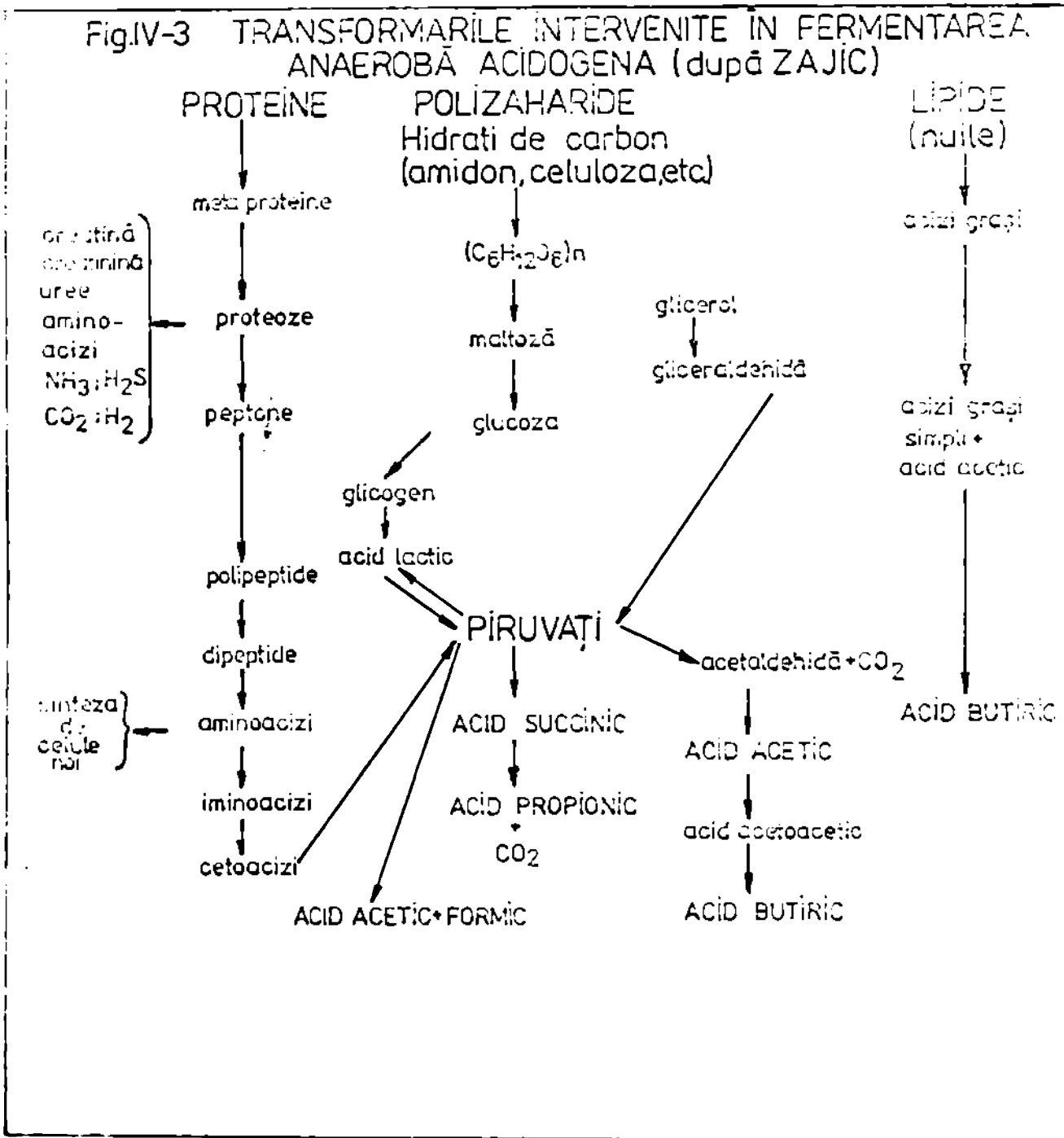
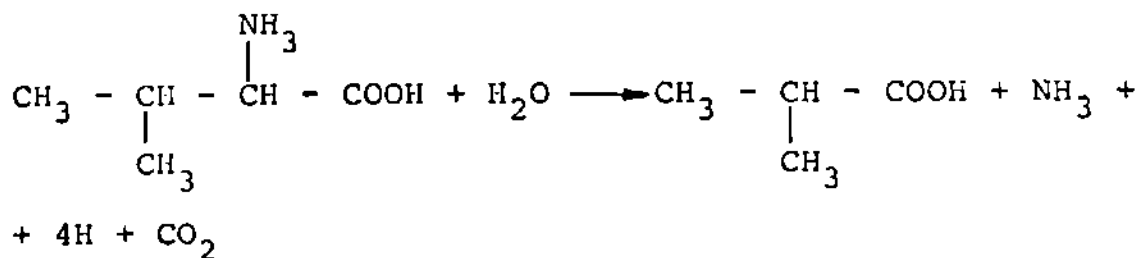
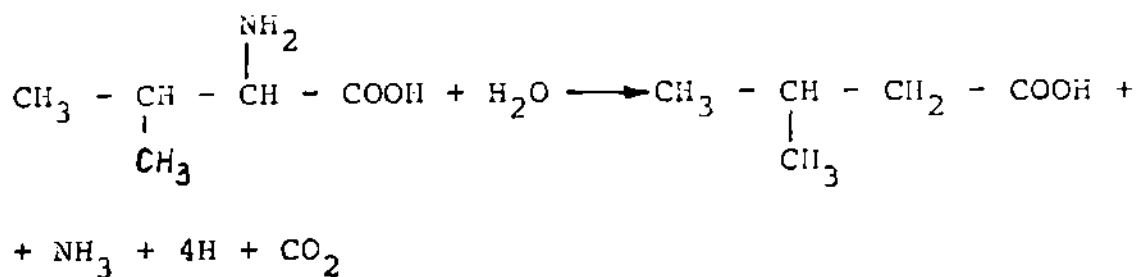


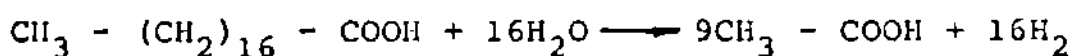
Fig.IV.3. -

Perioada acidogenă se caracterizează prin transformări biochimice succesive a substanțelor organice cele mai complicate. Chiar aminoacizii sînt transformați în alți acizi inferiori, punînd în libertate amoniac, hidrogen și dioxid de carbon. Astfel după Liubimov și Kagan (8) de la aminoacizi (cucină , valină) se ajunge la alți acizi mai simpli (acid izovalerianic, acid izobutiric) conform reacțiilor :

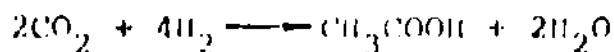


Plecînd de la lipide în prima etapă are loc hidroliza la glicerină și acizi grași, iar glicerina se transformă în acid piruvic și în final la acid acetic și propionic (fig.IV.3.).

Acizii grași, stearic, oleic, palmitic, rezultați prin hidroliză enzimatică sînt degradați prin oxidare în acid acetic, dioxid de carbon și gaz metan. Cercetările ce au pus în evidență aceste transformări s-au efectuat cu carbon radioactiv,  $^{14}\text{C}$ , conform reacției :

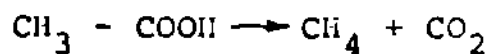


Sub acțiunea unor bacterii ca Clostridium Aceticum se poate realiza sinteza acidului acetic din dioxid de carbon și hidrogen (fig.III.1.). Cercetările au fost realizate de Thimann (9) reacția fiind de forma :

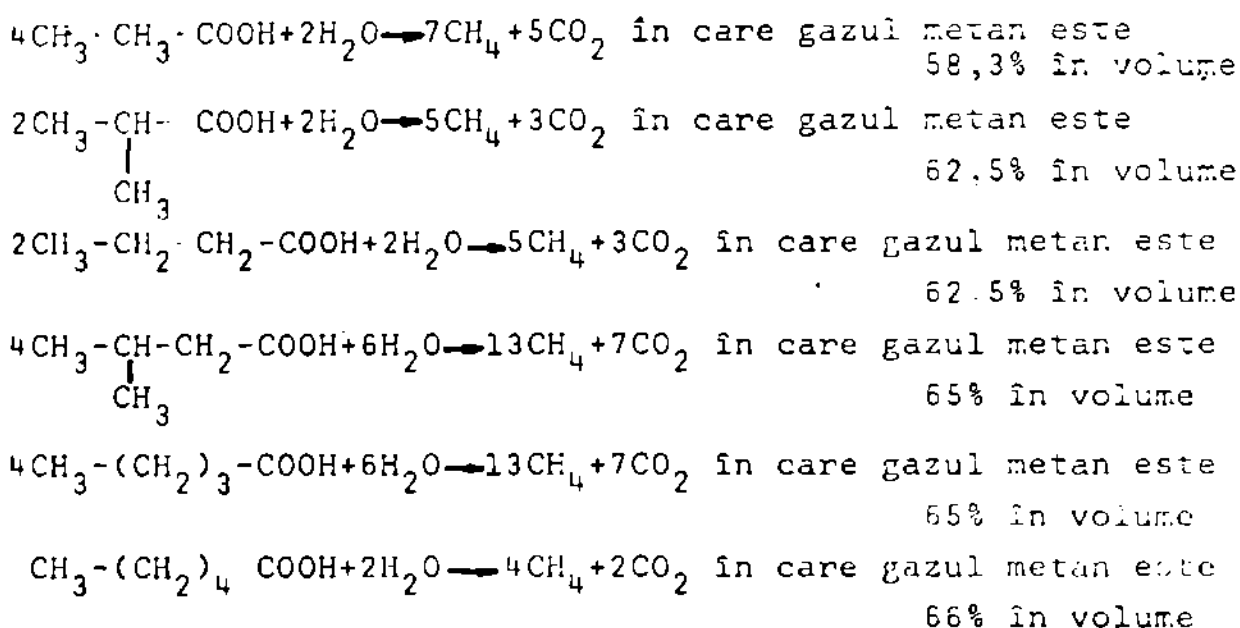


acest gen de transformări se pot urmări atât în figura III.1. cît și în fig.IV.3.

În etapa metanogenă sau de gazeificare, reacțiile chimice de bază ce se derulează sub acțiunea enzimatică a microorganismelor din această clasă, foarte specializată, ca de exemplu Methanobacterium Sohngonii - sînt :



În care  $\text{CH}_4$  reprezintă 50% în volume.

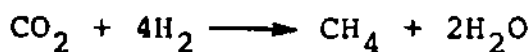


aceste reacții au loc sub acțiunea altor enzime, secretate de Methanosarcina.

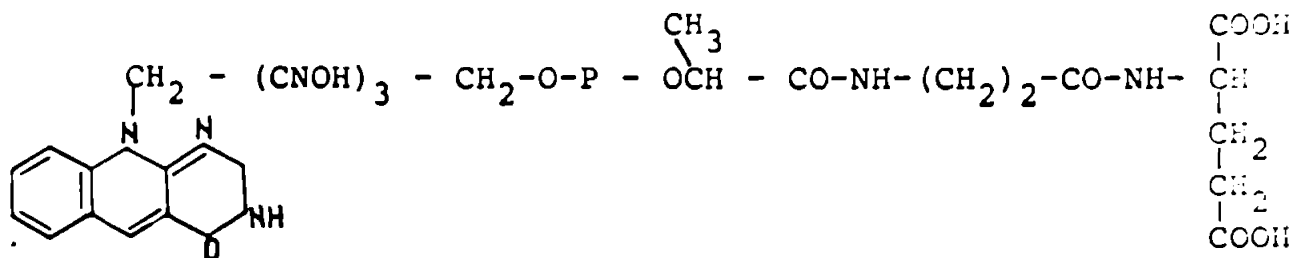
Din reacțiile de mai sus rezultă două aspecte :

- 1/ cu cât crește greutatea moleculară a acidului, crește procentul de metan în gaze ;
- 2/ concentrația teoretică a gazului metan în gaze provenită din acizi organici, este cuprinsă între 66 și 50% (5).

Din analiza gazelor de fermentare anaerobă rezultă însă concentrații maxime de CH<sub>4</sub> de 72%, ceea ce confirmă existența și a altor reacții catalizate de anumite enzime extracelulare, făcând posibilă și reacția :



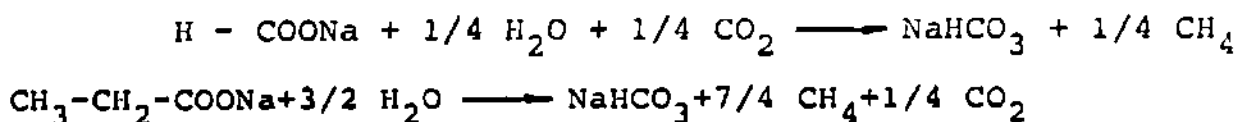
Conform cercetărilor lui Mc Carty și Jeris (10), această transformare enzimatică poate sintetiza gazul metan din dioxid de carbon și hidrogen, prin reducerea primului la potențiale redox sub 0,300 volți și la temperatură și presiune normală, iar după Scheucher reacția este catalizată de coenzima F 420 - a cărui structură e dată de formula :





După Goma și Durand (11) se poate considera trecea directă a diverșilor acizi în gaz metan și dioxid de carbon. Ei recomandă metoda și pentru calculul randamentului de transformare, în funcție de numărul de atomi de carbon ai acidului.

Astfel din :

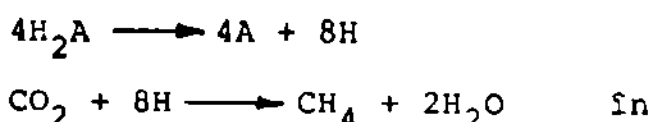


Acidul precursor	formic	acetic	propionic	butiric	valerianic
Randament Număr de moli CH <sub>4</sub> <hr/> Numărul de atomi de carbon ai acidului	0,25	0,5	0,585	0,625	0,650

Din tabel rezultă că faza acidogenă ar fi cu atât mai eficientă în producția de energie, cu cât ar putea fi dirijată înspre formarea de acizi organici superiori.

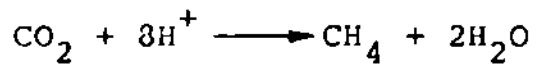
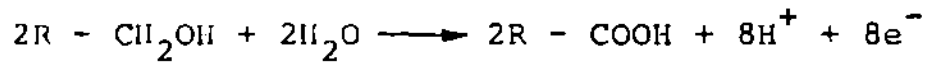
Unii cercetători susțin că 85% din gazul metan din biogaz provine din acidul acetic și propionic, aceasta însă nu confirmă concentrația volumetrică a gazului metan din gazele de fermentare. Ținând seama de concentrația în metan obținută în mod practic, într-o instalație de fermentare stabilizată, care este cuprinsă între 60 și 70% se poate presupune că transformările acizilor organici volatili de către enzimele microorganismelor metanogene, se realizează în mare măsură direct.

Van Niel citat de Barker (17) a propus o ecuație generală de formare a gazului metan, asociind cele două etape ale fermentației anaerobe astfel :



care H<sub>2</sub>A este o substanță organică susceptibilă de a fi

oxigenată cu eliberare de electroni, ca de exemplu :



Aceste reacții au loc în procesul de simbioză a celor două clase complexe de microorganisme acidogene și metanogene și care împreună transformă substratul organic din mediul apos în biometan și care confirmă mai corect concentrația de gaz metan din gaze care poate ajunge până la 70%.

Enzimele care catalizează aceste reacții, în condiții normale de temperatură și pH, au o structură chimică extrem de variată, fiind rezultatul unei multitudini de specii microbiene facultativ și strict anaerobe.

## V. STUDIUL MICROBIOLOGIC AL TRANSFORMĂRILOR

### ANAEROBE METANOGENE

Procesul de transformare anaerobă a fost studiat, din punct de vedere bacteriologic de o seamă de cercetători ai domeniului ca de exemplu Hattingh și Toerien (12) și de Kirsch și Sykes (13).

Dintre speciile bacteriene facultativ anaerobe ce realizează faza acidogenă au fost identificate familiile de:

- Pseudomonadaceae ;
- Achromobacteriaceae ;
- Enterobacteriaceae

au fost semnalati și germeni aerobi în biomasa în fermentare anaerobă ca de exemplu :

- Bascillus Cereus ;
- Bascillus Megaterium ;
- Bascillus Pantothenicum ;
- Bascillus Pumilus

și diferiți

- Pseudomonas ;
- Nitrosoamonas ;
- Nitrobacter

bacterii sulforeductoare; etc.

După unii cercetători bacteriile strict anaerobe sînt de cca o sută de ori mai numeroase, decît cele facultativ anaerobe și aerobe. În funcție de aceasta variază și pH-ul, concentrația în acizi grași, alcalinitatea și diversele activități oxidoreductoare ale enzimelor.

Bacteriile strict anaerobe au fost clasificate și tabelate de diverși bacteriologi. Unele bacterii din aceste familii au fost izolate din rumenul animalelor icrbivore.

În procesul de creștere aceste bacterii folosesc azotul, potasiul, fosforul și sulful din structurile organice transformate, iar ionul amoniu apare din procesele de descompunere a aminoacizilor.

Unii cercetători au pus la punct metode de numărare a microorganismelor din fermentarea anaerobă și au indicat concentrații de  $10^5$  la  $10^8$  germeni pe ml. de biomasă.

Ceea ce este deosebit de important este faptul că efluentul din procesele de transformare aerobă bine condusă, nu mai are germeni patogeni pentru organismele mari care trăiesc în mediul ambiant sau acvatic.

VI. INFLUENȚA FACTORILOR DE MEDIU ASUPRA PROCESU-  
=====

LUI DE FERMENTARE ANAEROBA  
=====

Procesul de fermentare anaerobă este condiționat de de o seamă de factori cum ar fi : temperatura, pH-ul biomasii din fermentator, amestecarea biomasei, concentrația în substanțe organice a influentului, potențialul de oxido-reducere, inhibitorii și substanțele toxice, timpul de retenție hidraulică, timpul de reținere a solidelor în fermentator, precum și geometria fermentatorului și circulația biomasii în fermentator.

Din punct de vedere al desfășurării procesului de fermentare anaerobă un factor deosebit de important este gradul de reținere în fermentator a florei bacteriene anaerobe, fenomen constatat de Anderson (3) și confirmat și de studiile noastre.

VI.1. Influența temperaturii

Procesul de transformare a substanței organice în fermentarea anaerobă este strâns legată de temperatură, deoarece aceasta influențează hotărâtor viteza de creștere a biomasei și deci a proceselor de asimilare bacteriană (33,34).

Cercetările din acest domeniu și din cadrul tezei, arată că fermentarea anaerobă are loc într-un domeniu larg de temperatură, de la 10°C la 60°C.

După Maly și colaboratori (14) gradul de transformare în timp, funcție de conținut și temperatură se poate urmări în figura VI.1.

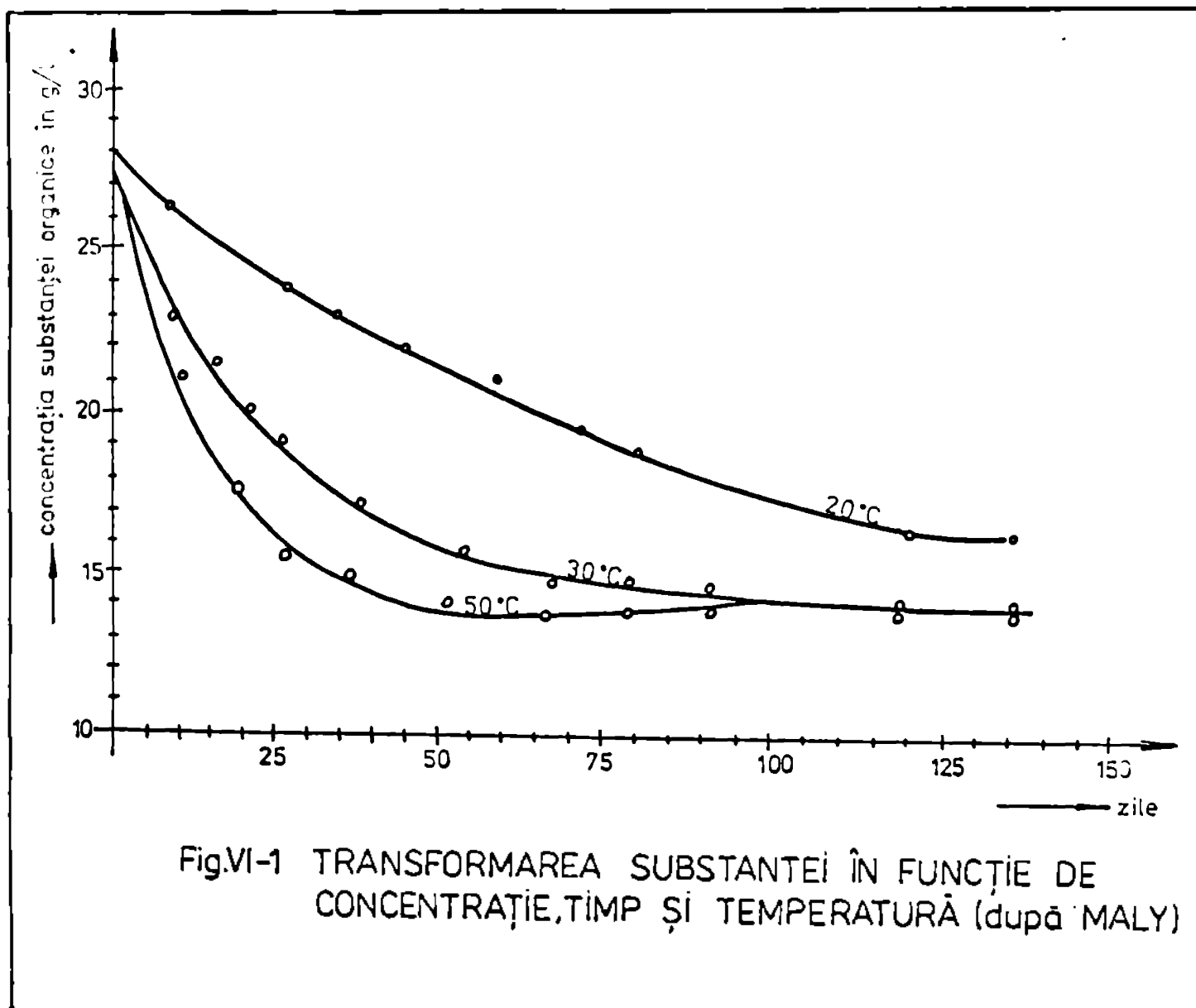


Fig.VI-1 TRANSFORMAREA SUBSTANTEI ÎN FUNCȚIE DE CONCENTRAȚIE, TÎMP ȘI TEMPERATURĂ (după MALY)

Din această figură rezultă că viteza de digestie anaerobă crește foarte mult cu temperatură (29, 14).

Din figura VI.2. după același autor (14) rezultă că evoluția în timp a producției de gaz și cea de metan la diferite temperaturi are un conținut mai profund, arătând în același timp și raportul dintre producția de gaz și conținutul în produs util.

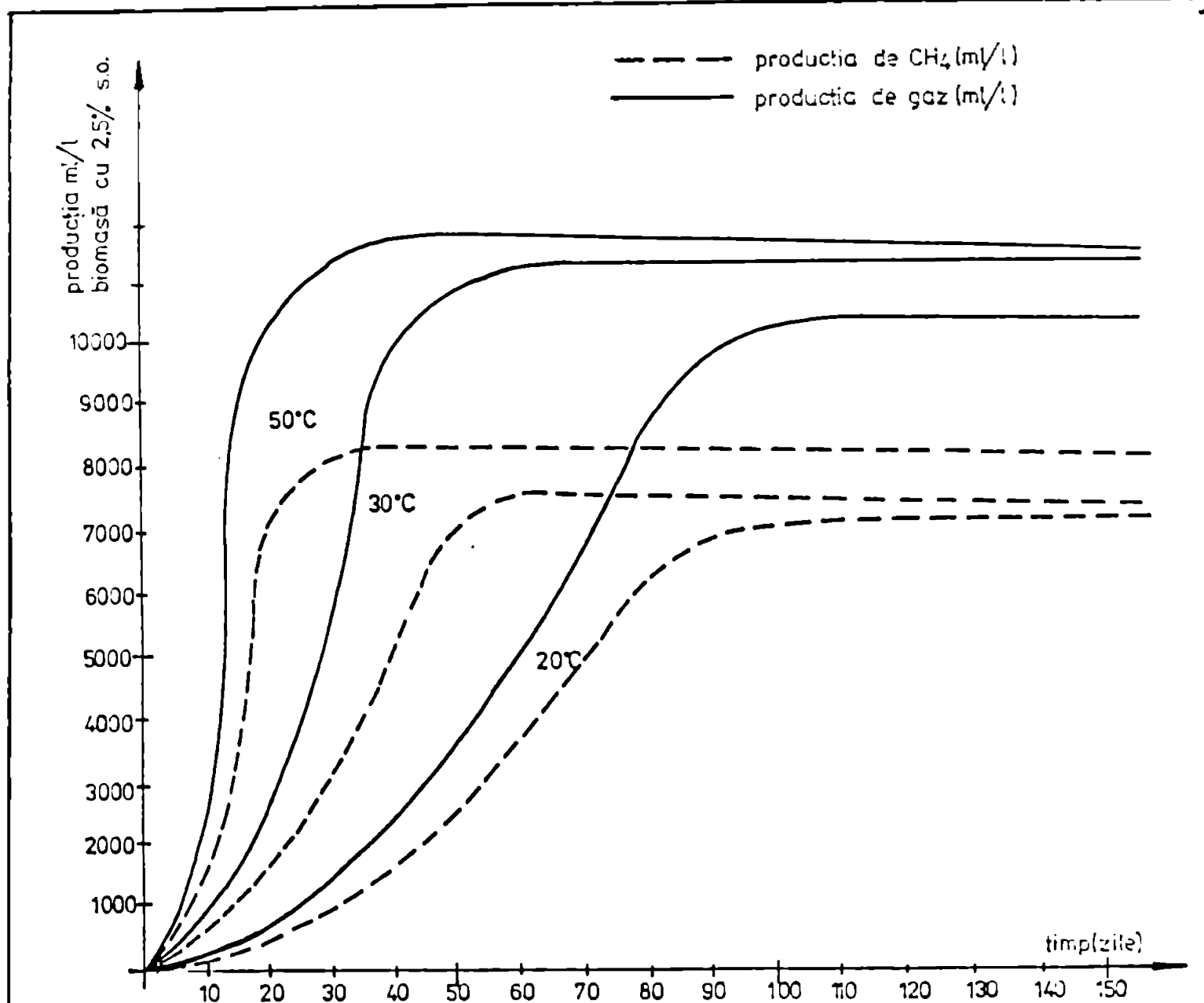


Fig.VI-2 EVOLUȚIA ÎN TIMP A PRODUCȚIEI DE GAZE ȘI METAN ÎN FUNCȚIE DE TEMPERATURA ȘI TIMP (după MALY)

Astfel la 50°C la un timp de fermentație de 25 zile procentul de CH<sub>4</sub> nu depășește 67% din gazul rezultat, în timp ce la 30°C producția scade la 72%, dar crește procentul de CH<sub>4</sub> la 72% din amestecul de gaze.

Din analiza datelor de literatură și din conținutul tezei rezultă că producția de biogaz se plafonează la temperatura de 30-45°C, iar după autorii Kyrsh și Sykes (15) și după lucrările din această teză, producția de biogaz începe să scadă la temperaturi mai mari de 50°C.

După Degrémont (29) producția de biometan, în funcție de temperatură și timpul de fermentare, pentru un nămol biologic dintr-o instalație de epurare orășenească se poate vedea în figura VI.3.

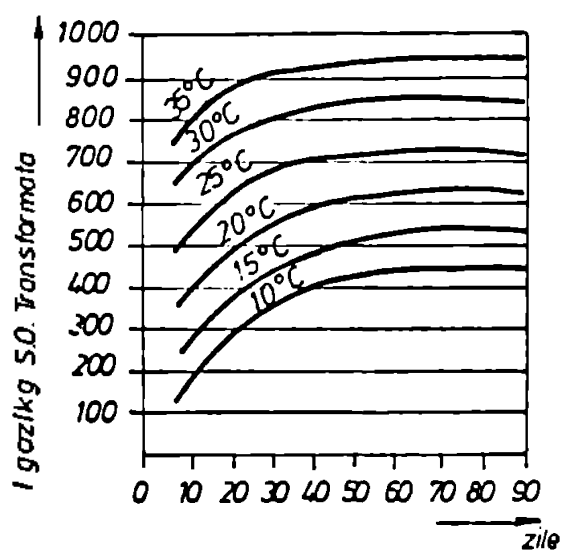


Fig. VI-3. — Variația producției de biometan în funcție de timp și temperatură.

O analiză a producției de biogaz după diverși autori se poate urmări în tabelul alăturat.

Rezultatele altor patru lucrări diferă, ca urmare a naturii substratului și a timpului de retenție hidraulică. Pe altă parte trei din autori dau rezultate numai pînă la 35°C, fără a preciza ce se întîmplă la temperaturi mai ridicate.



FAIR și MOORE (15)		HATFIELD și colab. (16)		RUDOLFS (17)		VIEL (18)	
t <sup>o</sup> C	ml/g. sov	t <sup>o</sup> C	ml/g. sov	t <sup>o</sup> C	ml/g. sov	t <sup>o</sup> C	ml/g. sov
10	450	11,5	400	10	130	16,5	407
15	530	18,7	500	18	250	25	512
20	610	25,3	552	24	320	38	508
25	710	31,4	572	29	400	57	534
30	760	35,2	566	35	400		

In funcție de natura substratului Maly și colab. (14) dau următoarele grade de transformare în funcție de temperatură :

% de transformare	20 <sup>o</sup> C	30 <sup>o</sup> C	50 <sup>o</sup> C
S.O.V.	46 %	49,4 %	50,3 %
Lipide	63,5	64,4	55,5
Proteine	51,3	57,9	69,5

S.O.V. = Substanță organică volatilă din nămol biologic rezultat din epurarea aerobă a apelor reziduale orășenești

Desigur aceste date sînt obținute la timpi de retenție diferiți și anume cu cît scade temperatura, cu atît timpul de retenție este mai lung. De aici rezultă că temperatura are un rol deosebit, mai ales în ceea ce privește viteza de creștere a biomasei, respectiv scurtarea timpului de dublare a masei bacteriene, conform fazei de creștere exponențială după criteriul lui Monod.

Așa cum rezultă din cele expuse temperatura joacă un rol hotărîtor în fermentarea anaerobă și de amorsare a procesului.

In funcție de temperatură procesele anaerobe au fost clasificate în : (27, 29, 34/

- procese criofile 15-20°C (neîncălzite)
- procese mezofile 25-45°C
- procese termofile 50-60°C

această clasificare este convențională și variază de la autor la autor.

Practic, procesele de fermentare anaerobă se realizează între 30-50°C, ținând seama de aspectele economice (3) și mai ales de viteza de creștere a biocenozei.

Pe baza relațiilor lui Monod, calculul creșterii exponențiale a biocenozei și amorsarea procesului, pentru o apă reziduală de la o distilărie de alcool de fermentație este :

- la 10°C timp necesar 90 zile
- la 15°C timp necesar 60 zile
- la 20°C timp necesar 45 zile
- la 25°C timp necesar 30 zile
- la 30°C timp necesar 20 zile

Acești timpi de amorsare după lucrările noastre variază foarte puțin, în funcție de natura nămolului biologic supus procesului de fermentare anaerobă.

## VI.2. Influența pH-ului

Condiția de bază a funcționării corecte a procesului de fermentare anaerobă, cu producție de biogaz, o constituie echilibrul dinamic între formarea produșilor fazei de lichefiere (acizii volatili) și metabolizare acestor produși de către bacteriile metanogene. Un echilibru corect al procesului se realizează într-o plajă a pH-ului cuprinsă între 6,8 - 7,5 (3, 33, 35, 44).

Procesul se desfășoară normal când conținutul de acizi organici este relativ scăzut, cca 500 mg=dm<sup>3</sup> CH<sub>3</sub>COOH, iar dacă pH-ul scade sub 6,8 metabolismul bacteriilor metanogene este perturbat, acizii organici se acumulează în mediu, pînă la încetarea procesului de metanogeneză.

Pînă la o anumită valoare a concentrației acizilor organici, aceștia sînt neutralizați de prezența bicarbonaților de sodiu și de amoniu, apoi după epuizarea acestora valoarea pH scade brusc și fermentarea se oprește. Redresa-

rea procesului se poate realiza numai prin neutralizarea cu alcalii (lapte de var sau carbonatul acid de sodiu).

Deoarece laptele de var blochează dioxidul de carbon și bicarbonații, Barker (18) recomandă bicarbonatul de sodiu pentru reglarea pH-ului. Acesta are avantajul solubilității în mediu de reacție, eliminând pericolul de precipitare, iar pe de altă parte prezența lui în mediu de reacție este de dorit.

Pentru menținerea pH-ului alcalinitatea bicarbonaților trebuie să fie menținută în jur de  $1000 \text{ mgCaCO}_3/\text{l}$ .

Din practica acestor procese a rezultat că raportul între alcalinitatea bicarbonaților și acizii volatili trebuie să fie în jur de 2 la 1.

### VI.3. Potențialul de oxido-reducere

Acest factor a făcut obiectul a numeroase studii, mai ales pentru a cunoaște influența sa asupra creșterii bacteriene a producției de biogaz și a gradului de transformare a substanțelor organice din biomasa supusă fermentării anaerobe.

Potențialul de oxido-reducere este impus de metabolismul bacterian al biocenozei și condiționează de regulă desfășurarea normală sau dereglarea procesului fermentării anaerobe.

Rezultate bune se obțin la potențiale de oxido-reducere cuprinse între 450-560 milivolți (20) față de electrodul de calomel.

Intrarea aerului în fermentator, a unui influent toxic, sau o altă perturbare care afectează producerea metanului, se reflectă rapid în reducerea potențialului de oxido-reducere și în general <sup>în</sup> desfășurarea procesului de fermentare anaerobă.

### VI.4. Substanțe toxice și inhibitori

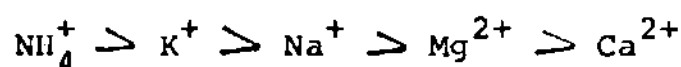
Inhibarea procesului de fermentare anaerobă poate fi cauzată de o cantitate excesivă de substanțe

chimice, care în concentrații mai mici pot fi nutrienți sau stimulatori ai procesului. Amoniacul care se produce în sistemul de fermentare anaerobă peste anumite limite poate fi toxic. Din studiile întreprinse în acest sens de Dague și colaboratorii (21) s-a constatat că ionul amoniu inhibă procesul între 1500-3000 mg/dm<sup>3</sup> și devine toxic peste 3000 mg=dm<sup>3</sup> (35).

Metalele alcaline și cele alcalinopămîntoase, sulfurile, sulfatii, metalele grele, unii detergenți, substanțe organice cu nucleu aromatic, produși dezinfectanți și pesticide, în concentrații peste anumite limite afectează metabolismul microorganismelor metanogene și pot întrerupe procesul.

Prezența substanțelor toxice, în nămolurile biologice excedentare din instalațiile de epurare, se întîlnesc mai des decît în dejecțiile animaliere. În dejecțiile animaliere pot apare substanțe toxice cum ar fi insecticidele, sau substanțele dezinfectante (hidroxidul de sodiu, hipocloritul de sodiu, cloramina, clorura de var etc.).

Mc Carty și Mc Kiney (22) au studiat efectul cationilor metalelor alcaline și alcalinopămîntoase și au stabilit o scară a toxicității acestora la concentrații egale :



Dacă materia primă conține sulfati, care rămîn în biomasă, bacteriile sulfato-reducătoare vor prolifera astfel încît iau locul bacteriilor metanogene - iar digestorul va deveni un generator de hidrogen sulfurat în loc de gaz metan.

Concentrațiile la care substanțele chimice devin inhibitoare, sau toxice sînt greu de determinat, deoarece ele depind de o mulțime de factori, de interdependența dintre diversele substanțe, sinergismul reciproc, aclimatizare și specii bacteriene.

Date orientative privind toxicitatea în procesul de fermentare anaerobă sînt prezentate în tabelul IV.:

SUBSTANTA	CONCENTRATII - mg/l
Amoniu	1500 - 3000
Sodiu	4000 - 7000
Potasiu	7000 - 9000
Magneziu	7000 - 10000
Calciu	7500 - 11000
Zinc	2060
Plumb	848
Crom	643
Cupru	594
Nichel	73

În prezența sulfurilor, sau a sulfatilor reduși la sulfuri, metalele grele sînt rapid precipitate la sulfurile respective. Mercurul poate exista în mediu de reacție, pînă la cîteva grame la litru în prezența sulfurilor, fără să se producă metil-mercurul, substanță extrem de toxică (38).

#### VI.5. Nutrienți

Printre nutrienții anorganici, necesari procesului, sînt azotul, fosforul, iar ca micronutrienți, Cu, Fe, desigur și Ca, Mg, K, Na în cantități foarte mici.

Din cercetările din acest domeniu a reșit că raportul optim azot-carbon este cuprins între 1 : 16 pînă la 1 : 40, iar raportul convenabil azot-fosfor este de 5 : 1.

Cantitățile de elemente esențiale necesare procesului depind și de natura și proveniența substratului supus fermentării anaerobe. De regulă apele menajere, dejecțiile de animale și nămolurile excedentare de la epurarea apelor menajere, din industria alimentară și de fermentație au nutrienții necesari în proporțiile optime.

Nămolurile excedentare din instalațiile de epurare biologică, din industria chimică în general, nu au componenții necesari în raportul cerut. În aceste cazuri se pot face anumite corecții în funcție de carențele substratului, încă din faza de epurare aerobă în care se formează nămolul ce se supune ulterior fermentării anaerobe.

#### VI.6. Concentrația substratului și amestecarea biomasei

Concentrația substanțelor organice biodegradabile în fermentarea anaerobă reprezintă un factor de mare importanță și condiționează producția de biometan și gradul de transformare a substanței organice.

Starea în care se află substanța organică în mediu, solubilizată, coloidală, sau ca suspensii solide poate influența procesul. Substanța organică dizolvată sau coloidală este mai ușor asimilată. Concentrația care poate fi luată în considerare, pentru acest gen de transformare în condiții economice, începe cu cca 5000 mg substanță organică la un litru și poate varia pînă la 100000 mg/l. Peste 10% substanță uscată e îngreunat datorită creșterii vîscozității, care are un rol hotărîtor în transferul de masă, termic și de moment. La concentrații peste 8% substanță uscată, amestecarea biomasei se realizează cu pompe speciale cu mari probleme de întreținere, exploatare și consum de energie.

Agitarea sau amestecarea biomasei este necesară, atît pentru transferul de masă, cît și pentru transferul caloric (37, 41, 47).

Agitarea contribuie deci la uniformizarea concentrației și a temperaturii în mediu de fermentare. Consumul de energie pentru amestecare este foarte important și dacă nu este realizat în mod corespunzător, excedentul echivalent energetic al procesului este consumat pentru această operație (47, 48).

Prin cercetări îndelungate s-a dovedit că o amestecare continuă nu modifică substanțial producția de biometan sau gradul de transformare a substanței organice. În cazul amestecării discontinue cu perioade de repaos, lichidul din fermentator se stratifică de jos în sus, într-un strat cu precipitat abundent, o zonă fluidă și un strat cu suspensii la partea superioară.

Agitarea se poate realiza prin procedee mecanice : pompare, agitatoare, barbotare, gaz-lift, sau prin alte metode. În general procedeele enumerate au marele dezavantaj că sînt consumatoare de energie și favorizează formarea crustelor. Dintre toate metodele utilizate pe plan mondial, gaz-liftul și barbotarea cu biogaz sînt mai economice, din punctul de vedere al consumului de energie, dar favorizează flotarea suspensiilor solide și formarea de cruste la partea superioară a biomasei. Alimentarea și evacuarea biomasei se poate realiza cu intermitențe și la intervale de timp prestabilite, ușurînd în general procesul din toate punctele de vedere (șoc termic, șoc masic, care deplasează echilibrul biochimic etc.) (41).

#### VI.7. Timpul de retenție hidraulică (TRH)

Timpul de retenție hidraulică sau de fermentare este condiționat de natura substratului, de temperatură și de gradul de reținere a biomasei active în fermentator. Temperatura scurtează procesul de anaerobioză, care poate varia între 10 și 40 de zile pentru fermentatoarele încălzite și pînă la 90 de zile pentru fermentatoarele neîncălzite.

În ultimile lucrări (3) s-au prezentat și sisteme de fermentare anaerobă de contact cu timpi de retenție hidraulică de 3-4 zile. Condiția necesară la aceste tipuri de fermentare este de-a avea substanța organică din biomasă dizolvată sau sub formă coloidală, precum și returnarea biocenozei active în fermentator, după separarea acesteia prin decantare sau filtrare din efluent.

Timpul de retenție hidraulică se exprimă ca un raport între volumul util al fermentatorului și volumul alimentat zilnic.

$$TRH = \frac{\text{volum fermentator } m^3}{\text{volum influent } m^3/\text{zi}} \text{ zile}$$

. VI.8. Timpul de retenție a suspensiilor solide din biomasă (TRS)

Timpul de retenție a suspensiilor este asemă-nător cu vârsta nămolului din procesele de epurare biologică aerobă cu nămol activ.

Se poate afirma că, un fermentator cu funcționare continuă (alimentare, evacuare și agitare) ajunge la un echilibru, atunci când cantitatea de microorganisme produse în-tr-o zi este cel puțin egală sau mai mare, decât cantitatea de microorganisme evacuate din fermentator într-o zi.

Rata de creștere specifică =  $\frac{x/t}{X}$  zile în care :  
X = masa microorganismelor  
t = timpul în zile

Inversul ratei de creștere specifică este retenția solidelor (TRS)

$$TRS = \frac{X}{x/t} \text{ zile}$$

Aceasta este în realitate timpul de retenție a microorganismelor în fermentator. Timpul minim de retenție a microorganismelor este condiționat de biocenoza pierdută cu effluentul. Dacă pierderile de microorganisme sînt mai mari decât rata de creștere a acestora, procesul de fermentare devine instabil, pH-ul biomasei din fermentator scade treptat, producția de biometan se micșorează și în final procesul se dezamorsează. Această situație are loc ca urmare a creșterii debitelor de alimentare și deci scăderea timpului de retenție în fermentator a biomasei.

Datorită vitezei de proliferare a bacteriilor în fermentarea anaerobă, care este mai mică decât în procesele aerobe, durata proceselor anaerobe evident este mai lungă. În ultima vreme s-au efectuat studii pentru scurtarea perioadei de retenție (3), care a fost redusă la 2-3 zile, iar firma AGIP din cadrul Grupului ENI-Italia și firma Sultze Elveția pretind că au redus timpul de retenție la 12-14 ore. Dintr-o analiză mai amănunțită a acestor semna-



Ūiri de literatură s-a ajuns la concluzia că biomasa alimentată în fermentatoare este solubilizată, sau cel mult sub formă coloidală.

Din cinetica procedului anaerob s-a dedus că factorii care afectează creşterea bacteriană, influenţează direct şi TRS-ul.

Timpul de retenţie a solidelor depinde de pH, temperatură şi amestecare. Acest factor este de asemenea condiţionat şi de :

- concentraţia substratului ;
- solubilizarea materialelor solide sub acţiunea biocenozei
- gradul de transformare a biomasei de către microorganisme

Dague şi colaboratorii (21) au ajuns la concluzia că TRS-ul într-un fermentator, care lucrează la 35°C este aproximativ de 10 zile, timp sub care producţia de biogaz descreşte treptat, iar Mc Carty (6) menţionează că la un timp de retenţie de 3-5 zile se produce o dezechilibrare totală a procesului, în contradicţie cu lucrările de dată recentă din Italia şi Elveţia care stabilesc ca timp minim de retenţie una-două zile. Este adevărat însă că biomasa supusă procesului este solubilizată (industria zahărului, a cărnii şi conservelor de toate genurile).

G.K.Anderson şi colaboratorii (3) au elaborat principiile teoretice ale procedului de contact în fermentarea anaerobă, ceea ce scurtează timpul de retenţie la 2-3 zile. Această concepţie a fost studiată şi la noi în ţară de către Gh.Constantinescu, stabilind acelaşi timp de contact de 3-4 zile pentru fermentatoarele de contact (60, 48).

Procedeul de contact permite o încărcare organică pe metru cub de fermentator, de 4 pînă la de 6 ori mai mare, decît în cazul fermentării clasice. Aceste avantaje ale sistemului permit o producţie specifică de biometan de 3 - 4 ori mai mare.

În lucrarea de față au fost studiate fenomenele respective precum și modul de implementare a soluției de decantare și de reducerea biocenozei în proces sub formă de inocul, fără utilizarea mijloacelor de vehiculare cu pompe centrifugale.

Contribuția lucrării de față constă și în faptul că decantarea se realizează în fermentator și se inoculează pe materialele organice flotante din fermentator, adică acolo unde este necesară mai mult prezența florei bacteriene anaerobe active. Operația de inocul realizându-se numai pe baza unor echilibre hidraulice din sistem, protejând astfel flora bacteriană de viteze prea mari.

Această soluție originală de menținere în sistem a biocenozei active, reduce TRH menținând constant TRS, având avantajele economice fiind deosebit de importante și aduce sistemul de fermentare anaerobă în sfera epurării biologice a apelor reziduale, concomitent cu transformarea acestora în instalație furnizoare de energie.

În general cercetările din domeniul fermentării anaerobe efectuate pe plan mondial, s-au axat pe scurtarea timpului de retenție hidraulică și deci mărirea capacității de epurare.

Cercetările pe care le-am întreprins pun în valoare și alte resurse ale procedurii acela de generare de gaze ceea ce a permis eliminarea sistemelor clasice de vehiculare a biomasei în instalație. Deci tema de bază a acestei cercetări este eliminarea consumului de energie electrică și a autoconsumului precum și disponibilizarea într-o măsură mai mare a producției de gaze combustibile pentru alte necesități.

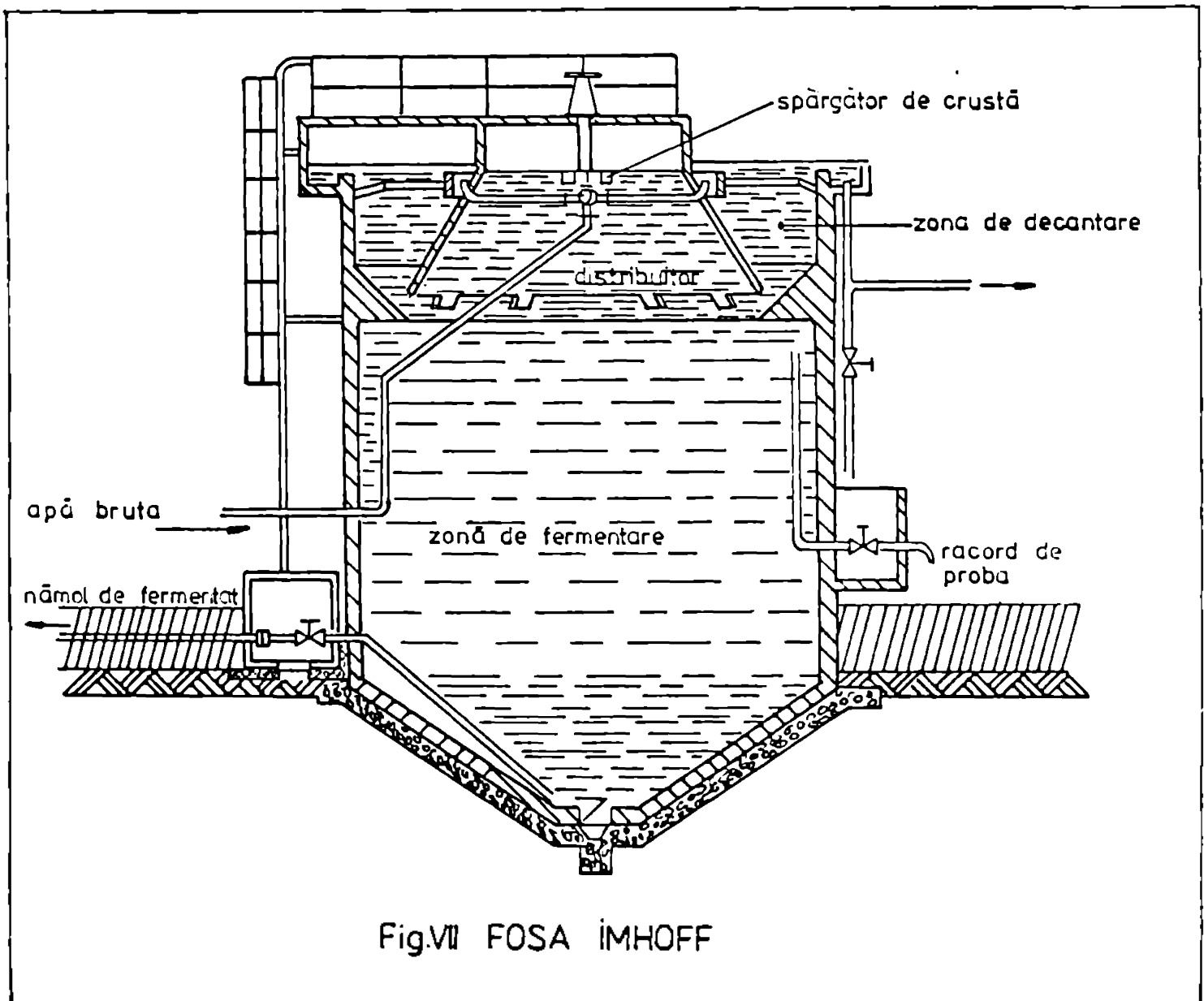
Scopul principal fiind transformarea fenomenului de fermentare anaerobă într-un proces energetic concomitent cu unul de epurare biologică.

VII. CONSIDERATIUNI CRITICE ASUPRA TIPURILOR DE  
=====

FERMENTATOARE SI INSTALATII PENTRU  
=====

PRODUCEREA BIOGAZULUI  
=====

Tratamentele anaerobe sînt încă puțin dezvoltate pentru epurarea apelor reziduale. Cele mai multe aplicații se găsesc în domeniul stabilizării nămolului excedentar de la epurarea biologică, a apelor menajere, a epurării apelor din instalațiile de fermentație (34) și mai rar pentru dejecțiile animale și nămolurile excedentare din instalațiile de epurare biologică a apelor industriale. Primele instalații realizate în acest scop au fost fosele IMHOFF fig.VII.



Instalațiile pentru fermentarea anaerobă, realizate pînă în prezent, au avut drept scop reducerea volumului și cantității de nămol biologic, mineralizarea și stabilizarea acestuia, reducerea infecțiilor bacteriene din nămolurile biologice de la epurarea aerobă etc.

În prezent penuria energiei se menține, interesul pentru noi surse de energie este în creștere, studiile și cercetările utilizării biomasei regenerabile ca sursă de materii prime și energie sînt din ce în ce mai numeroase. Modul de soluționare a problemelor tehnologice din instalații, de ingineria proceselor, au în vedere mai ales reducerea consumurilor specifice de materiale, a consumului de energie și de valorificare a surselor secundare de materiale și energie.

În acest context preocupările în tehnologia fermentării anaerobe a biomasei din nămolurile biologice excedentare, din dejectiile animaliere și din alte surse trebuie să aibă în vedere cu prioritate valorificarea acesteia. În acest scop este necesar ca biomasa respectivă să fie transformată într-o măsură cît mai mare în energie sub formă de gaze combustibile, iar efluentul să fie apt pentru utilizare ca îngrășămint natural. Deoarece tehnologia fermentării anaerobe necesită energie, atît pentru o temperatură de regim, cît și pentru amestecarea biomasei din fermentator, este necesar ca soluțiile de ingineria procesului să reducă cît mai mult autoconsumul și să disponibilizeze în cea mai mare parte energia realizată de proces.

Pentru valorificarea la maximum a resurselor procesului de fermentare anaerobă, trebuie luat în considerare și puterea de generare a gazelor din biomasă ca sursă de energie utilizabilă în proces pentru amestecare, transport etc. Aceste criterii le-am studiat și consider că stau la baza investigațiilor acestui fenomen în condițiile actuale. Din acest punct de vedere vor fi analizate și tipurile de fermentatoare (digestoare sau metatancuri) și instalații care vor fi prezentate succesiv în evoluția lor.

Variantele vechi pentru fermentarea anaerobă, aveau în vedere stabilizarea nămolurilor biologice fără valorificarea gazelor de fermentație.

Fosa de fermentare IMHOFF din fig.VII avea doar rolul de epurare anaerobă. Utilajul este o construcție din oțel sau beton de formă cilindrică cu fundul conic, prevăzută la partea superioară cu o rigolă de deversare a apei limpezi și un sistem de retenție prin decantare a nămolului biologic. Zona de decantare este îmbinată armonios cu un clopot (deflector) pentru colectarea gazelor și a spumei de fermentare. La partea superioară a clopotului de colectare a gazelor fermentatorului, este prevăzută cu un spărgător de crustă. Distribuția apei cu nămol se face de sus în jos, evacuarea nămolului fermentat se realizează din partea conică inferioară a fosei, iar apa epurată se colectează pe la partea superioară prin intermediul unui deversor cu jgheab colector. Gazele sunt evacuate în atmosferă, eventual la o faclă.

Instalația IMHOFF lucrează bine în timp călduros, în timp de iarnă procesul este lent, sau se oprește. Pe măsură ce influența se încălzește procesul se reamorsează. Deci utilajul nu este încălzit nici amestecat. Timpul de retenție pentru care se calculează este de 60-90 zile și depinde de climatul zonei în care va funcționa instalația.

Soluția presupune o investiție mare ca urmare a vitezei reduse de fermentație în regim criofil fără amestecare. Ea a fost totuși utilizată mai ales pentru epurarea anaerobă a nămolurilor reziduale în cantități mici rezultate din procesele de fermentare, sau din dejectii animalice și mai rar pentru ape menajere. Soluția este pe cale de abandonare ca neeconomică în comparație cu epurarea aerobă, care a făcut progrese mari în aceeași perioadă.

Ca urmare a studiilor efectuate pentru reducerea consumurilor și cheltuielilor pe metrul cub de apă epurată, au fost reluate lucrările de cercetare în domeniul fermentării anaerobe cu scopul realizării unei independențe energetice a instalațiilor de epurare.

Plecînd de la cercetările de laborator în care s-au identificat cele două etape ale fenomenului de fermentare anaerobă : acidogenă și metanogenă au fost concepute instalații de fermentare în 2 trepte fig.VII.1.

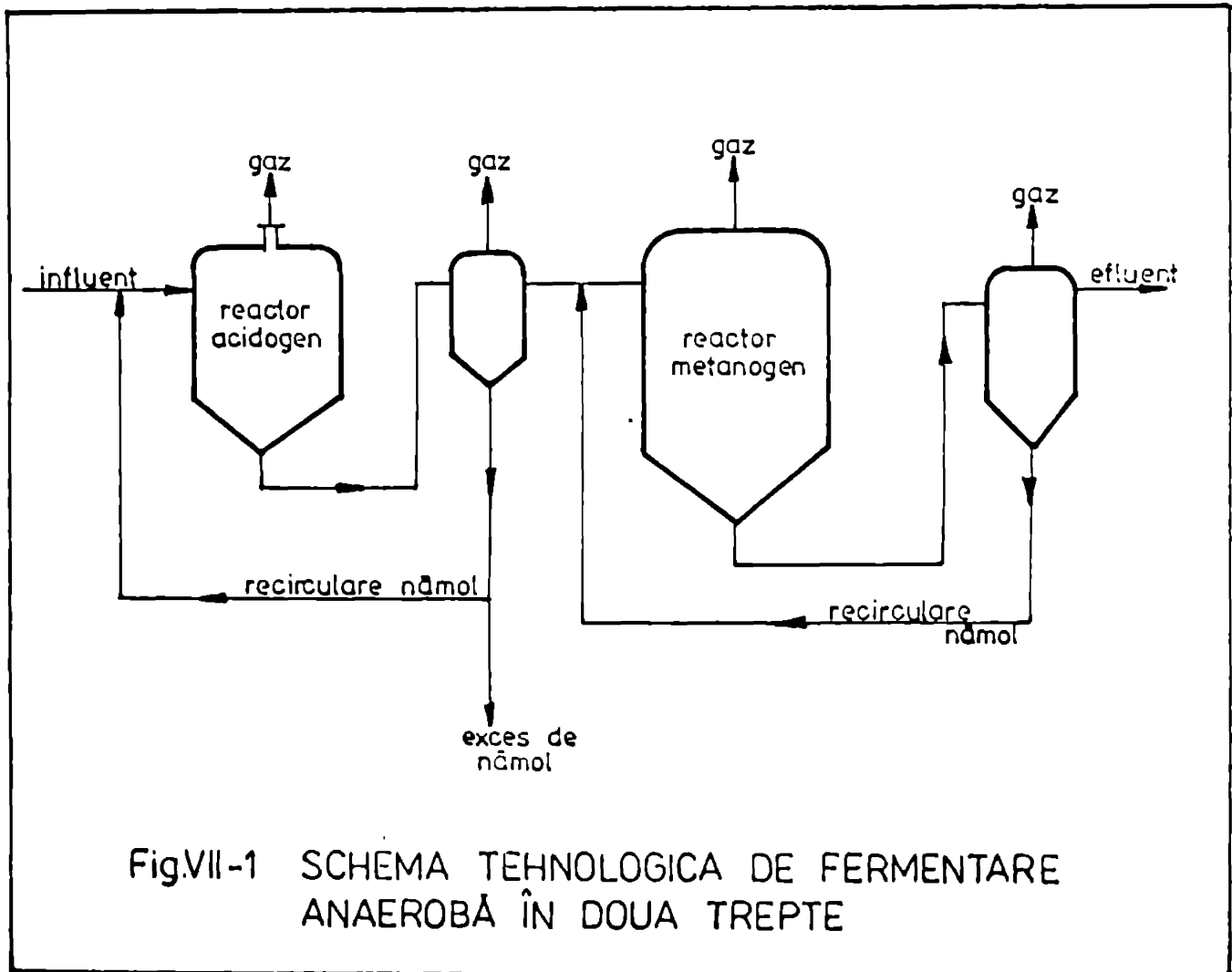
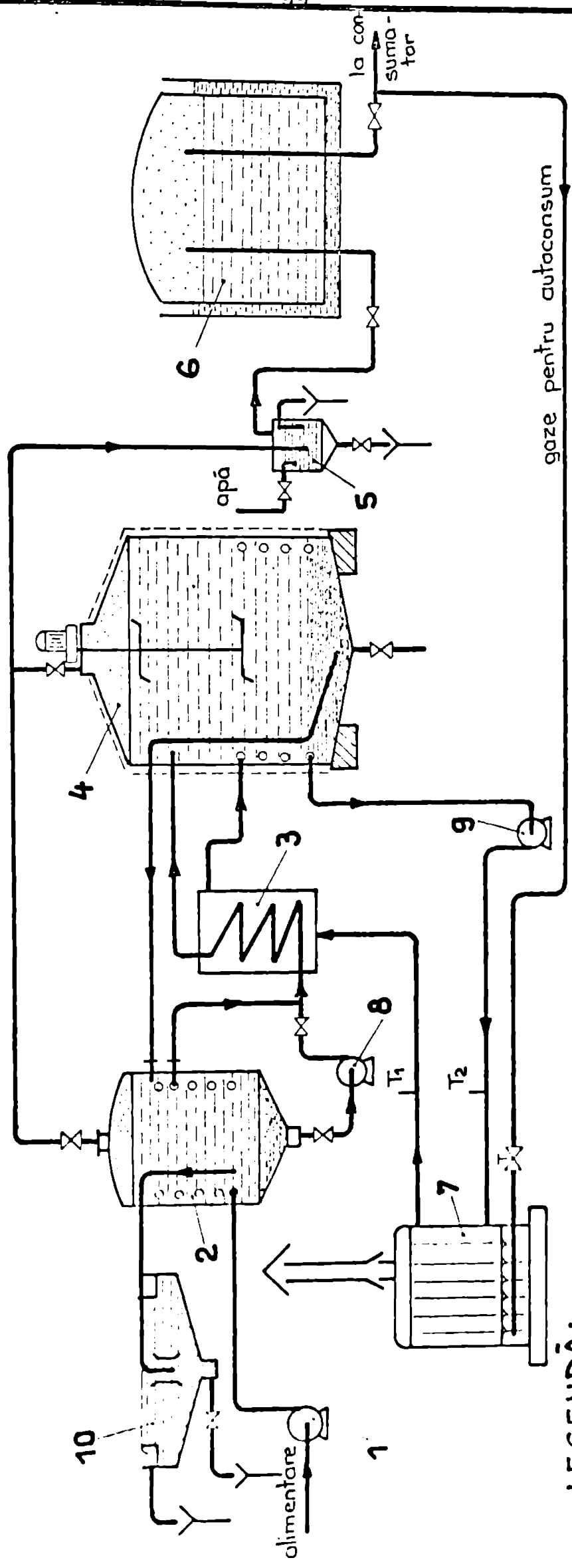


Fig.VII-1 SCHEMA TEHNOLOGICA DE FERMENTARE ANAEROBĂ ÎN DOUA TREPTE

La început aceste instalații erau fără agitare, cu captarea gazelor din fiecare treaptă și recircularea biomasii. După fiecare treaptă exista un decantor cu returnare a biomasii în influentul fazei anterioare. Excesul de nămol fiind extras periodic - soluții modernizate a acestei variante se pot vedea în figurile VII.3; VII.4 ; VII.5.

Fig. VII-2

INSTALAȚIA JACO ROȘEI DE CONTACT CU RECUPERARE DE CĂLDURĂ



LEGENDĂ:

- 1 - pompă de alimentare
- 2 - recuperator decantor
- 3 - preîncălzitor

- 4 - Fermentator
- 5 - Încizător hidraulic
- 6 - Gozometru
- 7 - Cazan pentru apă caldă

- 8 - Pompă pentru reciclare biomasă
- 9 - Pompă recirculare apă caldă
- 10 - Limpezitor final

Fig. VII-3

SCHEMA TEHNOLOGICĂ A UNEI ÎNSTALAȚII  
DE FERMENTARE ANAEROBĂ ÎN DOUĂ TREPTE CU  
AMESTECARE PRIN CIRCULARA LICHIDELOR

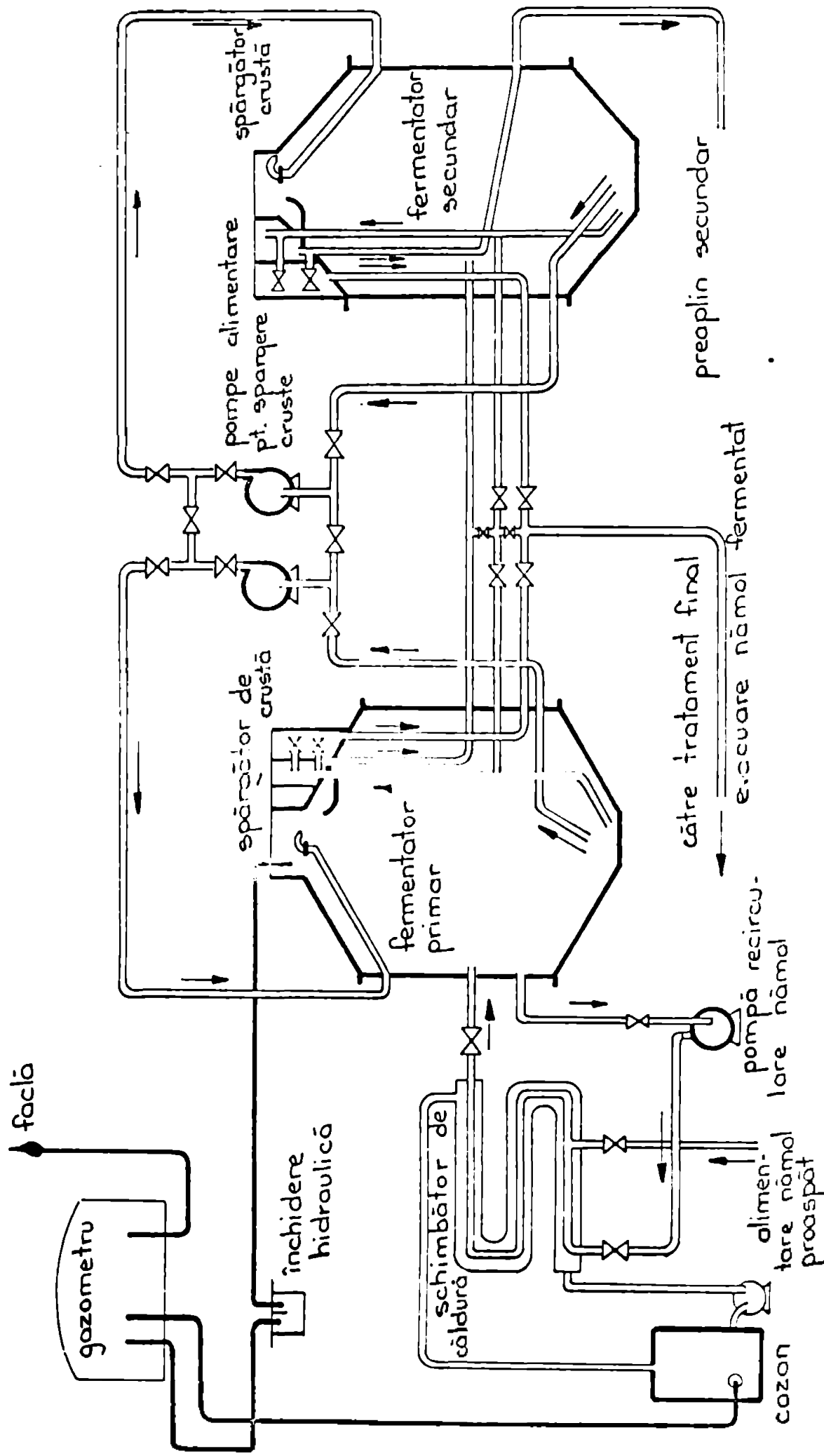
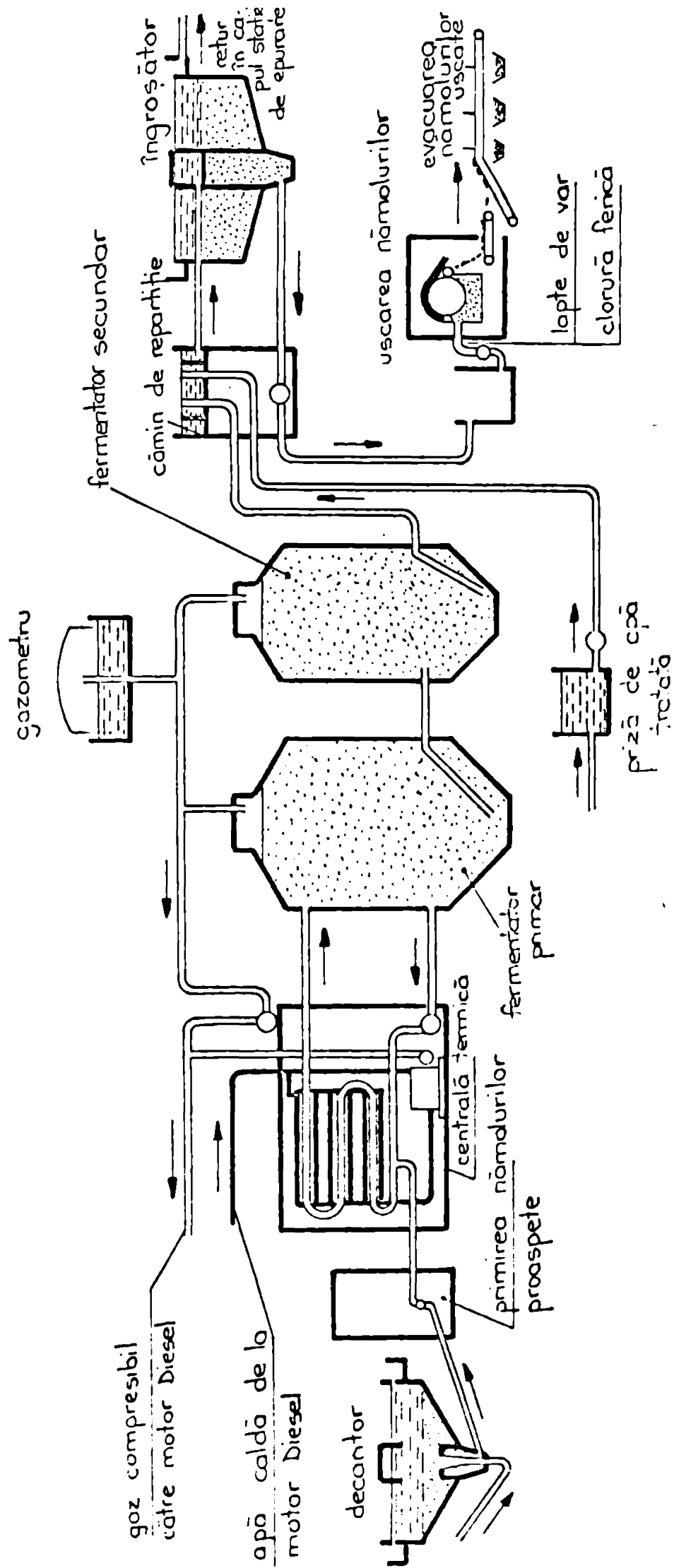




Fig. VII-4

**SCHEMA TIP A UHEI UNITĂȚI DE TRATARE  
A HĂMOLĂRILOR ÎNTR-O UNITATE DE FERMENTARE  
ANAEROBĂ CU DOUĂ DIGESTOARE CU CONSUMAREA  
GAZULUI LA UN MOTOR DIESEL**



Ceea ce este comun la aceste instalații este numărul mare de utilaje statice și dinamice și deci valori mari de investiții și un consum ridicat de energie.

Instalația de fermentare în două trepte din figura VII.1. este soluția cea mai veche fără încălzire cu fermentare lentă, utilizată numai în anotimpurile în care temperatura mediului ambiant depășește  $10^{\circ}\text{C}$ . Aceste soluții au fost perfecționate de firma Jiacco Rossi - Italia în colaborare cu o firmă englezească. Perfecționarea constă în recircularea nămolului și reducerea timpului de retenție hidraulică. Aspecte care revitalizează procedeul, deși acesta rămâne în continuare un mare consumator de energie pentru pompări de fluide și fonduri de investiții pentru realizare.

Prin recircularea biomasei evacuate se ajunge de fapt la procedeul de contact, soluție avantajoasă ca urmare a reducerii timpului de retenție hidraulică la 4-5 zile. În ultimile prospecte pentru instalații de biogaz, firma AGIP din Grupul ENI-Italia și firma Sultzer Elveția prezintă scheme tehnologice cu performanțe și timp de retenție hidraulică similare cu ale instalațiilor de contact. Avantajele acestor instalații justifică în parte autoconsumul pentru pompele de vehiculare și amestecarea biomasei.

Pentru producția de biogaz Eckenfelder (24) a propus o metodă de calcul formulată prin ecuația următoare :

$$G = 353 (nx_0Q - 1,42 Nb) \text{ l/zi}$$

În care :

$G$  = debitul de gaz în l/zi

$n$  = randamentul de transformare (50 %) la un timp de staționare de 15 zile și la o temperatură de lucru de  $+ 35^{\circ}\text{C}$

$x_0Q$  = sarcina adusă în sistem  $\text{DBO}_5/\text{zi}$

$Nb$  = producția în nămol digerat în kg/zi

Procesul de epurare anaerobă este în prezent mult mai puțin cunoscut decât cel aerob, care este mai simplu și studiat de numeroși cercetători.

Astfel pentru o instalație cu o capacitate de epurare de  $100 \text{ m}^3/\text{zi}$  biomasă volum util al fermentatorului este de  $1500 \text{ m}^3$  și de cca  $100 \text{ m}^3$  decantoarele.

Fig. VII-5  
 SCHEMA TEHNOLOGICĂ A UNEI  
 INSTALAȚII DE FERMENTARE ANAEROBĂ ÎN DOUĂ ETAJE  
 CU AMESTECARE PRIN RECIRCULARE DE GAZ

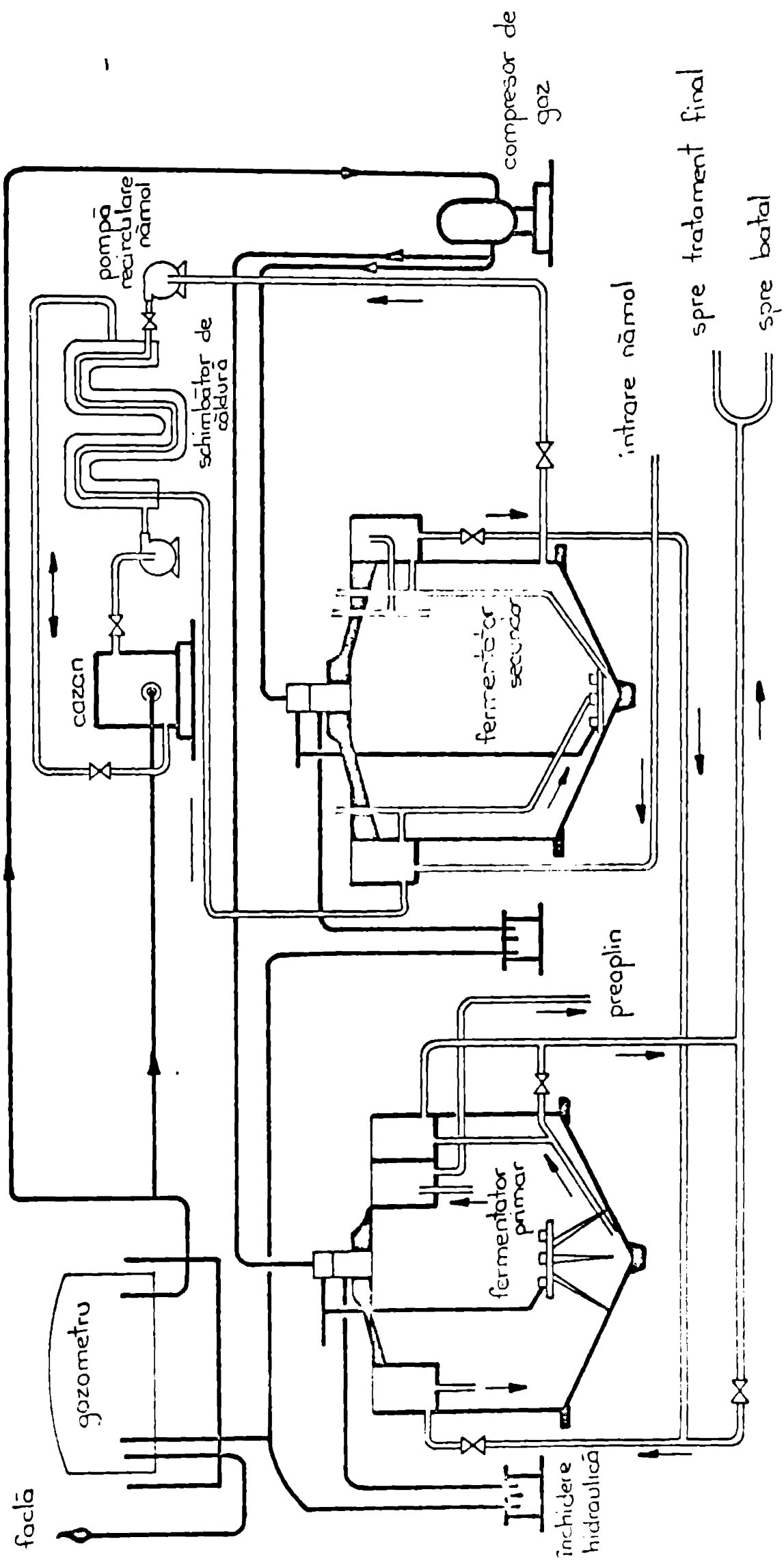
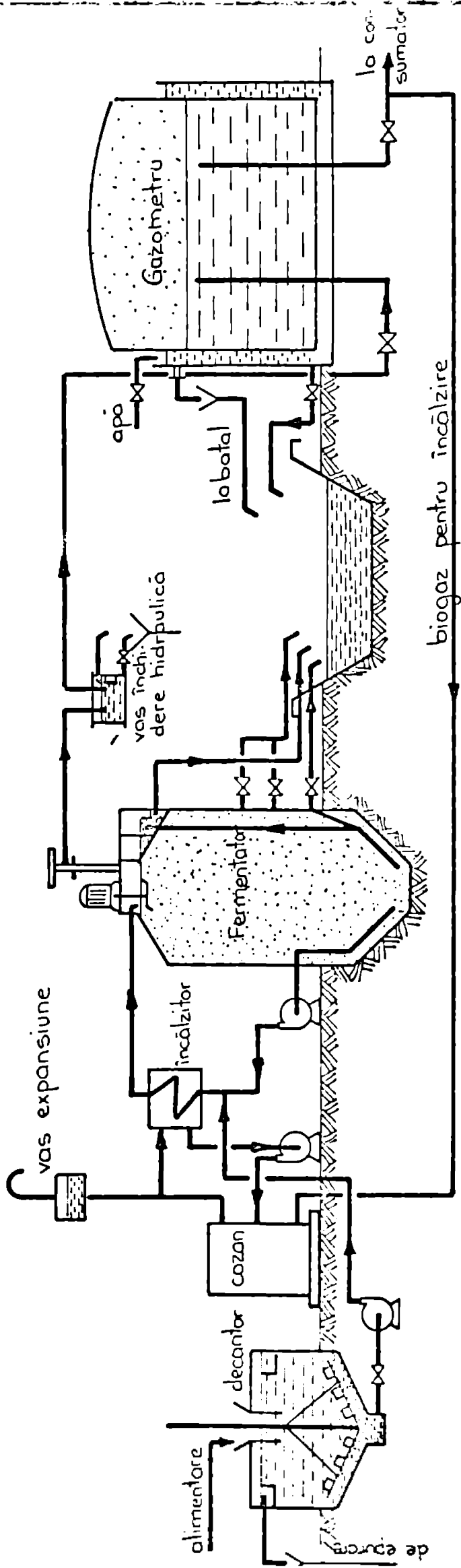
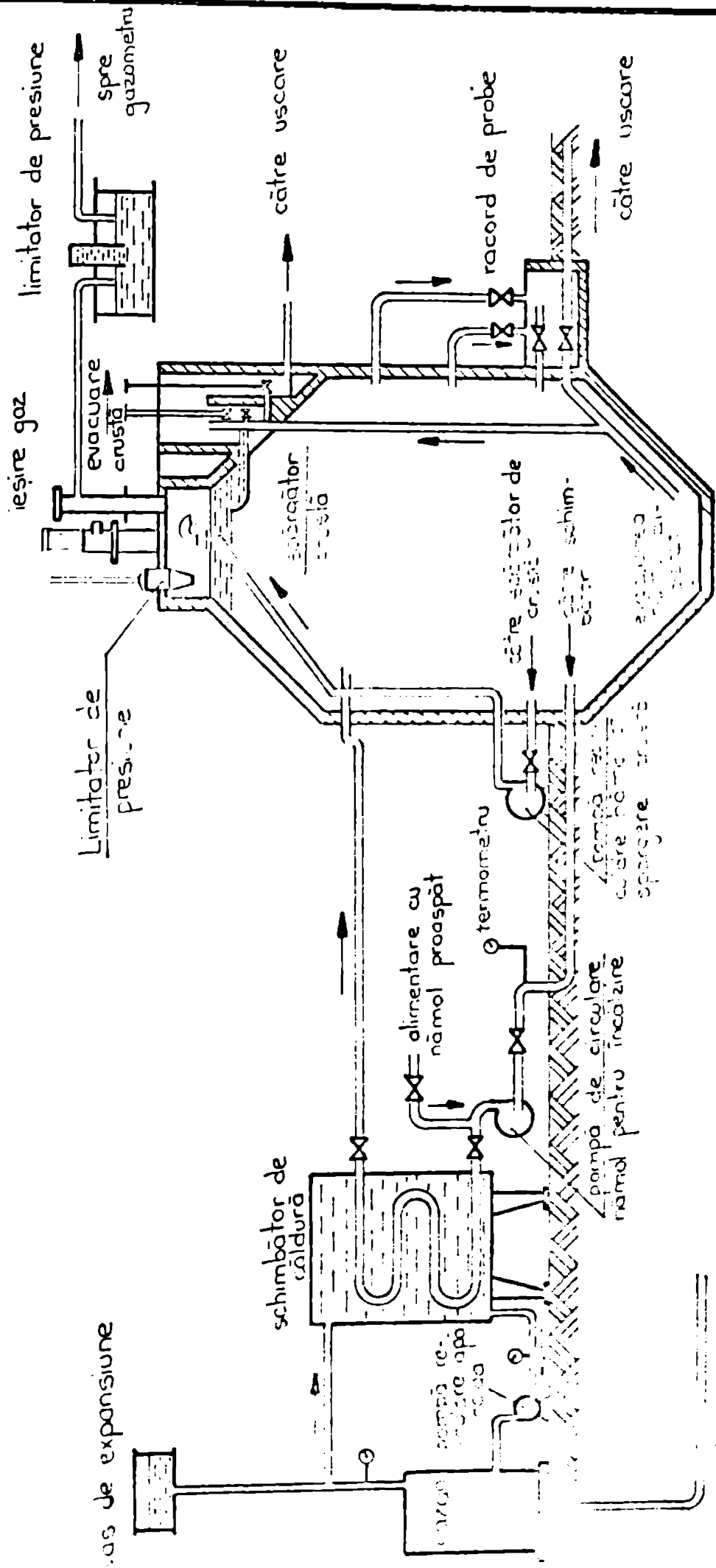


Fig. VII-6

# INSTALAȚIE PENTRU FERMENTARE ANAEROBĂ CU PREDECANTOR



# INSTALAȚIA DE FERMENTARE ANAEROBĂ ÎNTR-O SINGURĂ TREAPTĂ CU ÎNCĂRCARE MEDIE



gaz de la gazometru

Dacă se consideră că apa reziduală are un CCO de 25000 mgO/l cu 80% substanță organică și care se reduce cu 50% în proces; cantitatea de biogaz considerînd o producție specifică medie de 300 l/kg s.o. transformată rezultă :

$$V_{\text{gaze}} = 100 \text{ m}^3 \cdot 25 \text{ kg/m}^3 \cdot 0,8 \cdot 0,3 = 600 \text{ m}^3/\text{zi}$$

aplicînd relația lui Eckenfelder producția este de 706 m<sup>3</sup>/zi.

Cantitatea de căldură necesară pe timp de iarnă, considerînd că influentul are temperatura + 5°C, iar fermentarea se petrece la + 35°C :

$$Q = 100 \text{ m}^3 \cdot 1000 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{Csp.dt.Kcal/zi}$$
$$Q = 100000 \text{ kg l} \cdot (35-5^\circ) = 3.000.000 \text{ Kcal/zi}$$

Volumul de gaz pentru încălzire consumat într-un cazan cu randament de 80% și puterea calorică a biometanului de 5500 Kcal/m<sup>3</sup> este :

$$V_{\text{pf}} \frac{Q}{0,8 \cdot 5500} = \frac{3.000.000}{4400} = 682 \text{ m}^3 \text{ biometan/zi}$$

Din acest calcul rezultă că <sup>pentru</sup> instalație de fermentare anaerobă care lucrează la 35°C pe timp de iarnă, alimentată cu 2,5% substanță uscată, avînd alimentarea la + 5°C, autoconsumul pentru încălzire este aproximativ egal cu producția.

Consumul de energie pentru amestecarea nămolului din fermentator, recircularea acestuia, preîncălzirea efluentului, precum și pentru recircularea apei calde la preîncălzitor conform schemei tehnologice din fig.VII.6. este dat de relația :

$$E = P_{\text{am}} \cdot t_1 + P_{\text{cn}} \cdot t_2 + P_{\text{ca}} \cdot t_3 \text{ KWh/zi}$$

E = energia consumată zilnic în KWh

P<sub>am</sub> = puterea motorului pompei pentru amestecarea biomasei  
KW

P<sub>cn</sub> = puterea motorului pompei pentru vehicularea nămolului prin schimbător de căldură KWh

P<sub>ra</sub> = puterea motorului pompei pentru recircularea apei calde de la cazan la schimbătorul de căldură KWh

t<sub>1</sub>; t<sub>2</sub>; t<sub>3</sub> = timpii de funcționare a pompelor în ore pe zi

In cazul instalației menționate puterile pompelor și timpii de funcționare sînt următoarele :

$$\begin{array}{l}
 P_{am} = 17 \text{ KWh} \\
 P_{cn} = 7 \text{ KWh} \\
 P_{ra} = 4 \text{ KWh} \\
 t_1 = 12 \text{ ore} \\
 t_2 = 24 \text{ ore} \\
 t_3 = 24 \text{ ore}
 \end{array}
 \left. \vphantom{\begin{array}{l} P_{am} \\ P_{cn} \\ P_{ra} \\ t_1 \\ t_2 \\ t_3 \end{array}} \right\}
 \begin{array}{l}
 E = 17 \cdot 12 + 7 \cdot 24 + 4 \cdot 24 = \\
 = 204 + 168 + 96 = 468 \text{ KWh/zi}
 \end{array}$$

Dacă randamentul de transformare a energiei termice în energie electrică, utilizînd un grup motor cu explozie - generator de curent, este de  $0,7 \text{ m}^3$  biometan pentru un KWh, autoconsumul de energie exprimat în biogaz este de :

$$V_a = E \cdot 0,7 \text{ Nm}^3/\text{zi} = 468 \cdot 0,7 = 328 \text{ Nm}^3/\text{zi} \text{ biometan}$$

In concluzie acest gen de instalații pot produce la o alimentare de  $100 \text{ m}^3/\text{zi}$  cu un conținut de 2,5% substanță organică și  $35^\circ\text{C}$  pe timp de iarnă -  $600 \text{ m}^3$  gaze/zi, consumînd  $682 \text{ m}^3$  gaze pentru încălzirea proprie și  $328 \text{ Nm}^3/\text{zi}$  biometan pentru acoperirea energiei electrice consumată de instalație.

Balanța de gaze în această variantă a unei instalații de fermentare similară cu cea din fig.VII.6. pentru influent cu 2,5% substanță uscată, realizată și la noi în țară, este negativă :

$$\begin{aligned}
 V_{dg} &= V_{gazo} - (V_{p1} - V_a) = 600 - 682 - 328 = \\
 &= -410 \text{ Nm}^3/\text{zi}
 \end{aligned}$$

Dacă luăm producția de biometan a acestei instalații după Eckenfelder de  $706 \text{ Nm}^3/\text{zi}$ , bilanțul energetic al instalației este :

$$V_{dg} = 706 - (682 + 328) = -304 \text{ Nm}^3/\text{zi} \text{ biometan}$$

Pentru exemplificare se prezintă diagramele din fig. VII.8 și VII.9 întocmite după Degremont (29); Roque H. (1) și (47) pentru fermentatoare de  $1000 \text{ m}^3$ , cu un timp de retenție hidraulică de 15 zile, în funcție de temperatură și concentrația de substanță organică. Din aceste diagrame rezultă că instalațiile clasice disponibilizează biometan, doar pentru influent cu peste 3% substanță organică, iar rentabilitatea lor poate fi luată în considerare pentru concentrații de peste 5% substanță organică și temperatura

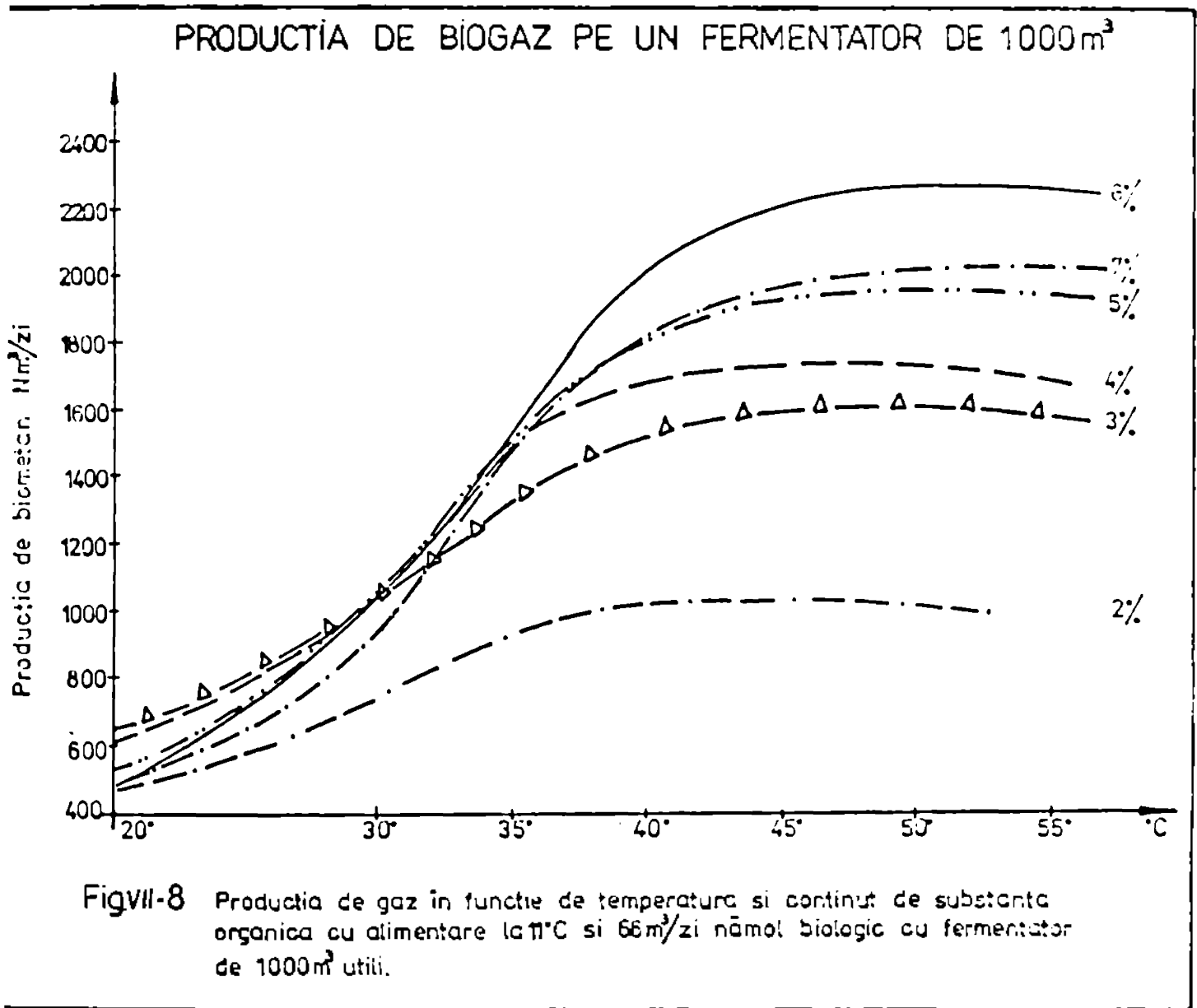
de lucru cuprinsă între 35 și 37°C. În aceste diagrame am fixat și locul geometric a eficienței optime din punct de vedere energetic, situație în care tangenta la curba de producție are aceeași pantă cu cea a autoconsumului.

Pentru mărirea eficienței fermentării anaerobe a fost creată instalația din figura VII.6 cu decantor pentru îngroșarea nămolului alimentat. Față de instalația prezentată, în figura VII.2, este redată o instalație de fermentare anaerobă de contact cu recuperare de căldură și recircularea biocenozei.

Instalația are patru pompe în loc de trei, cu puteri mai mici, timpul de retenție hidraulică este de 3-4 zile, iar temperatura de lucru este de +35°C. În acest caz la o alimentare de 100 m<sup>3</sup> nămol, care are CCO-ul de 50.000 mgO<sub>2</sub>/l, volumul total al fermentatorului este de 500 m<sup>3</sup>. Autoconsumul pentru preîncălzire este de 340 Nm<sup>3</sup>/zi biometan, iar pentru amestecare și circulația fluidelor sînt necesare 360 KWh pe zi, ceea ce reprezintă 250 Nm<sup>3</sup> biometan. Utilizînd relația lui Eckenfelder, producția de gaze este de 1415 Nm<sup>3</sup>/zi, deci disponibilul de biometan este de 825 Nm<sup>3</sup> biometan, care poate fi utilizat în alte scopuri.

Dacă producția specifică disponibilă este mai bună decît în primul caz, aceasta se datorește concentrației de 5% substanță organică alimentată și a timpului de retenție hidraulică mai mic. În cazul cînd concentrația este tot de 2,5% substanță organică, ca în primul caz, al instalațiilor din figurile VII.6 și VII.7, producția de gaze este aceeași 600 m<sup>3</sup>, iar disponibilul de biometan este de numai 10 m<sup>3</sup> pe zi. Deci și în cazul acestor instalații se impune o alimentare cu un influent mai bogat în substanță organică. În scopul unei transformări mai bune a substanței organice biodegradate, prin procesul de fermentare anaerobă au fost create instalații de fermentare în două trepte : figurile VII.4 și VII.5. Și la aceste instalații autoconsumul este mare și disponibilul de biometan mic. Aceste instalații au însă dezavantajul creșterii investițiilor față de instalațiile menționate.





# PRODUCTIA DE BIOGAZ REALIZATĂ INTR-UN FERMENTATOR DE 1000 m<sup>3</sup> UTILI FARA RECUPERARE ȘI CU AMESTECARE MECANICĂ

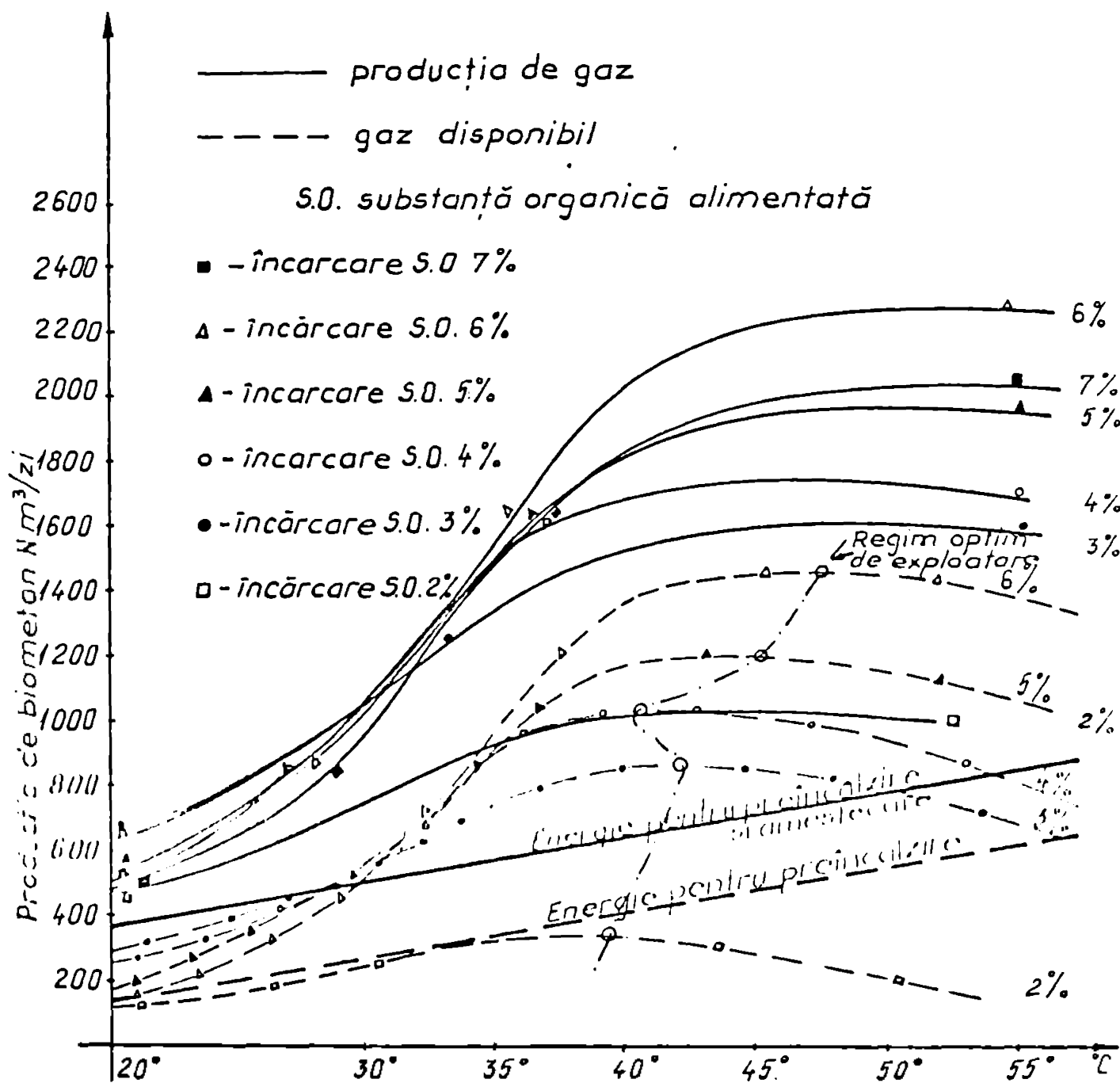


Fig. VII-9 Producția de gaz în funcție de temperatură și conținutul de substanță organică cu alimentarea la 11°C și 66 m<sup>3</sup>/zi nămol biologic în instalație cu capacitatea de 1000 m<sup>3</sup> și un consum de energie pentru amestecare de 335 Kwh/zi.

# PRODUCTIA DE BIOGAZ REALIZATĂ CU UN FERMENTATOR DE 1000 m<sup>3</sup> VOLUM UTIL FARA RECUPERAREA CALDURII

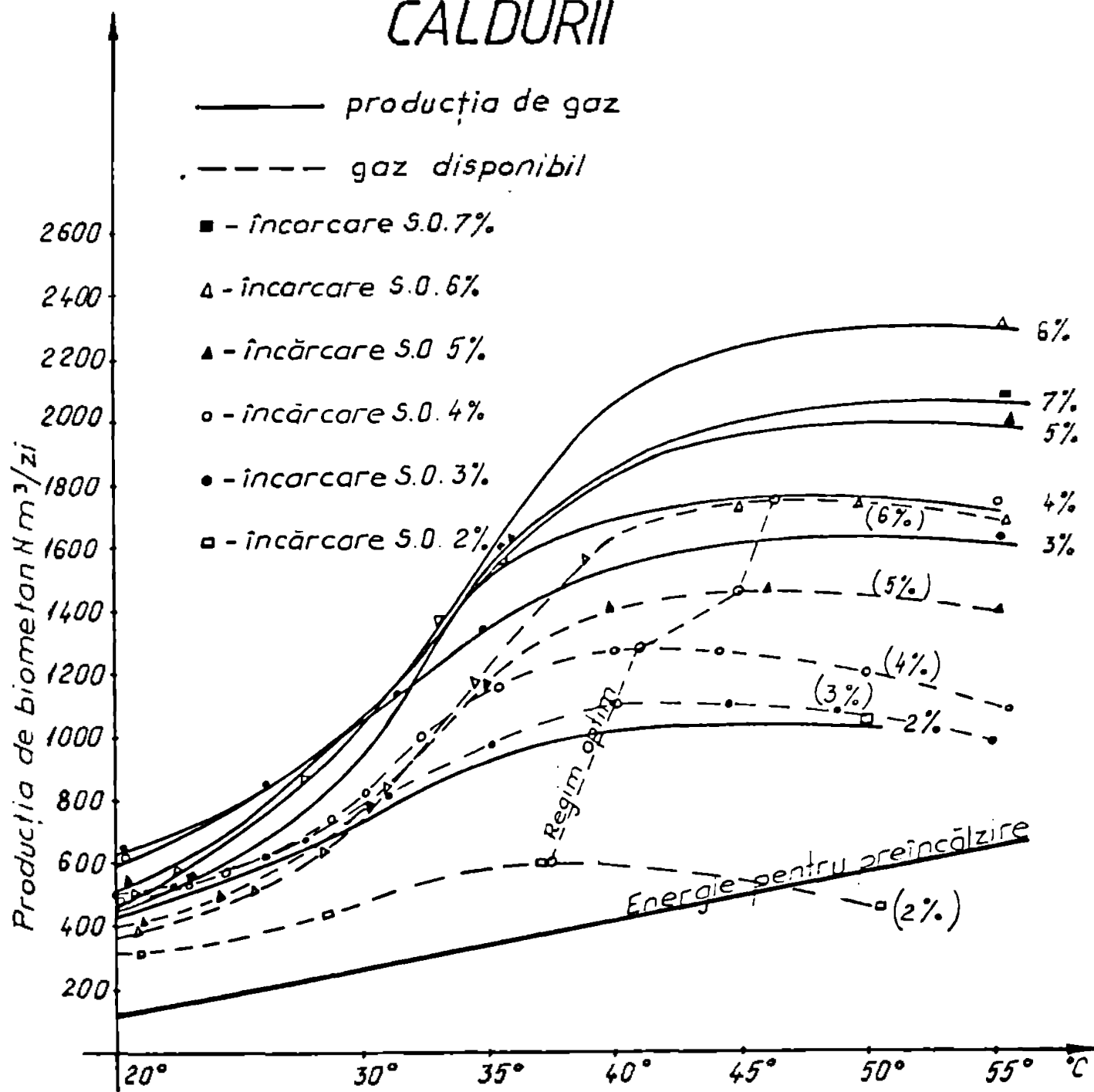


Fig.VII-10 Producția de gaz în funcție de temperatură și conținut de substanță organică cu alimentarea la +11°C și 66 m<sup>3</sup>/zi nămol biologic în instalație cu capacitatea de 1000 m<sup>3</sup> fără amestecare.

Din analiza de funcționare a acestor instalații rezultă și o importantă manoperă de întreținere și exploatare a pom-pelor, motoarelor, schimbătorului de căldură, armăturilor și conductelor, care se infundă cu suspensii, creind mari neajunsuri în exploatare și controlul debitelor și circulației fluidelor. Ca urmare a acestor neajunsuri reviziile instalațiilor se realizează la intervale mici de timp, ceea ce afectează prețul de cost al biometanului. Aceleași inconveniente trebuie reținute și în cazul schemei din fig.VII.4 în care gazele disponibile sînt preluate de un grup electrogen acționat cu motor cu ardere internă cu biometan.

În scopul reducerii consumului de energie a fost conceput un nou sistem de agitare, așa cum se vede în fig.VII.5. În această schemă amestecarea se realizează prin barbotare cu biogaz, ceea ce reduce consumul de energie pentru amestecare cu 50%. Deci din cca 468 KWh/zi consumați la amestecarea prin pompare, cu turbocompresoare se vor consuma 234 KWh/zi, deci consumul de energie electrică este mai mic și autoconsumul de biometan se reduce făcînd disponibile gazele pentru alte scopuri.

La acest gen de instalații apare un alt neajuns, acela de flotare cu gazul de amestecare a suspensiilor solide care sînt aduse la suprafața biomasei, ceea ce aduce mari inconveniente în exploatarea instalației.

Ca urmare a cercetărilor efectuate în domeniul fermentării anaerobe și a rezultatelor care au confirmat că cele două mari grupări de microorganisme acidogene și metanogene, conviețuiesc în mod pașnic, ba chiar în simbioză, s-a revenit la fermentare într-o singură fază. Denumirea fermentatorului în diverse publicații fiind "Metantanc" sau "Digestor" în funcție de sursa din care s-a preluat denumirea și a scopului pentru care a fost creată instalația; pentru producția de biometan, sau pentru stabilizarea nămolului biologic.

Schema instalației cu un singur fermentator este cea mai răspîndită la noi în țară; proiectele instalațiilor de acest gen au fost tipizate, concepția aparținînd Institutului de Salubritate Locativă și Gospodării Comunale - ISLGC. O variantă pentru crescătoriile de animale este proiectată de

ISPCAIA, Institutul pentru Studii și Proiectări pentru Creșterea Animalelor și Industria Alimentară. Varianta proiectată de aceste institute este redată în figurile VII.6 și respectiv VII.7.

Evaluarea tehnico-economică a acestui procedeu se poate ușor estima, după diagrama din figura VII.9 ca urmare a unor importante autoconsumuri de biogaz și energie electrică. Autoconsumul mare a acestor instalații este explicat prin aceea că :

- nu se recuperează energia din efluent ;
- timp de retenție hidraulică mare 20-26 zile ;
- amestecare mecanică ;
- lipsa unei izolații corespunzătoare la utilajul de bază ;
- evacuarea din fermentator a unei biomase care conține 4 până la 5% din influent, ceea ce face ca gradul de transformare să fie redus 45-50%, iar efluentul să rămână cu o mare încărcare cu agenți patogeni din influent.

Timpul de retenție uzual la asemenea instalații este de cca 20 zile și lucrează la 35-40°C, în care caz volumul fermentatorului pentru o alimentare de 75 m<sup>3</sup> pe zi cu 5% substanță uscată, este de 1500 m<sup>3</sup>.

Producția de biogaz la un conținut de 80% substanță organică în substanță uscată, este similară cu cea a instalațiilor precedente :

$$V_g = 75 \text{ m}^3 \cdot 50 \text{ kg/m}^3 \times 0,4 \text{ m}^3/\text{kg} \times \frac{80\%}{100} = 1200 \text{ m}^3/\text{zi}$$

Consumul de energie pentru preîncălzire fără a lua în considerare pierderile de căldură ale fermentatorului :

$$V_{gi} = \frac{75.000 \times (35-5)}{5.500 \cdot \eta_o} = 511 \text{ m}^3 \text{ gaz/zi}$$

Pentru amestecarea și recircularea nămolului precum și pentru recircularea apei calde, consumul de energie este funcție de debitul de cca. 75 m<sup>3</sup> pe oră, ceea ce reprezintă o recirculare zilnică egală cu volumul fermentatorului.

Energia consumată este :

$$E = P_{am} \cdot t_1 + P_{r.n} \cdot t_2 + P_{r.a} \cdot t_3 \text{ KWh/zi}$$

$$E = 17 \times 12 + 12 \times 24 + 4 \times 24 = 588 \text{ KWh/zi}$$

Volumul de biometan disponibil, cînd alimentarea se realizează cu 5% substanță uscată, iar temperatura de lucru este + 35°C, în timp de iarnă, cînd influentul are + 5°C, este :

$$V_d = V_g - V_{gf} - (E \cdot 0,7 \text{ m}^3/\text{KWh}) \text{ Nm}^3/\text{zi}$$

$$V_d = 1.200 - 511 - 412 = 277 \text{ Nm}^3/\text{zi}$$

În condițiile medii de temperatură din țara noastră, + 11°C, consumul de energie pentru preîncălzire este :

$$V_{gf} = 75.000 \times (35 - 11) \times 1 = 400 \text{ Nm}^3 \text{ gaze/zi}$$

În acest caz producția medie disponibilă de biometan pe instalațiile clasice realizate în țara noastră, alimentate cu 75 m<sup>3</sup> nămol biologic, sau dejectii cu 5% substanță uscată și temperatura de regim de + 35°C este :

$$V_d = V_g - V_{gf.m} - (E \cdot 0,7 \text{ KWh/m}^3/\text{gaz}) = 1.200 - 400 - 412 = 379 \approx 380 \text{ Nm}^3 \text{ gaze/zi}$$

Dacă la aceste instalații s-ar recupera căldura în proporție de 50% volumul de gaz disponibil ar fi :

$$V_{d1} = 1.200 - \frac{400}{2} - 412 = 505 \text{ Nm}^3 \text{ gaze/zi}$$

Dacă s-ar elimina și amestecarea mecanică și circulația apei calde volumul de gaz disponibil ar fi :

$$V_{d2} = 1.200 - \frac{409}{2} = 995 \text{ Nm}^3/\text{zi}$$

Din aceste calcule rezultă că o instalație pentru producția de biogaz clasică de 1500 m<sup>3</sup>, realizată în țară, exploatată în condițiile menționate, dar fără acoperirea consumului de energie electrică exprimată în biometan, disponibilizează în medie :

$$V_{d3} = 1.200 - 409 = 791 \text{ Nm}^3/\text{zi}$$

În conjunctura actuală, cînd criza energetică continuă, se impune recuperarea energiei de la efluent și eliminarea amestecării biomasei și a recirculării nămolului cu stații de pompare consumatoare de energie electrică și fonduri de investiții.

Desigur modernizările instalațiilor clasice trebuie realizate treptat, transformându-le din instalații de epurare anaerobă și în stații energetice cu disponibilizarea într-o măsură cât mai mare a energiei produse.

Pentru a compensa neajunsurile proceselor după schemele din fig.VII.6 și VII.7, s-a trecut la studiul unor variante care includ încălzirea prin schimb termic direct în fermentator, eliminând pompa pentru apă caldă, s-a imaginat un nou sistem de amestecare printr-o agitare hidraulică, utilizând presiunea de generare a biometanului și s-a adoptat un sistem special de recuperare a căldurii de la efluent la influent. În această situație autoconsumul de energie la o instalație similară (1500 m<sup>3</sup>, TRH 15 zile, t<sub>e</sub> + 35°C și 5% substanță organică) este :

$$V_g = 100 \text{ m}^3 \times 50 \text{ Kg/m}^3 \times 0,4 \text{ m}^3/\text{kg} \times \frac{80\%}{100} \text{ Nm}^3/\text{zi}$$

$$V_g = 1600 \text{ Nm}^3 \text{ biometan/zi}$$

$$V_{gi} = \frac{100000 (35 - 11) \times 1}{5500 \eta_c} \eta_r \text{ Nm}^3/\text{zi} = 250 \text{ Nm}^3 \text{ gaze/zi}$$

$$V_{d_4} = V_g - V_{gi} = 1600 - 250 = 1350 \text{ Nm}^3 \text{ gaze/zi}$$

notațiile din aceste relații sînt :

- V<sub>g</sub> = volumul de gaz produs Nm<sup>3</sup>/zi
- V<sub>gi</sub> = consumul de gaz pentru încălzire în Nm<sup>3</sup>/zi
- V<sub>d<sub>4</sub></sub> = volumul de gaze disponibil în Nm<sup>3</sup>/zi
- E = energie electrică consumată zilnic
- 0,7 Nm<sup>3</sup> = gaz = 1 kWh (determinat de INME)
- η<sub>c</sub> = randamentul cazanului de apă caldă 80%
- η<sub>r</sub> = randamentul de recuperare a căldurii 50%
- P<sub>am</sub> = puterea motorului, pompei pentru amestecare biomasă kWh
- P<sub>cn</sub> = puterea motorului pompei pentru recircularea nămolului pentru preîncălzire kWh
- P<sub>ra</sub> = puterea motorului pentru pompa de apă caldă
- t<sub>1</sub>; t<sub>2</sub>; t<sub>3</sub> = timpul de lucru în ore

Rezultă deci că față de o instalație clasică, o instalație într-o concepție nouă pe care și-o propune lucrarea de față are un spor de biometan disponibil de  $1350 \text{ Nm}^3/\text{zi}$  față de  $380 \text{ Nm}^3$  gaze/zi. Acest surplus disponibil de aproape  $1000 \text{ m}^3/\text{zi}$  transformă instalațiile de fermentare anaerobă în instalații energetice și de epurare.

În concluzie se poate spune că pînă în prezent resursele energetice ale procesului de fermentare anaerobă nu sînt puse în valoare în totalitatea lor. Disponibilitățile energetice a instalațiilor clasice sînt mai mult decît modeste. În lucrarea de față se aprofundează procesul pentru transformarea tehnologiei de fermentare anaerobe într-o instalație energetică cu disponibilizarea energiei pentru alte scopuri.



VIII. CERCETARI EXPERIMENTALE DE LABORATOR PRIVIND  
=====

EFICIENTAREA ANAEROBA A NAMOLULUI EXCEDENTAR  
=====

DIN INSTALATIILE DE EPURARE BIOLOGICA AEROBA  
=====

Sursele de energie și economisirea acestora, constituie o preocupare din ce în ce mai importantă, pe măsura ce criza energetică mondială continuă. Interesul pentru surse noi de energie a cuprins și domeniul energiilor neconvenționale în care intră și producția de biometan din nămolurile biologice excedentare, rezultate din instalațiile de epurare biologică aerobă și din dejecții animaliere. Dezvoltarea fără precedent a industriei și modernizarea creșterii animalelor afectează mediul ambiant, datorită apelor reziduale și a dejecțiilor animaliere. Preocuparea din ce în ce mai mare pentru protecția mediului, coroborată cu necesitatea reducerii consumului de energie, sau cu obținerea de energie au intensificat cercetările în domeniul epurării apelor reziduale industriale și din crescătoriile de animale. Studiul proceselor de epurare cu scopul reducerii consumului de materii prime, materiale și energie și al valorificării produselor utile din ape, schimbă concepția clasică de epurare a apelor. Metodele clasice aveau drept scop distrugerea poluanților din ape cu unele eforturi de materiale și energie, fără a avea în vedere valorificarea subproduselor din apele reziduale și de valorificare a biomasei din nămolurile biologice excedentare.

În scopul valorificării produselor secundare din apele reziduale a perfecționării și modernizării procedeelor clasice s-a studiat procesul de fermentare anaerobă a nămolurilor excedentare din stațiile de epurare biologică și a dejecțiilor animaliere. De asemenea în acest studiu sînt analizate toate resursele fenomenului de fermentare anaerobă cu scopul disponibilizării biometanului într-o măsură cît mai mare, pentru simplificarea exploatării și întreținerii instalațiilor, într-un cuvînt pentru o eficiență tehnico-economică cît mai mare.

Nămolurile biologice excedentare din instalațiile de epurare a platformelor industriale sînt în prezent depozitate pe halde, ocupînd importante suprafețe de teren, sau sînt incinerate consumînd cantități mari de combustibili.

Dejecțiile animaliere din crescătoriile de animale, din fermele de reproducere sau de îngrășare precum și cele rezultate la sacrificarea animalelor, nu pot fi utilizate în totalitate ca îngrășăminte naturale. Multe din acestea sînt încărcate cu bacterii patogene, sau sînt nepotrivite pentru aplicare imediată și directă pe terenurile agricole.

După standardele americane dejecțiile animaliere sînt compostate timp de cel puțin 90 de zile în perioadele calde și 180 în anotimpurile reci. Aceste norme au în vedere încărcarea bacteriană, mai ales a legumelor, cu diverse specii de coli patogeni și streptococcus feralis, în cazul administrării de dejecții proaspete peste plante în timpul creșterii acestora. În mod practic pentru eliminarea oricărui risc în practica agriculturilor din SUA compostarea se realizează în 180 de zile.

Nămolurile biologice excedentare din industrie sau din instalațiile orășenești, cît și dejecțiile animaliere ocupă în prezent, importante suprafețe de teren, constituind totodată o sursă de infecție și poluare bacteriană a mediului.

Nămolurile biologice excedentare din instalațiile de epurare aerobă după o prealabilă îngroșare conțin 2 - 3 % substanță organică în apă, reprezentînd o masă biologică cu 30 - 45 % proteină.

Dejecțiile animaliere în funcție de modul de evacuare, conțin între 0,5 pînă la 8% substanțe organice /27/, /34/, iar cantitățile sînt în funcție de specia și mărimea animalelor, (tabelul VIII-a).

În procesul de fermentare anaerobă a nămolurilor biologice excedentare și a dejecțiilor animaliere, gradul de transformare a substanței organice, în aceleași condiții, diferă destul de mult. Din lucrările de cercetare întreprinse gradul de transformare a substanței organice poate fi în medie, așa cum se poate vedea în tabelul VIII-b.

Tabelul VIII-a

S P E C I A	Cantitatea de dejec - ții $\text{dm}^3/\text{zi}$ și cap	Cantitatea de deject uscate $\text{kg}/\text{zi}$ și cap
- Scroafe gravide	11,00	0,800
- Scroafe cu purcei	17,40	1,725
- Purcei	1,35	0,144
- Soldani 20-60 kg	4,62	0,520
- Porci la îngrășat 60-100 kg	3,60	0,700
- Vaci de lapte 400 kg	32,8	4,16
- Bovine la îngrășat 400 kg	24,00	2,76
- Oi - 30 kg	1,20	0,30
- Păsări 2 kg	0,106	0,026

/34/

Tabelul VIII-b

Nr. crt.	Substanța supusă fermentă- rii	Grad de transforma- re a substanței or- ganice - %
1.	Nămol biologic orășenesc	47 - 49
2.	Ape reziduale din industria alimentară (zahăr-conserve)	68 - 70
3.	Dejecții de rumegătoare	45 - 46
4.	Dejecții de porc	55 - 58
5.	Dejecții de pasăre	50 - 52

/61/

Este important de precizat că sursele cele mai impor-  
tante pentru producerea biometanului sînt localizate în a-  
gricultură, industria alimentară și de biosinteză.

Din experiența practică producția de biometan din de-  
jecții animaliere se poate estima în funcție de greutatea  
animalelor și de specie, după cum se poate vedea în tabe-  
lul VIII-c.

Tabelul VIII-c

Nr. crt.	S P E C I A	Creutate medie·kg	Productia zilnica Nm <sup>3</sup> /zi
1.	Bovine la îngrășat	400	1,00
2.	Vaci de lapte	500	1,10
3.	Porci la îngrășat	60-100	0,25
4.	Porci la îngrășat	20- 60	0,2
5.	Scroafe la reproducere	180	0,53
6.	Găini ouătoare	2	0,015
7.	Ovine	40	0,1

/61/

Evaluînd aceste surse în condițiile unei penurii crescînde de carburanți și combustibili s-au început aceste studii în prima etapă în laborator, apoi în pilot și în final în industrie și agricultură. Studiul are drept scop cercetarea tuturor resurselor procesului de fermentare anaerobă și utilizarea acestora într-un concept original de inginerie a procesului, în sensul reducerii totale a consumului de energie și disponibilizarea pentru alte scopuri, într-o măsură cît mai mare a biometanului și utilizarea produselor de fermentare ca îngrășămînt natural.

Studiul are drept scop eliminarea energiei de amestecare prin eliminarea pompărilor de fluide, recuperarea energiei de la efluent și reținerea biocenozei în proces. Aceste deziderate urmăresc reducerea timpului de retenție pentru mărirea producției specifice pe metru cub de fermentator, precum și găsirea unor soluții tehnologice, care să permită reținerea biomasei mai greu biodegradabile, respectiv timpul de retenție a solidelor să fie egal cu cel de biodegradabilitate a supernatantului.

Transformarea substanțelor organice supuse procesului de fermentare anaerobă poate fi condusă și valorificată după schema următoare :

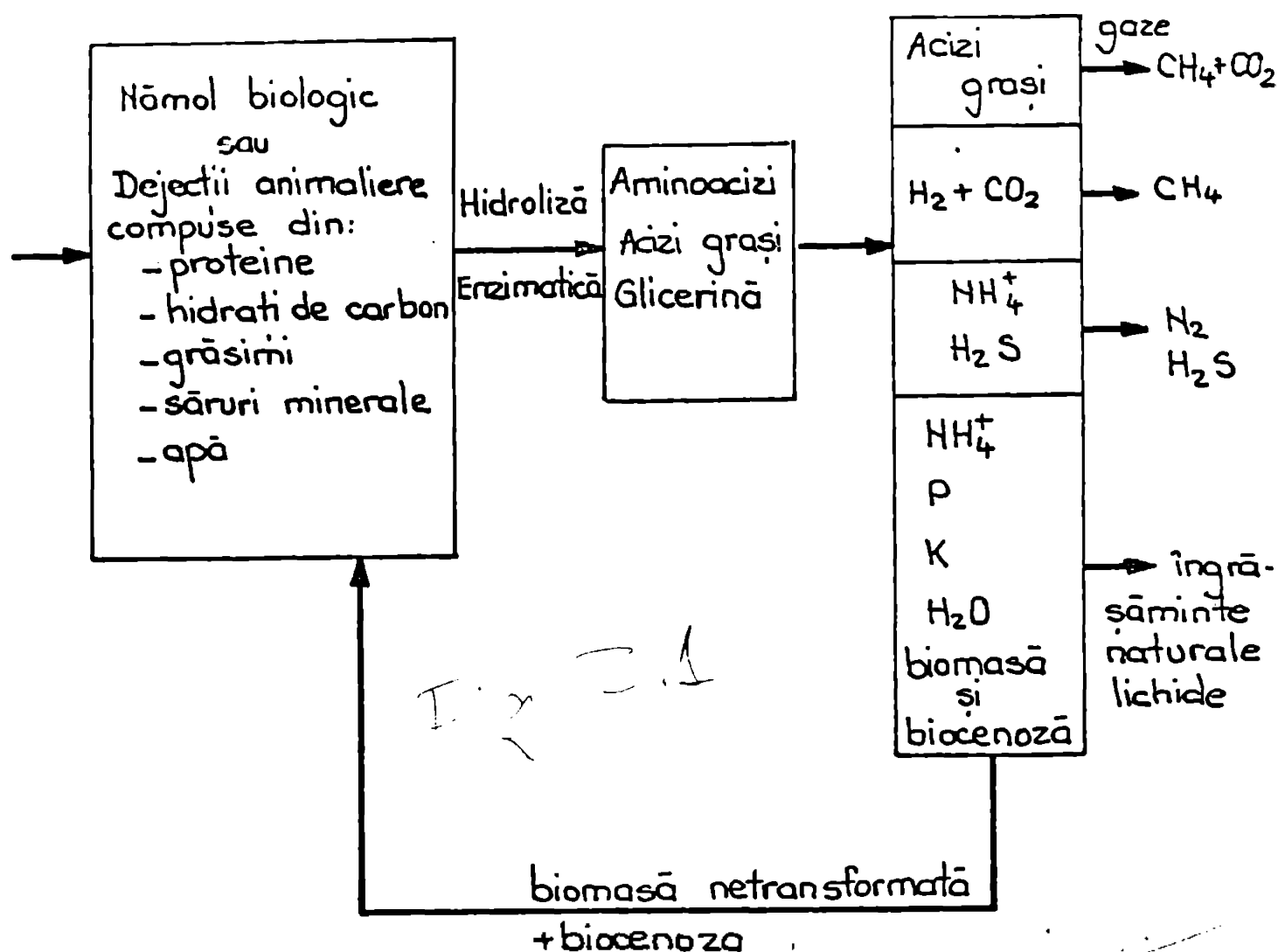


Fig. VIII.17. Caracterizarea nămolului biologic excedent și a dejecțiilor animale  
Materialele luate în studiu au fost în

exclusivitate :

- nămolurile biologice excedentare din instalații de epurare biologică de pe platformele industriale ;
- dejecțiile de porc din marile crescătorii ;
- dejecții de bovine și ovine din crescătorii și îngrășătorii.

Lucrările au fost începute în 1980 când se punca mai insistent problema valorificării biomasei reziduale și combaterea poluării cu nămol biologic și dejecții, mai ales de porc, din marile crescătorii realizate în țara noastră.

In ac est sens au fost analizate  i caracterizate n amo-  
lurile biologice de pe diverse platforme industriale  i  
crescătorii de animale.

In general s-a constatat că nămolurile excedentare de  
la epurarea biologică aerobă au un conţinut mic de substan a  
uscata 0,5 - 1,5%, ceea ce este mult prea puţin pentru un pro-  
ces de fermentare anaerobă în scopuri energetice. Dejecţiile  
animaliere au de asemenea un conţinut modest de substan a us-  
cata (pîna la 1%), ca urmare a sistemului de evacuare a dejec-  
ţiilor cu pernă de apă, adoptat în mare măsură în  ara noas-  
tră, deşi metoda presupune o mare risipă de apă, energie  i  
investiţii (34).

In ambele situaţii sînt necesare utilaje pentru îngro-  
şarea nămolurilor, ce urmează să fie fermentate anaerob cu  
producţie de biometan /47, 48/.

Dacă în domeniul nămolurilor biologice excedentare nu  
se poate elimina utilajul pentru îngroşarea nămolului, în  
instalaţiile de creştere a animalelor se poate reduce consu-  
mul de apă, prin schimbarea sistemelor de evacuare a dejec-  
ţiilor.

Deci la crescătoriile de animale prin reducerea consu-  
mului de apă se poate elimina îngroşarea  i instalaţia de e-  
purare a apelor reziduale, provenită de la decantoarele de de-  
jecţii. Efectele economice sînt deosebit de importante  i  
merită să fie luate în studiu pentru creşterea eficien ei  
tehnico-economice în acest domeniu atît de important al eco-  
nomiei.

Aşa cum se poate observa în toate probele prelevate  
din instalaţiile de epurare biologică a apelor reziduale  
din industria chimică sau orăşenească, incărcarea minerală  
este destul de importantă, datorită mai ales reactivilor de  
neutralizare  i a sărurilor necesare în procesul de epurare  
aerobă. Un alt aspect care se poate desprinde este pH-ul  
ridicat, ca urmare a unui început de descompunere a n amolu-  
lui evacuat din decantorul secundar. Un aspect mai bun îl  
au miceliile din procesele de biosinteză a antibioticelor,  
care sînt mai concentrate în substan a organică. In general

concentrația în substanță uscată a nămolurilor biologice se dovedește a fi prea mică pentru procesele de fermentare anaerobă. Se poate considera că este absolut necesară fie o îngroșare fie o filtrare sau centrifugare.

Așa cum rezultă din tabelul VIII.1 cantitatea de substanță uscată mare, din îngroșătorul de la Combinatul Chimic Victoria, se explică prin conținutul ridicat de substanțe minerale. Din aceste motive s-a schimbat locul de prelevare a probelor, în loc de îngroșător s-au prelevat din decantorul secundar, deși umiditatea este mult mai mare.

Nămolul prelevat din decantorul secundar, așa cum rezultă din tabelele prezentate are o cantitate de substanță uscată redusă, care variază între 0,60-1,00 % și care se încadrează în tehnologia de epurare a apelor reziduale cu nămol activ.

Conținutul de substanță organică volatilă, determinată din substanța uscată la 105°C printr-o calcinare pînă la 600°C, este cuprins între 70 și 75%, reprezentînd un nămol bun, activ, cu o compoziție biochimică satisfăcătoare, cu un conținut în proteină cuprins între 32 și 43% din substanța organică. Conținutul de glucide a variat între 12-16%, iar lipidele între 16 și 21%.

Nămolul excedentar din decantoarele secundare au o încărcare organică exprimată în CCO-Cncuprinsă între 10.000 + 15.000 mgO<sub>2</sub>/l, iar pH între 6,5 pînă la 7,5.

Din caracterizarea nămolului biologic rezultă o compoziție aptă pentru procesul de fermentare anaerobă, după o îngroșare la cel puțin 2,5% substanță uscată, în care caz bilanțul energetic poate fi pozitiv, disponibilizînd o cantitate de energie în funcție de conținutul de substanță organică și de soluțiile de inginerie a procesului respectiv. Chiar și în cazul unui conținut redus de substanță organică, procedeul anaerob cu recuperare de căldură și reținerea biomasei în sistem are un bilanț energetic pozitiv. Stabilizarea nămolului biologic excedentar prin procedeul aerob este consumator de energie. În cazul unei instalații de fermentare anaerobe energetice este necesar

să se ajungă la un conținut de cel puțin 2,5% substanță uscată. Nămolul excedentar, evacuat din decantoarele secundare a instalațiilor de epurare aerobă, trebuie îngroșat sau filtrat, pentru a fi adus la o umiditate de maximum 97,5%. Producția de biometan, în instalațiile anaerobe la concentrații de cca. 5% substanță uscată, este deosebit de bună ca indicatori tehnico-economici, foarte favorabili în comparație cu orice metodă de producere a energiei așa cum s-a arătat în capitolul anterior.

Metodele cu ajutorul cărora s-au caracterizat nămolurile biologice din instalațiile de epurare aerobă și din dejectiile animaliere, din punct de vedere chimic, sînt prezentate în literatura de specialitate din țara noastră sub formă de CCO-Cr determinat după STAS-ul 6954/64. Conținutul substanței uscate s-a calculat prin diferență s.u. = 100 - u.

Conținutul de substanță volatilă organică s-a determinat prin calcinare în cuptor la temperatura de 600°C pînă la greutate constantă a probei de nămol în prealabil uscată la 105°C.

Pierderea la calcinare exprimată în procente de greutate față de substanța uscată este asimilată cu conținutul de materie organică în primă aproximație și s-a calculat cu relația:

$$S.O.V. = \frac{b - c}{b} \times 100$$

în care:

S.O.V. = substanța organică volatilă;

b = greutatea probei uscate în g;

c = greutatea probei calcinate în g;



Determinarea este o continuare a executării probei pentru determinarea umidității. Conținutul total de substanță minerală s-a determinat prin diferență:

$$S.M. = 100 - S.O.V.$$

Determinarea azotului total și a proteinei brute s-a efectuat cu metoda Kjeldhal, adaptată condițiilor specifice din domeniul epurării apelor.

După obținerea azotului total pentru obținerea proteinei brute se multiplică azotul cu 6,25.

Glucidele s-au determinat după Somogy-Nelson (1) se realizează prin extracție la 60°C în apă distilată. Proteinele sînt precipitate cu o soluție de acid tricloracetic 50%. Extractul se aduce la balon cotat de 100 ml după care se filtrează.

Determinarea zahărului reducător se realizează prin fierberea pe baie de apă timp de 15 minute a 2 ml de extract cu 2 ml soluție Somogy. După fierbere se răcește și se adaugă 2 ml reactiv Nelson, aducîndu-se la volum final de 10 ml cu apă distilată.

Pentru zahărul total se iau 2 ml extract se amestecă cu 1 ml. HCl N/3 și se fierbe pe baia de apă 30 de minute. După răcire se adaugă 1 ml. NaOH N/3 și 2 ml. reactiv Somogy și se fierbe din nou 15 minute. Se răcește și apoi se adaugă 2 ml. reactiv Nelson și se aduce la 10 ml. cu apă distilată.

În paralel cu probele menționate se execută și o probă martor în mod similar, dar care în loc de extract se iau 2 ml. apă distilată.

Probele rezultate se colorimetrează la 595 nm.

Curba etalon se realizează cu soluție de glucoză 0,01% luîndu-se cantități de 0,2 ml; 0,4; 0,6; 0,8... 2 ml.

Substanțele extractibile se calculează după relația:

$$\text{S.E.} = \frac{(A-B) \cdot x \cdot 100}{N} \text{ în grame lipide la 100 grame}$$

substanță uscată

în care:

A = greutatea constantă a balonului cu reziduu în g;

B = greutatea constantă a balonului gol în g;

N = cantitatea de probă folosită la determinarea în g  
substanță uscată

Pr. art.	PROBA	Debit m <sup>3</sup> /zi	Umidi- tate %	Sub- stantă uscată %	Canti- tate sub- stantă uscată kg/zi	Sub- stantă vola- tilă %	CCo-Cr	Fenoli	Formol
1.	Nămol din îngroșător proba I	50	93,10	6,90	3.452	91,05	14736	0,056	3,2
2.	Nămol din îngroșător proba II	50	92,28	7,72	3.860	36,13	3196	0,065	4,5
3.	Nămol biologic din decantorul secundar	200	98,27	1,73	3.452	-	-	-	-
4.	Nămol biologic din decantorul secundar	200	98,07	1,93	3.860	-	--	-	-
5.	Nămol biologic din decantorul secundar	200	99,18	0,92	1.782	90,84	11600	0,075	15,5
6.	Nămol biologic din decantorul secundar	200	99,35	0,65	1.247	94,63	11900	0,304	11,5
7.	Nămol biologic din decantorul secundar	200	99,38	0,62	1.215	92,62	13800	2,8	22,0

Compoziția chimică a nămolului biologic excedentar de la Combinatul Chimic Victoria este corespunzătoare, tabelul VIII.1.2 Mineralizarea se încadrează în limitele admisibile pentru fermentarea anaerobă.

TABELUL VIII.1 .2.

COMPOZITIA CHIMICA A NAMOLULUI BIOLOGIC PRELEVAT DE LA  
COMBINATUL CHIMIC VICTORIA

Nr. crt.	SUBSTANTA	U/M <sup>x)</sup>	METODA DE ANALIZA	P R O B A		
				I	II	III
1.	Sodiu	%	flam fotometric	0,050	0,048	0,070
2.	Potasiu	%	flam fotometric	0,030	0,020	0,040
3.	Calciu	%	colorimetric	0,516	2,447	0,589
4.	Magneziu	%	A.A.S.	0,170	0,854	0,445
5.	Zn <sup>2+</sup>	%	A.A.S.	0,015	0,378	0,036
6.	Cu <sup>2+</sup>	%	A.A.S.	0,006	-	-
7.	Fosfor	%	colorimetric	0,640	0,090	0,967
8.	Sulf	%	gravimetric	0,352	-	-
9.	Fier	%	STAS 8634-70	0,146	-	0,140
10.	Arsen	%	colorimetric	0,002	-	-
11.	Plumb	%	A.A.S.	0,057	-	-
12.	Sulfuri	%	colorimetric	-	0,002	0,002
13.	Cl <sup>-</sup>	%	STAS 8662-70	0,180	0,134	0,556
14.	CO <sub>3</sub> <sup>2-</sup>	%	STAS 3263-61	-	6,90	-
15.	HCO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	%	STAS 3263-61	5,70	5,00	1,70
16.	SO <sub>4</sub> <sup>2-</sup>	%	STAS 3069-61	0,160	0,060	0,120

x) Rezultatele sînt exprimate în procente la suta de substanță uscată la 105°C

În continuare am verificat și caracterizat nămolul excedentă de la instalația de epurare biologică aerobă de pe platforma C.P.Brazi (tabelul VIII.1.3.), de pe platforma C.P.Borzești (tabelul VIII.1.4.), de la Combinatul de Fire și Fibre Săvinești (tabelul VIII.1.5.) precum și caracterizarea miceliilor de la Întreprinderea de Antibiotice Iași (tabelul VIII.1.6.).

TABELUL VIII.1.3.

CARACTERIZAREA NAMOLULUI EXCEDENTAR DE LA D C.P.BRAZI  
DIN DECANTORUL SECUNDAR

Nr. crt.	N A M O L		N E I N G R O S A T		
	CCO-Cr intrare	s.u. g/l	s.o.v. %	pH	T°C
1.	6.680	7,7	59,2	7,8	37°C
2.	6.734	6,8	65,44	7,8	37°C
3.	7.420	7,57	67,1	7,8	37°C
4.	6.672	6,72	63,09	7,4	37°C
5.	9.446	7,8	62,17	7,6	37°C
6.	9.015	9,3	65,05	7,2	36°C
7.	9.254	9,2	63,05	7,4	36°C
8.	7.889	7,87	63,62	7,4	36°C

NAMOL EXCEDENTAR INGROSAT

1.	12.493	13,2	65,9	7,5	37°C
2.	24.637	22,66	69,9	7,5	37°C
3.	34.637	22,65	68,9	7,6	37°C
4.	15.232	14,65	58,11	7,8	37°C
5.	22.800	16,7	55,20	7,8	37°C
6.	22.504	23,8	64,70	7,4	37°C
7.	20.176	21,0	59,40	7,6	37°C
8.	16.684	14,76	72,62	7,4	37°C

TABELUL VIII.1.4.

CARACTERIZAREA NAMIOLULUI EXCEDENTAR DE LA C.P.BORZESTI  
DE LA DECANTORUL SECUNDAR

Nr. crt.	NAMIOL NEINGROSAT				
	CCO-Cr	s.u. g/l	s.o.v. %	pH	T°C
1.	7.680	8,20	62,1	7,1	36°
2.	7.634	8,18	64,3	7,3	36°
3.	7.740	9,20	70,5	7,2	36°
4.	6.670	7,53	62,5	7,5	36°
5.	4.944	6,53	60,4	7,4	36°
6.	8.015	9,54	70,1	7,3	36°
7.	8.215	9,70	69,5	7,5	36°

NAMIOL INGROSAT					
1.	16.262	14,66	68,89	7,4	36°
2.	11.616	10,80	70,2	7,5	36°
3.	17.280	14,66	69,50	7,6	36°
4.	14.788	12,10	71,15	7,8	36°
5.	14.580	12,05	70,06	7,3	36°
6.	20.175	12,8	71,80	7,4	36°
7.	20.800	13,05	70,06	7,3	36°

TABELUL VIII.1.5.

CARACTERIZAREA NAMOLULUI EXCEDENTAR DE LA C.F.S.SAVINESTI

Nr. crt.	CCO-Cr	s.u. g/l	s.o.v. %	pH	T <sup>o</sup> C	OBSERVATII
1.	8.160	9,25	65	7,3	25	Probele au fost prelevate de la decantorul secundar
2.	9.460	11,35	67	7,4	25	
3.	11.140	13,55	68	7,1	25	
4.	10.500	12,00	63	7,3	25	
5.	7,850	8,95	62	7,5	25	
6.	9.780	11,53	63	7,6	25	
7.	8.520	9,80	65	7,8	25	
8.	7.950	9,05	68	7,3	25	

TABELUL VIII.1.6.

CARACTERIZAREA MICELIILOR DE LA INTREPRINDEREA ANTIBIOTICE I A S I

Nr. crt.	CCO-Cr	s.u. g/l	s.o.v. %	pH	t <sup>o</sup> C	OBSERVATII
1.	40.500	55,60	76	6,8	28	Probele au fost prelevate de la vasul de alimentare cu micelii a cuptorului de incinerare micelii de la Intreprinderea de Antibiotice - Iași
2.	46.565	58,20	73	7,0	28	
3.	50.105	60,20	81	6,7	28	
4.	44.560	57,30	76	6,7	28	
5.	60.450	65,35	85	6,8	28	
6.	48.549	55,60	72	6,9	28	
7.	52.800	60,06	79	7,0	28	
8.	55.350	63,40	80	6,8	28	

Așa cum rezultă din analiza tabelelor cu caracterizarea nămolurilor excedentare din instalațiile de epurare aerobă de pe platformele chimice, mineralizarea este mare; cu excepția miceliilor de la I.A.Iași a nămolului de la C.F.Săvinești; dar se încadrează în limitele admisibile de neinhibare cu cationi.

Aceste platforme industriale menționate, cît și cele de la C.P.Solventul, Intreprinderea de Bioproteine Curtea de Argeș, I.M.Calafat, C.P.Pitești, C.P.Teleajen și C.P.Midia oferă posibilități acceptabile de stabilizarea nămolului biologic excedentar prin fermentare anaerobă cu producție de gaze.

Această variantă tehnologică elimină consumul de combustibil pentru incinerarea nămolurilor biologice și asigură în bună măsură energia pentru epurarea biologică aerobă.

Studiile efectuate în continuare vor fi pe nămol biologic excedentar de la epurarea aerobă de la C.P. Brazi și pe dejectii animaliere. Se poate considera că efectuarea cercetărilor pe cele două surse de biomasă reziduală cu proveniență diferită, pot caracteriza în mod reprezentativ fenomenul fermentării anaerobe și oferă date suficiente pentru alegerea soluției tehnologice de proces.

#### VIII.2. Instalație de laborator de concepție proprie pentru caracterizarea fermentării anaerobe a unui nămol biologic excedentar

Pentru determinarea condițiilor de fermentare anaerobă și a influenței diverșilor parametri asupra procesului s-a construit o instalație originală, care a permis verificarea în laborator a fenomenului pe diverse nămoluri biologice inclusiv pe dejectii animaliere. Concepția instalației are în vedere utilizarea tuturor resurselor procesului de fermentare anaerobă, încă din cercetarea de laborator, fig.VIII.2.

Instalația se compune dintr-un vas de fermentare la presiune variabilă poziția 1, poziția 2 un vas superior de fermentare, sistem de prindere a gazului produs, pozițiile 6; 11; 12 precum și anexe pentru alimentare, evacuare, egalare presiune 3; 8; 5.

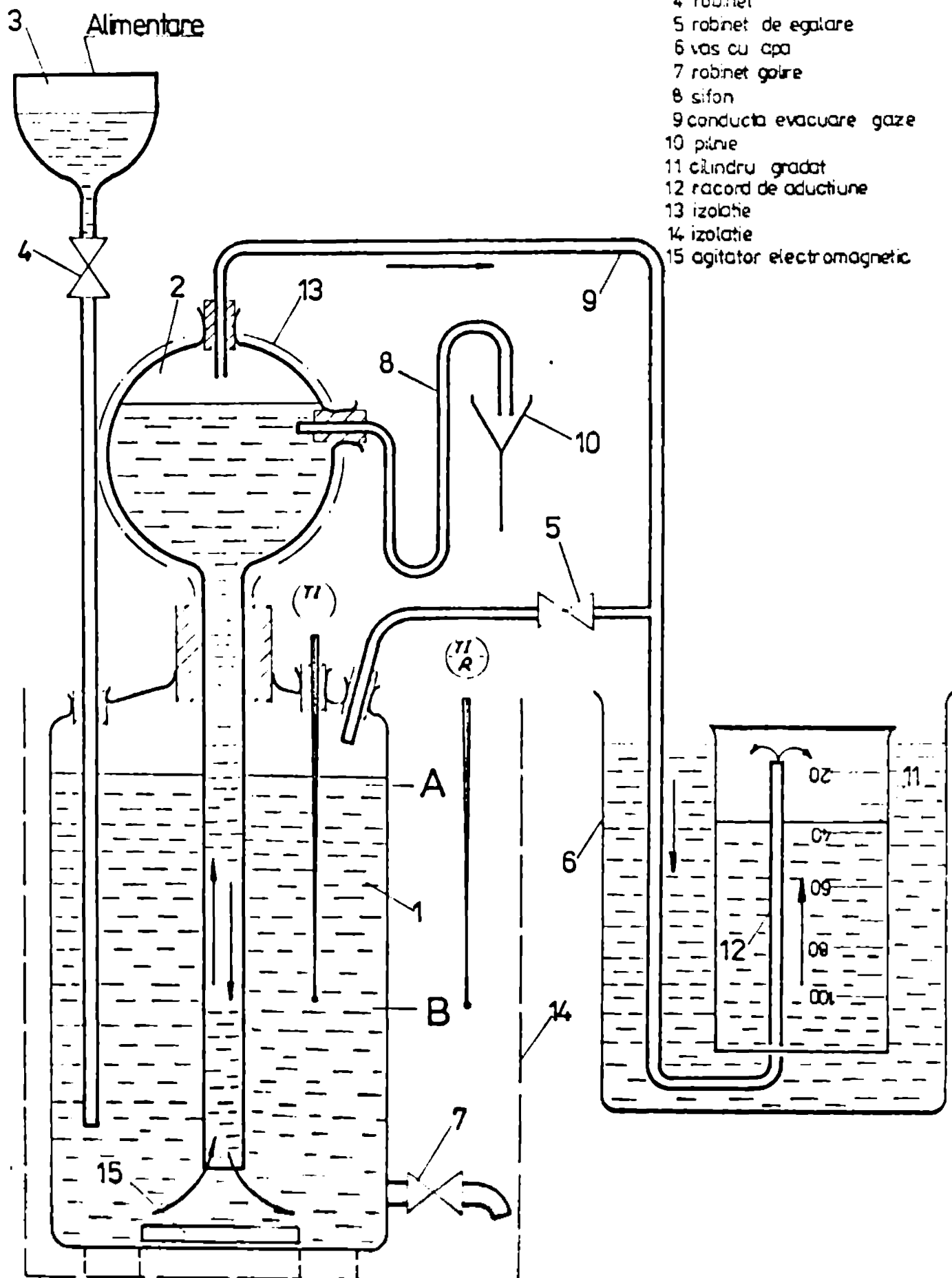


FIG. VIII.2

INSTALATIE DE LABORATOR PENTRU CARACTERIZAREA FERMENTARII ANAEROBE A UNUI NAMOL BIOLOGIC EXCEDENTAR.

LEGENDA:

- 1 vas fermentare
- 2 vas superior fermentare
- 3 pîne alimentare
- 4 robinet
- 5 robinet de egalare
- 6 vas cu apa
- 7 robinet golire
- 8 sifon
- 9 conducta evacuare gaze
- 10 pînie
- 11 cilindru gradat
- 12 racord de aductiune
- 13 izolatîe
- 14 izolatîe
- 15 agitator electromagnetic



Vasul inferior de fermentare la presiune variabilă este montat într-o baie de apă termostată 14. Vasul superior este izolat cu o țesătură de asbest cu posibilități de demontare. Sistemul de prindere a gazului este alcătuit dintr-un vas cu apă în care se introduce un cilindru gradat de 500 cm<sup>3</sup>, montat cu gura în jos, în care intră un tub de aducțiune gaz cu diametru de 8 mm. La inițiere, atât vasul 1, 2, cât și vasul 6, 11, 14 sînt pline. Primele două au nămol activ, restul apă.

Robinetele 5 și 7 sînt închise. În momentul umplerii în vasul 1 se alimentează 50 cm<sup>3</sup> de dejectii de animale rumegetoare. Inițial se ia pH-ul, se stabilesc concentrațiile în substanță uscată și organică, conținutul amestecului în cationii: Na<sup>+</sup>, K<sup>+</sup>, NH<sub>4</sub><sup>+</sup>, Ca<sup>2+</sup>, Mg<sup>2+</sup>, Zn<sup>2+</sup>, Cu<sup>+</sup>, Fe<sup>2+</sup> și anionii Cl<sup>-</sup> și SO<sub>4</sub><sup>2-</sup>. Se termostatează amestecul la 35°C și se urmărește instalarea. În condiții normale după 5-6 zile se poate observa prezența gazelor în cilindrul gradat (11), iar instalația începe să deverseze lent prin sistemul de evacuare poziția 3.

După aproximativ încă două zile nivelul din vasul 1 scade pînă la cota A, cînd se face o egalare de presiune între vasul 1 și 2 prin deschiderea robinetului 5. Conținutul din vasul 2 cade în vasul 1 și se amestecă, după 2 minute nivelele din cele două vase, se stabilizează și se închide robinetul 5. Se măsoară biogazul produs prin ridicarea cilindrului 1,1, astfel încît nivelul apei din cilindru și din vasul 1,2 să fie identic și se citește volumul obținut pe gradăția cilindrului.

Operația se repetă din 4 în 4 ore, cînd se alimentează cu nămol, caracterizat în prealabil. Cantitatea alimentată este identică cu cea care s-a evacuat de la nivelul A pînă în B și se efectuează după egalarea presiunilor prin deschiderea robinetului 5, între vasele 1 și 2.

Operațiunea se reia, iar instalația se consideră amorosată și se poate trece la verificarea influenței diversilor parametri asupra procesului de fermentare anaerobă.

La început s-a încercat o agitare electromagnetică cu elementul de agitare 15. După amorsare și egalări de presiune din 4 în 4 ore, s-a constatat că dacă se întrerupe agitarea electromagnetică și rămîne numai amestecarea periodică, prin căderea fluidului din compartimentul superior în cel inferior, în aceleași condiții de lucru, nu se modifică substanțial în timp compoziția și producția de biometan.

Această operație după cum se va vedea la instalațiile experimentale și la modulul industrial aduc una din cele mai importante noutăți în acest proces.

Eliminarea amestecării mecanice prin utilizarea puterii de generare a biomasei modificând echilibrul hidraulic dintre cele două vase de fermentare și apoi restabilind echilibrul hidraulic, asigură o amestecare dintre cele mai potrivite pentru coloniile bacteriene de fermentare anaerobă.

Raportul volumelor vaselor 2 și 1, ca urmare a necesității de amestecare, strâns legat de debitul de gaz generat s-a stabilit la un raport de la 1 la 5. În acest caz se poate realiza o amestecare corespunzătoare prin căderea biomasei din vasul 2 în 1, Această operație se poate efectua de 6 ori în 24 de ore, la producția de gaz corespunzătoare unei încărcări masice de cca 4 kg substanță organică pe  $m^3$  de fermentator, lucrând la temperatura de  $+35^{\circ}C$ .

După o perioadă mai lungă de lucru s-a revenit la agitarea mecanică cu intenția de a verifica în condiții de stabilitate mai mare a procesului, influența transferului de moment asupra conversiei și productivității procedurii. Rezultatele au fost ne semnificative. În urma acestor verificări s-a constatat că debitul de gaze este mai uniform în cazul amestecării mecanice, dar cantitatea de gaze a rămas practic aceeași.

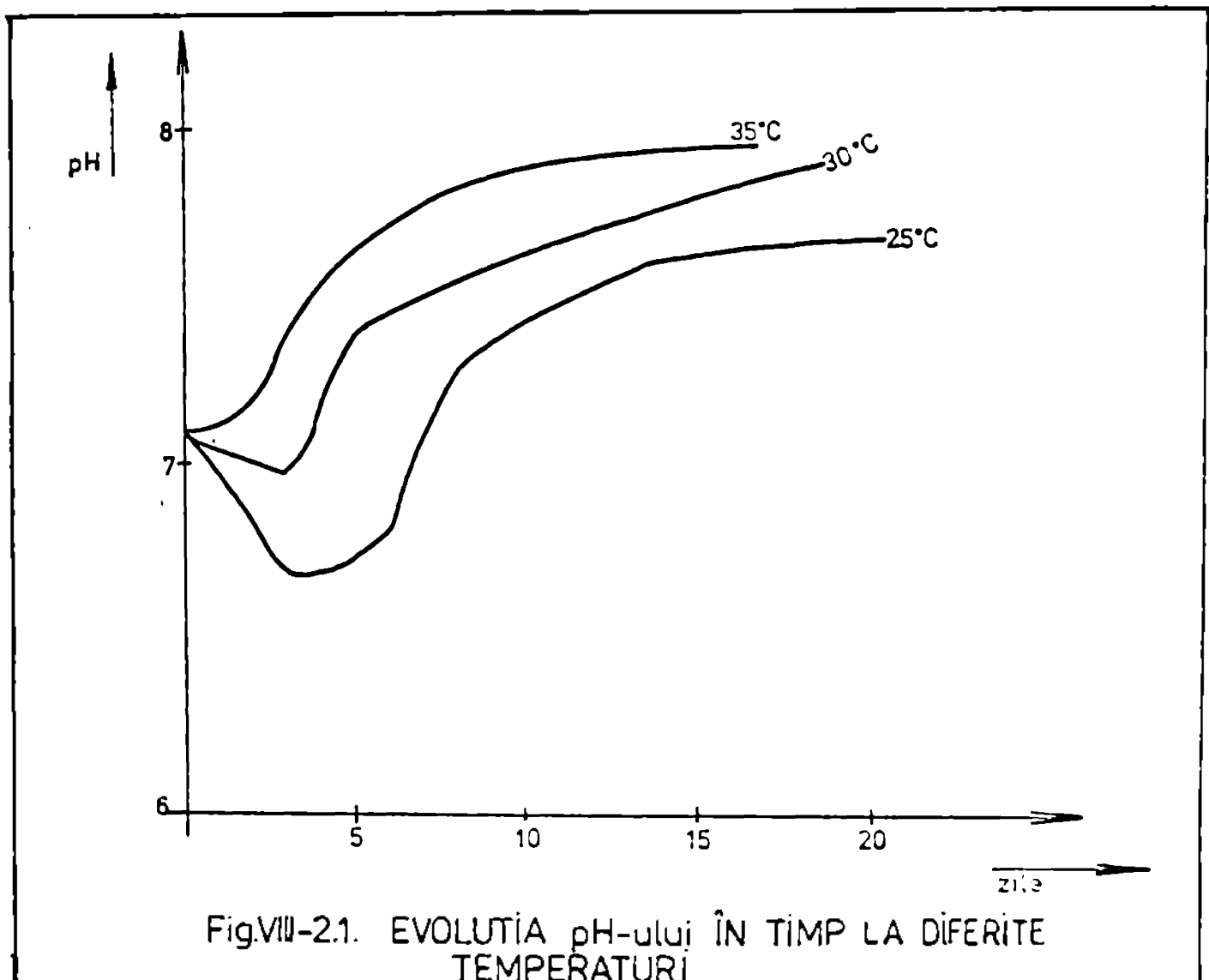
Aceste rezultate ne-au condus la renunțarea amestecării mecanice și adoptarea amestecării numai prin denivelare hidraulică, prin presiunea gazului generat și restabilirea nivelurilor prin scăparea gazului din compartimentul inferior spre gazometru, sau vas de prindere gaze.

Tehnica de lucru din laborator constituie de fapt embrionul tehnologiei industriale, plecând de la conceptul utilizării fenomenului de generare a biometanului din biomasa în fermentare, ca factor motor al procesului prin transformarea energiei statice cumulată, în energie dinamică periodică. Cu alte cuvinte energia cumulată prin generare de biogaz este folosită în proces ca transfer periodic de moment. În general procesul de fermentare anaerobă este un fenomen complex caracterizat prin fenomene de transfer

de masă, transfer termic și transfer de moment, fenomene ce se influențează reciproc în funcție de varianta tehnologică și ingineria procesului respectiv.

În perioada de amorsare a procesului de fermentare au fost urmăriti succesiv la aceeași alimentare, respectiv același timp de retenție hidraulică, influența temperaturii, variația pH-ului, concentrația în substanță organică biodegradabilă, natura substanței organice, agitarea și decantarea biomasei în fermentator.

În cazul fermentării nămolului biologic, după îngroșător, din stația de epurare de la C.P.Brazi s-au putut distinge în perioada de amorsare o perioadă relativ scurtă de scădere a pH-ului de la 7,1 la 6,7 după care a urmat din nou o creștere pînă la valori de 7,6. Experimentul a fost efectuat la +35°C apoi la +30°C și în final la +25°C. Variația pH-ului a fost mai evidentă la temperatura de + 25°C.



Din figura VIII.2.1. rezultă că faza acidogenă a procesului de fermentare anaerobă se instalează aproape concomitent cu faza metanogenă și că aceasta nu poate fi evidențiată decât la amorsare, sau în cazurile de dezamorsare ale procesului ca urmare a creșterii alimentării, respectiv evacuării. În aceste cazuri viteza de creștere a biocenozei în raport cu pierderile florei bacteriene în efluent devine subunitară și procesul se dezamorsează. O bună reținere a florei bacteriene în fermentatorul anaerob poate asigura o mai mare stabilitate a procesului, permițând totodată o scurtare a timpului de retenție hidraulică. Acest lucru permite o creștere a alimentării și deci o ridicare a producției de gaze pe  $m^3$  de fermentator respectiv o mărire a producției zilnice a instalației.

Unul din cei mai importanți parametri în procesul de fermentare anaerobă este temperatura. Din studiile efectuate pe nămol biologic, suc de carne, grăsimi, sau hidrați de carbon din ape reziduale de la prelucrarea sfeclei s-a constatat că efectul cel mai important al creșterii temperaturii este la nămolul proteic și sucul de carne.

Pentru exemplificare s-au luat 10 l soluție apoasă cu 3% zaharuri de la prelucrarea sfeclei de zahăr. S-a însemnățat și s-a supus procesului de anaerobioză. Am continuat cercetările pe suc de carne, apoi pe emulsie de grăsimi și pe nămol biologic proteic. Așa cum se poate vedea în figura VIII.2.2. efectul cel mai important al temperaturii este asupra fermentării anaerobe a nămolului și a sucului de carne. Timpul de retenție hidraulică a fost ținut constant la 15 zile.

Din figură rezultă că la  $20^{\circ}C$  hidrații de carbon pot fi transformați în proporție de 68%, emulsiile de grăsimi în proporție de 58%, sucul de carne se transformă 45%, iar nămolul biologic se transformă abia în proporție de 42%.

Stabilirea temperaturii optime este funcție de natura și concentrația supernatantului și cel mai corect se poate determina direct pe instalația de producție.

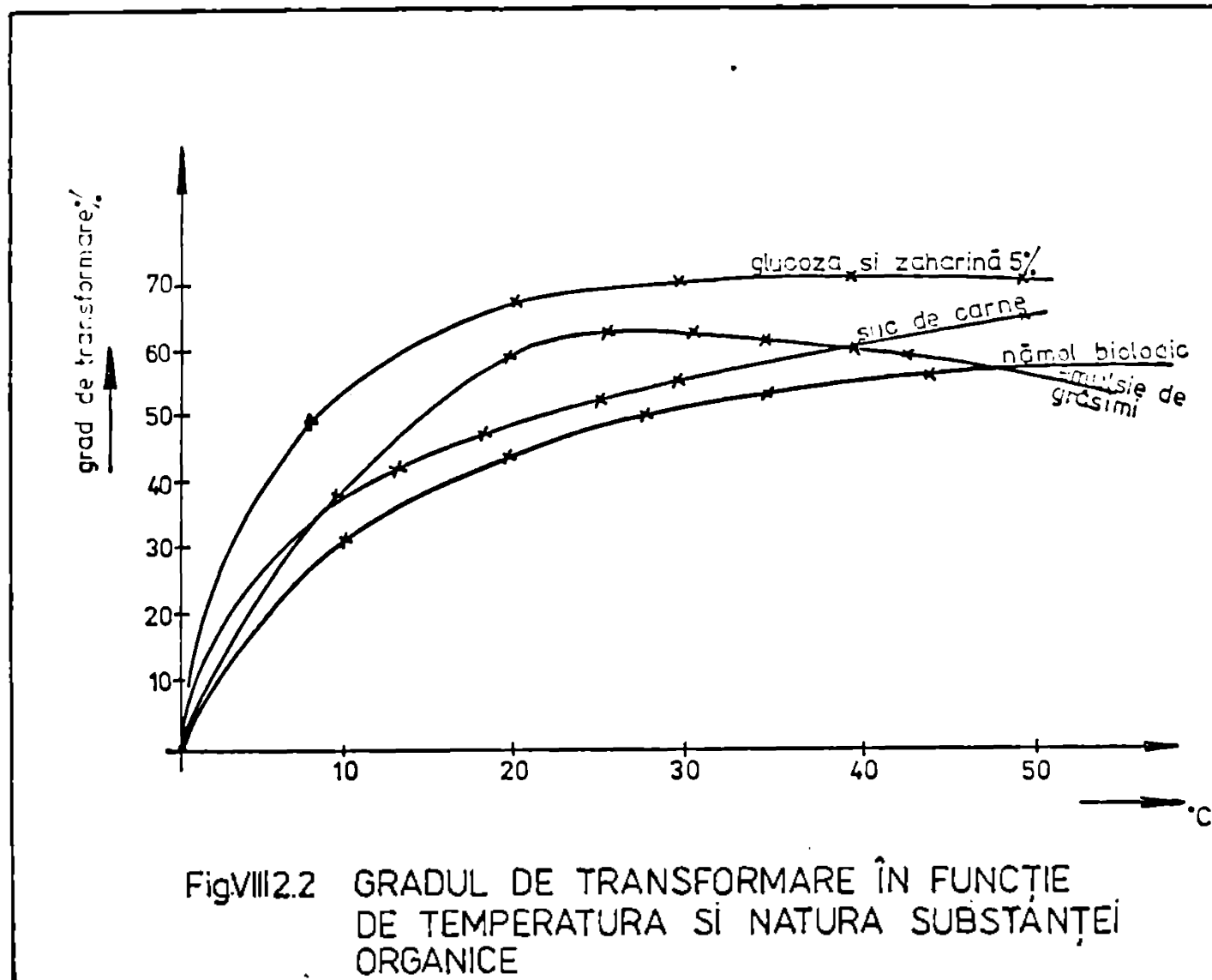


Fig VIII 2.2 GRADUL DE TRANSFORMARE ÎN FUNCȚIE DE TEMPERATURA ȘI NATURA SUBSTANȚEI ORGANICE

Deci în cazul nămolurilor biologice care au un procent mare 30-40% proteine se recomandă funcționarea fermentării anaerobe mezofile spre limita superioară, adică între 37°C și 42°C, pentru a avea același grad de transformare a fermentării apelor încărcate cu hidrați de carbon, care decurge cel mai bine între 32-35°C. În cazul dejecțiilor animaliere deși predomină hidrații de carbon și lipidele, din pricina celulozei și a cheratinii din păr, procesul trebuie condus de asemenea la limita superioară a fermentării mezofile 37-42°C.

Din producția de biometan s-a scăzut procentul de vapori de apă, care este la saturație în gaz la temperatura de lucru.

Nu s-au efectuat teste de producție pe materiale celulozice, cheratină și lignină. S-au executat probe calitative pe paie tocate și s-a constatat că în timp relativ lung, peste 16 zile, până la 40 zile, la 32°C în mediu amorsat anaerob se distrug prin hidroliză enzimatică și apoi prin metanogeneză în biometan. Pentru părul de animale de asemenea nu s-au efectuat teste de biodegradare anaerobă în timp.

În procesele de fermentare verificate la temperaturile menționate, pH-ul n-a depășit valoarea de 7,4 ÷ 7,5 care s-a menținut relativ constant.

Concentrația în substanță organică a fost de asemenea un factor studiat, parametru destul de important pentru dimensionarea fermentatorului. În cadrul acestor teste a fost analizată situația fazelor din mediu și importanța ei în proces.

Pentru o utilizare practică a rezultatelor, s-a procedat la efectuarea de teste pe nămol biologic excedentar de la Combinatul Chimic Victoria. Cercetările s-au efectuat cu nămol biologic din îngroșător care are 1,35% substanță uscată (tabelul VIII.1.).

Analiza ionică a nămolului este redată în tabelul VIII.1.2. Încărcarea organică a nămolului biologic excedentar în CCO-Cr și compoziția în principalii impurificatori organici se pot urmări tot în tabelul VIII.1. Compoziția în proteină, glucide și lipide din substanța uscată a fost următoarea :

Tabelul nr.VIII.2.

Nr. probei	% N <sub>2</sub> în substanță uscată	Proteină brută % gr. în substanță uscată	Glucide % gr. în substanță uscată	Lipide % gr. în substanță uscată
1	7,42	46,39	10,25	4,95
2	2,49	15,59	8,60	5,79
3	7,30	55,66	12,30	12,79
4	7,48	46,74	15,40	19,34
5	8,20	45,30	10,40	16,32

Acest nămol, deși cu o cantitate mică de substanță uscată și care variază conform analizelor are o compoziție chimică care se încadrează în limitele prevăzute de literatură pentru fermentarea anaerobă.

Conținutul de substanță organică față de substanța uscată este în medie de 81,78% în greutate, semnăind un nămol activ bun, cu o compoziție biochimică satisfăcătoare, pentru a fi supus digestiei anaerobe. Nu s-a procedat la îngroșarea acestuia. În practică la C.Ch. Victoria îngroșarea se face cu nămol chimic, care deși mărește procentul de substanță uscată (s.u.) încarcă nămolul cu substanțe minerale (săruri ale acidului sulfuric și azotic de Na, Ca, Mg, Zn, Fe, etc.), care afectează procesul de fermentare anaerobă pînă la întrerupere.

Nămolul excedentar după decantorul secundar a avut o încărcare organică exprimată în CCO-Cr, cuprinsă între 11600 și 13.800 mgO<sub>2</sub>/l (tabelul VIII.1.), pH-ul este cuprins între 6,5 - 7,2. În nămol predomină îngrămădiri de bacterii formînd flocoane, în general mici, dar foarte numeroase și cu o dezvoltare moderată a bacteriilor filamentoase. Microfauna este rară (ciliate libere, ciliate fixe și rotiferi), dar foarte activă.

Instalația experimentală după testările anterioare a fost golită, curățită și pregătită pentru amorsare cu nămol biologic de la C.Ch. Victoria, adăugîndu-se și un inocul din dejecții de rumegătoare în raport de 1 : 3.

În acest caz amorsarea s-a făcut după 15 zile la temperatura de 32°C.

La început debitul de alimentare a fost mai mic, corespunzător unui timp de retenție de 23 zile, apoi s-a mărit treptat cantitatea de influent pînă la TRH de 7,6 zile.

Pentru a evita șocurile la încărcare, alimentarea fermentatorului s-a făcut zilnic de 4 ori prin pîlnia de alimentare. Pînă la stabilirea funcționării normale s-a folosit și agitatorul electromagnetic, deoarece cantitatea de gaz generată folosită pentru autoamestecare era prea mică.

Temperatura s-a menținut constantă prin termostatare la 32-35°C, iar alimentarea s-a efectuat la 23-24°C, pH-ul a rămas constant între 7 și 7,6 fără să fie corectat pe tot parcursul testărilor. Au fost efectuate zilnic analize ale nămolului de fermentare.



Au fost efectuate teste privind gradul de fermentare, umiditatea influentului și efluentului, pH-ul la intrare și ieșire, cantitatea de gaz și compoziția sa. În acest mod s-au urmărit următorii parametri necesari dimensionării fermentatorului industrial, aleși și prestabiliți în această lucrare astfel :

$$1) \quad TRH = \frac{V_F}{V_A} \text{ zile}$$

în care :

$V_F$  = volumul fermentatorului în  $m^3$  ;

$V_A$  = volumul alimentat în  $m^3$  pe zi ;

TRH = timpul de retenție hidraulică

$$2) \quad S.u_i = \frac{V_A \times s.u.}{100} \text{ kf/zi}$$

în care :

s.u. = substanța uscată în % g în biomasa alimentată

$S.u_i$  = substanța uscată alimentată zilnic

$$3) \quad S.O_i = \frac{V_A \times s.u. \times s.o.}{100 \times 100} \text{ kg/zi}$$

în care :

s.o. = substanța organică volatilă % g din s.u. ;

$S.O_i$  = substanță organică alimentată zilnic.

$$4) \quad I_{SO} = \frac{V_A \times s.u. \times s.o.}{100 \times 100 \times V} \text{ kg/m}^3 \text{ zi}$$

în care :

$I_{SO}$  = încărcarea organică specifică în kilograme pe zi și  $m^3$  fermentator, denumită și "încărcare masică"

$$5) \quad M_i = S_{ui} - S_{oi} \text{ kg/zi}$$

în care :

$M_i$  = substanța minerală introdusă zilnic în fermentator kg/zi

$$6) \quad GM = \frac{(s.o_i \times M_e) - (s.o_e \times M_i)}{s.o_i \times M_e} \times 100 \%$$

în care :

$G_M$  = grad de mineralizare sau de îndepărtare a substanței organice sau randamentul de epurare anaerobă în % ;

$M_i$  = substanță minerală la intrare % ;

$M_e$  = mineralizare la ieșire - % ;

s.o.e. = substanța organică la evacuare - % ;

s.o.i. = substanța organică la intrare - %-

$$7) \quad ST = \frac{S.O_i \times G_M}{100} \text{ kg/zi}$$

în care :

ST = substanță organică transformată zilnic, sau substanța organică digerată

$$8) \quad P_{sp} = \frac{P_{zi}}{S.O_i} \text{ m}^3/\text{kg S.O.zi}$$

în care :

$P_{sp}$  = producția specifică de gaz raportată la cantitatea de substanță organică introdusă ;

$P_{zi}$  = producția pe zi de biometan realizată zilnic în  $\text{m}^3$

Cercetări asupra fermentării anaerobe a nămolului biologic la un timp de retenție (TRH) de 7,6 zile.

Așa cum a fost descrisă instalația de laborator, după amorsare, la volumul total al instalației de 8,5 l total, respectiv 7,6 l utili, s-a alimentat zilnic cu un litru nămol biologic excedentar, în patru reprize a câte 250 cc la interval de 6 ore. În timpul nopții instalația nu a fost alimentată, rămânând doar pe termostat și agitare fără supraveghere. Analiza nămolului alimentat pe zile este redată în tabelul VIII.3.

Nămolul a fost prelevat din decantorul secundar al instalației de epurare biologică de la Combinatul Chimic Victoria. Celelalte caracteristici se găsesc în tabelele VIII.1, VIII.1.2. și VIII.2.

Caracteristicile influentului și a producției zilnice a fermentării anaerobe la TRH 7,6 zile sînt redată în tabelul VIII.4.

Tabelul VIII.3.

Nr. crt.	Ziua	Temp. °C	CCO-Cr mgO <sub>2</sub> /l	Substanță uscată % din nămol umed	Substanță minerală % din nămol uscat	Substanță organică % din substanță uscată
1	I	25	11.000	0,9	6,85	93,65
2	II	23	11.250	1,00	6,40	93,60
3	III	23	11.250	1,00	6,40	93,60
4	IV	23	10.500	0,84	6,93	93,07
5	V	23	10.500	0,84	6,93	93,07
6	VI	23	10.500	0,84	6,93	93,07
7	VII	23	10.800	0,94	9,63	90,37
8	VIII	24	10.800	0,94	9,63	90,37
9	IX	23	10,800	0,94	9,63	90,37
10	X	23	10.800	0,94	9,63	90,37

Tabelul VIII.4.

Nr. crt.	Substanță uscată Su <sub>i</sub> kg/zi	Substanță organică So <sub>i</sub> kg/zi	Incărca-rea or-ganică Iso kg/m <sup>3</sup> zi	Producția de biogaz l/zi	Producția specifică Psp m <sup>3</sup> /kg s.o zi
1	0,0009	0,0083	1,09	2,660	0,318
2	0,01	0,0093	1,22	3,510	0,295
3	0,01	0,0093	1,22	3,510	0,295
4	0,0084	0,0078	1,01	1,985	0,254
5	0,0084	0,0078	1,001	1,765	0,226
6	0,0089	0,0081	1,06	2,715	0,334
7	0,0089	0,0081	1,06	2,500	0,317
8	0,0089	0,0081	1,06	2,365	0,291
9	0,0089	0,0081	1,06	2,800	0,303
10	0,0089	0,0081	1,06	2,365	0,290
MEDIA	0,009	0,0081	1,08	2,600	0,292

Variația producției de biometan pe kg de substanță organică și zi a fost de 1,10 %.

Parametrii și rezultatele zilnice ale procesului de fermentare anaerobă a nămolului biologic la un timp de re-tenție (TRH) de 7,6 zile se pot urmări în tabelul VIII.5.

Tablelul VIII.5

Nr. crt.	DETERMINAREA	Z I U A D E T E R M I N A R I I												
		I	II	III	IV	V	VI	VII	VIII	IX	X			
1.	Temperatura °C	32	32	32	34	32	32	32	32	32	32	32	32	32
2.	pH	7,3	7,7	7,7	7,6	7,2	7,2	7,2	7,2	7,2	7,2	7,0	7,0	7,0
3.	CCO <sub>2</sub> mgO <sub>2</sub> /l după fermentare	600	880	720	680	600	580	560	520	500	500	500	500	500
4.	Substanță uscată % g, după fermentare	0,23	0,26	0,27	0,30	0,10	0,32	0,23	0,25	0,13	0,29			
5.	Substanță minerală % g în substanța uscată evacuată	16,13	14,65	17,03	20,62	22,68	35,83	35,80	36,20	36,00	36,20			
6.	Substanță organică % g din substanța uscată	83,87	85,35	82,96	79,38	77,82	64,17	64,20	63,80	64,00	63,80			
7.	Azotul nitric	urme	urme	lipsă	lipsă	lipsă	lipsă	lipsă	lipsă	lipsă	lipsă			
8.	Azot amoniacal mg/l	7,72	-	3,02	2,75	1,05	4,31	4,15	2,11	2,64	1,58			
9.	Fosfați mg/l	110	90,6	90,6	40,3	30,6	30,4	10,2	20,75	10,85	6,6			
10.	Substanță în suspensie	prin decantare este = 22,85 cm <sup>3</sup> /g/l în 2 h												

Cercetări asupra fermentării anaerobe a nămolului biologic la un timp de retenție (TRH) de 10 zile

Volumul util al instalației este de 7,6 l pentru respectarea timpului de contact de 10 zile, alimentarea s-a efectuat cu 0,75 l în patru reprize a câte 0,19 l, sau 190 cm<sup>3</sup>. Nămolul biologic alimentat a avut între 1,06 și 1,31% substanță uscată, față de nămolul umed și 81,60 - 93,28 % în greutate substanță organică din substanța uscată.

Încărcarea organică masică medie pe zi a fost de 1,1 - 1,2 kg s.o./m<sup>3</sup>, iar producția medie de gaz a fost de 0,202 m<sup>3</sup>/kg s.o. Coeficientul de variație al producției de biometan a fost de 2,36%.

Din acest experiment s-a constatat că producția de biogaz crește treptat pe parcursul perioadei, atingând un maxim în ziua a 10-a. Psp = 0,464 m<sup>3</sup>=kg s.o., în timp ce încărcarea organică masică s-a menținut practic constantă între 1,1 și 1,3 kg/m<sup>3</sup> zi. pH-ul soluției inițial a fost mai ridicat ca după două zile să scadă la 7,6 și în final la 7,2.

Grădul de mineralizare a fost de 75,23%.

Caracteristicile efluentului în ceea ce privește încărcarea în nitrați, fosfați este ușor crescută față de cea a efluentului la un TRH 7,6 zile, în timp ce materiile în suspensie sînt mai scăzute, ajungînd la 18,8 cm<sup>3</sup>/l în 24 de ore.

Compoziția biochimică a nămolului prelevat a fost cea din tabelul VIII.1. și VIII.2.

Caracteristicile nămolului și producția de biogaz la TRH de 10 zile este prezentată în tabelul VIII.6.

Caracteristicile efluentului și a parametrilor de lucru la un TRH de 10 zile sînt cuprinse în tabelul VIII.7.

Nămolul de alimentare a avut aproximativ aceeași compoziție chimică și biochimică cu cel utilizat în experimentele cu TRH de 7,6 zile.

Tabelul VIII.6

ZIUA	S.U.alimen- tată în kg/zi	S.O.alimen- tată în kg/zi	Incărcarea organică <sub>3</sub> Iso kg/m <sup>3</sup> / zi	Producția de biogaz l/zi	Producția specifică Psp m <sup>3</sup> /kg s.o.zi
1	0,0088	0,0077	1,07	3,08	0,250
2	0,0088	0,0077	1,07	3,10	0,350
3	0,0080	0,0075	1,15	3,02	0,280
4	0,0099	0,0080	1,15	3,12	0,390
5	0,0090	0,0076	1,15	3,10	0,400
6	0,0096	0,0083	1,15	3,32	0,400
7	0,0090	0,0078	1,15	3,22	0,420
8	0,0100	0,0082	1,30	3,29	0,450
9	0,0109	0,0083	1,30	3,36	0,465
10	0,0109	0,0083	1,30	3,40	0,464

Cercetări asupra fermentării anaerobe a nămolului  
biologic la TRH de 15 zile

În aceste cercetări s-a procedat la îngroșarea nămolului pînă la 2,5 %g. substanță uscată din nămolul umed. Îngroșarea s-a efectuat prin sedimentare repetată urmată de decantări.

La încărcarea organică masică medie de 1,53 kg s.o./m<sup>3</sup> fermentator se obține o producție medie de biometan de 0,698 m<sup>3</sup>/kg s.o. zi, coeficientul de variație medie a producției de gaz a fost de 16,8%. Din lucrările efectuate a reușit o creștere treptată a producției de biometan, care a atins valoarea maximă de 0,690 m<sup>3</sup>/kg s.o. în ziua a zecea de fermentare, după care rămîne constantă. pH-ul s-a menținut la valoarea de 7,2 după a cincea zi, gradul de mineralizare mediu a fost de 73,9%.

Caracteristicile nămolului de alimentare la TRH 15 zile și încărcarea cu substanță organică de 1,53 kg/m<sup>3</sup> sînt redată în tabelul VIII.8, iar compoziția chimică, biochimică și conținutul principalilor impurificatori sînt redată în tabelele cu caracteristicile nămolului de la C.Ch.Victoria din decantorul secundar. Debitul pe zi a fost de 0,5 l alimentat în 4 reprize cîte 125 cm<sup>3</sup>.

Tabelul VIII.7

Nr. crt.	DETERMINAREA	ZIUA DETERMINARII											
		I	II	III	IV	V	VI	VII	VIII	IX	X		
1.	Temperatura °C	22	32	32	32	32	32	32	32	32	32	32	33
2.	pH-ul	7,9	7,8	7,6	7,4	7,4	7,4	7,2	7,3	7,2	7,2	7,2	7,0
3.	CCO <sub>2</sub> mg/l	844,6	300	741,6	628,6	600	500	530	520	460	460	460	480
4.	Substanță uscată & din substanța umedă	0,15	0,15	0,55	0,18	0,21	efluent limpede						0,28
5.	Substanță minerală & g din substanța uscată	15,20	24,75	16,70	26,90	-	-	-	-	33,0	33,0	33,0	37,36
6.	Substanță organică & g din substanța uscată	84,80	75,25	83,30	73,10	70,76	-	-	-	67,0	67,0	67,0	62,64
7.	Azot amoniacal mg/l	3,26	3,26	3,11	2,51	2,22	1,83	1,98	1,92	1,92	1,92	1,92	1,92
8.	Fosfați mg/l	100,1	60,8	40,3	30,1	30,7	22,0	20,65	20,65	20,80	20,80	20,80	20,80
9.	Materialale în suspensie	Valoarea medie = 18,8 cm <sup>3</sup> /g/l în 24 de ore											

Tabelul VIII.8

ZIUA	pH	T <sup>o</sup> C	CCO-Cr mgO <sub>2</sub> /l	Substanță uscata %g pe nămol umed	Substanță minerală % g.s.u.	Substanță organică % g.s.o.
I	6,69	23	16.600	2,50	5,70	94,30
II	6,69	23	16.600	2,50	5,70	94,30
III	6,69	23	16.680	2,50	5,70	94,30
IV	6,69	23	16,500	2,50	5,70	94,30
V	6,69	23	16.600	2,50	5,70	94,30
VI	6,69	22	16.600	2,50	5,70	94,30
VII	6,60	23	16.600	2,50	5,70	94,30
VIII	6,60	23	16.630	2,50	5,70	94,30
IX	6,60	23	16.680	2,50	5,70	94,30
X	6,60	23	16.600	2,50	5,70	94,30

Parametrii la care s-a efectuat experimentul la TRH de 15 zile și încărcarea masică de 1,53 s.o./m<sup>3</sup> zi, sînt redați în tabelul următor :

Tabelul VIII.9

ZIUA	Substanță uscata a- limentată în instala- ție kg/zi	Substanță organică alimenta- tă în instala- ție s.o. kg/zi	Încărcare I.s.o. kg/m <sup>3</sup>	Producția de gaz/zi	Producția specifică de gaz Psp - m <sup>3</sup> / kg s.o. zi
I	0,0125	0,0118	1,53	6,917	0,589
II	0,0125	0,0118	1,53	6,840	0,581
III	0,0125	0,0118	1,53	7,660	0,651
IV	0,0125	0,0118	1,53	7,066	0,600
V	0,0125	0,0118	1,53	8,333	0,666
VI	0,0125	0,0118	1,53	7,966	0,677
VII	0,0125	0,0118	1,53	8,142	0,690
VIII	0,0125	0,0118	1,53	8,142	0,690
IX	0,0125	0,0118	1,53	7,186	0,609
X	0,0125	0,0118	1,53	8,142	0,690

Caracteristicile efluentului în urma fermentării anaerobe la un TRH de 15 zile și o încărcare masică de 1,53 kg/m<sup>3</sup>/zi sînt redată în tabelul VIII.10.



Tabelul VIII.10

Nr. crt.	D E T E R M I N A R I I									
	I	II	III	IV	V	VI	VII	VIII	IX	X
1. Temperatura °C	33	32	32	32	32	32	32	32	32	32
2. pH-ul	7,7	7,6	7,4	7,2	7,2	7,2	7,2	7,2	7,2	7,2
3. COO-Cr	1200	1000	870	840	920	810	720	530	580	580
4. Substanță uscată % din substanță umedă	0,6	0,2	0,25	0,68	0,28	0,39	0,43	0,30	0,20	0,20
5. Substanță minerală % g substanță us- cată	12,8	11,30	15,26	18,50	19,30	19,70	23,00	23,30	29,0	29,3
6. Substanță volatilă % g substanță us- cată	67,2	67,0	64,74	61,50	60,70	60,30	57,0	51,7	51,00	50,7
7. Azot amoniacal mg/l	2,80	2,95	2,75	3,60	4,20	4,10	5,00	6,80	7,20	7,20
8. Fosfați mg/l	14,8	14,8	14,5	17,6	17,2	19,4	20,0	16,5	17,0	10
9. Suspensii	Valoarea medie = 32,5 cm <sup>3</sup> /l în 2 ore									

Tabelul VIII.10

ZIUA	pH	T <sup>o</sup> C	CCO-Cr mgO <sub>2</sub> /l	Substanță uscata % g nămol	Substanță minerală % g s.u.	Substanță organică % g s.u.
1	6,5	23	14.700	2,37	8,26	91,74
2	6,5	23	14.700	2,37	8,26	91,74
3	6,5	23	14.650	2,37	8,26	91,74
4	6,5	22	14.600	2,37	8,26	91,74
5	6,5	22	14.700	2,37	8,26	91,74
6	6,5	22	14.750	2,37	8,26	91,74
7	6,5	22	14.700	2,37	8,26	91,74
8	6,5	22	14.720	2,37	8,26	91,74
9	6,5	22	14.700	2,37	8,26	91,74
10	6,5	22	14.700	2,37	8,26	91,74

Compoziția chimică, biochimică și conținutul principalilor impurificatori sînt cei din nămolul de la C.Ch.Victoria redați în tabelele anterioare.

Rezultatele pe zile a experimentului efectuat se pot urmări în tabelul următor :

Tabelul VIII.11

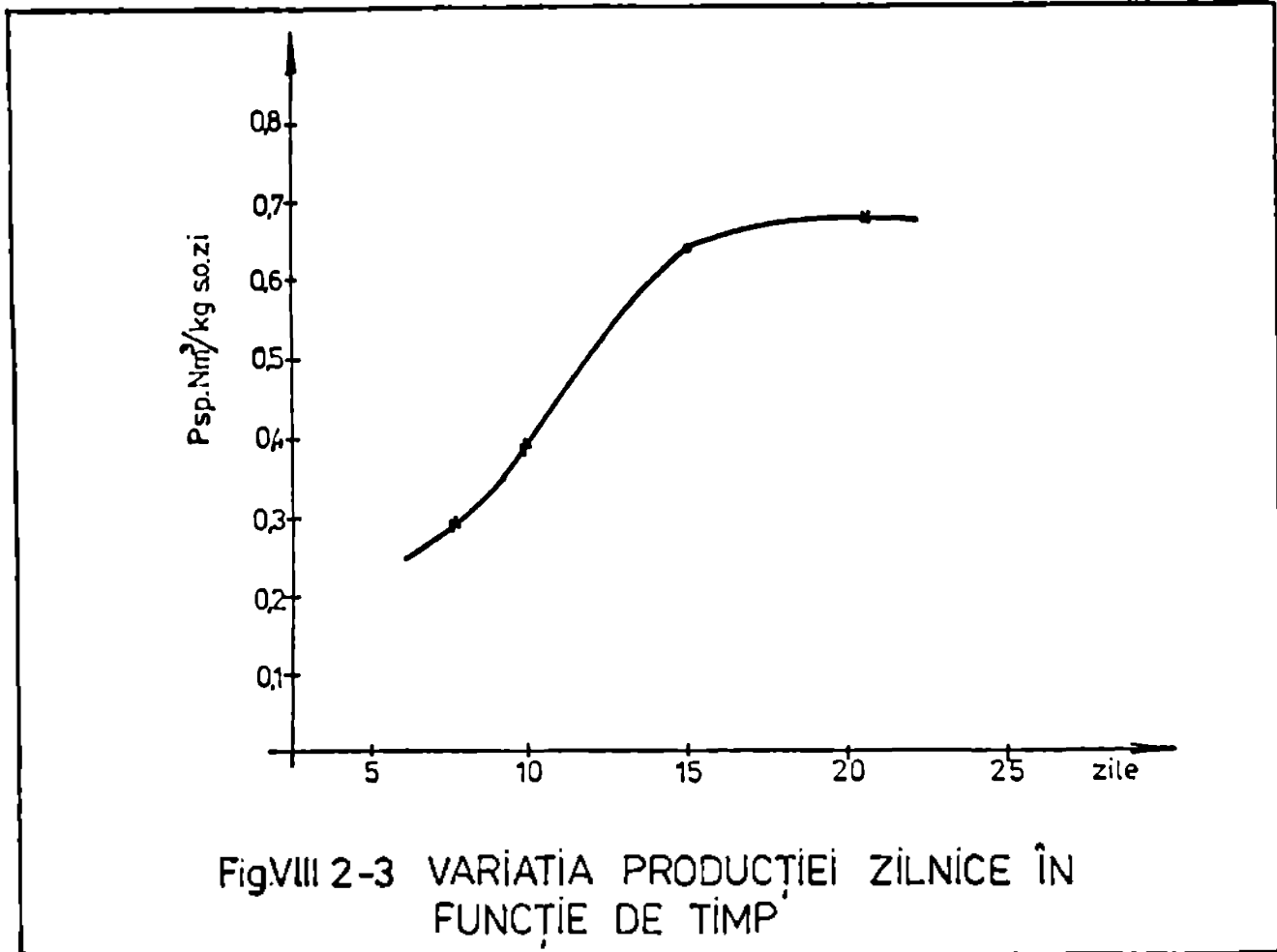
ZIUA	Substanța uscata alimen- tată kg/zi	Substanța organică alimenta- tă kg/zi	Incărcarea organică/ Iso <sup>x</sup> kg/m <sup>3</sup> zi	Producția de gaz l/zi	Producția specifică Psp m <sup>3</sup> /kg S.O.zi
1	0,0079	0,0072	0,94	4,600	0,638
2	0,0079	0,0072	0,94	4,519	0,628
3	0,0079	0,0072	0,94	4,550	0,632
4	0,0079	0,0072	0,94	4,666	0,646
5	0,0079	0,0072	0,94	4,733	0,657
6	0,0079	0,0072	0,94	4,866	0,676
7	0,0079	0,0072	0,94	4,933	0,685
8	0,0079	0,0072	0,94	5,163	0,717
9	0,0079	0,0072	0,94	5,333	0,740
10	0,0079	0,0072	0,94	5,333	0,740

Iso: încărcare organică pe m<sup>3</sup> de fermentator și zi (încăr. masică)  
 Caracteristicile efluentului rezultat în urma fermentării anaerobe a nămolului biologic la un TRH de 23 zile se poate urmări în tabelul VIII.12.

Tabelul VIII.12

Nr. crt.	DETERMINAREA	Z I U A D E T E R M I N A F I I											
		I	II	III	IV	V	VI	VII	VIII	IX	X		
1.	Temperatura °C	32	33	32	32	32	32	32	32	32	32	32	32
2.	pH-ul	7,5	7,5	7,2	7,4	7,2	7,2	7,0	7,2	7,2	7,2	7,4	7,4
3.	CCO-Cr	1390	1200	960	800	820	750	770	600	650	620	620	620
4.	Substanță uscată % y din nămolul evacuat	0,44	0,43	0,41	0,42	0,40	0,42	0,39	0,39	0,25	0,34	0,34	0,34
5.	Substanța minerală % y din substanță uscată	27,00	29,20	28,50	28,50	32,60	35,00	36,20	38,50	42,33	42,33	42,33	42,33
6.	Substanță organică % g substanță us- cată	73,00	70,80	71,50	71,50	67,40	65,00	63,80	61,50	57,67	57,67	57,67	57,67
7.	Azot amoniacal mg/l	2,67	2,58	1,67	2,78	2,62	2,29	1,34	1,61	2,18	2,03	2,03	2,03
8.	Fosfați mg/l	20,2	21,4	20,0	19,0	17,5	18,2	17,8	16,5	17,0	18,0	18,0	18,0
9.	Suspensii	Valoarea medie = 45 cm <sup>3</sup> /g/l în 2 ore											

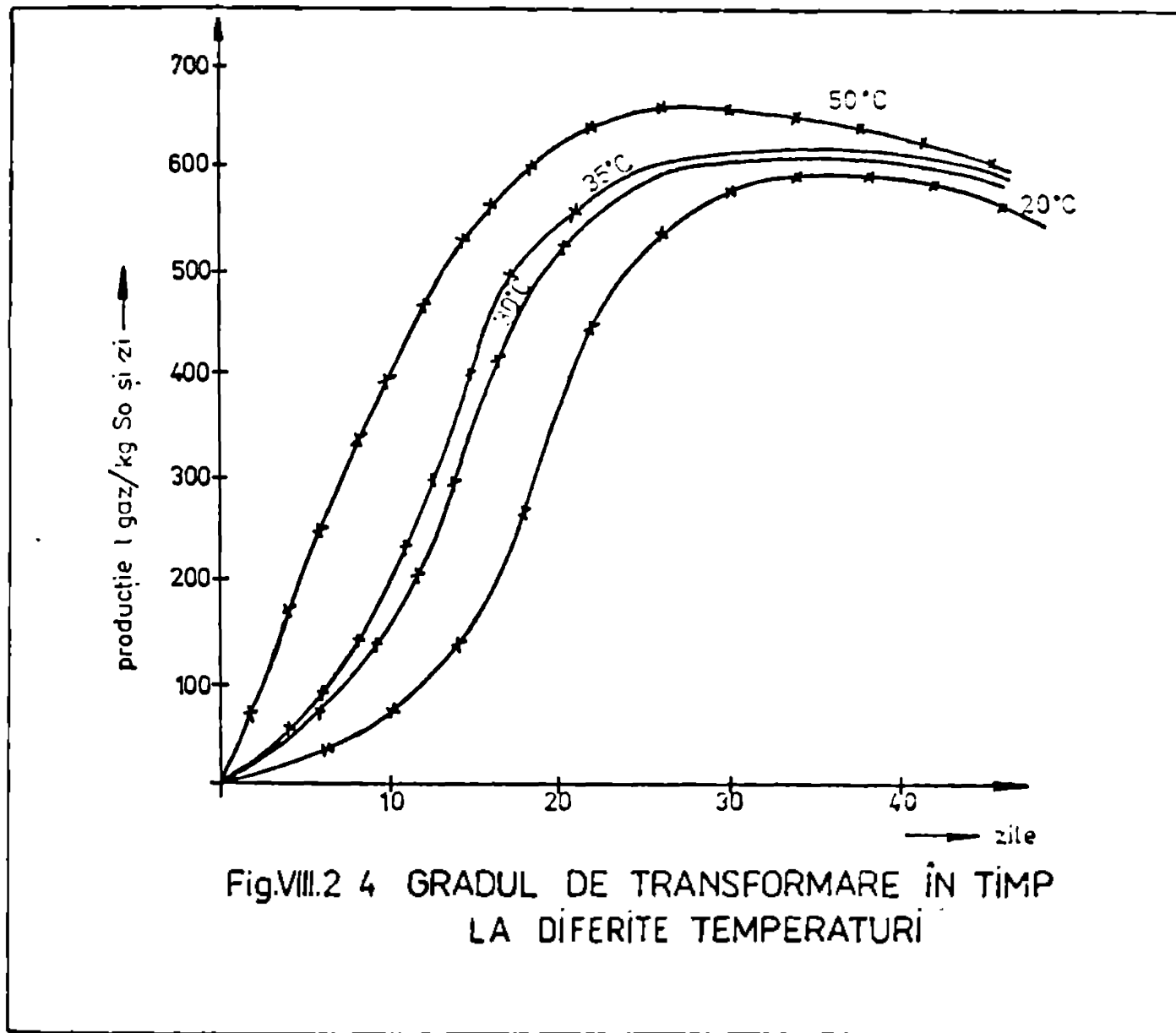
O sinteză a rezultatelor privind producția de gaz în funcție de timp este dată în fig.VIII.2.3.



Din aceste tabele și din grafic, rezultă că producția specifică de gaze este în domeniul creșterii exponențiale, numai pentru timpi de retenție hidraulică de 15-17 zile, după care începe stagnarea și apoi regresia vitezei de creștere a biocenozei.

Așa cum rezultă din figură încărcarea masică condiționează și ea producția specifică, iar un timp prelungit de retenție hidraulică nu se justifică deoarece plasează procesul în domeniul vitezei de creștere a biocenozei, partea descendentă a curbei de creștere după Monod. Din tabele rezultă o creștere a mineralizării cu creșterea TRH, Această situație definește utilizarea procesului cu timpi prelungiți, pentru scopuri de epurare anaerobă și nu pentru producția de biometan. Temperatura de lucru a fost în general 32-33°C, iar pH-ul s-a stabilizat la valori în jur de 7,2.

Pentru aprecierea gradului de transformare biologică a supernatantului s-au repetat experimentele anterioare la  $+20^{\circ}\text{C}$ ,  $+30$  și  $50^{\circ}\text{C}$  pentru a putea realiza o comparație în timp în funcție de temperatură.



Din figura VIII.2.4. rezultă că, cu cât temperatura crește, cu atât producția este mai mare. Din aceste curbe rezultă că timpul de retenție hidraulică crește cu cât scade temperatura și invers. În cazul temperaturii de lucru de  $+20^{\circ}\text{C}$  TRH, care să se înscrie pe viteza de creștere exponențială nu trebuie să depășească 22-23 zile. În cazul temperaturilor cuprinse între  $+35$  și  $+50^{\circ}\text{C}$  TRH optim este cuprins între 12 și 17 zile.

Dependența producției de biometan de încărcare specifică

S-au efectuat cercetări la temperatura de 35°C, prin care s-a verificat producția de biometan în funcție de încărcarea specifică. Lucrările s-au realizat pe aceeași instalație de laborator cu același sistem de amestecare și la un timp de retenție hidraulică de 25 zile, după care s-a constatat că transformarea substanței organice rămâne neschimbată.

Rezultatele cercetărilor care au fost efectuate pe dejecții de porc decantate, prelevate în luna septembrie 1983, s-au înscris pe dreapta din fig.VIII.2.5.

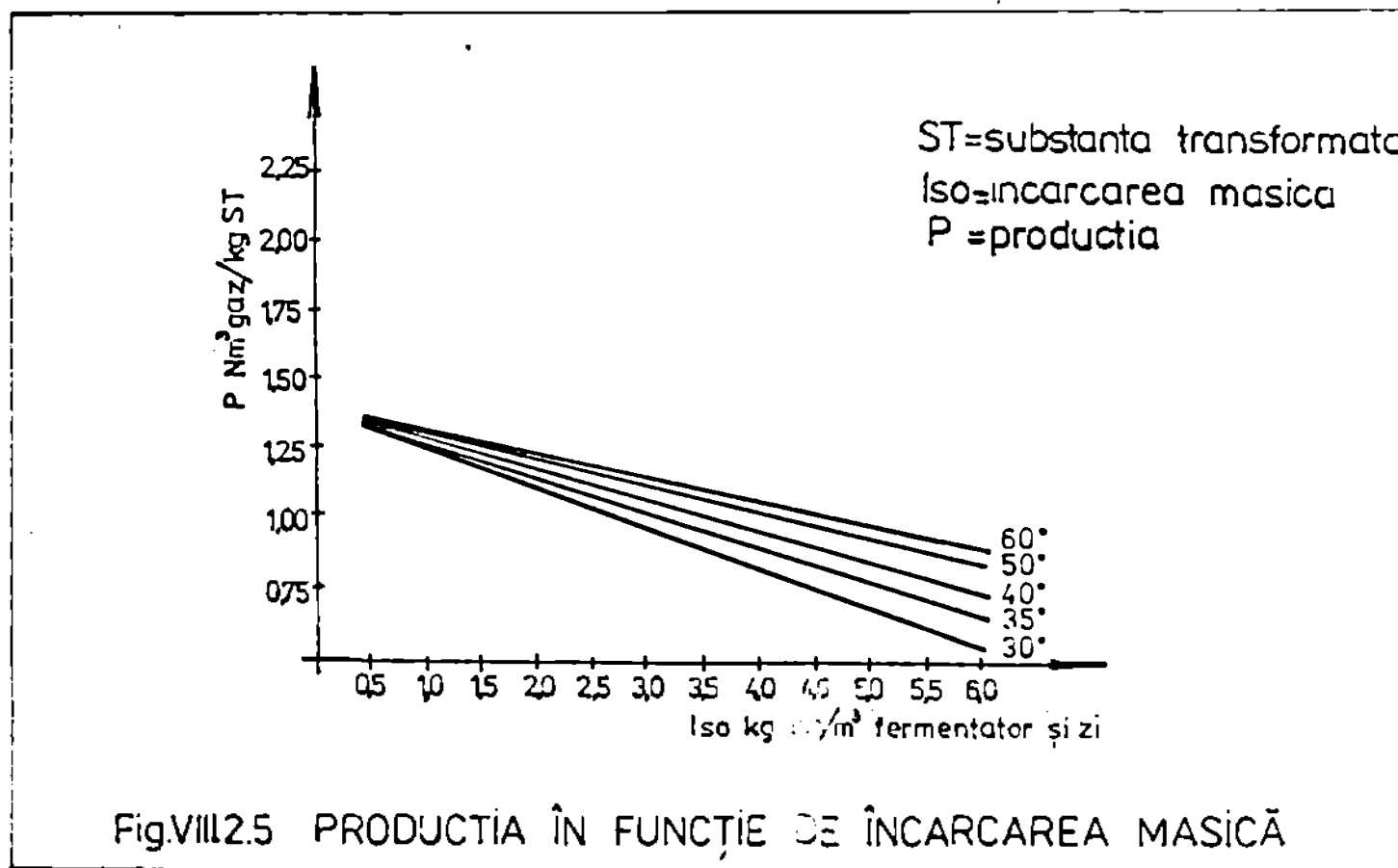


Fig.VIII.2.5 PRODUCTIA ÎN FUNCȚIE DE ÎNCARCAREA MASICĂ

Din aceste cercetări a rezultat că, cu cât crește încărcarea organică pe metru cub de fermentator (încărcarea masică), producția scade, sau cu cât scade încărcarea masică, producția pe kilogramul de substanță organică transformată crește. Din această diagramă se desprinde concluzia că în cazul instalațiilor de epurare gradul de transformare este bun și la concentrații mici. S-a procedat apoi la o testare la temperaturi diferite pe același material. Rezultatele sînt trecute în grafic și rezultă că producția pe kg de substanță

organică transformată crește cu temperatura. Din diagrama rezultă că, dacă crește încărcarea masică este necesară și o creștere a temperaturii de lucru pentru a avea un grad de transformare corespunzător.

În instalațiile pentru fermentare anaerobă, realizate în scopuri energetice concentrația aleasă este o funcție mai complexă și depinde în mare măsură de autoconsumul de energie termică și mecanică pentru încălzire, amestecare și pompare.

Din datele obținute s-a construit și diagrama fig.VIII.2.6. cu productivitatea fermentatorului în funcție de încărcarea masică și temperatură la același timp de retenție de 25 zile.

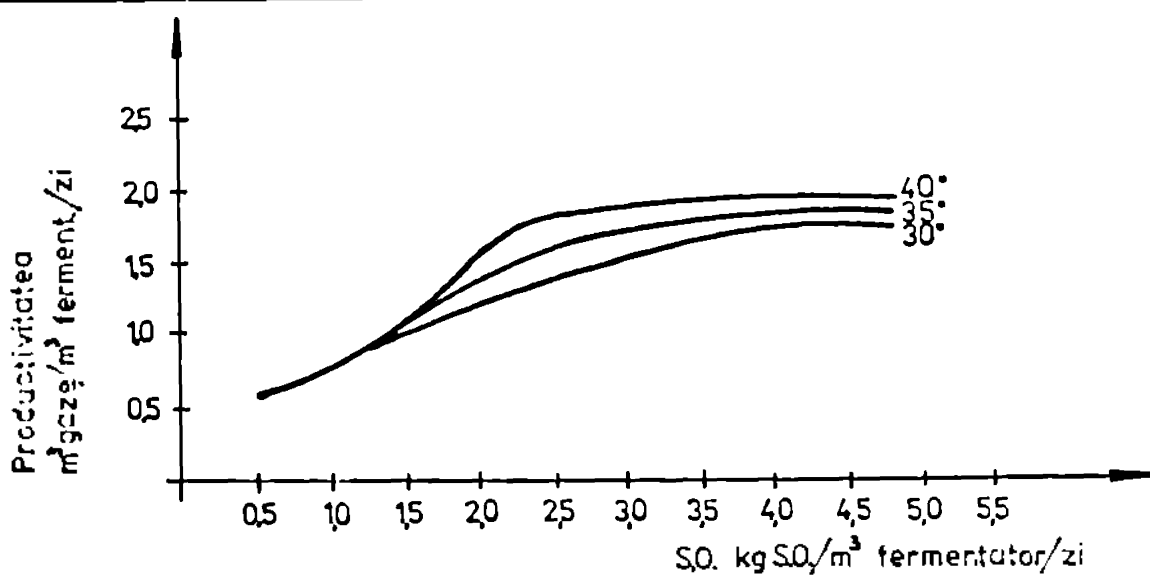


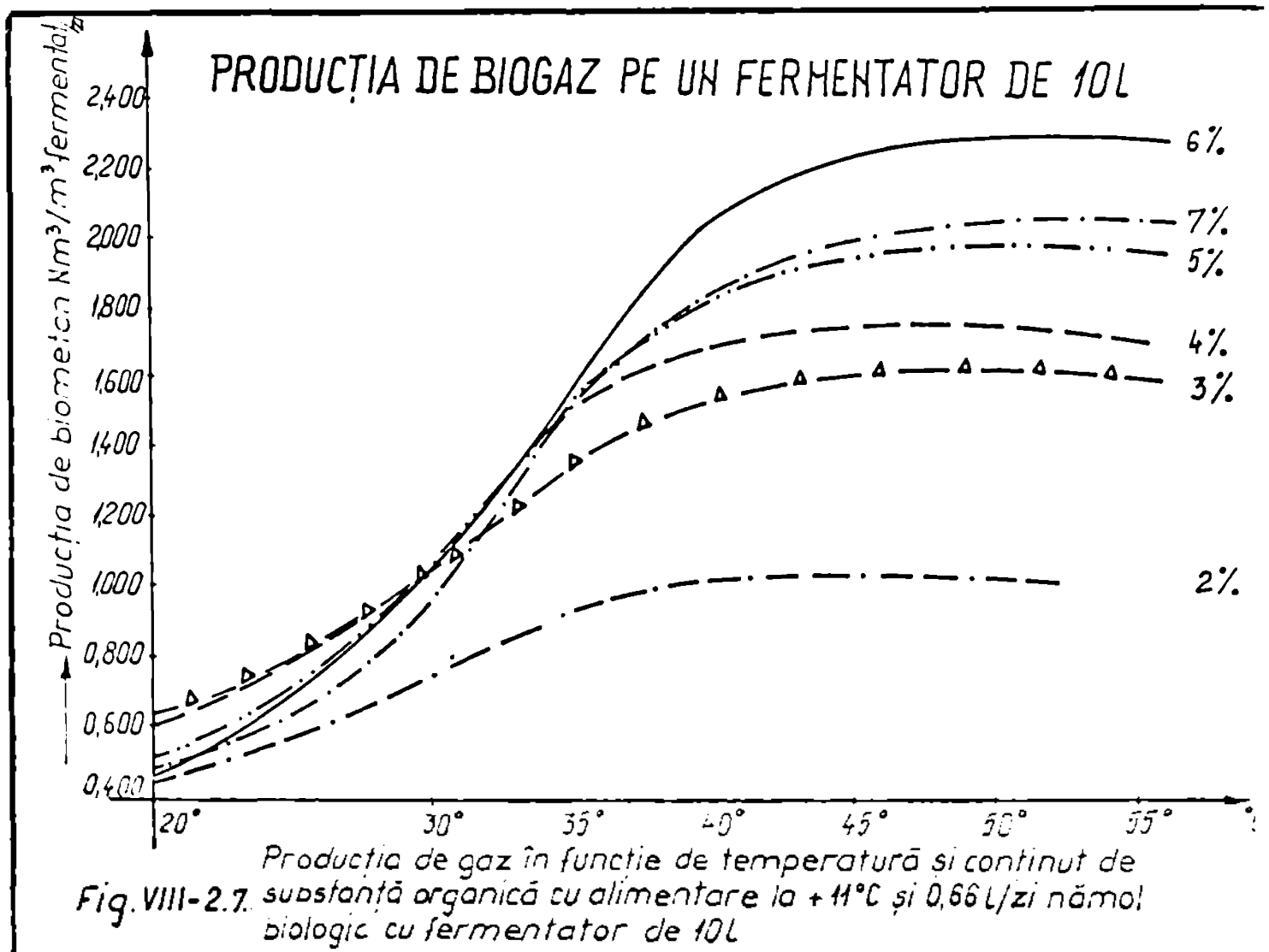
Fig.VIII.2.6. VARIATIA PRODUCTIVITATII IN FUNCTIE DE TEMPERATURA SI INCARCAREA MASICA.

Din figură rezultă că productivitatea maximă a fermentatorului experimental de laborator reprezentat în figura VIII.2. este maximă la o concentrație cuprinsă între 5 și 63 substanța organică la o temperatură de + 40°C și TRM 25 zile. La temperaturi mai ridicate panta treptei din fig. VIII.2.5. scade. Deci la temperaturi mai ridicate producția nu crește prea mult cu temperatura. Productivitatea crește mai repede cu temperatura și încărcarea masică.

Producția de biometan în funcție de temperatură la dif. concentrații în substanța organică a alimentării

Așa cum rezulta din cele studiate odată cu creșterea încărcării masice și a temperaturii producția de biogaz crește.

Din încercările efectuate pe dejectii de porc decantate, producția de biometan într-un fermentator de 10 l este reprezentată în fig.VIII.2.7. Așa cum rezultă concentrația cea mai potrivită pentru fermentare este cuprinsă între 5 și 6%, iar domeniul de temperatură pentru care producția este maximă este cuprins între  $+37^{\circ}$  și  $+45^{\circ}\text{C}$ .





Compoziția biometanului de fermentare anaerobă

Pentru aprecierea rentabilității procesului de fermentare anaerobă este importantă și compoziția gazului rezultat și deci puterea calorică. Se poate preciza că, compoziția gazului este tot atât de importantă ca și producția specifică de biogaz.

Atât compoziția, cât și cantitatea biometanului depind de nămolul de alimentare și de compoziția acestuia. Potrivit datelor din literatură, gazul produs are compoziția și productivitatea în funcție de natura substratului.

Tabelul VIII.13

GRUPA DE SUB- STANȚA	Cantitatea de gaz l/kg	CH <sub>4</sub> %	CO <sub>2</sub> %	Cantitatea de CH <sub>4</sub> l/kg
Glucide	790	50	50	395
Grăsimi	1.250	68	32	850
Proteine	704	71	29	499

Se observă că lipidele dau cea mai mare cantitate de gaz, cu un conținut bun de metan. Proteinele produc de asemenea un gaz de calitate bună dar în cantitate mai mică. Glucidele dau un gaz sărac în metan și o producție scăzută de biometan pe kilogramul de substanță.

În cazul experimentelor efectuate pe nămolul biologic excedentar de la C.Ch. Victoria gazul obținut are compoziția înscrisă în tabelul VIII.14.

Gazul rezultat din fermentarea nămolului excedentar de la Combinatul Chimic Victoria are un conținut ridicat de biometan, datorită compoziției nămolului care are între 32-45% proteine; 18-22% lipide și 2-5% glucide.

Din tabel se poate urmări compoziția biometanului, analizele s-au efectuat pe un cromatograf de gaze Carlo Erba.

Procesul de fermentare a unei substanțe organice complexe în mediu apos provoacă și alte reacții enzimatice, cea mai discutată fiind producerea hidrogenului ca fază intermediară și apoi reducerea enzimatică a dioxidului de carbon cu hidrogenul la gaz metan și apă THIMANN (9) Cap. IV

Tabelul VIII.14

Compoziția în ziua de:	CH <sub>4</sub>	CO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub>	N <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> S	Qci (Kcal/Nm <sup>3</sup> )
15	43,2	47,7	1,2	8,1	-	4.085
16	61,2	32,8	3,3	2,9	-	5.040
17	67,3	30,5	urme	urme	0,15	5.550
18	69,0	30,0	-	3,0	0,01	5.900
19	69,2	30,0	-	-	0,02	5.920
20	72,0	17,7	2,1	6,5	0,02	6.480
21	72,0	23,0	0,2	2,7	0,06	6.450
22	72,5	24,2	1	1	0,1	6.630
25	72,5	24,0	2	2	0,1	6.630

## IX. CERCET. EXPERIMENTALE PE INSTALATIA PILOT

=====

Cercetările pe o instalație pilot s-au efectuat pe defecții animaliere. Lucrările s-au realizat într-o instalație realizată din oțel inoxidabil Fig. IX.

În această schemă de concepție originală și care are la bază lucrările de laborator, *au fost prevăzute* toate posibilitățile pentru autoamestecarea de suprafață și adâncime, de decantare și returnare a biomasei, de inocul periodic cu biomasă recuperată din efluent, evacuarea automată a efluentului în funcție de alimentare, reținerea suspensiilor și substanțelor organice plutitoare în funcție de biodegradabilitate etc.

La concepția instalației s-a avut în vedere evitarea formării crustei în compartimentul inferior și superior, degazarea biomasei prin deversare, decantarea succesivă a biomasei și returnarea acesteia în proces, evacuarea efluentului numai după fermentare și decantare repetată. Aceste soluționări realizate pe baza unor observații pe parcursul cercetării de laborator au drept scop anihilarea microorganismelor patogene și transformarea substanței organice din influent în biometan, recuperarea căldurii de la efluent cu influentul, precum și adoptarea unei soluții de inginerie a procesului, care să permită o exploatare cu un control periodic necalificat, fără a fi posibilă o dereglare a procesului, sau instalației.

Aceste rezolvări tehnologice, date prin prezenta lucrare, procesului de fermentare anaerobă, sînt o consecință a exploatării tuturor resurselor acestui fenomen, ceea ce a permis pe ansamblu o optimizare completă în contextul unui consum minim de energie, autonomie în exploatare, investiții cât mai mici și forță de muncă redusă pentru exploatare și întreținere.

În lucrarea de față aceste caracteristici au fost studiate succesiv și într-o interdependență fenomenologică a transformării fermentării anaerobe cu generare de biometan, într-un proces de epurare a apelor reziduale, concomitent cu o instalație energetică.

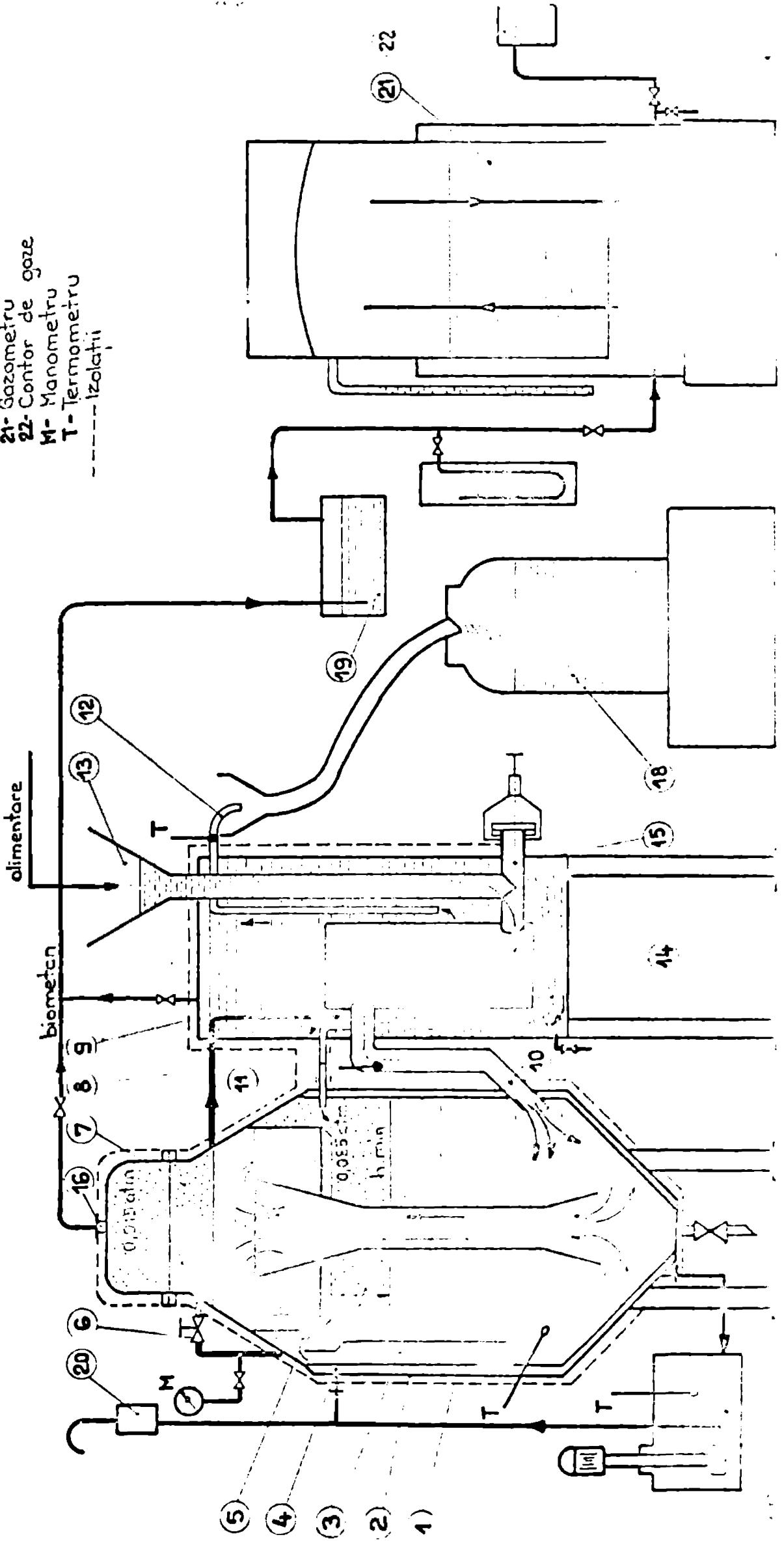
Fig. IX

SCHEMA TEHNOLOGICĂ A INSTALAȚIEI PENTRU OBTINEREA BIOMETANULUI CU AUTOAMESTECARE ȘI RECUPERAREA CALDURII

- 1-Corp fermentator inferior V2A
- 2-Manta de încălzire OL00
- 3-Inchidere hidrolică V2A
- 4-Tub central V2A
- 5-Fund drept cu aripi radiale V2A
- 6-Robinet cu cep Bz

- 7-Corp fermentator superior V2A
- 8-Racord de evacuare V2A
- 9-Corp recuperator de căldură V2A
- 10-Racord alimentare V2A
- 11-Racord de inacul V2A
- 12-Racord de evacuare V2A
- 13-Gură de încălzire V2A

- 14-Corp preîncălzitor V2A
- 15-Gură central V2A
- 16-Racord evacuare gaz V2A
- 17-Termostat
- 18-Vas pentru efluent
- 19-Vas închidere hidrolică
- 20-Manometru U
- 21-Gazometru
- 22-Contor de gaze
- M-Manometru
- T-Termometru
- Izolații



Soluția tehnologică odată adoptată pentru procesul fermentării anaerobe, a fost corectată treptat în funcție de comportamentul instalației pînă la forma funcțională din fig.IX.

În modificările succesive ce s-au efectuat s-a urmărit dezideratul final a acestei lucrări :

- eliminarea poluanților și transformarea acestora în energie ;
- obținerea de energie disponibilă pentru alte scopuri, în cea mai mare măsură ;
- asigurarea unei autonomii în funcționare cît mai mare.

Legarea fenomenelor între ele în modul menționat au condiționat favorabil procesul fermentării anaerobe, realizînd ambele scopuri de epurare și producere de energie. Din figura IX reiese întreaga concepție a acestei tehnologii.

Fermentatorul are un volum total de  $1,8 \text{ m}^3$ , iar cele două compartimente 1 și 7 sînt într-un raport de patru la unu, ceea ce asigură, în patru egalări de presiune cu ventilația 6, autoamestecarea biomasei. Ridicarea biomasei din compartimentul inferior (1) în cel superior (7) se realizează ca urmare a creșterii presiunii gazului din compartimentul inferior. Căderea biomasei din compartimentul superior în cel inferior, se realizează prin egalarea presiunii din compartimentul inferior (1) cu cel al compartimentului superior (7), prin deschiderea robinetului (6). De reținut că presiunea din compartimentul superior este constantă și egală cu cea a gazometrului, în timp ce presiunea din compartimentul inferior, izolat cu robinetul (6), crește treptat pe măsură ce biomasa generează gaze.

În procesul clasic de fermentare anaerobă se recomandă o recirculare zilnică a biomasei din fermentator, într-o cantitate zilnică cel puțin egală cu volumul util al acestuia.

S-a ținut seama și de neajunsul amestecării mecanice, care de regulă afectează coloniile bacteriene din fermentator. Sistemul de amestecare ce se realizează prin prăbușirea fluidului din compartimentul superior în cel inferior, are formă hazardată, coloniile bacteriene se rup acolo unde configurația e mai slabă, fără a le deranja pe cele bine organizate, asigurând un contact corespunzător între biomasă și biocenoză.

La stabilirea raportului între compartimentele fermentatorului, care condiționează amestecarea prin ridicarea hidraulică a biomasei și prăbușirea acesteia la egalarea presiunilor, s-a ținut seama și de producția zilnică medie de biometan. Din cercetările întreprinse producția de biometan este în medie de  $1 \text{ m}^3/\text{m}^3$  de fermentator. Deoarece celelalte soluții adoptate, ca urmare a cercetărilor ce le-am inclus în acest proces, potențează fenomenul fermentării anaerobe, numărul egalărilor de presiune poate crește și deci amestecarea se intensifică, favorizând fenomenele de transfer termic, de masă și de creștere a biocenozei, ce au loc în instalație.

Din experiențele efectuate în laborator s-a ajuns la concluzia că o încărcare masică mare, duce la producții de gaze mai mari, concomitent cu o mică scădere a producției specifice pe kilogramul de substanță organică.

Încărcarea specifică, sau masică, poate crește prin :

- mărirea alimentării la o concentrație a influentului constantă ;
- creșterea concentrației în substanță organică a influentului.

Prin mărirea alimentării la o concentrație dată, timpul de retenție scade, ceea ce duce la scăderea pH-ului biomasei, trecând din faza metanogenă în faza acidogenă și dezechilibrarea procesului. Din studiile amintite, la controlul bacteriologic al biocenozei, am constatat că viteza de creștere a microorganismelor la scăderea TRH poate rămâne inferioară vitezei de evacuare, sau de pierdere a acesteia cu efluentul. În acest caz biomasa devine din ce în ce mai săracă în microorganisme metanogene, până la dezechilibrarea procesului și dezamorsarea lui /52, 53, 54/.

Acest fenomen a fost studiat, cercetările conducând la procesul fermentării anaerobe de contact (3), care poate reduce TRH la cca 2,5-3 zile pentru influenți cu substanță organică volatilă dizolvată în apă și cu retenția biomasei din efluent pe suport poros, sau reducerea acesteia în fermentator, după o decantare ulterioară. Din lucrări mai recente ale Firmei AGIP-GIZA din Grupul ENI Italia /61/ timpul de retenție a fost redus la o singură zi, cu reducerea  $\text{CBO}_5$  în proporție de 85%. Procedul este însă valabil pentru epurarea apelor reziduale de la prelucrarea sfecelei de zahăr, apele reziduale de la fabricile pentru conserve, industria cărnii, prelucrarea grăsimilor precum și a apelor reziduale din distilării. Scopul principal la aceste instalații, este epurarea și în subsidiar o producție modestă de biometan care să acopere autoconsumul de energie.

Soluția adoptată în această lucrare cuprinde și recuperarea biomasei din efluent și readucerea ei în fermentator sub formă de inocul din recuperatorul decantor (9). Operația se realizează fără consum de energie, numai pe considerente hidraulice, la egalarea presiunilor între cele două compartimente (1-7). Biocenoza decantată din efluent la partea inferioară a recuperatorului-decantor, revine în compartimentul (1), prin racordul de inocul (11), până la egalarea nivelelor de lichid între cele două compartimente (1; 9). Spre deosebire de sistemul de contact și cel al Firmei AGIP-GIZA, biocenoza nefiind vehiculată cu pompe și fără contact cu oxigenul atmosferic își menține toate proprietățile biochimice /53/.

În varianta creșterii încărcării masice prin creșterea concentrației în substanță organică a influentului se poate realiza până la o anumită concentrație de cca 5-6% S.O., fără a afecta producția specifică, mărind însă productivitatea instalației la același timp de retenție hidraulică. La concentrații mai mari amestecarea, transferul de masă și termic se îngreunează, producția specifică scade și în concluzie scade și producția zilnică pe  $\text{m}^3$  de fermentator.

În cercetările ce le vom efectua în continuare se vor exploata ambele căi pentru a ajunge la condițiile cele mai bune pentru producția de energie și epurare anaerobă.

Inceperea experimentărilor a constat din umplerea fermentatorului prin gura de alimentare (13) cu dejecții animaliere cu 7% s.u. și 82% s.o. Traseul urmat de influent este gura de alimentare (13,) corpul preîncălzitor (14) racordul de alimentare (10) pînă la compartimentul inferior (1).

Alimentarea continuă cu robinetul (6) deschis pînă se umple și compartimentul superior (7), prin tubul central (4) și supapa hidraulică (3); La atingerea nivelului maxim excesul alimentat se scurge prin (8) în recuperatorul (9) din care biomasa se evaporază prin (12). La atingerea nivelului din fermentator și recuperator, începe autoevacuarea excesului.

În aceste condiții adăugînd un inocul pe gura de alimentare înaintea începerii încărcării, amorsarea ar putea începe după 4-5 zile. Fără inocul amorsarea se realizează după 15-20 zile la temperatura de 35°C și în timpi mai lungi la temperaturi inferioare.

După umplerea vasului de fermentare se închide robinetul (6) în sensul izolării compartimentelor. Compartimentul superior este legat la gazometru și are presiunea constantă a acestuia.

În aceste condiții gazul se adună sub planșeul (5), presînd asupra lichidului de sub acest planșeu. Fluidul din (1) urcă în compartimentul superior (7), de unde se evacuează prin recuperatorul decantor (9), unde biocenoza biomasei nedigerate decantează, iar partea limpezită se evacuează spre exterior prin racordul (12). Procesul de decantare a biocenozei este (așa cum am arătat și în lucrările de laborator) favorizat de faptul că, în decantorul recuperator efluentul se răcește cedînd căldura influentului.

După cca 6 zile instalația a fost practic amorsată, presiunea în compartimentul inferior a crescut la 0,85 m.c.a. în timp ce presiunea în compartimentul (7) rămîne constantă 0,15 m.c.a. și egală cu cea a gazometrului la care este legat prin racordul (16).

Temperatura în fermentator s-a menținut constantă la +35°C cu ajutorul termostatului (17) prin mantaua vasului (2).



La diferența maximă de presiune dintre cele două compartimente, diferența de nivel între compartimentul superior și cel inferior este de 0,7 m.c.a. și se poate efectua egalarea presiunilor cu ajutorul robinetului de egalare (6), moment în care gazul din compartimentul inferior (1) trece în (7) și apoi la gazometru. Concomitent, lichidul din compartimentul superior se prăbușește prin supapa hidraulică (3) la partea superioară a biomasei din compartimentul inferior, iar o altă parte din compartimentul superior vine jos prin tubul central (4) agitând biomasa la fundul fermentatorului. Tot în această perioadă ca o consecință a diferențelor de nivel biocenoza și biomasa decantate în recuperatorul decantor (9) se inoculează prin (11) la partea superioară a compartimentului (1) unde suspensiile supernatantului mai greu biodegradabile predomină, iar însămânțările bacteriene ajută în mod deosebit procesul de degradare anaerobă a suspensiilor plutitoare.

Ca vase comunicante (13, 14 și 1) sînt în echilibru hidraulic. Nivelul de influent de pe traseul de alimentare se modifică ca urmare a reducerii presiunii în compartimentul (1) în acest mod influentul se mișcă evitînd decantarea și se preîncălzește prin convecție naturală pe seama efluentului. Cantitatea de dejecții alimentate zilnic este de 120 l cu 8,4 kg substanță uscată, din care 6,88 kg substanță organică. Dejecțiile s-au alimentat în 3 reprize a 40 l, cu un pH de 6,8-6,9. În aceste condiții încărcarea specifică este de 3,82 kg s.o./m<sup>3</sup> fermentator și zi.

Cercetările s-au efectuat continuu în 3 schimburi. Timpul de retenție hidraulică în primele 10 zile de la amorsare a fost de 15 zile. În tot timpul testărilor temperatura în fermentator a fost de +35°C. Temperatura dejecțiilor înainte de alimentare a fost de +21°C, iar după preîncălzitorul (14) la intrarea în fermentator era de +31,5°C.

Debitul de gaze s-a măsurat de trei ori, la începutul fiecărui schimb, rezultatele sînt date în tabelul alăturat (tabelul IX).

TABELUL IX

ZIUA	încălzire zilnică / l	pH în menținere	pH în fermentator	S.O. Kg/zi	I.s.o. Kg/m <sup>3</sup> z	S.O.i %	S.O.e %	G.H.	S.T. Kg/zi	P.sp. m <sup>3</sup> /Kg S.O. zi	P.zi m <sup>3</sup>	Ti	Te	COMPOZIȚIA GAZULUI	
														CO <sub>2</sub> %	CH <sub>4</sub> %
I	120	6,9	7,1	6,88	3,822	82,1	60	66,00	4,62	0,529	3,64	21,0	31,0	42	57
II	120	6,8	7,1	6,88	3,822	82,0	62	63,95	4,40	0,544	3,72	21,0	31,0	35	62,5
III	120	6,8	7,2	6,88	3,822	82,0	61	65,44	4,50	0,535	3,68	20,5	30,5	36	60,2
IV	120	6,9	7,3	6,55	3,638	78,0	60	57,63	3,77	0,537	3,52	20,5	30,5	28	71,4
V	120	6,8	7,3	6,55	3,638	78,0	61	55,82	3,65	0,537	3,64	21,0	31,0	26	74
VI	120	6,7	7,4	6,55	3,638	78,0	60	57,63	3,77	0,556	3,63	21,0	31,5	26	73
VII	120	7,0	7,4	6,72	3,733	80,0	61	60,89	4,09	0,554	3,71	21,5	32,0	27	71
VIII	120	6,9	7,4	6,72	3,733	80,0	62	59,21	3,98	0,552	3,75	21,0	31,5	27	72
IX	120	6,9	7,4	6,95	3,861	82,8	63	64,47	4,48	0,558	3,91	21,5	32,0	31,5	65,5
X	120	6,8	7,4	6,95	3,861	82,8	63	64,47	4,48	0,563	3,96	21,5	32,0	32	66,8

S.O. = substanță organică

I.s.o. = încălzire specifică cu subst. org. sau încălzire masică

S.O.i = substanță organică intrată

S.O.e = substanță organică ieșită

G.H. = greutatea în greutate

S.T. = substanță organică transformată

P.sp. = producția specifică

P.zi = producția zilnică

Ti = temperatura la intrare

Te = temperatura în fermentator °C

După zece zile s-a mărit alimentarea de la 150 l/zi în 6 reprize a câte 30 de litri, toate caracteristicile influențului au fost menținute constante. În această situație substanța organică introdusă a fost în medie de 10,2 kg/zi, iar încărcarea specifică sau nasică Iso. de  $5,66 \text{ kg/m}^3$  și zi. La temperatura de  $+35^\circ\text{C}$  gradul de transformare a scăzut la 60%, respectiv substanța transformată a fost de 6,2 kg, producția specifică medie a scăzut ușor la  $0,502 \text{ m}^3/\text{kg}\cdot\text{so}\cdot\text{zi}$ . Producția zilnică însă a crescut de la o medie de  $3,65 \text{ m}^3/\text{zi}$  la  $5,12 \text{ m}^3/\text{zi}$ . După cinci zile s-a ridicat temperatura la  $40^\circ\text{C}$  la aceeași alimentare, producția a crescut la  $5,68 \text{ m}^3=\text{zi}$  ceea ce arată o transformare de 66,56%. Aceste date împreună cu cele din cercetarea de laborator stau la baza diagramelor din fig. VIII.2.5; VIII.2.6. și VIII.2.7.

Din lipsă de materii prime nu s-a procedat la reducerea timpului de retenție hidraulică mai jos de 10 zile. Aceste cercetări au fost efectuate pe instalația industrială, când se efectuau și calculele tehnico-economice pentru determinarea condițiilor optime.

Compoziția gazului a fost analizată o singură dată pe zi cu aparatul Orsat. Compoziția medie fiind de 69,2  $\text{CH}_4$  și 30,5%  $\text{CO}_2$ . Nu au fost urmărite celelalte componente ale gazului  $\text{N}_2$ ;  $\text{H}_2$  și  $\text{H}_2\text{S}$ .

În gazul metan a fost prins atât  $\text{N}_2$  cât și  $\text{H}_2$ ; hidrogenul sulfurat a reacționat cu soluția alcalină fiind inclus în procentul de dioxid de carbon.

Așa cum rezultă din tabelul IX precum și din lucrările de laborator s-a constatat că plaja temperaturilor de fermentare anaerobă mezofilă este cuprinsă între  $25-45^\circ\text{C}$ . Cu cât temperatura este mai aproape de  $40^\circ\text{C}$  producția specifică de gaz crește. Sporul de gaz, în multe situații și mai ales la o alimentare cu un conținut mic de supernatant, este nejustificat în comparație cu necesarul caloric pentru preîncălzirea materialului alimentat. A se vedea figurile VII.8 și VII.9.

În figura VIII.2.3. și fig.VIII.2.4. este prezentată producția de biogaz pe un kg de supernatant organic transformat, în funcție de temperatură. În instalația de laborator conform schemei din figura VIII.2 s-a cercetat și influența scurtării timpului de retenție hidraulică, care diminuează producția specifică, în timp ce productivitatea instalației crește.

Pentru stabilirea gradului de transformare a substanței organice prin fermentare anaerobă s-au efectuat lucrări, atât pe nămol biologic excedentar, cât și pe dejecții de porc.

Deoarece fermentatorul adoptat este prevăzut cu două compartimente suprapuse, utilajul face parte din categoria digestoarelor în două trepte, cu primul compartiment (cel inferior) încălzit și alimentat și al doilea neîncălzit și alimentat din compartimentul inferior. Raportul dintre compartimentul superior față de cel inferior, este de 1/4, iar timpul de staționare este de cca 7,5 zile în compartimentul inferior și 62 ore până la 72 ore în compartimentul superior. După modul de lucru utilajul intră în categoria fermentatoarelor puternic încărcate cu retenția biomasei în sistem.

În balonul de prindere a efluentului s-a observat că pe timpul nopții decantarea e mai bună. S-a pus acest fenomen în sarcina luminii.

Măsurînd temperatura din recipientul de prindere a efluentului s-a constatat că ziua temperatura era de 26-27°C, iar dimineața 22-23°C. S-a procedat la răcirea efluentului până la 20°C și în timpul zilei și s-a ajuns la o decantare similară cu cea din timpul nopții. De la această observație calitativă s-a procedat la măsuri rătătoare în cilindru gradat de 1000 cm<sup>3</sup> și s-au făcut citiri din 2 în 2 ore, conform tabelului IX.2.

Din aceste rezultate s-a ajuns la concluzia că este necesară o răcire a efluentului pentru o mai bună decantare. S-a verificat activitatea biomasei decantate și s-a constatat că este încă activă /54/. De la aceste rezultate s-a trecut la adăugarea în influent a unei părți din biomasa decantată ceea ce a condus la o creștere a mineralizării respectiv a substanței organice transformate în biogaz.

Tabelul IX.1

Nr. crt.	Temperatura °C	Timpul/nivelul de separare faze/mm					OBS.
		2 h	4 h	6 h	8 h	10 h	
1	28	950	910	880	850	840	
2	26	900	840	820	780	750	
3	24	870	820	770	720	700	
4	22	860	850	770	730	700	
5	20	850	820	750	700	680	
6	18	830	760	700	650	610	
7	16	800	710	630	620	600	
8	14	780	700	600	570	530	

S-au continuat cercetările pe instalația de laborator cu TRII 7 zile în primele încercări, apoi cu un TRII 5 zile. Probele au fost efectuate pe dejectii animaliere similare cu cele utilizate în instalația pilot, biodegradarea a început de la 86% substanță organică și 14% substanță minerală la 37°C și pH= 7,35 - s-a ajuns la 72% substanță organică cu 28% substanțe minerale, după stabilizarea procesului la TRII de 7 zile. Gradul de transformare a substanței organice a fost :

$$GT = \left(1 - \frac{M_1(100-M_2)}{M_2(100-M_1)}\right)100 = \left(1 - \frac{14(100-28)}{28(100-14)}\right)100 = 58,14\%$$

Iar substanța uscată din efluent a scăzut de la 3,06% la 1,25%, din care 28% substanțe anorganice. În efluent compoziția în substanță anorganică este : N 0,128%, P 0,036%, K 0,050%, Na 0,070%, S 0,005%, Ca 0,046%, Mg 0,02%, Fe 0,004%. Conținutul de substanță organică nedecantată din efluent este de 0,9%, iar substanță anorganică de 0,35% restul apă.

După o decantare de 3 ore, substanța organică în suspensie și dizolvată a scăzut la 0,36% din faza limpede; biocenoza decantată a fost returnată în proces. Datele sînt cuprinse în tabelul IX .2.

ZIUA	THR zile	Încărcarea l/zi	t °C	S.U.i Kg/m <sup>3</sup> zi	Kg/m <sup>3</sup> zi	%	%	S.T. Kg/zi	V bio-meton l/zi	COMPOZIȚIA GAZULUI		GRAD DE TRANSFORMARE
										CO <sub>2</sub> + H <sub>2</sub> S	CH <sub>4</sub> + N <sub>2</sub>	
1	7/5	1,100/1,500	37	0,033/0,045	4,28/5,84	86	68/73	0,0192/0,0195	17,28/17,55	31/32	68,0/67,5	
2	7/5	1,100/1,500	37	0,033/0,045	4,28/5,85	86	66/75	0,0192/0,0195	17,20/17,45	31/33	68,0/65,5	
3	7/5	1,100/1,500	37	0,034/0,044	4,42/5,71	86	68/72	0,0190/0,020	17,05/18,00	33/34	67,0/65,0	
4	7/5	1,100/1,500	37	0,034/0,043	4,42/5,70	84	69/71	0,0184/0,021	16,60/18,20	30/33	69,5/66,3	
5	7/5	1,100/1,500	37	0,033/0,043	4,28/5,70	84	66/71	0,0100/0,021	17,10/18,25	30/32	69,0/68,0	58,16% la 7 zile TRH 50,73% la 5 zile TRH
6	7/5	1,100/1,500	37	0,034/0,043	4,42/5,70	84	67/71	0,0189/0,025	17,00/18,30	30,5/33,5	69,0/66,0	
7	7/5	1,100/1,500	37	0,034/0,043	4,42/5,70	82	66/70	0,0189/0,022	17,05/18,45	31,0/33,0	68,0/66,5	PRODUCTIVITATEA: - la 7 zile - 2,19 m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> fermentator/zi - la 5 zile - 2,35 m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> fermentator/zi
8	7/5	1,100/1,500	37	0,034/0,045	4,42/5,85	82	66/71	0,0182/0,022	16,55/18,50	30,5/31,0	70,0/68,5	
9	7/5	1,100/1,500	37	0,033/0,045	4,28/5,85	82	66/71	0,0182/0,022	16,35/18,50	29/30,5	70,0/69,0	
10	7/5	1,100/1,500	37	0,033/0,044	4,28/5,71	82	66/71	0,0182/0,022	16,35/18,50	29/30	71,0/70,0	
MEDIA										30,20/32,20	68,95/67,25	

TABELUL IX-2

Decantarea s-a efectuat în vase conice, partea limpede s-a separat iar nămolul decantat s-a alimentat în pîlnia instalației de fermentare de laborator.

S-a urmărit în ce măsură influențează procesul de fermentare adaosul de nămol anaerob și s-a observat o modificare a mineralizării care a crescut puțin și de asemenea a crescut cantitatea zilnică de biometan. Datele din tabelul IX.2. sînt obținute din influent la care s-a adăugat decantatul din efluent.

Biomasa decantată avea în medie 1,05% substanță uscată și în jur de 70% S.O. din substanța uscată, restul pînă la sută la sută erau substanțe anorganice.

După încheierea lucrărilor cu TRH 7 zile s-a trecut la mărirea alimentării (tot pe instalația de laborator) la 1,5 l pe zi în șase reprize a câte 0,250 litri.

Nămolul decantat în cilindrul de prindere a efluentului după separarea limpedelui s-a adăugat în pîlnia de alimentare poate materia primă alimentată în fermentator.

După 2 zile s-a constatat (lucrînd cu același material) o scădere a gradului de transformare a substanței organice la 50,7%) iar producția de biogaz a crescut de la o medie de la 16,85 l/zi la 18,17 l/zi) pH-ul a ajuns la 7,05 de la 7,35 cît era la TRH 7 zile. Măsurarea pH-ului s-a efectuat cu un pH-metru digital.

Din aceste experimentări am constatat că la un timp de contact de numai 5 zile după o perioadă de experimentări de 10 zile, instalația nu s-a dezamorsat, temperatura de lucru a fost menținută la 37°C cu ajutorul unui termostat de laborator. Deși gradul de transformare a substanței organice a scăzut de la o medie de 58,16% la TRH de 7 zile, la o medie de 50,73% la TRH de 5 zile.

Productivitatea a crescut în medie cu 7,8% ceea ce la prima vedere, pare important din punct de vedere economic.

Compoziția gazului a variat între 30 și 32% dioxid de carbon și 69 : 67% gaz metan. Deoarece analizele s-au efectuat cu aparatul Orsat, în procentul de CO<sub>2</sub> a intrat și hidrogenul sulfurat, iar în procentul de metan a putut intra urmele de azot și hidrogen. Ca urmare a acestei situații s-a procedat la determinarea puterii calorice, care a variat între 5645 și 5790 Kcal/Nm<sup>3</sup> la TRH 7 zile și între 5075 și 5125 Kcal/Nm<sup>3</sup> la TRH 5 zile.

Dacă comparăm energia obținută, sau gazul metan sută la sută în cele două situații utilizând formula :

$$V_{CH_4} = V_{BG} \times \% CH_4 \text{ din biogaz Nm}^3 CH_4 / zi$$

- la TRH 7 zile  $V_{CH_4} = 16,85 \times 0,6995 = 11,62 \text{ Nm}^3 CH_4 / zi$

- la TRH 5 zile  $V_{CH_4} = 18,17 \times 0,6725 = 12,22 \text{ Nm}^3 CH_4 / zi$

Sporul real în gaz metan este de 5,16%, iar energetic dacă considerăm CO<sub>2</sub> gaz inert în procesul de ardere ceea ce presupune o pierdere de energie, sporul poate fi apreciat doar la 4,5% - ceea ce este totuși un fapt pozitiv.



X. EXPERIMENTARI DE FERMENTARE ANAEROBĂ CU PRODUCTIE  
=====

DE BIOMETAN DIN DEJECTII ANIMALIERE PE O INSTALA-

=====

TIE MODUL DE 1200 m<sup>3</sup>

=====

Din cercetările efectuate pentru fermentarea anaerobă s-a ajuns la concluzia că, procesul trebuie să fie un generator de energie, în paralel cu stabilizarea nămolurilor organice, prin fermentare anaerobă. Din această lucrare reiese că fermentarea anaerobă este un proces de epurare a apelor cu producere de energie. În acest scop au fost analizați succesiv parametrii de lucru.

Temperatura este un factor hotărâtor, cu cât aceasta este mai mare, în domeniul 30-50°C, procesul decurge mai rapid și mai complet. Aspectul economic a creșterii temperaturii trebuie însă analizat, plecând de la sporul de biometan în raport cu energia consumată pentru aducerea biomasei la temperatura dorită, în aceleași condiții de amestecare, alimentare, pH, încărcare a influentului în substanță organică, încărcare masică, TRH etc. așa cum rezultă din figurile VII.8 și VII.9.

Astfel la un timp de retenție hidraulică de 15 zile la o concentrație în substanță organică volatilă cuprinsă între 2-7% din dejecții de porc în funcție de temperatură, încărcare masică, rezultă și gradul de transformare, producția specifică și productivitatea pe metru cub de fermentator. Datele sînt prezentate în tabelul X și pot fi urmărite și în graficele fig.VIII.2.5; VIII.2.6. și VIII.2.7.

Din procesul de fermentare anaerobă rezultă biometanul saturat cu vapori de apă la temperatura și presiunea de lucru.

Compoziția medie a biometanului este de 70% CH<sub>4</sub> și cca 30% CO<sub>2</sub>. Greutatea moleculară medie a biometanului la compoziția respectivă este de 24,4 kg/Kmol.

TABELUL X

T °C	% S.O.	PRODUCTIE L BG/Kg ST	GRAD DE TRANSF. %	Kg S.O. m <sup>3</sup> FERH. SI ZI	PRODUCTIE Nm <sup>3</sup> m <sup>3</sup> FERH. SI ZI
20°	2	1100	32	1,32	0,464
	3	1025	29	2,20	0,654
	4	950	25	2,64	0,627
	5	800	20	3,30	0,528
	6	725	17	4,00	0,493
	7	625	16	4,60	0,460
30°	2	1200	47	1,32	0,744
	3	1050	45	2,20	1,039
	4	995	42	2,64	1,103
	5	900	36	3,30	1,069
	6	775	33	4,00	1,023
	7	650	32	4,60	0,957
35°	2	1225	58	1,32	0,937
	3	1100	56	2,20	1,355
	4	1050	55	2,64	1,525
	5	950	50	3,30	1,567
	6	875	45	4,00	1,575
	7	775	43	4,60	1,532
40°	2	1240	62	1,32	1,015
	3	1150	61	2,20	1,543
	4	1075	60	2,64	1,703
	5	1000	57	3,30	1,880
	6	950	55	4,00	2,090
	7	850	48	4,60	1,877
50°	2	1250	63	1,32	1,039
	3	1175	62	2,20	1,602
	4	1125	60	2,64	1,782
	5	1075	59	3,30	2,093
	6	1000	58	4,00	2,320
	7	900	50	4,60	2,070

Presiunea de lucru în compartimentul superior al fermentatorului corespunde cu cea necesară pentru instalațiile de ardere a biometanului, la care trebuie adăugată pierderile hidraulice pentru transportul prin conducte a biometanului. Presiunea necesară pentru arzătoarele de gaze este de 200 mm c.a., iar pierderile de presiune pentru transportul pe conducte pe o rază de cca 1 km, pentru viteze pînă la 8 m/sec., este de 50 mm c.a. Pe traseul de gaze de la fermentator se montează o închidere hidraulică de protecție și în mod similar după gazometru. Aceste protecții pot însuma 200 mm.c.a. Din aceste date rezultă presiunea din compartimentul superior al fermentatorului de 400-450 mm c.a. și în gazometru presiunea este de 300-350 mm c.a.

În aceste condiții umiditatea biometanului este :

$$X = \frac{M_{H_2O}}{M_{BG}} \left( \frac{P_{sat} \times H_2O}{P - p_{sat} \cdot H_2O} \right) \text{ Kg } H_2O/\text{kg BG.uscat sau}$$

$$Y = X \frac{24,4}{22,4} \text{ Kg } H_2O/m^3 \times \text{BG uscat}$$

în care :

$M_{H_2O}$  = masa moleculară a apei 18 g

$M_{BG}$  = masa moleculară a biometanului g

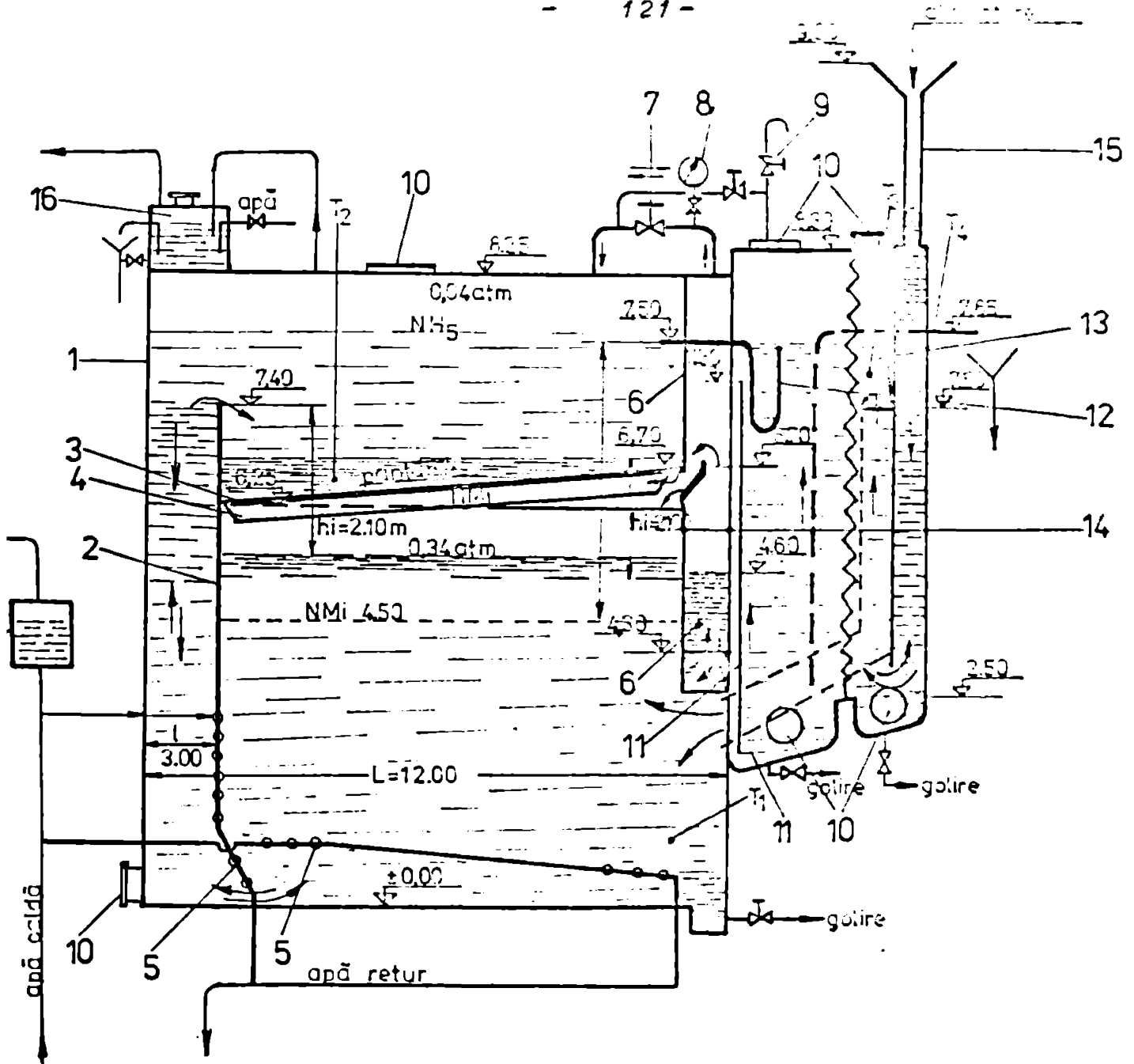
$P_{sat}$  = presiunea la saturație a vaporilor de apă m.c.a.

$P$  = presiunea de lucru m.c.a.

Tabelul X.1

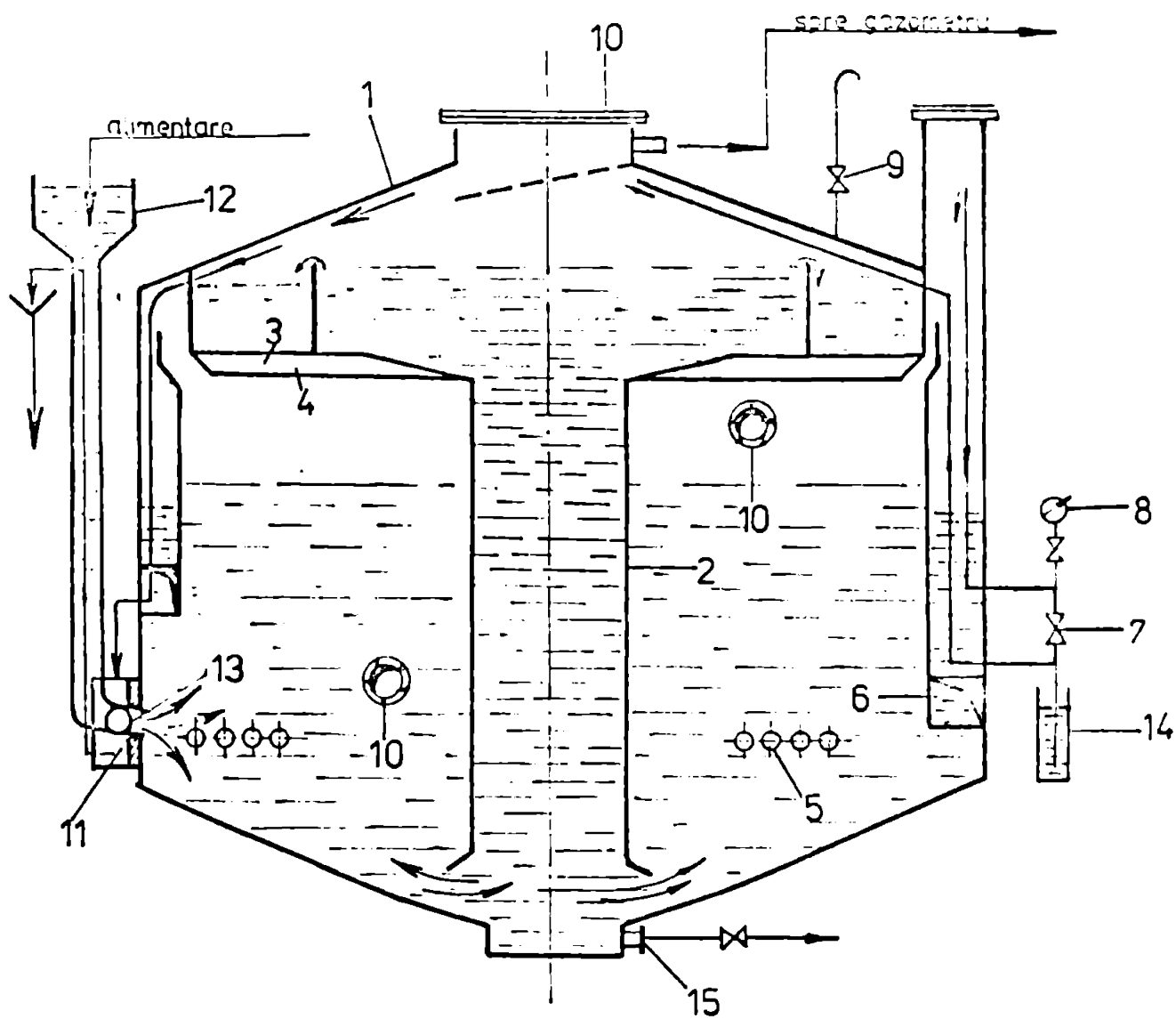
Nr.	Temp. °C	$P_{sat}$ H <sub>2</sub> O ata	$P^x$ ata	$P - P_{sat}$ H <sub>2</sub> O ata	X Kg H <sub>2</sub> O/Kg BG uscat	Y Kg H <sub>2</sub> O/m <sup>3</sup> BG uscat	Energie pierdută Kcal/m <sup>3</sup> BG uscat
1	10	0,0125	1,0300	1,0175	0,009	0,0099	5,83
2	15	0,0174	1,0300	1,0126	0,0127	0,0138	8,1
3	20	0,0238	1,0300	1,0062	0,0175	0,0190	11,1
4	25	0,0323	1,0300	0,9977	0,0239	0,0260	15,12
5	30	0,0433	1,0300	0,9867	0,0324	0,0353	20,44
6	35	0,0573	1,0300	0,727	0,04345	0,04734	22,28
7	40	0,0752	1,0300	0,9548	0,0581	0,0633	36,30
8	42,50	0,0864	1,0300	0,9436	0,0615	0,0736	42,01

$P^x$  - presiunea de lucru



- |                                 |  |                                 |
|---------------------------------|--|---------------------------------|
| 1. corp fermentator             | 8. manometru   | 13. gură de intrare             |
| 2. perete vertical              | 9. robinet de aerisire                                 | 14. perete de transfer termic   |
| 3. planseu                      | 10. guri de vizitare și control                        | 15. gură de alimentare          |
| 4. grinzi tăietoare             | 11. compartimentul de evaporare (decantor-recuperator) | 16. închidere hidrolică         |
| 5. sisteme de încălzire         | 12. sisteme de evacuare și izolare fermentator         | 17. vas de expansiune apă caldă |
| 6. supapă hidrolică de separare |  |                                 |
| 7. robinet de egalare           |  |                                 |

Fig.X.a. SCHEMA DE PRINCIPIU ȘI DE FUNCȚIONARE FERMENTATOR ANAEROB CU AUTOAMESTECARE



LEGENDĂ

- |                                 |  |
|---------------------------------|--|
| 1.corp fermentator              | 10.guri de evacuare și control           |
| 2.tub central vertical          |  |
| 3.planșeu                       | 11.compartiment de evacuare              |
| 4.grinzi tăietoare              | 12.gura de alimentare                    |
| 5.sistem de încălzire           | 13.suprafață metalică de transfer termic |
| 6.supapă hidraulică de separare | 14.separator de picături                 |
| 7.robinet de egalare            | 15.golire fermentator                    |
| 8.manometru                     |  |
| 9.robinet de aerisire           |  |

Fig.X b. SCHEMA DE PRINCIPIU ȘI DE FUNCȚIONARE A FERMENTATORULUI ANAÉROB CU AUTOAMESTECARE DIN METAL

Schema tehnologică a instalației pentru fermentarea anaerobă în scopuri energetice conform cercetărilor și concepției de inginerie a procesului, se poate urmări în figura X.6. și X.5. iar dimensiunile tehnologice ale fermentatorului de 1.200 m<sup>3</sup> se pot calcula.

La un fermentator de 1200 m<sup>3</sup> corespunde o suprafață laterală de 560 m<sup>2</sup>, dacă forma geometrică a utilajului este paralelipipedică și considerând că pe la bază fermentatorul nu pierde energie, pierderea de căldură se poate calcula astfel :

$$Q = AK Dtm \text{ Kcal/h - în care :}$$

A = suprafața laterală în m<sup>2</sup>

K = coeficientul total de transfer caloric Kcal/m<sup>2</sup>h°C

Dtm = diferența medie de temperatură °C

La un fermentator din beton cu grosimea de 30 cm, prevăzut cu o izolație din polistiren expandat de 10 cm ca și o zidărie de protecție de 25 cm, pierderea de căldură este :

$$Q = \frac{(t_1 - t_2) A}{\frac{s_1}{C_1} + \frac{s_2}{C_2} + \frac{s_3}{C_3}} \text{ Kcal/h în care :}$$

s<sub>1</sub> = grosimea betonului - m

s<sub>2</sub> = grosimea polistirenului - m

s<sub>3</sub> = grosimea zidăriei - m

t<sub>1</sub> = temperatura interioară

t<sub>2</sub> = temperatura exterioară

C<sub>1</sub> = 1,1 Kcal/m h°C pentru beton /25, 27, 29, 31/

C<sub>2</sub> = 0,04 Kcal/m h°C pentru polistiren expandat /31/

C<sub>3</sub> = 0,7 Kcal/m h°C /25, 27, 29, 31/

$$D_t = t_1 - t_2$$

$$K = \frac{1}{\frac{s_1}{C_1} + \frac{s_2}{C_2} + \frac{s_3}{C_3}} \text{ Kcal/m}^2 \text{ h}^\circ\text{C}$$

$$Q = K.A.Dt = 0,32 A.Dtm.Kcal/h$$

sau

$$q = K.Dt = \text{Kcal/m}^2 \text{ h}$$

În timp de iarnă cînd necesarul de energie este maxim la o temperatură exterioară de -20°C pierderile de căldură în funcție de temperatura interioară a fermentatorului se dau în tabelul X.2.

Tabelul N .2

$t_i$ $^{\circ}\text{C}$	$q$ $\text{Kcal/m}^2\text{h}$	$Q$ $\text{Kcal/h}$	$t_i$ $^{\circ}\text{C}$	$q$ $\text{Kcal/m}^2\text{h}$	$Q$ $\text{Kcal/h}$	$t_i$ $^{\circ}\text{C}$	$q$ $\text{Kcal/m}^2\text{h}$	$Q$ $\text{Kcal/h}$
10	9,6	5376	25	14,5	8120	40	19,2	10752
15	11,2	6272	30	16,0	8960	45	20,8	11648
20	12,8	7168	35	17,6	9856	50	22,4	12544

Intr-un proces de fermentare anaerobă realizat în scopuri energetice, autoconsumul de energie pentru menținerea fermentației metanogene este funcție de regimul termic și de recuperarea energiei de la efluent cu influentul și este suma energiilor necesare pentru preîncălzire, energia vaporilor de apă din biogazul produs și a pierderilor de căldură /31, 41/.

In urma analizei dimensionale a factorilor ce intervin am dedus formula :

$$V_{BGc} = \frac{V_A \times C_{sp} \times Dt_1 (100 - r)}{24 \times \eta_{caz.} \times P_{cBG}} + \frac{P_{sp} \times S_{oi} \times Y \times lv}{24 \eta_{caz.} P_{cBG}} + \frac{6 \times V_{inocul} \times Dt_3}{24 \times \eta_{caz.} \times P_{cBG}} + \frac{AK \times Dt_2}{\eta_{caz.} \times P_{cBG}} \text{ m}^3/\text{h}$$

în care :

$V_{BGc}$  = volumul de biogaz autoconsumat  $\text{m}^3/\text{zi}$

$V_A$  = volum de alimentare  $\text{m}^3/\text{zi}$   
= greutatea specifică a influentului  $1000 \text{ kg/m}^3$

$C_{sp}$  = căldura specifică a biomasei  $\text{Kcal/kg}^{\circ}\text{C}$

$Dt_1$  = temperatura de lucru minus temperatura influentului în  $^{\circ}\text{C}$

$\eta_r$  = randament de recuperare minim 50% (75%)

$\eta_{cazan}$  = 80%

$P_{sp}$  = producția specifică  $\text{m}^3/\text{kg } S_{oi}$

$S_{oi}$  = substanța organică introdusă zilnic  $\text{kg}/\text{zi}$

$Y$  = cantitatea de apă antrenată pe  $\text{m}^3$  de biogaz

$lv$  = căldura latentă de evaporare a apei  $\text{Kcal/kg}$

$P_{cBG}$  = puterea calorifică a biogazului  $5500 \text{ Kcal/m}^3$

$V_{inocul}$  = volum de inocul  $\text{m}^3/\text{zi}$

- $D_{t3}$  = diferența de temperatură dintre temperatura de fermentare și temperatura inoculului, °C  
 $A$  = suprafața laterală a fermentatorului în  $m^2$   
 $K$  = coeficient de transfer caloric prin pereții fermentatorului izolat  $Kcal/m^2 \cdot h \cdot ^\circ C$   
 $D_{t2}$  = diferența între temperatura din fermentator și a mediului înconjurător în °C

Volumul disponibil de biogaz ținând seama de autoconsum :

$$V_d = V_{BG/h} - V_{BGc/h} \text{ Nm}^3/h$$

$$V_{BG/h} = \frac{P_{sp} \times S_{oi}}{24} \text{ Nm}^3/h \text{ sau}$$

$$V_{BG} = P_{sp} \times S_{oi} \text{ Nm}^3/zi$$

Dacă se fac înlocuirile respective se obține formula:

$$V_d = P_{sp} S_{oi} - \left( \frac{P_{sp} S_{oi} \times Y \times l_v}{\eta_{\text{caz.}} P_{cBG}} + \frac{V_A \times C_{sp} \times D_{t1} (100 - \eta_r)}{\eta_{\text{caz.}} P_{cBG} 100} + \frac{24A \times K \times D_{t2}}{\eta_{\text{caz.}} P_{cBG}} + \frac{6 V_{\text{inocul}} D_{t3}}{\eta_{\text{caz.}} P_{cBG}} \right) \text{ Nm}^3/zi$$

sau

$$V_d = V_{BG} - \frac{1}{\eta_{\text{caz.}} P_{cBG}} (V_{BG} Y l_v + V_A \times C_{sp} \times D_{t1} \left( \frac{100 - \eta_r}{100} \right) + 24A \times K \times D_{t2} + 6V_{\text{inocul}} D_{t3}) \text{ Nm}^3/zi$$

Aplicând această relație se poate calcula producția disponibilă de biometan, în funcție de temperatură. Producția unei instalații de fermentare anaerobă care este alimentată cu  $60 \text{ m}^3/zi$  nămol biologic excedentar ce conține 5% substanță organică volatilă, avînd un timp de retenție de 15 zile, cînd afară sînt  $-20^\circ C$  iar temperatura nămolului este de  $+5^\circ C$ , la un randament de recuperare a căldurii de 50% și al cazanului de 80%, la pierderea calorică medie a gazului de  $5500 \text{ Kcal/m}^3$ , este prezentată în tabelul X.3.

Schimbînd în relația volumului de gaz disponibil elementele de mai sus, ecuația devine :

$$V_d = V_{BG} - \frac{V_{BG} Y l_v}{4400} - 0,1137 V_A D_{t1} - 1,745 \times 10^{-3} \times A D_{t2} - 1,36 \times V_{in} \times D_{t3} \text{ Nm}^3/zi$$

sau



# VARIATIA PRODUCTIEI DE BIOGAZ REALIZATA SI DISPONIBILIA IN FUNCTIE DE TEMPERATURA SI CONTINUTUL DE SUBST. ORGANICA SI INCARC. MASICA

SUBSTANTA ORGANICA %	INCARCARE MASICA SAU SPECIFICA (ISO) Kg SO/m <sup>3</sup> fermentor	VOL. BIOGAZ PRODUS VOL. BIOGAZ DISPON. Hm <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> fermentator si zi	TEMPERATURA °C					
			20°	30°	35°	40°	45°	50°
2,00	1,20	$\frac{VBG}{Vd}$	$\frac{0,464}{0,365}$	$\frac{0,744}{0,590}$	$\frac{0,937}{0,745}$	$\frac{1,015}{0,740}$	$\frac{1,025}{0,735}$	$\frac{1,039}{0,720}$
3,00	1,80	$\frac{VBG}{Vd}$	$\frac{0,654}{0,560}$	$\frac{1,039}{0,885}$	$\frac{1,355}{1,160}$	$\frac{1,543}{1,310}$	$\frac{1,580}{1,300}$	$\frac{1,602}{1,280}$
4,00	2,40	$\frac{VBG}{Vd}$	$\frac{0,627}{0,535}$	$\frac{1,103}{0,950}$	$\frac{1,525}{1,370}$	$\frac{1,703}{1,460}$	$\frac{1,725}{1,455}$	$\frac{1,782}{1,450}$
5,00	3,00	$\frac{VBG}{Vd}$	$\frac{0,528}{0,435}$	$\frac{1,069}{0,920}$	$\frac{1,567}{1,370}$	$\frac{1,880}{1,640}$	$\frac{1,930}{1,770}$	$\frac{2,093}{1,660}$
6,00	3,60	$\frac{VBG}{Vd}$	$\frac{0,493}{0,400}$	$\frac{1,023}{0,870}$	$\frac{1,567}{1,370}$	$\frac{2,090}{1,850}$	$\frac{2,200}{1,980}$	$\frac{2,320}{1,920}$

\* Din calculul productiei disponibile de biometan s-au scăzut și pierderile de căldură în timp de iarnă, precum și pierderile de căldură datorită plecării apei sub formă de vapori de biometan.

- Productivitatea maximă de biometan pe Hm<sup>3</sup>/m<sup>3</sup> fermentator și zi.

- Autoconsumul minim de biometan pentru producția specifică Hm<sup>3</sup>/m<sup>3</sup> fermentator și zi.

$$V'_d = V'_{BG} - \frac{V'_{BG} \times Y_{lv}}{4400} - 0,1137 V'_A Dt_1 - 1,745 \times 10^{-6} \times \\ \times A' Dt_2 - 1,36 \times 10^{-3} \times V'_{in} Dt_3 \text{ Nm}^3/\text{m}^3 \text{ ferm.zi}$$

$V'_{inocul} = 2\text{m}^3$  / pe o echilibrare a presiunilor la un fermentator de  $1000 \text{ m}^3$  utili

în care :

$$Dt_1 = (t_{lucru} - t_{alimentare})$$

$$Dt_2 = (t_{lucru} - t_{exterioră})$$

$$Dt_3 = (t_{lucru} - t_{inocul})$$

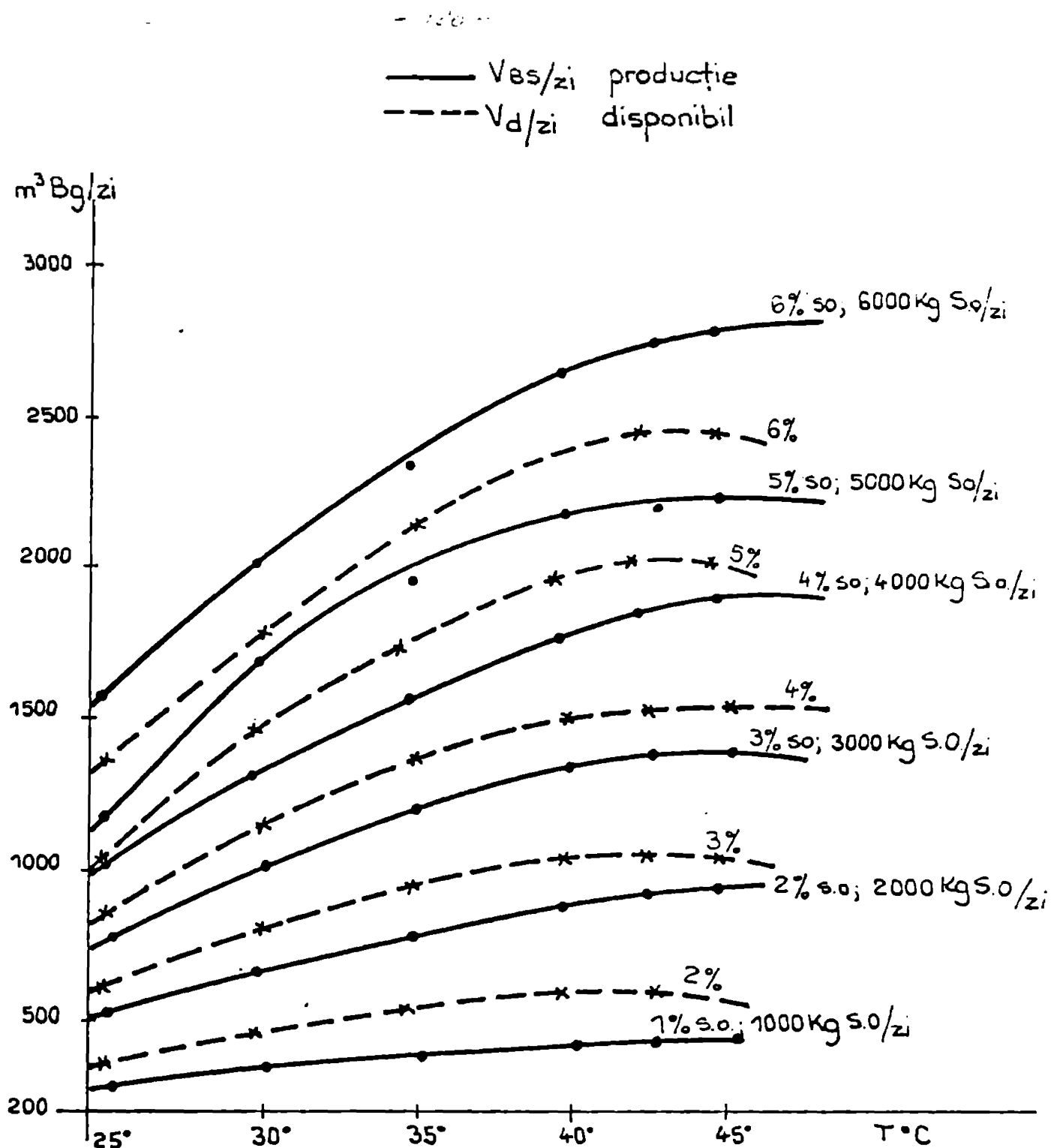
$V'_{BG}$ ;  $V'_d$ ;  $V'_A$ ;  $V'_{inocul}$  = sînt volume de gaz pe  $\text{m}^3$  de fermentator și zi

$A'$  = suprafață exterioră de fermentator corespunzătoare unui  $\text{m}^3$  de fermentator

Din tabelul X.3 care este transpus sub formă de diagramă (figura X) rezultă că temperatura maximă economică este de  $45^\circ\text{C}$ .

Productivitatea optimă pentru influențal cu mai puțin de 2% s.o. temperatura este de  $35^\circ\text{C}$ , pentru 3 și 4% substanța organică volatilă, temperatura este de  $40^\circ\text{C}$ , iar pentru 5%  $43^\circ\text{C}$ , iar pentru 6% temperatura optimă este cca.  $45^\circ\text{C}$ . Peste 3% pînă la 6% s.o. inclusiv, productivitatea optimă pentru instalațiile de fermentare anaerobă realizate în scop energetic, temperatura corespunzătoare este cuprinsă între 35 și  $45^\circ\text{C}$ .

În concluzie calculele fermentatoarelor de  $1000 \text{ m}^3$  volum util, după tehnologia prezentei lucrări se vor elabora pentru temperatură de regim de  $+40^\circ\text{C}$ , TRH 15 zile și un randament de recuperare a căldurii de cca 50%. Dacă randamentul de recuperare a căldurii din efluent cu influențal crește la 75% se poate mări alimentarea, fără a mări autoconsumul de biometan. De asemenea dacă se reîntoarce biomasa din efluent în fermentator, se poate reduce TRH măriind producția și eficiența economică.



În condițiile de calcul a unei instalații după datele din tabelul X.3 producția maximă ce se poate realiza la +40°C TRH 15 zile și 6% s.o. este de 2090 m<sup>3</sup>/zi BG uscat, iar producția disponibilă este de 1850 m<sup>3</sup>/zi. Această analiză conduce la un autoconsum de :

$$-50^{\circ}\text{C } V_{BG_0} \ 50^{\circ} = \frac{2320 - 1980}{2320} \times 100 = 14,65\% \text{ din producția de de biometan}$$

$$-45^{\circ}\text{C } V_{BG_0} \ 45^{\circ} = \frac{2200 - 1920}{2200} \times 100 = 12,73\% \text{ din producție}$$

$$-40^{\circ}\text{C } V_{BG_0} \ 40^{\circ} = \frac{2090 - 1850}{2090} \times 100 = 11,48\% \text{ din producție}$$

- $35^{\circ}\text{C } V_{\text{BGc}} 35^{\circ}\text{C} = \frac{1567 - 1370}{1567} \times 100 = 12,57\%$  din producție
- $30^{\circ}\text{C } V_{\text{BGc}} 30^{\circ}\text{C} = \frac{1023 - 870}{1023} \times 100 = 14,95\%$  din producție
- $V_{\text{BGc}} 20^{\circ}\text{C} = 10,86\%$

Așa cum rezultă la 6% S.O. autoconsumul cel mai mic este la  $40^{\circ}\text{C}$ .

La 5% S.O. autoconsumul din producția realizată este :

- $50^{\circ}\text{C } V_{\text{BGc}} 50^{\circ} = \frac{2093 - 1770}{2093} \times 100 = 15,43\%$
- $45^{\circ}\text{C } V_{\text{BGc}} 45^{\circ} = \frac{1930 - 1660}{1930} \times 100 = 13,99\%$
- $40^{\circ}\text{C } V_{\text{BGc}} 40^{\circ} = \frac{1880 - 1640}{1880} \times 100 = 12,76\%$
- $35^{\circ}\text{C } V_{\text{BGc}} 35^{\circ} = \frac{1567 - 1370}{1567} \times 100 = 12,57\%$
- $30^{\circ}\text{C } V_{\text{BGc}} 30^{\circ} = \frac{1069 - 920}{1069} \times 100 = 13,94\%$
- $20^{\circ}\text{C } V_{\text{BGc}} 20^{\circ} = \frac{528 - 435}{528} \times 100 = 17,62\%$

Din aceste calcule rezultă că autoconsumul minim este la  $35^{\circ}\text{C}$  când încărcarea masică este  $3 \text{ kg SO/m}^3$  fermentator și zi.

La 4% S.O. în alimentare autoconsumul din producția realizată este :

- $50^{\circ}\text{C } V_{\text{BGc}} 50^{\circ} = \frac{1782 - 1450}{1782} \times 100 = 18,63\%$
- $45^{\circ}\text{C } V_{\text{BGc}} 45^{\circ} = \frac{1725 - 1455}{1725} \times 100 = 15,65\%$
- $40^{\circ}\text{C } V_{\text{BGc}} 40^{\circ} = \frac{1703 - 1460}{1703} \times 100 = 14,27\%$
- $35^{\circ}\text{C } V_{\text{BGc}} 35^{\circ} = \frac{1525 - 1370}{1525} \times 100 = 10,16\%$
- $30^{\circ}\text{C } V_{\text{BGc}} 30^{\circ} = \frac{1103 - 950}{1103} \times 100 = 13,87\%$
- $20^{\circ}\text{C } V_{\text{BGc}} 20^{\circ} = \frac{627 - 535}{627} \times 100 = 14,67\%$

Deci autoconsumul minim la 4% S.O. și încărcarea masică de  $2,4 \text{ kg SO/m}^3$  fermentator și zi este  $35^{\circ}\text{C}$ .

La 3% S.O. și încărcare masică  $1,8 \text{ kg/m}^3$  fermentator și zi autoconsumul din producția realizată este :

- $50^{\circ}\text{C } v_{\text{BGc}} 50^{\circ} = \frac{1602 - 1280}{1602} \times 100 = 20,10\%$
- $45^{\circ}\text{C } v_{\text{BGc}} 45^{\circ} = \frac{1580 - 1310}{1580} \times 100 = 17,09\%$
- $40^{\circ}\text{C } v_{\text{BGc}} 40^{\circ} = \frac{1543 - 1300}{1543} \times 100 = 15,75\%$
- $35^{\circ}\text{C } v_{\text{BGc}} 35^{\circ} = \frac{1355 - 1160}{1355} \times 100 = 14,39\%$
- $30^{\circ}\text{C } v_{\text{BGc}} 30^{\circ} = \frac{1039 - 885}{1039} \times 100 = 14,82\%$
- $20^{\circ}\text{C } v_{\text{BGc}} 30^{\circ} = \frac{654 - 560}{654} \times 100 = 14,37\%$

Temperatura optimă de lucru este de  $35^{\circ}\text{C}$  la încărcarea masică de  $1,8 \text{ kg SO}/\text{m}^3$  fermentator și zi.

La  $2\%$  SO și încărcare masică  $1,2 \text{ kg}/\text{m}^3$  fermentator și zi autoconsumul din producția realizată este :

- $50^{\circ}\text{C } v_{\text{BGc}} 50^{\circ} = \frac{1039 - 720}{1039} \times 100 = 30,70\%$
- $45^{\circ}\text{C } v_{\text{BGc}} 45^{\circ} = \frac{1025 - 735}{1025} \times 100 = 28,29\%$
- $40^{\circ}\text{C } v_{\text{BGc}} 40^{\circ} = \frac{1015 - 740}{1015} \times 100 = 27,09\%$
- $35^{\circ}\text{C } v_{\text{BGc}} 35^{\circ} = \frac{937 - 745}{937} \times 100 = 20,49\%$
- $30^{\circ}\text{C } v_{\text{BGc}} 30^{\circ} = \frac{744 - 590}{744} \times 100 = 20,69\%$
- $20^{\circ}\text{C } v_{\text{BGc}} 30^{\circ} = \frac{464 - 365}{464} \times 100 = 21,13\%$

La această încărcare masică temperatura optimă este  $35^{\circ}\text{C}$ .

În concluzie se poate menționa că temperaturile optime din punct de vedere a autoconsumului sînt cuprinse între  $35^{\circ}$  și  $40^{\circ}\text{C}$ . Cu cît încărcarea masică e mai mare cu a-tît temperatura optimă este mai apropiată de  $40^{\circ}\text{C}$ .

Așa cum rezultă din aceste calcule producția reală și temperatura de lucru sînt mai mici decît cele rezultate din fig.K.1, deoarece mai trebuiesc scăzute autoconsumurile pentru pierderile de căldură în mediul înconjurător și prin antrenarea cu biogazul a unei cantități de apă care preia energia din căldura sensibilă a biomasei.

# INSTALATIE DE BIOGAZ TIP I.C.P.E.A.R. CU RECUPERAREA CĂLDURII SI AUTOAMESTECARE

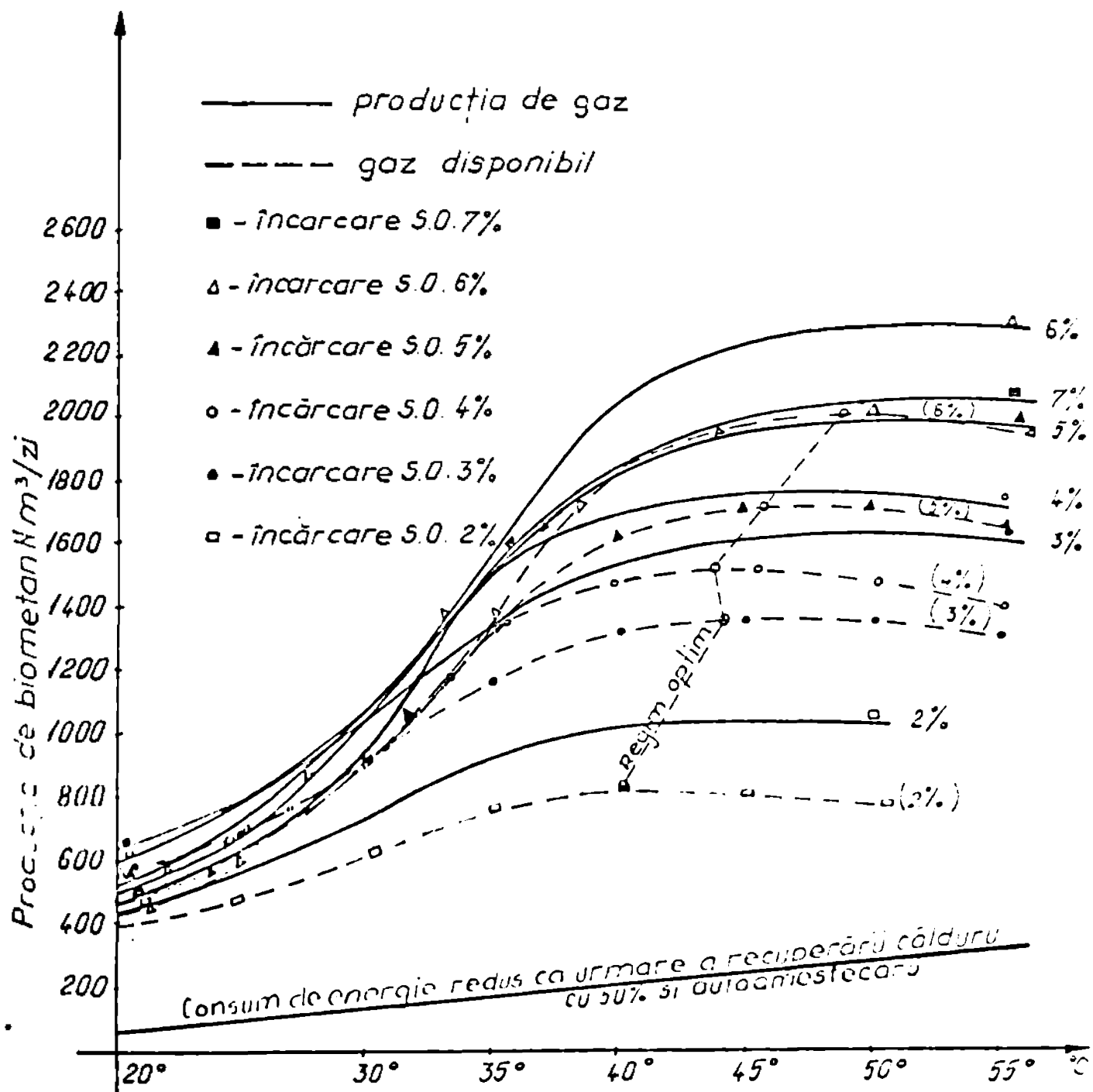
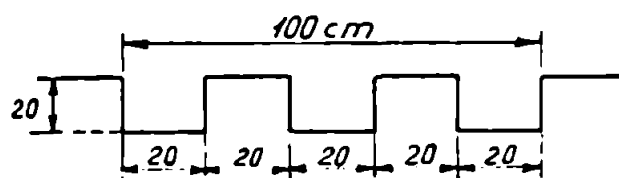


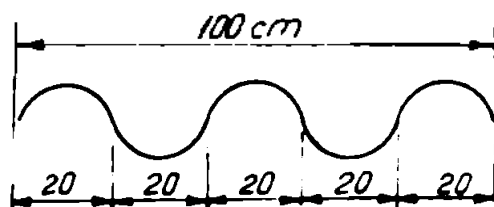
Fig-X-1. Producția de gaz în funcție de temperatură și conținut de substanțe organice cu alimentarea la +11°C și 56  $m^3/zi$  nămol biologic cu fermentator de 1000  $m^3$  volum util.

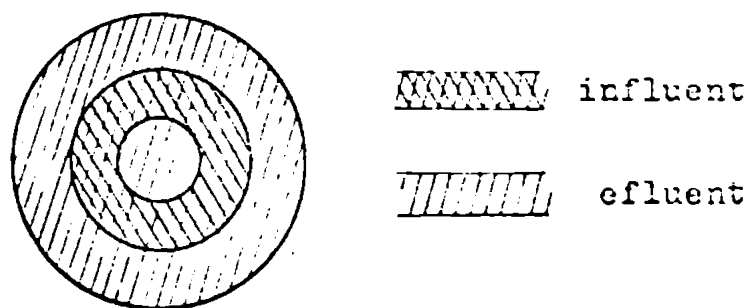
Aplicînd aceleași relații de calcul pentru alimentări zilnice mai mari, deci la timpi mai mici ai rețenței hidraulice rezultatele pot fi mai bune chiar și pentru o alimentare mai săracă în substanță organică. În aceasta situație se impune găsirea unei soluții tehnologice de ingineria procesului, prin care să se rețină biomasa în fermentator. Așa cum s-a arătat în studiul fermentării anaerobe în instalația pilot, biomasa decantată se poate returna din recuperatorul de căldură în fermentator. De asemenea se impune alegerea unei suprafețe de schimb caloric cît mai mari pentru recuperarea căldurii din efluent cît mai intensă. Acest ultim deziderat poate micșora diferența medie de temperatură între efluent și influent.

Dintr-o aproximație succesivă a diferenței medii de temperatură în condiții de iarnă, în care temperatura influentului este de  $+5^{\circ}\text{C}$ , iar temperatura de lucru este de  $+37^{\circ}\text{C}$ , temperatura efluentului nu poate fi coborîtă sub  $+12,5^{\circ}\text{C}$ , decît în cazul adoptării unei soluții care să mărească geometric suprafața de transfer. În acest caz s-a adoptat soluția unui perete despărțitor între influent și efluent de formă ondulată în unghiuri drepte ca în figură.



Această soluție e valabilă pentru namolurile biologice excedentare și dejectii de porc. Pentru dejectii de rumegătoare cu paie tocate, soluția recuperatorului de căldură trebuie să aibe onduleurile deschise. În această situație se realizează o desfășurată de 1,57 m/m liniar.





O altă metodă de realizare a recuperatorului de căldură este cel redat în schema instalației din metal fig.X.b. poz.7.

Aceste date corespund pentru substanța organică transformată sau introdusă în proces din nămol biologic excedentar orășnesc. Un procedeu de fermentare anaerobă de contact cu timp de retenție de contact de 10 zile are un randament de transformare a substanței organice între 50-56%, iar cantitatea de biometan produsă pe kg de substanță organică introdusă este cu 14 pînă la 22% mai mică; totuși productivitatea instalației crește substanțial. Dacă într-o instalație de 1000 m<sup>3</sup> se introduc zilnic 3000 kg S.O. și se produc 1800 m<sup>3</sup>, la un TRH de 15 zile și la temperatura de +37°C, la TRH de 10 zile producția aceeași instalații este de cca 2300 pînă la 2400 m<sup>3</sup>/zi biometan. Rezultatele economice pentru exploatarea unei instalații de fermentare anaerobă devin interesante la temperaturi de peste 35°C, Exploatarea și dimensionarea instalațiilor pentru fermentare anaerobă se efectuează în domeniul mezofil 20-42°C, pentru un timp de retenție de 15 zile, sau pentru 10 zile, În funcție de materialul substratului și de concentrația în substanță organică, temperatura maximă de lucru poate fi 45°C.

Pentru dimensionare am stabilit relațiile :

$$V_{BG} = P_{sp} \times S.O_i \text{ m}^3/\text{zi}$$

$$V_d = V_{BG} - V_{BGc} \text{ m}^3/\text{zi}$$

$$V_d = V_{BG} - \frac{1}{\eta_c \times P_{cBG}} (V_{BG} \times l_v Y + V_A \cdot C_{sp} \times$$

$$\times Dt_1 \frac{(100 - \eta_r)}{100} + 6 \times V_{inocul} Dt_3 + 24 \text{ A.L. } Dt_2) \text{ m}^3/\text{zi}$$

sau :



$$V_d = V_{BG} - 0,1137 V_A Dt_1 - 1,745 \cdot 10^{-3} A Dt_2 - 1,36 V_{in} Dt_3 -$$

$$- \frac{V_{BG} \times 1v.Y}{4400} \text{ m}^3/\text{zi}$$

PRODUCTIA DE GAZE LA THR 10ZILE SI FERMENTATOR 1000m<sup>3</sup>

TABEL X-4

SOU %	ISOi kg/zi	t [°C]	P <sub>sp</sub> [m <sup>3</sup> /kg SO <sub>2</sub> ]							
			25°	30°	35°	40°	42.5°	45°		
			0,260	0,340	0,390	0,440	0,460	0,465		
1	1000	VBG m <sup>3</sup> /zi	260	340	390	440	460	465		
			Vd m <sup>3</sup> /zi	94,5	132,5	140	157,5	145	130	
2	2000	VBG m <sup>3</sup> /zi	520	680	780	880	920	930		
			Vd m <sup>3</sup> /zi	354,5	472	529,5		605,5	595	
3	3000	VBG m <sup>3</sup> /zi	780	1020	1170	1320	1380	1395		
			Vd m <sup>3</sup> /zi	614,5	812	919,5		1055,5	1060	
4	4000	VBG m <sup>3</sup> /zi	1040	1360	1560	1760	1840	1860		
			Vd m <sup>3</sup> /zi	874,5	1152	1309,5	1467,5		1525	
5	5000	VBG m <sup>3</sup> /zi	1200	1700	1950	2200	2300	2325		
			Vd m <sup>3</sup> /zi	1034,5	1492	1700	1907,5		1990	
6	6000	VBG m <sup>3</sup> /zi	1560	2040	2340	2640	2760	2790		
			Vd m <sup>3</sup> /zi	1394,5	1832	2089,5	2347,5		2455	

ISOi - Incarcarea masica  
 VBG - Volumul de gaze realizat  
 VD - Volumul de gaze disponibil

Din tabelul X.4 rezultă că procedeul devine economic la un TRH de 10 zile de la un conținut de 2% s.o. la temperatura de 40°C și prezintă o producție maximă la 42,5°C. La 6% s.o. și 42,5°C producția de gaze poate atinge 2760 m<sup>3</sup> pe zi, iar autoconsumul de biometan pentru menținerea procesului de temperatură de lucru este de 315 m<sup>3</sup> pe zi și o producție disponibilă de 2445 m<sup>3</sup>/zi. Din aceste date rezultă că sporul de producție între exploatarea instalației la 40 și 42,5°C este de 98 m<sup>3</sup>/zi iar autoconsumul a crescut numai cu 22 m<sup>3</sup>/zi - ceea ce înseamnă un mic spor de biometan disponibil de 76 m<sup>3</sup>/zi. Pentru 2% și 3% s.o. temperatura optimă este de 40°C așa cum rezultă din tabelul X.4. producția este de 880 m<sup>3</sup> pe zi respectiv 1320 m<sup>3</sup> pe zi, iar consumul propriu este de cca 300 m<sup>3</sup> biometan pe zi.

În condiții practice se poate obține un regim termic optim de  $41^{\circ}\text{C} \pm 2$  la un TRH de 10 zile și o concentrație în s.o. de 4% respectiv 4000 pînă la 5000 kg s.o.v./zi cu o producție disponibilă de gaz de  $2000 + 2000 \text{ m}^3 \text{ EG/zi}$ .

Din cele două tabele X.3 și X.4 rezultă că instalațiile nu sînt nerentabile energetic pentru alimentarea cu nămol biologic mai sărac în s.o. de 2% și exploatare la temperaturi sub  $+35^{\circ}\text{C}$ , dar cu cît concentrația crește cu atît eficiența economică este mai bună. În cazul în care se scurtează TRH, este recomandabil să se ridice temperatura, și să nu se depășească concentrația de 6% în s.o. a alimentării. La mărirea alimentării de la  $60 \text{ m}^3/\text{zi}$  la  $100 \text{ m}^3$ , temperatura optimă crește de la 35 la  $42^{\circ}\text{C}$ , pentru a avea totuși un grad de transformare corespunzător la 5% s.o.

Rezultatele prezentate sînt valabile numai în cazul în care instalația de fermentare anaerobă este prevăzută cu recuperarea căldurii de la efluent, cu influentul în proporții de cel puțin 50-57% și recuperarea biomasei din efluent și întoarcerea acesteia în fermentatorul instalației.

Așa cum s-a arătat la alegerea soluțiilor tehnologice, condiția pentru a face disponibil biometanul într-o măsură mai mare și mai ales în timp de iarnă, este necesar să se aleagă o izolare termică potrivită al cărei coeficient de transfer caloric să nu depășească  $0,4 \text{ Kcal/m}^2 \text{ oră și } ^{\circ}\text{C}$ .

În aceste condiții de concepție și dimensionare a instalației pentru fermentare anaerobă ea poate deveni energetică, făcînd disponibile importante cantități de biometan pentru alte utilizări.

Pentru a evidenția soluțiile tehnologice adoptate ca urmare a lucrărilor de cercetare la nivel de laborator, pilot și industrial, în comparație cu soluțiile clasice s-a întocmit tabelul X.5. Datele din tabel sînt calculate în condiții de încărcare masivă, temperaturi și timp de retenție identice.

Pentru a ilustra rezultatele comparative între soluțiile clasice și cele rezultate din studiile de față s-au întocmit graficele din figurile X.1; X.2; X.3.

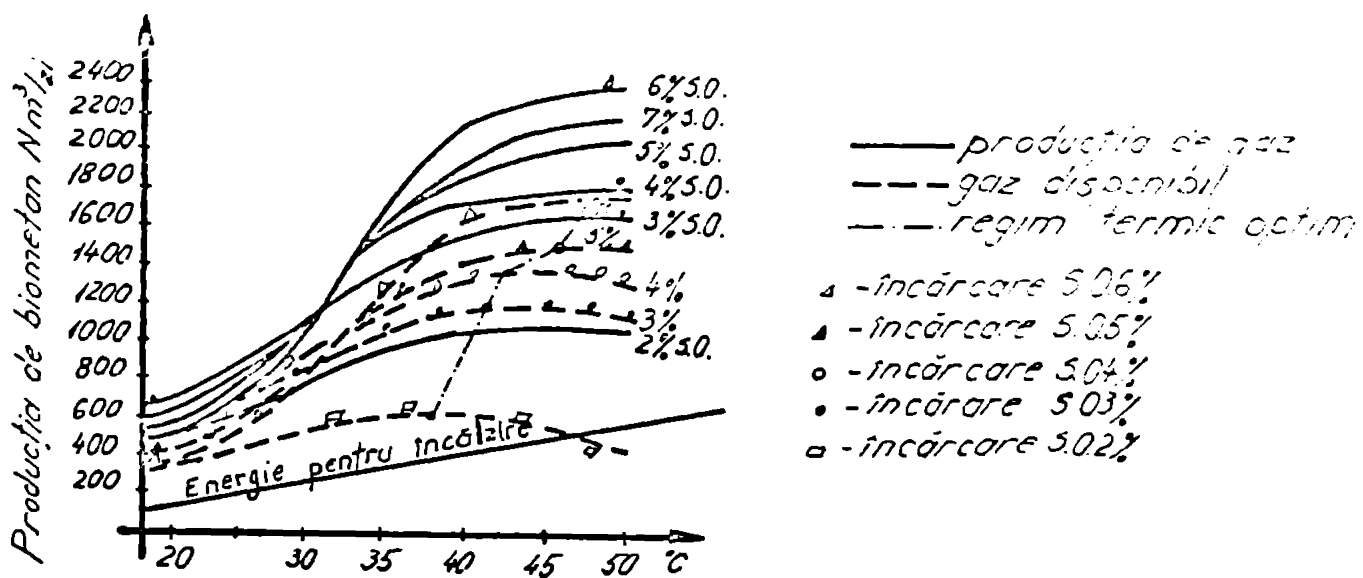


FIG. X.2. Producția de gaz în funcție de temperatură și conținut de substanțe organice cu alimentarea la  $11^{\circ}C$  și  $66 m^3/d$ , nămol biologic în instalații cu capacitatea de  $1000 m^3$  fără amestecare.

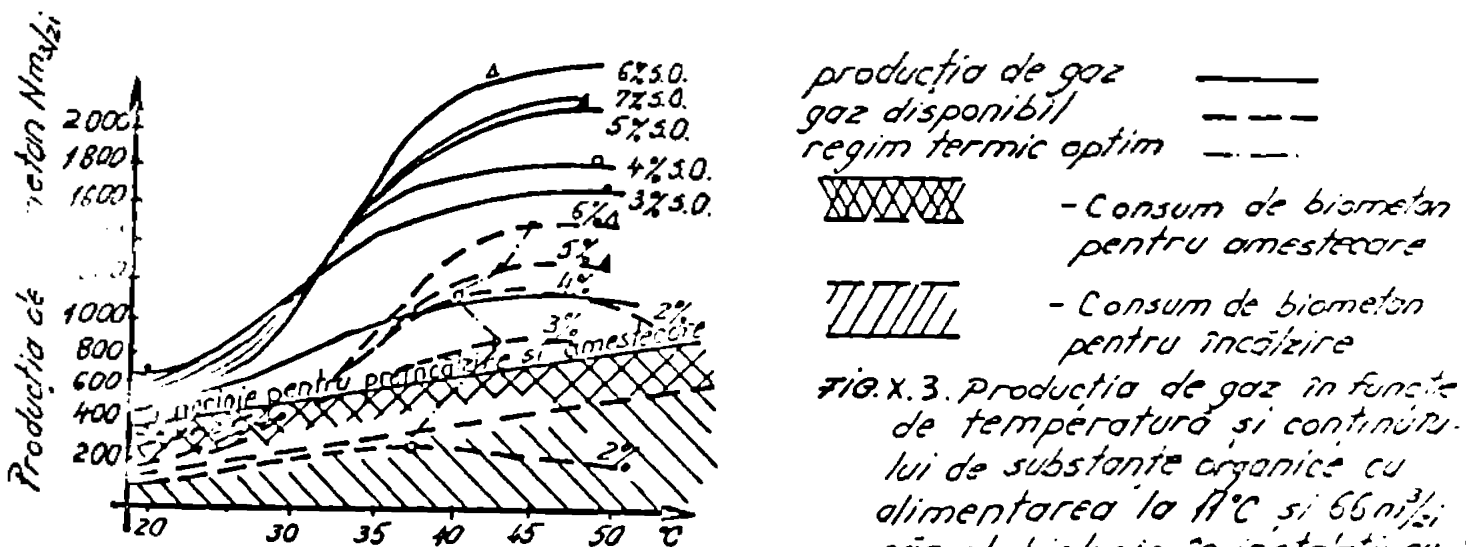


FIG. X.3. Producția de gaz în funcție de temperatură și conținutul de substanțe organice cu alimentarea la  $11^{\circ}C$  și  $66 m^3/d$ , nămol biologic în instalații cu capacitatea de  $1000 m^3$  și un consum de energie de amestecare de  $335 kWh/zi$ .

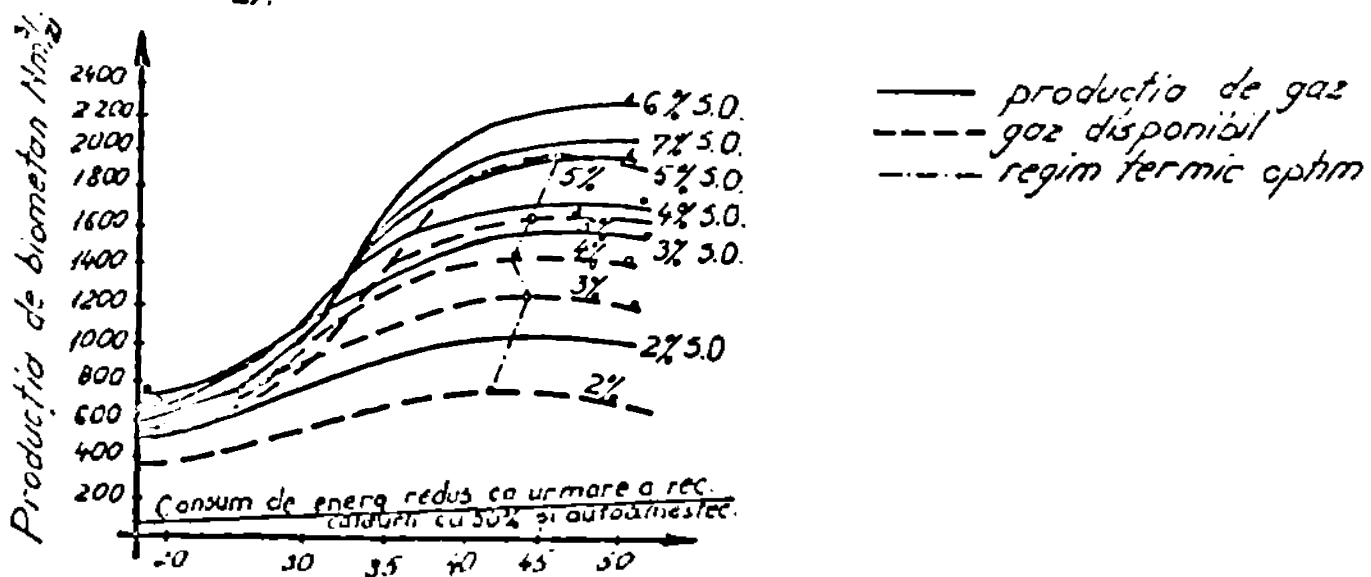


FIG. X.4. Producția de gaz în funcție de temperatură și conținutul de substanțe organice cu alimentarea la  $11^{\circ}C$  și  $66 m^3/d$ , nămol biologic cu fermentator de  $1000 m^3$  volum util. Instalație cu autoamestec și rec. de căldură în prop. de 50%.

SUBSTANȚA ORGANICĂ PROVINE DIN DEJEȚII DE PORC DIN LUNILE SEPTEMBRIE - OCTOMBRIE.

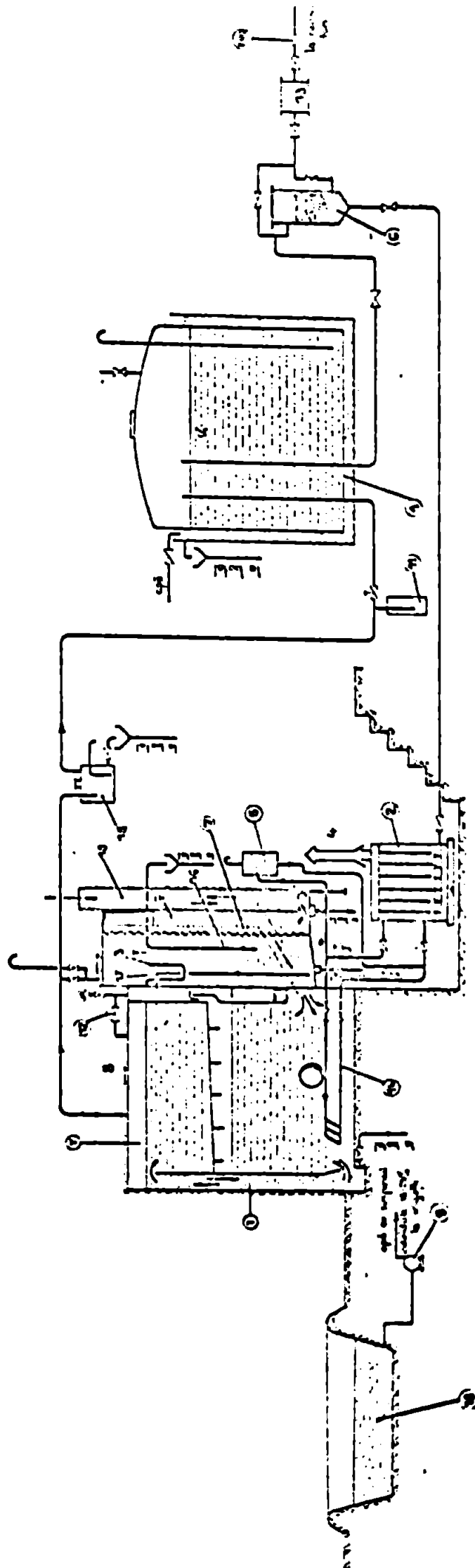


FIG X.4. SCHEMA TEHNOLOGICA A INSTALATIEI CONFORM PROCEDEULUI CERCEATAT

# TABEL CU PARAMETRII COMPARATIVI ÎNTRU INSTALATIILE CLASICE SI INSTALATIA CU RECUPERAREA CALDURII CU 50% SI AUTOAMESTECARE

PARAMETRII	Temperatură 20 °C							30 °C							35 °C							40 °C							50 °C						
	U.M. de lucru în % olim. 2																																		
	1	2	3	4	5	6	7	1	2	3	4	5	6	7	1	2	3	4	5	6	7	1	2	3	4	5	6	7	1	2	3	4	5	6	7
1. Producția specifică	1100	1025	950	800	725	625	1200	1050	995	900	775	650	1250	1100	1050	950	875	775	1240	1150	1075	1000	950	850	1250	1175	1125	1075	1000	900					
2. Grad de transformare	32	29	25	20	17	16	47	45	42	36	33	32	58	56	55	50	45	43	62	61	60	57	55	48	63	62	60	59	58	50					
3. Incarcarea specifică sau incarcarea masică	1,32	2,20	2,64	3,30	4,00	4,60	1,32	2,20	2,64	3,30	4,00	4,60	1,32	2,20	2,64	3,30	4,00	1,32	2,20	2,64	3,30	4,00	4,60	1,32	2,20	2,64	3,30	4,00	4,60						
4. Producția zilnică pe m <sup>3</sup> de fermentator	0,46	0,55	0,62	0,52	0,49	0,46	0,74	0,89	1,03	1,06	1,02	0,99	0,93	0,87	0,85	0,82	0,77	1,01	1,05	1,10	1,17	1,20	1,18	1,03	1,03	1,02	1,02	1,02	1,02						
5. Producția zilnică a unui fermentator de 1000 m <sup>3</sup>	464	554	627	528	493	460	744	809	1039	1069	1023	997	937	857	835	829	777	1015	1043	1073	1180	1209	1187	1039	1039	1039	1039	1039	1039						
6. Autoconsum pentru: - preincalzire - amestecare - preincalzire curecu- perare de căldură 50%	- 135	- 233	- 70	368	514	514	- 285	- 233	- 145	514	514	514	- 360	- 233	- 180	593	593	- 435	- 233	- 217	668	668	668	- 585	- 233	818	818	818							
7. Producția disponibilă zilnică a unui fermentator clasic de 1000 m <sup>3</sup> (fără recu- perare de căldură mec. 0,333 Kwh/m <sup>3</sup> )	95	226	359	160	135	92	226	521	585	525	525	439	444	762	932	982	982	347	875	1039	1212	1422	221	784	964	1279	1502	1252							
8. Producția disponibilă zil- nică a unui fermentator de 1000 m <sup>3</sup> cu recup. căldură mec. 0,333 Kwh/m <sup>3</sup> autoamestecare	35	58	55	458	423	490	999	884	958	898	898	812	757	1279	1365	1395	1395	798	1326	1486	1663	1653	746	1309	1489	1850	2027	1777							

Condițiile de calcul au fost luate pentru cceleași deiee, același TRH, iar pentru amestecare s-a luat 0,333 Kwh/m<sup>3</sup> fermentator. Valorile de căldură în mediu exterior s-au considerat egale pentru cele două tipuri de fermentatoare și acestea se vor lua în calcul din volumul de biomasă disponibil dat în tabele.

Din figurile X.1; X.2; X.3 și tabelul X.5 se poate concluda că instalația pentru fermentare anaerobă a dejecțiilor de porc cu autoamestecare și recuperarea căldurii, așa cum rezultă din această lucrare, face disponibilă o cantitate mai mare de energie în comparație cu Instalațiile de fermentare anaerobe clasice. Astfel o instalație de fermentare anaerobă de  $1000\text{m}^3$  disponibilizează în plus față de instalațiile clasice  $450-600\text{ Nm}^3$  biogaz pe zi.

XI. DIMENSIONAREA UNEI INSTALAȚII FERMENTARE

ANAEROBA ÎN SCOPURI ENERGETICE CU UN VOLUIM DE 1000 m<sup>3</sup>

Schema de funcționare are la bază principiul verificat de fermentare în două trepte cu autoamestecare, decantarea bio-masei și returnarea ei în proces ca inocul periodic cu recuperator de căldură. Concepția sistemului studiat are în vedere alegerea unor soluții, care să înlăture ori ce consum de energie din exterior, precum și să se reducă pierderile de căldură printr-o bună izolare, să se rețină materialele în fermentator în funcție de biodegradabilitatea acestora, să se reducă valoarea de investiții, să se simplifice munca de exploatare și întreținere precum și să se asigure autonomie energetică de funcționare

Forma fermentatorului poate fi paralelipipedică sau rotundă cu laturile de 12 m și înălțimea de 8 m, sau cu un diametru de 13 m și o înălțime de 9 m.

Pentru exemplificare se prezintă pentru fermentatorul paralelipipedic cu dimensiunile menționate și care este realizat practic în două instalații modul.

1. Volumul util al fermentatorului 1000 m<sup>3</sup>
2. Volumul total 1200 m<sup>3</sup>
3. Dimensiuni alese - paralelipiped cu latura de 12 m
4. Înălțimea  $H = \frac{V}{l \times l} = \frac{1200}{12 \times 12} = 8,35 \text{ m} \approx 8 \text{ m}$
5. Volumul de gaz produs zilnic estimat la 1200 m<sup>3</sup>/zi
6. Numărul de echilibrări de presiune pentru amestecare pe zi -  
N = 6 ori
7. Diferența de presiune dintre compartimentul inferior și cel superior  $D_h = 3 \text{ m c.a.}$
8. Cota deversorului de evacuare din fermentator  $H_E = H - h_{\text{gaze}} = 8 - 0,5 = 7,5 \text{ m}$
9. Înălțimea minimă în compartimentul inferior  $N_{mi} = H_E - D_h = 7,5 - 3 = 4,5 \text{ m}$
10. Producția zilnică de gaze a compartimentului inferior  $\frac{3}{4}$  din producția instalației  $P_{ci} = P \times \frac{3}{4} = 1200 \cdot \frac{3}{4} = 900 \text{ m}^3/\text{zi}$
11. Volumul de gaze dislocuit la o singură egalare a presiunilor :  $V_{ci} = \frac{P_{ci}}{N} = \frac{900}{6} = 150 \text{ m}^3$
12. Distanța dintre peretele de compartimentare pe verticală și peretele fermentatorului : -3m ales -
13. Secțiunea compartimentului vertical :  $S_{c1} = l \times 3 = 12 \times 3 = 36 \text{ m}^2$

14. Lățimea supapelor hidraulice : 1,0 m aleasă
15. Grosimea peretelui vertical și a peretelui compartimentelor supapelor hidraulice : 0,2 m alese
16. Secțiunea compartimentului superior :  
 $S_{cs} = Lv(L-3-1,0-0,4) = 12 \times 7,6 = 91 \text{ m}^2$
17. Dimensiunile puțului de vizitare pe verticală a compartimentului inferior :  $S_{pv} = 2 \times 1,2 = 2,4 \text{ m}^2$  alese
18. Secțiunea compartimentului inferior :  
 $S_{ci} = S_s + S_{pv} = 91 + 2,4 = 93,5 \text{ m}^2$
19. La echilibrarea presiunilor :  $V_{ci} = V_{es} + V_{cl} \text{ m}^3$
20. Nivelul planșeului de separare a compartimentelor :  
 $V_{ci} = V_{cs} + V_{cl} = 150 \text{ m}^3 - S_{cs}(H_E - X) + S_{cl}(H_E - X)$  sau  

$$X = \frac{H_E(S_{cs} + S_{cl}) - V_{ci}}{S_{cs} + S_{cl}} = \frac{8025}{127} = 6,3 \text{ m}$$
21. Panta planșeului orizontal se alege la 4%
22. Cota nivelului de deversare a supapelor hidraulice  
 $C_{Nh} = X + \frac{\text{panta planșeului}}{2} = 6,3 + \frac{(12-3)4}{2 \times 100} = 6,5 \text{ m}$
23. Volumul prăbușit prin compartimentul lateral care agită baza fermentatorului la o singură egalare de presiune :  
 $V_{cl} = S_{cl}(H_E - X) = 36(7,5 - 6,3) = 43 \text{ m}^3$
24. Volumul prăbușit din compartimentul superior la partea de sus a compartimentului inferior :  
 $V_{cs} = S_{cs}(H_E - C_{Nh}) = 91(7,5 - 6,5) = 91 \text{ m}^3$
25. Volumul total ce se prăbușește la o singură egalare :  
 $V_{og} = V_{cl} + V_{cs} = 43 + 91 = 134 \text{ m}^3$  sau  
 Volumul vehiculat zilnic  
 $V_{vh} = V_{ag} \times 6_{\text{egalări}} = 800 \text{ m}^3/\text{zi} - \text{din } 900 \text{ m}^3$   
 biomasă în fermentare anaerobă
26. Înălțimea peretelui vertical de comunicare a compartimentelor :  $H_D = X + g_p + 0,8 = 6,3 + 0,2 + 0,8 = 7,3 \text{ m}$
27. Înălțimea de calcul a închiderii hidraulice a supapelor :  

$$h_B = H_D - X + h_1 = \frac{(H_D - X)(S_{ci} + S_{cl})}{S_{ci}} = 1,53 \text{ m}$$

$$h_1 \cdot S_{ci} = (H_D - X)S_{cl}$$

$$h_1 = \frac{(H_D - X)S_{cl}}{S_{ci}}$$
28. Închiderea de siguranță aleasă  $h = 0,4 \text{ m}$
29. Înălțimea închiderii hidraulice :  
 $H_h = h_g + h = 1,53 + 0,4 = 1,93 \text{ m}$
30. Deschiderea dintre compartimentele supapei hidraulice :  
 aleasă 0,5 m



31. Înălțimea totală a supapei :  $I_s = H_h + 0,5 = 2,5 \text{ m}$   
 32. Cota închiderii hidraulice :  $C_h = C_{Nh} - H_h = 6,5 - 2 = 4,5 \text{ m}$   
 33. Nivelul minim în compartimentul inferior :
- $$N_m \text{ X} = \frac{(S_{cl} - S_{cs}) (H_E - X)}{S_{ci}}$$

NOTAȚII :

- H - înălțimea fermentatorului în m ;
- N - numărul de egalări a presiunii între compartimente ;
- Dh - diferența de presiune dintre compartimente în m.c.a;
- $H_E$  - nivelul de deversare a efluentului din fermentator în m ;
- $N_{mi}$  - nivelul minim în compartimentul inferior în m ;
- $P_{ci}$  - producția zilnică în compartimentul inferior  $\text{Nm}^3/\text{zi}$ ;
- $V_{ci}$  - volumul dislocuit din compartimentul inferior  $\text{m}^3$  ;
- $S_{cl}$  - secțiunea compartimentului lateral în  $\text{m}^2$  ;
- $S_{cs}$  - secțiunea compartimentului superior în  $\text{m}^2$  ;
- $S_{pv}$  - secțiunea puțului de vizitare a compartimentului inferior  $\text{m}^2$  ;
- $S_{ci}$  - secțiunea compartimentului inferior  $\text{m}^2$  ;
- $V_{cs}$  - volumul compartimentului superior în  $\text{m}^3$  ;
- $V_{cl}$  - volumul compartimentului lateral  $\text{m}^3$  ;
- X - nivelul planșeului de despărțire compartimente în m ;
- $C_{Nh}$  - cota de deversare a supapelor hidraulice în m ;
- $H_D$  - cota deversorului vertical în m ;
- $h_s$  - înălțimea de calcul a închiderii hidraulice în m ;
- $H_h$  - înălțimea închiderii hidraulice în m ;
- $I_s$  - înălțimea totală a supapelor în m ;
- $C_h$  - cota închiderii hidraulice față de baza fermentatorului în m.

Inchiderea hidraulică are o funcționare mai deosebită. După egalarea presiunilor supapele pentru închiderea hidraulică și izolarea celor două compartimente lucrează la început în echilibru cu lichidul din compartimentul superior. Viteza de scocore a nivelului din supapa hidraulică, în partea ce corespunde cu compartimentul inferior, este mai rapidă pînă cînd nivelul lichidului din compartimentul lateral a ajuns la cota deversorului supapei. Această situație se explică prin aceea că, cota peretelui vertical peste care trebuie să deverseze (7,40m) în timp ce lichidul din închiderea hidraulică în contact cu compartimentul superior nu poate depăși cota planșeului (6,5m). Volumul de li -

chid din supapă este mic și nu poate influența nivelul rezanent din compartimentul superior.

Această decalare de nivele începe să se compenseze după ce fluidul din compartimentul lateral deversează peste peretele vertical în compartimentul superior. Nivelele din compartimentul inferior și din supapa hidraulică de izolare, asupra căroră își exercită presiunea același gaz, devin egale când fluidul din compartimentul superior a ajuns la nivelul pragului de deversare a peretelui vertical și rămân egale pînă la cota de evacuare din compartimentul superior.

Pentru autoamestecare este important ca egalările de presiune între compartimente se efectuează numai cînd presiunea din compartimentul inferior este de 3 mca. Aceasta se impune pentru ca la egalare fluidul de amestecare din compartimentul superior să aibe loc în compartimentul inferior și să asigure un mic spațiu de degazare după acțiunea amestecării.

Pentru amorsare instalația se umple pînă la curgere prin racordul de evacuare. Se lasă perioada de amorsare, care prin degajare de gaze începe să creeze diferență de presiune între compartimente și să evacueze singur prin preaplin excesul. O dată cu apariția gazului se începe încălzirea compartimentului inferior. În funcție de anotimp încălzirea poate dura pînă la 20-25 de zile, pentru a ajunge la un regim de +35°C și cca 30 zile pentru a ajunge la 40°C.

Compartimentul de evacuare este izolat termic de fermentator și separat de fluxul de alimentare printr-un perete metalic, care asigură preluarea căldurii de influent de la efluent favorizînd în același timp decantarea biomasei și biocenozei evacuate din fermentator. Acest compartiment este prevăzut cu sistem de alimentare, evacuare și cu conductă de inocul, care readuce decantatul din compartimentul de evacuare în compartimentul fermentatorului, în momentul echilibrării presiunilor dintre compartimente. Compartimentul de evacuare este egalat ca presiune cu compartimentul superior. Acțiunea sub care se efectuează acest inocul este diferența de nivel între lichidul din compartimentul de evacuare și compartimentul inferior al fermentatorului. Pentru ca această conducție de biomasă și biocenoză decantată în compartimentul de evacuare să nu fie prea mare racordul conductei se realizează la o înălțime corespunzătoare calculată astfel :

1. Volumul de inocul  $15 \text{ m}^3/\text{zi}$
2. Dimensiunile decantorului se prestabilesc pentru staționarea de cca o zi (conform lucrărilor din laborator decantarea se realizează în cca.12 ore. Pentru siguranță s-a ales timp dublu)
3. Volumul maxim alimentat în fermentator  $66\text{m}^3/\text{zi}$  sau  $100\text{m}^3/\text{zi}$
4. Volumul decantorului (compartimentul de evacuare) egal cu evacuarea care în volume este egală cu alimentarea deci  $100\text{m}^3$   
 $V_D = L_d \times H_d \times l_d = 6 \times 6 \times 1,9 \text{ m} = 88,94 \text{ m}^3$
5. Secțiunea decantorului este :  $S_D = 6 \times 1,9 = 11,4\text{m}^2$
6. Volumul inoculului la o egalare de presiune  
 $V_i = \frac{V_{\text{inocul}}}{6_{\text{egalări}}} = \frac{15}{6} = 2,5 \text{ m}^3$
7.  $dh_{e-i} = H_{\text{evac.}} - H_{\text{inocul}}$  în care  
 $H_{\text{evac.}}$  = cota de evacuare din fermentator (m)  
 $H_{\text{inocul}}$  = cota de intrare inocul în spațiul compartimentului inferior în (m)  
 $dh_{e-i} = \frac{V_i}{S_D} = \frac{2,5}{11,4} = 0,22 \text{ m}$
8.  $H_{\text{inocul}} = H_{\text{evac.}} - dh_{e-i} = 7,50 - 0,22 = 7,28 \text{ m} \quad 7,30 \text{ m}$

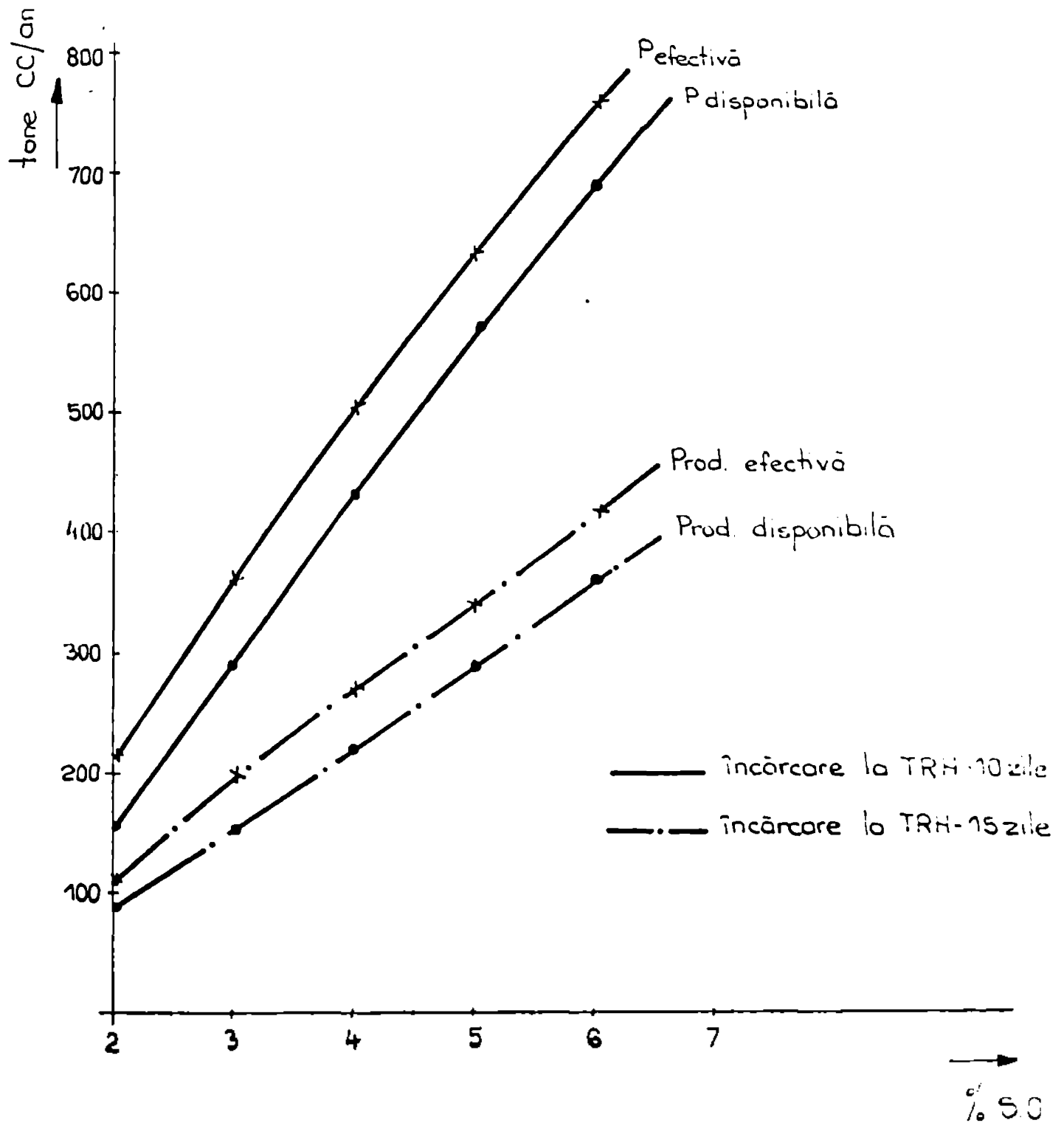
În momentul amorșării la creșterea presiunii în fermentator evacuarea se realizează și prin conducta de inocul, pînă cînd nivelul scade sub nivelul cotei de intrare a conductei de inocul în fermentator.

Evacuarea din compartimentul de evacuare se face pe jos, de la înălțimea peretelui metalic de transfer termic, pentru a se evacua fluidul rece, care în contracurent cu fluidul alimentat, a cedat căldura acestuia. Deoarece decantatul de la partea inferioară a compartimentului de evacuare este rece se limitează și aducțiunea de inocul în fermentator și tot această situație ușurează și decantarea.

Cota nivelului de evacuare din compartimentul decantor este mai mare cu cca 15 cm decît cota de evacuare din fermentator pentru a compensa presiunea din fermentator cu presiunea atmosferică.

Fig. XI.

# PRODUCȚIA DE BIOMETAN ÎN FUNCȚIE DE ÎNCĂRCARE ȘI CONCENTRAȚIA SUBSTANȚEI ORGANICE



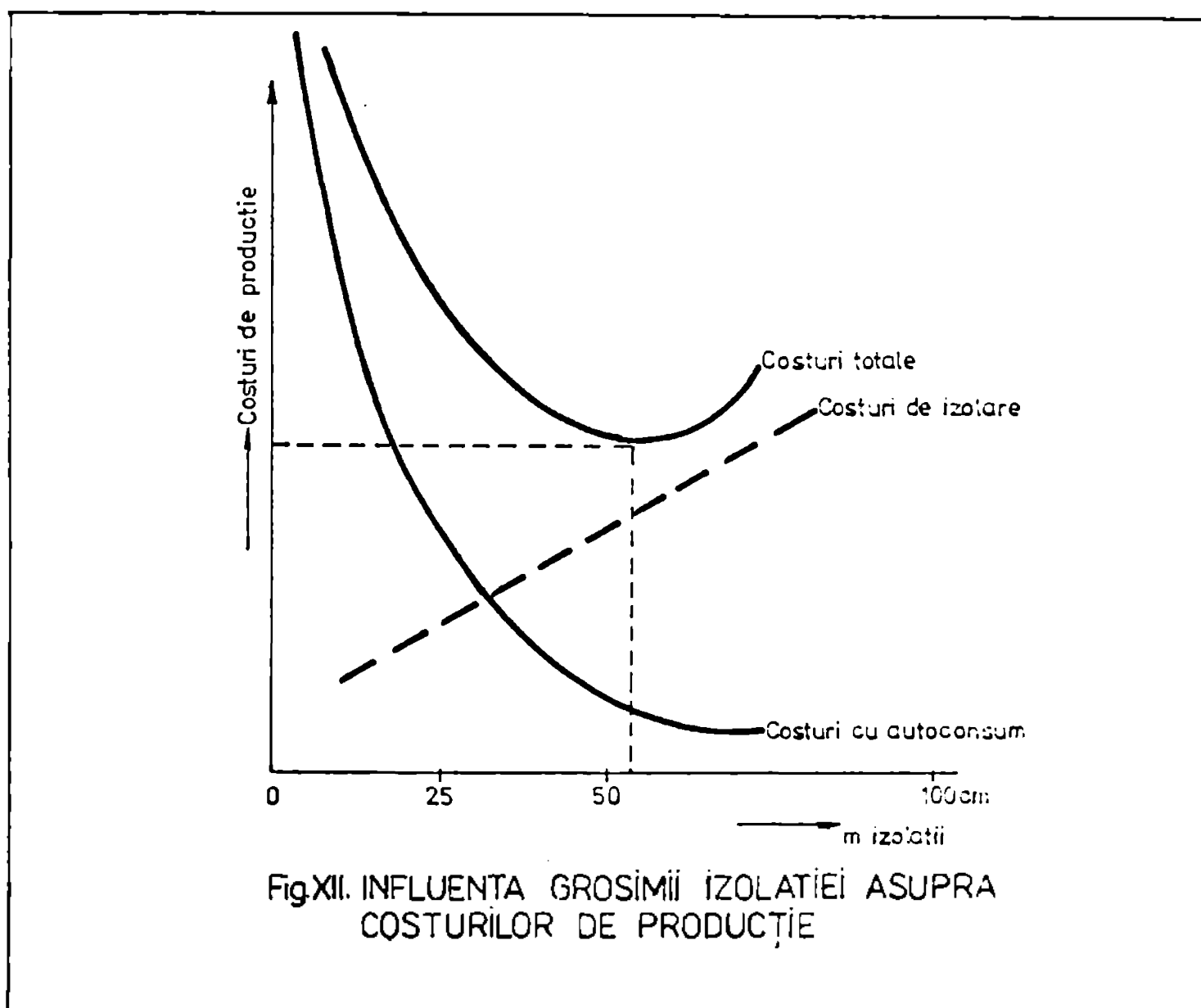
Din figura XI rezultă evident geometria fermentatorului, iar cumulat cu figura X .a și X .b rezultă și modul complet de funcționare. Soluția de funcționare a fost astfel aleasă încît materialele solide flotante să fie inoculate cu biomasă decantată, atît din compartimentul superior, cît și din decantorul recuperator ajutînd procesul de descompunere bacteriană a substanței organice mai greu biodegradabilă. Soluționarea comunicării între compartimentul inferior cu compartimentul superior, prin peretele lateral vertical, așa cum se vede în figura utilajului, obligă la alimentarea compartimentului superior cu biomasă de la baza compartimentului inferior, adică produse de descompunere decantate și care trebuie evacuate din sistem. Deci materialele flotante mai greu biodegradabile alimentate în compartimentul inferior nu pot ajunge în compartimentul superior, decît după o distrugere a materiei organice și căderea ei spre baza compartimentului inferior de unde poate urca în timp spre compartimentul superior.

Alimentarea periodică a fermentatorului produce o ridicare a nivelului în compartimentul superior (la 0,3 atm), nu și în cel inferior. În acest mod se ajunge la racordul de evacuare de unde biomasa din compartimentul superior decantată parțial părăsește fermentatorul deversînd în decantorul recuperator. Acest mod de funcționare asigură o integritate absolută de funcționare a fermentatorului, fără a se depăși presiunile de lucru și fără a se evacua supernatantul proaspăt adus cu influentul în compartimentul inferior al utilajului.

Aceste aspecte crează condiții de transformare a materiei organice biodegradabile anaerob, într-o măsură mai mare, decît în fermentatoarele clasice și o anihilare mai completă a bacteriilor aerobe patogene și evident cu o producție de biometan mai mare decît în variantele uzuale (tabelul X.5 și fig.X.1).

În scopul obținerii într-o măsură cît mai mare a biometanului disponibil, produs în fermentator s-au adoptat și alte soluții de ingineria procesului, pentru încălzirea biomasei și a recuperării energiei de la efluent la influent precum și prin adoptarea unei variante de izolare a

fermentatorului care să elimine într-o măsură cât mai mare pierderile de căldură din sistem (fig.XII).



Pentru a realiza o independență cât mai mare în funcționare, sistemul de încălzire a biomasei, realizat prin imersarea unor serpentine în compartimentul inferior este alimentat cu apă caldă prin termosifon, de la un cazan propriu, încălzit cu biometan, prevăzut cu arzător automat cu limitator de temperatură pe ieșirea apei din cazan. Arzătorul fiind un utilaj de ardere cu aspirație de aer pentru gaz metan s-a adoptat, mărind secțiunea duzelor în raport invers proporțional cu puterea calorică a gazului metan în raport cu cea a biometanului.

Au fost efectuate studii și în privința coroziunii biometanului, care au afectat aparatele de măsurare a debitelor, conductele și părțile metalice ale componentelor fermentatorului. Această situație a condus la testarea diverselor metale pentru reținerea componentelor agresive din biometan. Componentele agresive sînt în special compușii chimici ai sulfului bivalent ( $S^{2-}$ ). Protecția cea mai eficientă este o vopsire cu pelicalogene (în 2-3 straturi pe bază de rășini epoxidice. Din încercările efectuate s-a concluzionat că fonta este cea mai reactivă dintre metalele uzuale. După o contactare a gazului umed cu șpanul de fontă compoziția biometanului s-a modificat, mai ales în ceea ce privește componenții cu  $S^{2-}$ . Astfel a reeșit că din cele 0,1 pînă la 0,05% combinații cu  $S^{2-}$  s-a ajuns la 2-3 ppm. Deoarece biometanul conține așa cum s-a arătat și vapori de apă, instalațiile sînt prevăzute cu separatoare de apă de condens. Procesul de retenție a derivaților cu sulf pe șpan de fontă este complet și continuu. Spălarea sulfurilor de pe șpan se realizează prin spălarea cu condens, provenit din umiditatea biometanului. Filtrele cu șpan de fontă amplasate înainte de consumatori pot fi utilizate și ca opritori de flăcări pentru traseul de gaze și gazometre. Pînă la consumatori este indicat să rămîna combinațiile  $S^{2-}$  care odorizează biometanul și permite sesizarea scăpărilor de gaze.

XII. ASPECTE ECONOMICE ALE INSTALAȚIEI PENTRU PRODUCEREA BIOMETANULUI ÎN TEHNOLOGIA CERCETATĂ

Așa cum s-a arătat penuria energetică există și se face simțită mai ales în zonele îndepărtate de centralele industriale și în țările în curs de dezvoltare. Problema organizării producției de biometan în zonele menționate nu rezolvă în ansamblu problema energetică, dar poate contribui într-o măsură importantă pentru diminuarea acestei carențe. Alături de alte surse de energie neconvențională problema devine o preocupare largă în cele mai multe țări din lume.

Conceptul instalației de biometan în scopuri energetice, concomitent cu cel al epurării, poate utiliza nu numai nămolul biologic excedentar sau dejecțiile animaliere, ci și o parte din vegetația anuală încă neutilizată de civilizația noastră. Ținând seama de faptul că o importantă cantitate de biomasă, realizată prin fotosinteză naturală, rămâne neutilizată după fiecare perioadă de vegetație, ca urmare a cerințelor tot mai mari de materii prime, se impune utilizarea acesteia ca sursă de energie, cu atât mai mult cu cât aceasta se reface și nu pauperizează solul de elementele nutritive. Efluentul din procesul de fermentare anaerobă se elimină în mediul ambiant cu toate substanțele anorganice și organice, sub o formă sau alta asigurând circulația materiei în natură. Prin procesul de fermentare anaerobă se preia în mod sintetic o parte din energia asimilată de plante prin fotosinteză. Deoarece în sol se reîntorc toate substanțele minerale : azot, fosfor, potasiu, sodiu, calciu, magneziu, etc., efluentul din procesele de fermentare anaerobe, este un îngrășămint natural prețios și la concentrații potrivite pentru sol (38, 46). Lipsa suspensiilor mai mari de 0,2 - 0,5mm din efluent și al sărurilor, care ar putea încrusta conductele de transport, îl fac apt pentru amendarea terenurilor cultivate prin stropire și ca urmare a concentrațiilor de elemente nutritive, a lipsei de bacterii patogene, se pot utiliza cu succes în locul îngrășămintelor foliare, sau a celor lichide, obținute pe cale chimică cu multă energie și la distanțe mari de locul de aplicare.



În acest context se poate preciza că produsele utile din procesul de fermentare anaerobă a nămolurilor biologice, a dejecțiilor și a vegetației disponibile, este atât biometanul cât și efluentul, care este un îngrășământ natural bun și apt pentru aplicarea simplă și în orice anotimp.

La nivelul prețurilor actuale valoarea unei instalații de biometan cu o capacitate de  $1000 \text{ m}^3$  realizată în condiții normale este de 6,5 milioane lei (inclusiv instalațiile pentru îngroșarea biomasei pentru fermentare și a bazinului de prindere a efluentului).

Producția de biometan la o încărcare de 5 tone pe zi substanță organică introdusă cu 94-95% apă, poate fi  $2500 - 2800 \text{ m}^3$  biometan pe zi, autoconsumul pe timp de iarnă nu depășește  $300-320 \text{ m}^2$  biometan/zi, dacă se lucrează la  $+40^\circ\text{C}$ , chiar dacă în mediul exterior sînt  $-20^\circ\text{C}$ , iar influentul are la intrare  $+5^\circ\text{C}$ .

Pe plan mondial timpul de amortizare a instalațiilor de biometan cu fermentatoare din beton sau metal este cuprins între 25 și 30 de ani.

Situația tehnico-economică a unei instalații de fermentare anaerobă cu producție de biometan cu o capacitate de  $1000 \text{ m}^3$  cu o producție de  $1200 \text{ m}^3/\text{zi}$  are o valoare în prețuri 1984 de 6,5715 mil. lei. Investiția specifică fiind de 21.572 mii lei la o producție anuală de  $438.000 \text{ Nm}^3$  biometan, respectiv 344 tone combustibil convențional. Producția netă de biometan va fi 300 tone combustibil convențional. Valoarea producției globale este de 2.002,68 mii lei, iar costurile anuale de producție sînt de 175.900 lei anual. Prețul de cost antecalculat va fi de 686 lei pe tona combustibil convențional, respectiv 83,7 lei pe Gigacalorie și 0,47 lei pe  $\text{m}^3$  biometan.

Beneficiile ce se pot realiza din biometan și îngrășăminte pe platforma pe care se realizează instalația vor fi 1.826,75 mii lei anual. Timpul de recuperare a investiției este de 3,5 ani. Ținînd seama că manopera de exploatare a instalației poate fi realizată de un singur operator, care poate efectua și alte munci pe platformă în afară de alimențare și cele 5-6 egalări de presiune între compartimente necesare zilnic.

În această concepție instalația este pe deplin eficientă din punct de vedere tehnico-economic.

Din tabelul X.5, rezultă importanța încărcării organice zilnice, a timpului de retenție a solidelor și al temperaturii de lucru în cadrul soluțiilor de ingineria procesului de fermentare anaerobă în scopuri energetice. Adică izolarea utilajului de bază, recuperarea căldurii cât mai intense de la efluent cu influentul, înlocuirea sistemelor de amestecare mecanice mari consumatoare de energie cu amestecarea hidraulică utilizând presiunea biogazului, eliminarea altor consumatori de energie cum ar fi pompele pentru recircularea apei calde în sistemul de încălzire și utilizarea circulației apei calde pe principiul termosifonului se pot urmări comparativ și în figurile X.1; X.2 și X.3.

Soluțiile originale adoptate în acest proces, constituie un progres, transformând procesul de fermentare anaerobă în proces energetic. Autoconsumul instalației nu depășește 15% din producția proprie la un TRH de 15 zile și 12% în cazul TRH de 10 zile.

Soluția are importante implicații mai ales în ceea ce privește retenția solidelor, până la biodegradare și a biocenozelor, care este decantată în două etape și reîntoarsă în fermentator. Aceste aspecte fac posibilă exploatarea instalației la un TRH de 10 zile ridicându-i eficiența tehnico-economică în mod cu totul deosebit (tabelul X.4). Soluția tehnologică adoptată transformă procesul în instalație de fermentare anaerobă de contact, reducând timpul de retenție, mărindu-se astfel alimentarea și productivitatea instalației. Reducând timpul de retenție de la 15 zile la 10 zile producția crește la aceeași încărcare de la 300 tcc/an la 400 tcc/an, iar prețul de revenire așa cum s-a arătat mai sus scade la cca 0,25 lei/Nm<sup>3</sup> biometan.

Din literatura de specialitate (24, 25, 26) rezultă că, gradul de transformare a substanței organice are o valoare de 40-50%, în timp ce în acest caz, gradul de transformare ajunge la 63-64% în funcție de temperatură și concentrația în substanță organică.

Cercetările și soluțiile tehnologice din această lucrare, se înscriu ca o contribuție novatoare în domeniul energiei neconvenționale. Efectele economice se vor evidenția mai ales la crescătorii de animale, unde criza energetică se simte mai mult, în domeniul industriei în general și a celei alimentare și chimice în special; domenii în care se consumă încă cantități importante de combustibili pentru incinerarea nămolurilor biologice.

În cadrul acțiunilor de perfecționare, modernizare și reducerea consumurilor specifice, în tehnologiile pentru protecția mediului, aceste contribuții vor avea multă vreme importanța lor pentru investigarea domeniului.

## C O N C L U Z I I

=====

Cercetările și studiile întreprinse în domeniul fermentării anaerobe a nămolurilor excedentare din procesele de epurare biologică, a dejecțiilor animaliere precum și a biomasei excedentare naturale, au condus la o serie de concluzii cu privire la ingineria procesului dintre care voi menționa pe cele mai importante :

1) Un rol foarte important în procesul de fermentare anaerobă îl au creșterea gradului de transformare a materiei organice și reducerea consumului de energie necesar amestecării biomasei din fermentator. În procedeele clasice gradul de transformare a supernatantului este de 45-50%, iar consumul de energie pentru amestecare este cuprins între 0,25 și 0,33 Kwh/Nm<sup>3</sup> biometan produs. Din studiile asupra fenomenelor de fermentare anaerobă s-a ajuns la concluzia că acest proces fiind un generator potențial de gaze are resurse nevalorificate, din punct de vedere energetic. Această resursă potențială nestudiată pînă în prezent are posibilitatea de a înlocui energia necesară amestecării mecanice. Resursa menționată se poate pune în valoare printr-o concepție de inginerie a procesului utilizînd degajarea de gaze din biomasă pentru amestecare. Printr-o concepție originală a fermentatorului adoptat, ca urmare a studiilor întreprinse, s-a dimensionat un utilaj biocompartimentat pe verticală, compartimente comunicante, dar care lucrează la presiuni diferite. Compartimentul superior lucrează la presiune constantă și egală cu a gazometrului pentru depozitarea biometanului. Compartimentul inferior lucrează la presiuni variabile, de la cea a gazometrului pînă la 3 m.c.a. cu scopul acumulării în timp a unei energii potențiale. Sistemul este astfel conceput încît la presiunea de 3 m coloană de apă, compartimentul superior să poată fi alimentat din compartimentul inferior sub presiunea gazelor. Compartimentul inferior este alimentat din exterior prin intermediul unui decantor recuperator de căldură.

Egalarea presiunii gazelor din cele două compartimente, determină biomasă din compartimentul superior, care a acumulat energia potențială de generare a gazelor, să fie adusă rapid în compartimentul inferior amestecînd conținutul din acesta.

Sistemul de distribuție a biomasei din compartimentul superior în cădere spre compartimentul inferior, amesteca întreaga masă în fermentație. Acest gen de amestecare este superior amestecării mecanice din punct de vedere tehnologic, prin faptul că biocenoza nu este distrusă; în timp ce prin agitare mecanică (cu agitator sau pompe centrifugale), biocenoza este lezată prin forfecare și strivire. Soluția adoptată pe lângă avantajul menționat anulează și consumul de energie al sistemelor clasice menționate.

Autoamestecarea așa cum se poate vedea în figura XII pe baza resursei potențiale de generare a biometanului din biomasă, asigură de asemenea realizarea fermentării anaerobe în două trepte cu recircularea biocenozei între compartimente. Această recirculare a biocenozei și biomasei mărește gradul de transformare a substanței organice introduse în proces, în proporție de 60-65%.

2. Concepția originală a aranjamentului de fermentare anaerobă cu două compartimente suprapuse, comunicante și care lucrează la presiuni diferite, dă posibilitatea de autoevacuare a surplusului de biomasă, prin deversare. În funcție de alimentare, încărcare masivă, temperatura de lucru și timpul de retenție hidraulică, se asigură o transformare foarte bună a substanțelor organice, concomitent cu reținerea florei bacteriene în fermentator.

3. Din cercetările efectuate s-a concluzionat că timpul de descompunere anaerobă a materialelor organice din fermentator este diferit și depinde de natura și starea fizică a acestora. În acest sens a fost concepută comunicarea între compartimente, astfel încât, materialele plutitoare greu biodegradabile să rămână în sistem până la descompunere, fiind menținute condițiile de fermentare prin umezire și fracționare, realizate periodic prin amestecare și inoculare cu biocenoza recirculată din compartimentele de evacuare.

4. Un alt rezultat obținut, constă în aceea că flora bacteriană este reținută din efluent în fermentator într-un procent mai mare. Cercetările efectuate au scos în evidență că decantarea biomasei din efluent este cu atât mai bună, cu cât temperatura este mai scăzută. Această concluzie a cerce-

tării a creat premisele soluționării unui decantor recuperator de căldură între efluent și influent, conform figurii XI.4. Această operație permite retenția florei bacteriene și returnarea ei în fermentator ca inocul, ca urmare a echilibrării hidraulice dintre compartimente. Concomitent se realizează recuperarea căldurii de la efluent la influent. Gradul de recuperare a căldurii este realizat, pentru prima dată pe plan mondial, în proporție de peste 50%. Aceasta reduce autoconsumul de biometan pentru încălzire pe timp friguros de la  $0,6 \text{ Nm}^3 \text{ BM/Nm}^3$  biometan produs, la  $0,3 \text{ Nm}^3 \text{ BM/m}^3 \text{ BM}$  produs.

Sistemul de recuperare a energiei este o soluție originală ce se realizează printr-o mare suprafață de transfer caloric, ceea ce asigură o diferență mică de temperatură între efluent și influent.

5. Retenția florei bacteriene se realizează în trei trepte, diferențiat, în funcție de vechimea nămolului, în compartimentul inferior, superior și în decantorul recuperator, ceea ce a permis o creștere a gradului de transformare de la 45-50% în fermentator, la 60-65%.

6. Reducerea timpului de retenție hidraulică de la 20 zile la 15 zile, apoi la 10 zile și în final la 7 zile, este o consecință a reținerii biomasei în sistem. În acest mod se reduc investițiile, în condiții limită, de trei ori, iar productivitatea crește de la  $1 \text{ m}^3$  biometan la  $2,8 \text{ m}^3/\text{m}^3$  de fermentator. Astfel se reduce costul de producție de peste 3 ori pe  $\text{m}^3$  de biometan.

Scurtarea timpului de retenție înseamnă de fapt extinderea domeniului de utilizare a tehnologiei și în domeniul epurării anaerobe a apelor reziduale cu conținut mic în supernatant (până la 0,5% substanță organică). Procesul de epurare anaerobă, fără consum de energie, ușurează și simplifică procesul de epurare aerobă pe care trebuie să-l precedă în toate instalațiile de epurare aerobă a apelor cu dejectii animaliere și din industria alimentară. Această tehnologie se impune, deoarece prin procesele aerobe nu se poate realiza denitrificarea, epurarea supernatantului bogat și încărcat cu bacterii patogene și substanțe rău mirositoare.

7. Temperatura de regim este dependentă de timpul de retenție hidraulică și de concentrația în supernatant a influentului. Din cercetările efectuate s-a ajuns la concluzia că cele trei domenii de fermentare : crioofilă, mezofilă și termofilă sînt delimitate convențional și că natura florei bacteriene nu se schimbă radical, dar se intensifică ritmul biologic, ceea ce duce la creșterea productivității de biometan, a compoziției acestuia și a gradului de transformare a substanței organice.

S-a constatat că, cu cît crește încărcarea organică, cu atît trebuie lucrat la temperaturi mai ridicate. Astfel pentru încărcări masice de peste 4 kg substanță organică/m<sup>3</sup> fermentator și o retenție hidraulică de 10 zile, temperatura optimă este de 42°C. În acest sens s-a stabilit și relațiile de calcul pentru determinarea temperaturii de lucru în funcție de concentrația în substanță organică și timpul de retenție.

8. Metodele de calcul ale fermentatorului permit asigurarea amestecării, reținerea biomasei și a biocenozei, recuperarea căldurii, inocul periodic și evacuarea automată a excesului de biomasă.

9. Pentru reducerea consumurilor energetice s-au adoptat sisteme speciale de izolare termică, cu izolanți fără pori deschiși și un sistem de încălzire propriu a fermentatorului automatizat, în funcție de temperatura de lucru. Sistemul de vehiculare a apei de încălzire se realizează prin termosifonare fără pompe.

10. Din cercetările efectuate și ingineria originală a fermentării anaerobe, procesul se transformă într-o instalație energetică și de protecție a mediului, făcînd disponibilă energia produsă.

În rezumat studiul și ingineria de proces a fermentării anaerobe rezolvate prin această lucrare soluționează :

- autoamestecarea biomasei ;
- retenția hidraulică în funcție de biodegradabilitate ;
- retenția biocenozei în proces în trei trepte ;
- inocul periodic ;

- încălzirea biomasei prin termosifonare ;
- recuperarea căldurii de la efluent ;
- evacuarea automată în funcție de alimentare ;
- eliminarea consumului de energie electrică ;
- eliminarea sistemelor de pompare ;
- temperatura optimă de regim în funcție de scop, 30-42° ;
- reducerea autoconsumului de energie la 10-15% din producția de gaze.

Extinderea domeniului de aplicare, pentru epurare și producere de energie, plecând de la ape cu încărcare biodegradabilă cu cel puțin 0,5% și maximum 8% substanță organică.

11. Lucrarea de față își aduce aportul printr-o nouă gândire în domeniul fermentării anaerobe, atât în domeniul energiilor neconvenționale, cât și în cel al epurării apelor reziduale cu încărcare organică biodegradabilă mare.



B I B L I O G R A F I E  
=====

1. Roque H. Fondements Theoretiques du Traitement Biologique des Eaux Deuxieme edition 1980
2. Leclerc H.T.M.S. L'eau 1971 - 11, 389
3. G.K.Anderson Application of the anaerobic contact process to industrial waste treatment - CEBEDEAU 1981, Nov., vol.34, no.456
4. Mc.Carty P.L., Jeris J.S., și Murdoch W., J.Water Poll. Control.Fed.1963, 35, 1501
5. Goma G.și Durand G. Cours Inter. d'Epuration - IRCHA du 30 Nov.au 3 Dec.1976
6. Mc Carty P.L., Advances in Water Quality improvement, Water Resources Symp no.1 p.336 Univ.Texas Press., Austrie 1968
7. Zaric J.E., "Water Pollution - Disposal and Reuse" H.Dekker New-York 1971
8. Liubimov V.I. și Kagan Z.S. Microbiologia 1958, 24, 476
9. Thimann K.V., "The life of Bacteria" M c Milan, New-York 1963
10. Jeris I.S. și Mc Carty P.L. J.Water Poll.Control Fed. 1965, 27-178
11. Goma G. și Durand G. Cours Inter. d'Epuration - IRCHA du 30 Nov.au 3 Dec.1976
12. Toerien D.F. și Hattingh V.H.J. Water Research 1969, 3, 385
13. Kirsch E.J. și Sykes R.N. Progress in Industrial Vol.9 - London 1971 p.155
14. Maly J. și Fadrus H. J.Water Poll.Control.Fed.1971, 63, 641

15. Barker H.A. Ind.Eng.Chem.1956, pag.48-1438
16. Barker H.A. Ind.Arch.Microbiol.1936, pag.7-464
17. Pipe și Barker J.Bacter 1954 pag.68-589
18. Viel K. Ges.Ingénieur 1941, 64, 438
19. Blanc F.C. și Molof A.H., Proc.of.24 th Ind Waste Conf. PURDUE Univer.mai 1969, p.1040
20. Dague R.R. Hopkins R.L. Robert W.T., J.Water Poll. Control.Fed.1970, 42, 1666
21. Mc Carty P.L. și Mc Kinney R.E., J.Water Poll.Control., Fed.1960, 399
22. Dague R.R. J.Water Poll.Control.Fed.1968, 12, 2021
23. Eckenfelder W.W. "Industrial Water Pollution Control" Mc Graw - Hill, 1966
24. Cepoiu N. Metode statistice aplicate în experimentările agricole și biologice, 1968
25. Pavlov și Romanov. Exerciții și probleme Ed.Tehnică, București, 1970, pag.617
26. Negulescu M. Epurarea apelor orășenesti - Ed.tehnică, București, 1978, pag.301 - 342
27. Jienescu G. Procese hidrodinamice și utilaje specifice în Industria Chimică, Ed.Didactică și Pedagogică, București, 1983
28. Degrémont Mémento Technique de l'Eau.1978
29. E.Bratu - Operații și utilaje în industria chimică, Ed.tehnică, București, 1961, pag.13
30. Robert H.Perry / Cecil.H.Chilton Chemical Engineers' Handbook - Mc.Graw - Hill Book Company, New-York 1973
31. N.S.Komarov - Frigul, Editura tehnică, București, 0.046 B+u/h OF/ft., 1956, pag.261
32. Walter J.Weler J.R.Physicochemical Proceses, For Water Quality Control. New-York - London, 1972, pag.578-590
33. V.Chiriac, Veturia Ghedesim. Vl.Ionescu Sisești C.A., L.Negulescu. Epurarea apelor uzate și valorificarea reziduurilor din industria alimentară și zootehnie, Ed. Ceres, București, 1977

34. A.Bories, Méthanisation des eaux résiduaires de distilleries CEBEDEAUX, 1981, New-York, no.456
35. W.Edelmann, J.M.Besson, H.Engeli. Gas production of Stared mamere compared with the production of imediately digested fresh mamere - Cebedeau 1981, Liege Belgique no.456, 34, pp.485-491
36. D.A.Statfford - The effects of m ix ing and Volatile . Fatty. Acid concentrations on Anaerobic Digester Performance. Cebedeau no.456; 34 pp 493 - 500, Liège - Belgique, 1981
37. H.F.Kaspar and K.Wukrman - Product Inhibiton in Sludge Digestion Microbiol Ecol.4. 241, 248, 1978
38. D.L.Hawkes, R.Horton and Stafford A.A. - The Application of Anaerobic Digestion to Producing Methan Gas and Fertilizer from Farm Waste.Broc., Biochem.; 11, 32-36, 1976
39. Biogas In Theorie und Praxis - KTBL Bericht 229, Darmstedt, 1978
40. Klaus Rokita - Einsatzbeispiele und Betriebserfahrungen Biogas - Anlage System BIMA in Landwirtschaft, Industrie und Komunen, Biogas-Statusseminar Graz 7 mai 1982
41. R.M.Lafferty - Biogas - Dichtung und Wahrheit Berichtsband zum. Biogas Statusseminar Graz 8 mai 1982
42. Manualul Inginerului Chimist vol.V - Ed.tehnică, 1957, pag.593
43. C.Craiu și A.Morușcă. Recuperarea energiei din nămolurile biologice. Al II-lea Colocviu pentru Epurarea Apelor IPB-catedra de hidraulică 2-4 Nov.1983
44. Schencher P. Berichtsband zum Bioaz Statu sseminar Graz 6-8 Mai 1982
45. M.Florescu - Expunere la deschiderea Simpozionului pentru tratarea și epurarea apelor - Timișoara, 4-6 oct.1984
46. C.Craiu. Autoconsumul energetic în instalațiile de fermentare anaerobă clasice. Simpozionul pentru tratarea și epurarea apelor de la Timișoara - 4-6 oct.1984, vol.V, pag.11

47. C.Craiu. Probleme actuale privind recuperarea materialelor valorificabile din apele reziduale. Simpozionul de la Timișoara 4-6 oct.1984.Vol.VI.pag.111.
48. V.Ghederim. Noi orientări în prelucrarea și valorificarea nămolurilor rezultate din tratarea și epurarea apelor. Simpozionul de tratarea și epurarea apelor Timișoara 4-6 oct.1984.Vol.VI.pag.158.
49. M.Negulescu. Progrese realizate în epurarea apelor uzate Simpozionul pentru tratarea și epurarea apelor reziduale, Timișoara 4-6 oct.1984.Vol.V.pag.5.
50. Julieta Florea. Cercetări teoretice și experimentale asupra curgerii fluidelor polifazate prin instalații de epurarea și evacuarea apelor uzate. Simpozionul pentru tratarea și epurarea apelor. Timișoara 4-6 oct.1984.Vol.VI.pag.89.
51. R.M.Lafferty - Biogas - Dichtung und wahrheit. Berichtsbaud zum Biogas-Statusseminar Graz 6-7 Mai 1982
52. V.Coșeci, C.Craiu și M.Botea - Modelarea matematică a proceselor de fermentare anaerobă cu producție de biometan. Simpozionul "Probleme actuale ale protecției, tratării și epurării apelor în R.S.România" Timișoara 4-6 oct.1984.Vol.V.pag.179.
53. V.Coșeci, C.Craiu și N.Pristavu. Aspecte ecofiziologice ale procesului de degradare anaerobă a substanțelor organice. II. Aspecte ecologice ale biodegradabilității anaerobe. Simpozionul "Probleme actuale ale protecției, tratării și epurării apelor în R.S.România" Timișoara 4-6 oct.1984 Vol.V.pag.275-279.
54. V.Coșeci, C.Craiu și M.Botea. Aplicarea modelului lui Andrius la inhibarea procesului de metanogeneză. Simpozionul "Probleme actuale ale protecției, tratării și epurării apelor în R.S.România" Timișoara 4-6 oct.1984 Vol.V.pag.283.
55. Lochr R.C. Energy Recovery from Animal Wastes-Sem.for Animal Wastes Manag.Bratistlava, oct.1975
56. Taiganides F.P. Automated handling and treatment of swine wastes. Proc.Cornell Agr.Wastes Manag.Conf.1972

57. Day L.D. Report ou a Visit to Romania - UNDP Mission 1975, Kopenhagen
58. Miner R.J. și Smith R.J. Livestock Waste Mangement with Pollution Control, North Central.Reg.Res. Publication 222 Ames (Jowa) June 1975
59. Negulescu C.A.L. Contribuții la epurarea biologică a apelor uzate de la crescătoriile de porci. Teză de doctorat, Institutul de Construcții București.Anul 1978.
60. Gh. Constantinescu. Fermentarea anaerobă de contact. Teză de doctorat. Institutul de Construcții București.1979.
61. A.Viglia și S.Nicolini. Animal Breeding Wastes Comorison between aerobic and anaerobic disposal systems Grupul ENI-AgipGiza 1980. Milano - Reggio Emilia