



VYSOKÉ UČENÍ TECHNICKÉ V BRNĚ  
BRNO UNIVERSITY OF TECHNOLOGY



FAKULTA STROJNÍHO INŽENÝRSTVÍ  
ÚSTAV PROCESNÍHO A EKOLOGICKÉHO  
INŽENÝRSTVÍ  
FACULTY OF MECHANICAL ENGINEERING  
INSTITUTE OF PROCESS AND ENVIRONMENTAL ENGINEERING

# DESINTEGRACE FLOTAČNĚ ZAHUŠTĚNÉHO KALU

DISINTEGRATION OF SLUDGE THICKENED BY FLOTATION

DIPLOMOVÁ PRÁCE  
MASTER'S THESIS

AUTOR PRÁCE  
AUTHOR

Bc. JAKUB VEVERKA

VEDOUCÍ PRÁCE  
SUPERVISOR

Ing. LUCIE HOUDKOVÁ, Ph.D.

BRNO 2014

Vysoké učení technické v Brně, Fakulta strojního inženýrství

Ústav procesního a ekologického inženýrství

Akademický rok: 2013/2014

## ZADÁNÍ DIPLOMOVÉ PRÁCE

student(ka): Bc. Jakub Veverka

který/která studuje v **magisterském navazujícím studijním programu**

obor: **Procesní inženýrství (3909T003)**

Ředitel ústavu Vám v souladu se zákonem č.111/1998 o vysokých školách a se Studijním a zkušebním řádem VUT v Brně určuje následující téma diplomové práce:

### **Desintegrace flotačně zahuštěného kalu**

v anglickém jazyce:

### **Disintegration of sludge thickened by flotation**

Stručná charakteristika problematiky úkolu:

Flotační jednotky se používají na čistírnách odpadních vod k zahuštění kalu před jeho dalším zpracováním. Tím je zpravidla anaerobní stabilizace ve vyhnívacích nádržích. Cílem diplomové práce je experimentálně ověřit, zda by bylo prospěšné zařadit mezi flotaci a vyhnívání desintegraci.

Cíle diplomové práce:

1. Seznámení se s procesy tlakovzdušné flotace, anaerobní stabilizace a desintegrace čistírenských kalů.
2. Návrh experimentu pro odzkoušení vlivu desintegrace na produkci bioplynu při vyhnívání flotačně zahuštěného kalu.
3. Vyhodnocení získaných výsledků.

Seznam odborné literatury:

Wang, L. K., Shamas N. K. Selke, W.A. and Aulenbach, D.B. 2010. Handbook of Environmental Engineering, Volume 12: Flotation Technology. 1st ed. The Humana Press Inc., USA. ISBN 978-1-58829-494-4.

Pytl, V. a kol., Příručka provozovatele čistírny odpadních vod. 1. vydání, Praha, 2004. ISBN 80-239-2528-8.

Vedoucí diplomové práce: Ing. Lucie Houdková, Ph.D.

Termín odevzdání diplomové práce je stanoven časovým plánem akademického roku 2013/2014.

V Brně, dne 27.11.2013

L.S.

---

prof. Ing. Petr Stehlík , CSc.,  
Ředitel ústavu

---

prof. RNDr. Miroslav Doupovec, CSc., dr. h. c.  
Děkan

## **Abstrakt**

Ústředním tématem této diplomové práce je zkoumání vlivu desintegrace čistírenského kalu na produkci bioplynu při procesu anaerobní fermentace. V úvodní teoretické části seznamuje s problematikou a jednotlivými metodami používanými při čištění odpadních vod, ukazuje zjednodušený popis čistíren odpadních vod i dílčích zařízení. Následuje výčet některých způsobů zpracování čistírenského kalu i možnosti jeho využití. V dalších kapitolách je uveden podrobný popis vlastního procesu anaerobní fermentace včetně důležitých faktorů, které tento proces ovlivňují. V textu je ukázáno porovnání aerobní a anaerobní fermentace i ekologický pohled na problematiku. Důležitou součástí je zpracovaná problematika desintegrace spolu s uvedením a popisem některých desintegračních metod a zařízení.

Stěžejní část práce tvoří popis provedených experimentů, během nichž byl sledován nárůst množství bioplynu při anaerobní fermentaci v závislosti na desintegraci čistírenského kalu. Následovně je uvedeno vyhodnocení uvedených experimentů společně s výpočty ekonomické stránky procesu desintegrace provedeného v laboratorních podmínkách.

## **Klíčová slova**

Čistírenský kal, bioplyn, anaerobní fermentace, desintegrace.

## **Abstract**

The main topic of this thesis is a research of influence of disintegration of sewage sludge on the production of biogas during the process of anaerobic fermentation. The theoretical part deals with issues and specific methods used during the process of waste water cleaning, furthermore it contains simplified description of waste water treatment plants and particular devices. The number of ways of processing sewage sludge and its potential utilization is also discussed. Following parts of the thesis analyze in detail my own process of anaerobic fermentation including important factors influencing this process. Comparison of aerobic and anaerobic fermentation and ecological perspective on the issue are included in this part. Another important part of the thesis deals with disintegration and description of the disintegration methods and devices.

The fundamental part implies the analysis of the executed experiments. Experiments analyze the growth of biogas during anaerobic fermentation depending on the disintegration of sewage sludge. After that the evaluation of the experiments is stated together with economical calculations of the disintegration process executed in laboratory conditions.

## **Key words**

Sewage sludge, biogas, anaerobic fermentation, disintegration

#### Bibliografická citace

VEVERKA, J. *Desintegrace flotačně zahuštěného kalu*. Brno: Vysoké učení technické v Brně, Fakulta strojního inženýrství, 2014. 76 s. Vedoucí diplomové práce Ing. Lucie Houdková, Ph.D.

### **Čestné prohlášení**

Prohlašuji, že jsem celou diplomovou práci vypracoval samostatně na základě uvedené odborné literatury a pod vedením Ing. Lucie Houdkové, Ph.D.

.....  
Bc. Jakub Veverka

V Brně dne 29. května 2014

### **Poděkování**

Na tomto místě bych chtěl poděkovat vedoucí mé diplomové práce Ing. Lucii Houdkové, Ph.D., za její cenné rady a připomínky. Rovněž děkuji za vstřícný přístup, trpělivost a čas, který mi věnovala.

## Obsah

1	Úvod.....	11
2	Čištění odpadních vod.....	13
2.1	Zjednodušený popis ČOV.....	13
2.2	Mechanické čištění.....	14
2.2.1	Usazovací nádrže.....	14
2.3	Biologické čištění.....	14
2.3.1	Aktivační nádrže.....	14
2.3.2	Dosazovací nádrže.....	15
2.4	Kalové a plynové hospodářství.....	15
2.4.1	Zahušťování kalu.....	15
2.4.2	Stabilizace kalu.....	16
2.4.3	Odvodnění kalu a sušení kalu.....	17
2.4.4	Hygienizace kalu.....	18
2.4.5	Kogenerace.....	18
3	Anaerobní fermentace.....	19
3.1	Proces anaerobní stabilizace.....	19
3.2	Faktory působící na anaerobní fermentaci.....	22
3.2.1	Teplota.....	22
3.2.2	Složení substrátu.....	22
3.2.3	Toxické a inhibující látky.....	23
3.2.4	Reakce prostředí – pH.....	23
3.2.5	Technologické faktory.....	23
3.3	Anaerobní a aerobní procesy v porovnání.....	24
3.4	Bioplyn.....	25
3.4.1	Složení a vlastnosti bioplynu.....	25
3.4.2	Výtěžnost bioplynu.....	26



3.4.3	Využití bioplynu .....	28
3.5	Ekologické hledisko .....	29
4	Desintegrace .....	30
4.1	Mechanická desintegrace .....	31
4.1.1	Desintegrace buněk mletím v kulovém mlýnu .....	31
4.1.2	Desintegrace v disperzních a koloidních mlýnech .....	31
4.1.3	Vysokotlaká homogenizace .....	32
4.1.4	Kavitace .....	32
4.1.5	Vysokovýkonná pulzní metoda .....	32
4.1.6	Desintegrace biomasy mixováním .....	32
4.1.7	Desintegrace biomasy v zařízeních pracujících na principu nožů .....	32
4.1.8	Desintegrace v zahušťovací odstředivce s integrovaným zařízením pro destrukci buněk .....	33
4.2	Fyzikální metody .....	34
4.2.1	Ultrazvukové a radiační metody .....	34
4.3	Termická desintegrace .....	34
4.3.1	Rychlá termická kondicionace biomasy .....	35
4.3.2	Desintegrace zmrazováním a rozmrazováním .....	35
4.4	Chemické metody .....	35
4.4.1	Rozklad kyselinami a louhy .....	35
4.4.2	Detergenty .....	36
4.4.3	Rozpouštědla .....	36
4.4.4	Ozonace .....	36
4.4.5	Solární foto-Fentonova reakce .....	37
4.5	Biologické metody .....	37
4.5.1	Enzymatická lýza a autolýza .....	37
4.5.2	Lysozomy .....	38
4.6	Porovnání způsobů desintegrace .....	38

5	Experimentální část .....	39
5.1	Vlastnosti použitých materiálů .....	39
5.2	Použité postupy a zařízení .....	40
5.2.1	Desintegrace .....	40
5.2.2	Anaerobní stabilizace .....	41
5.2.3	Analýza materiálů.....	42
5.3	Použité výpočty.....	43
5.3.1	Výpočet rozpuštěných látek veškerých a organických.....	43
5.3.2	Výpočet stupně desintegrace .....	43
5.3.3	Výpočet měrné produkce bioplynu.....	44
5.3.4	Úbytek organických látek .....	45
5.4	Výsledky .....	46
5.4.1	Stupeň desintegrace .....	46
5.4.2	Zkoušky fermentace .....	48
5.5	Diskuze výsledků .....	52
5.6	Energetický přínos desintegrace kalu .....	53
5.6.1	Energie získaná v bioplynu.....	54
5.6.2	Energetické nároky desintegrace .....	55
6	Závěr.....	57

## 1 Úvod

Odpady vznikají jako jeden z výsledků každodenní činnosti člověka a v dnešní době se stávají ostře sledovaným vedlejším produktem lidské činnosti. Stále větší důležitosti nabývá otázka komunálního odpadu a kalů z čistíren odpadních vod (ČOV), na nichž se podílejí v podstatě všichni obyvatelé. Experti Evropské komise odhadují, že roční produkce odpadů v zemích Evropské unie (EU) činí zhruba 130 miliónů tun biologického odpadu.

V dřívějších letech se kaly vyprodukované čistírnami odpadních vod většinou ukládaly na skládky, které však později intenzivně zatěžovaly životní prostředí. V dnešní době si výrazně uvědomujeme dopad lidského konání na životní prostředí a hledáme možnosti, jak vznikající kaly maximálně materiálově nebo energeticky využít. Tím, že Česká republika (ČR) vstoupila do EU, se zavázala k tomu, že bude co nejefektivněji a co nejrychleji tuto problematiku řešit. Při současném trendu rozvoje lidské společnosti je více než zřejmé, že množství kalů bude dále stoupat a současné technologie nakládání s kaly brzy nebudou dostačovat. Důležitou otázkou také je, jak nám finanční situace a legislativní stránka umožní další vývoj tohoto odvětví, které se pomalu stává globálním fenoménem. Díky vstupu naší republiky do EU byla zpřísněna pravidla a podmínky, za nichž je povoleno využívat kaly v zemědělské oblasti či např. při jejich ukládání na skládky.

Čistírenské kaly a odpady obsahují organické látky a rostlinné živiny, které lze stabilizovat a poté využívat jako organické hnojivo v zemědělství (kompost). Mezi nejvíce využívané technologie stabilizace organické hmoty patří anaerobní fermentace, při níž vzniká vedle stabilizovaného (neboli vyhnílého) kalu také bioplyn, který je dále využíván na výrobu elektrické energie nebo tepla. Kaly s náležitým chemickým složením je možno velmi dobře využít místo množství průmyslových a statkových hnojiv. Tímto způsobem je bereme jako alternativní zdroj organických a minerálních látek, díky jejich využití lze vyrovnat nedostatek právě těchto látek v půdě. Zkušenosti s efektivním energetickým využitím kalů jsou v našich zemích v současnosti na dosti nízké úrovni. Týká se to oblastí spaloven čistírenských kalů i technologie spoluspalování. Tato skutečnost připomíná nezbytnost vytvoření průkazných statistických studií, které budou doplněny zkouškami přímo v provozu; fakta takto získaná budou sloužit k hledání dalších způsobů a zefektivnění využití odpadů a kalů.

Nejlépejší možnosti, jak nakládat s kaly z čistíren odpadních vod, je třeba hledat individuálně se zřetelem k odlišným typovým provedením těchto zařízení. Mezi největší výzvy patří nalezení rovnováhy, jak při vynaložení minimálních nákladů splnit dané podmínky k ochraně životního prostředí spolu s ohledem na zdraví osob, které s kaly pracují. Jednou z možností je metoda desintegrace kalu, která dovoluje díky narušení buněčných stěn mikroorganismů obsažených

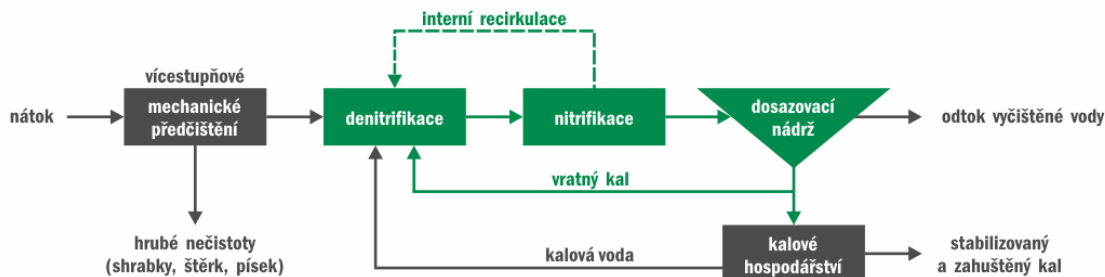
v kalech uvolnit obsah buněk těchto mikrobů. Tímto způsobem je možno zvýšit obsah sušiny v kalu až na 40 % a lze touto cestou dosáhnout i lepšího odvodnění kalu.[1]

## 2 Čištění odpadních vod

Voda je základním elementem živé hmoty a také základní potravinou. K odpadním vodám se řadí veškerá voda, jejíž kvalita byla zhoršena lidskou činností ať už v domácnostech, zemědělství nebo v průmyslových provozech. Čištění odpadních vod probíhá cíleně v čistírnách odpadních vod (ČOV), mnohem pomaleji pak rovněž samovolně v přírodě během procesu samočištění. Čistírny odpadních vod věnují velkou pozornost technologiím úpravy a kontrole kvality vody, technologii odvádění a už zmíněnému čištění odpadních vod, v současnosti se navíc objevuje problematika nakládání s kaly. V praxi existuje několik druhů čistíren podle velikosti a typu používaného čistírenského procesu. Základním úkolem těchto zařízení je odstranit z vody během několikastupňového procesu organické látky a chemické znečištění, hlavním cílem je maximální dosažitelná kvalita vody, která se vrací zpět do říčních toků.

### 2.1 Zjednodušený popis ČOV

Čistírnou odpadních vod rozumíme komplex zařízení, v němž je prováděno čištění odpadních vod. Tato zařízení se vyskytují v blízkosti obcí a měst, kde pročišťují komunální odpadní a smíšené vody, také jsou stavěna nedaleko různých výrobních podniků, kde jsou nezbytná k očištění průmyslových odpadních vod a rovněž odpadních vod ze zemědělského provozu. ČOV rozdělujeme do několika skupin, zejména podle velikosti a typu čistírenského postupu. V našich podmínkách se nejčastěji setkáváme s procesy mechanickými, chemickými a biologickými. Obvykle se vyskytují dvoustupňové ČOV, tedy mechanicko-biologické. V případě potřeby (např. plnění požadovaných limitů) může být ČOV vybavena i terciárním stupněm čištění. Schéma běžné technologické skladby ČOV je patrné z obrázku 1. [1]



Obrázek 1 Zjednodušené technologické schéma ČOV[2]

## 2.2 Mechanické čištění

Technologií mechanického čištění dochází k odstranění nerozpuštěných látek tvořících výrazný podíl znečištění odpadních vod. Mechanickým postupem rozumíme separaci pevných částic z odpadních vod před jejich čištěním v biologickém stupni. Po hrubém předčištění, které probíhá na různě hrubých česlích (odstranění větších plovoucích nečistot), v lapácích písku a štěrku, je OV (odpadní voda) vedena do usazovacích nádrží, kde jsou separovány sedimentující nerozpuštěné látky. [3]

### 2.2.1 Usazovací nádrže

V usazovacích nádržích dochází k usazování drobných nerozpuštěných částic hmoty a stírání nečistot plovoucích po povrchu zařízení. Takto vznikající kal patří k energeticky cenným materiálům, je označován jako primární kal. Usazovací nádrže bývají zpravidla kruhového nebo pravoúhlého tvaru s vertikálním či horizontálním průtokem. [3]

## 2.3 Biologické čištění

Biologické čištění odpadních vod probíhá na bázi biochemických procesů, které využívají působení aerobních a anoxických mikroorganismů. Tyto mikroorganismy prostřednictvím oxidačních procesů umožňují rozložení organických látek ve vodě. Jako výsledek procesu biologického čištění vzniká oxid uhličitý a voda. Celý tento proces se uskutečňuje v aktivačních nádržích. Vzniklý aktivovaný kal (tj. zbytky mikroorganismů) se poté od vyčištěné vody odděluje v dosazovacích nádržích. [3]

### 2.3.1 Aktivační nádrže

K nejčastěji používaným způsobům čištění odpadních vod v aerobních podmínkách patří aktivační proces. Tento postup sestává z denitrifikace, nitrifikace a regenerace.



Obrázek 2 Aktivační nádrž[4]

Aktivační směs, vytvořená smíšením odpadní vody a vratného aktivovaného kalu, vtéká do aktivační nádrže (aktivovaný kal se skládá z nižších organismů a mikroorganismů). V aktivační nádrži se nalézají mikroorganismy, s jejichž pomocí lze odstranit organické látky. Aktivační nádrž (viz obrázek 2) je třeba řádně provzdušňovat kvůli zachování živých organismů, které ke svému životu potřebují dostatek kyslíku. Z aktivační nádrže se směs aktivovaného kalu a vyčištěné vody přečerpává do dosazovací nádrže. [1]

### **2.3.2 Dosazovací nádrže**

V dosazovacích nádržích probíhají poslední fáze procesu biologického čištění odpadních vod. Dochází zde k oddělení vyčištěné vody od aktivovaného kalu, cílem je dosáhnout kvalitně vyčištěného a stabilizovaného odtoku z ČOV. Následuje separace usazeného kalu na vratný, který je odčerpán zpátky do aktivace, a přebytečný určený k zahuštění. [5]

## **2.4 Kalové a plynové hospodářství**

Komplex kalového a plynového hospodářství zahrnuje postupy orientované na zpracování primárního kalu, který pochází z usazovacích nádrží mechanického stupně, a přebytečného biologického kalu, případně kalu chemického, pokud na ČOV rovněž vzniká. Lze rozlišit jednotlivé postupy biologické a mechanické. Při biologických postupech dochází k anaerobní, resp. aerobní stabilizaci; při mechanických procesech je prováděno zahušťování, odvodňování a také odvážení kalu. Vznikající bioplyn je dle velikosti ČOV spalován buď v kotlích na bioplyn nebo je využíván ke kombinované výrobě tepla a elektřiny. [3][6]

### **2.4.1 Zahušťování kalu**

Zahušťování kalu probíhá dvojím způsobem, využitím gravitační síly a strojově. Tento proces patří k důležitým zvláště proto, že dochází k eliminaci provozních a investičních nákladů na další komplexy, které kal zpracovávají. Gravitační metoda je prováděna v kalových prohlubních usazovacích nádržích a využívá principu sedimentace. Používá se zpravidla pro primární nebo směsný surový kal. Proces gravitačního zahušťování kalu může usměrňovat a řídit samotný provozovatel ČOV. Pro zajištění optimálních výsledků je vhodné obsluhovat zařízení konkrétním pracovníkem, nestačí pouze automatická obsluha. Při obsahu sušiny méně než 3,5 % se hodnoty zahuštění vykazují jako podprůměrné, naopak mezi nadprůměrné řadíme hodnoty nad 4,5 %. K průměrným pak patří obsah sušiny mezi 3,5 - 4,5 %. Metodu strojního zahušťování většinou využívají ČOV o velikosti cca 2 000 - 3 000 ekvivalentních obyvatel (EO), doporučuje se zvláště před anaerobním uskladněním kalu. Kal zahuštěný gravitačním postupem se následně dále zahušťuje pomocí strojního zařízení, prostřednictvím přídatku flokulantu, což je chemická látka, jež díky svým vlastnostem zkvalitňuje separaci aktivovaného kalu [1]. Tato metoda je prováděna na provozně nenáročných, jednoduchých strojích, většinou se jedná o horizontální

pásové nebo rotační zahušťovače. Je možno dosáhnout zahuštění kalu na cca 5 – 6 % obsahu sušiny. [5][7]

### 2.4.2 Stabilizace kalu

Vyhnívací nádrže jsou zařízení, do nichž proudí směs primárního a přebytečného biologického kalu. Tato zařízení jsou určena převážně ke stabilizaci kalů z ČOV. Příklad vyhnívacích nádrží zachycuje obrázek 3. Cílem je spolehlivé a kvalitní zpracování těchto látek, k čemuž je nezbytně nutné provést postup stabilizace kalu. V praktickém využití se doporučuje provádět stabilizaci kalu se zřetelem k dalšímu použití této suroviny. Účelem stabilizace je:

- redukce odbouratelné organické hmoty (omezení zápachu);
- zlepšení odvoditelnosti;
- redukce hmotnosti a množství kalu a získání využitelného produktu.

Při aerobní stabilizaci kalu probíhá podobně jako u anaerobní metody likvidace patogenů a nastává snižování obsahu organické hmoty, provzdušnění a zmineralizování kalu. Tento proces se používá zvláště u menších objektů čistíren odpadních vod. K moderním postupům aerobní stabilizace náleží tzv. autotermní aerobní stabilizace.



Obrázek 3 Vyhnívací nádrže[8]



Tato technologie využívá vlastnosti uvolňování tepla při biologické oxidaci organického uhlíku a díky činnosti exotermního metabolismu termofilních organismů dochází k samovolnému udržování termofilních podmínek.

Technologie aerobní stabilizace má schopnost zachovat potřebnou stabilizační teplotu, pro možnost intenzifikace celého procesu lze použít postup aerace čistým kyslíkem. Stabilizace se uskutečňuje při teplotě, která je podmíněna typem aerace (kyslík nebo vzduch) a zahuštěním kalu, který do procesu vstupuje. Platí zde, že při vyšším zahuštění kalu je dosaženo vyšší požadované teploty. Pokud je kal zahuštěn na cca 3 % obsahu sušiny a je použita aerace vzduchem, lze dosáhnout teploty kolem 25 °C. Naopak, při využití aerace kyslíkem a při zahuštění kalu nad 6 % obsahu sušiny lze získat teplotu až 80 °C. V našich podmínkách se nejčastěji využívá zahuštění kalu v hodnotách mezi 4 – 6 % obsahu sušiny a aerace kyslíkem při stabilizační teplotě v rozmezí 55 – 60 °C. Působením této teploty probíhá rozkládání patogenních mikroorganismů a rovněž je eliminován zápach, přičemž doba zdržení kalu se pohybuje v rozmezí 25 – 30 dnů. Aby mohla probíhat zdařilá autotermní aerobní stabilizace, je třeba zajistit vhodné podmínky v podobě kvalitní izolace stabilizační nádrže, aby byly minimalizovány tepelné ztráty, efektivní míchání a aerace, zvláště pak dostatečně zahuštěný vstupní kal, v němž je přítomno dostatečné množství rozložitelných organických látek. Pokud totiž kal obsahuje nízký podíl rozložitelných organických látek a naopak vysoký objem vody, nedochází k samovolnému zahřívání kalu, proces tudíž není funkční [7][9][10].

### **2.4.3 Odvodnění kalu a sušení kalu**

Nezbytnou složkou celého procesu zpracování čistírenského kalu je odvodnění. V dnešní době se nejčastěji odvodnění provádí pomocí dekantační odstředivky nebo pásového lisu, který však pomalu ustupuje z praktického využití. Vedle těchto nejobvyklejších způsobů existují i další, nepříliš využívané možnosti odvodnění kalu jako kalolisy, vakuové bubnové filtry nebo uskladnění na kalových polích. [3]

Při procesu odvodnění je stabilizovaný a zahuštěný kal přiveden do odvodňovacího zařízení, z něhož odchází odvodněný kal a filtrát. Odvodněný kal obsahuje 20 – 40 % sušiny, filtrát (tzv. fugát) se přečerpává zpátky do aktivace a dochází k jeho opakovanému čištění při čisticím postupu. Kvalita a složení fugátu spočívá mezi jinými také na zvolení konkrétního vhodného typu stabilizace kalu. Při technologii anaerobní stabilizace obsahuje výstupní fugát značné množství organických látek a sloučeniny dusíku a fosforu, zatímco při aerobní stabilizaci je stupeň znečištění fugátu zanedbatelný. [3][11]

#### **2.4.4 Hygienizace kalu**

Hygienizací kalu rozumíme postup, při němž dochází k odstranění kontaminace kalu bakteriemi. Během tohoto procesu se vytváří prostředí, v němž bakterie nejsou životaschopné. Ekonomicky výhodnou, a tedy nejčastěji užívanou technologií při hygienizaci, je vápnění kalu. Nezbytnost hygienizace čistírenského kalu je dána legislativními požadavky, které sledují zejména omezení nebezpečných a nežádoucích vlastností kalů z ČOV. [3]

#### **2.4.5 Kogenerace**

Kogenerace je proces, při němž dochází ke spalování bioplynu v turbíně nebo spalovacím motoru a ke vzniku tepla a elektrické energie. Odpadní teplo, které lze dále využít, se čerpá z chladicí vody, výfukových plynů a mazacího oleje. Prostřednictvím takto kombinované technologie je možné dosáhnout cca 80 % účinnosti, a tím i mnoha možností dalšího využití energie obsažené v bioplynu. Získané teplo se v ČOV zpravidla dále používá k vytápění čistírenských objektů a k ohřívání kalů ve vyhřívacích reaktorech. [5]

### 3 Anaerobní fermentace

Anaerobní fermentací organických látek rozumíme celý soubor biologických procesů, při nichž se biologicky rozložitelná hmota rozkládá bez přístupu vzduchu díky působení několika základních skupin mikroorganismů. Výslednými produkty jsou biomasa a plyny – zvláště  $\text{CH}_4$ ,  $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2\text{S}$ ,  $\text{H}_2$  a  $\text{N}_2$ . Výsledný produkt jedné skupiny mikroorganismů slouží jako substrát pro další skupinu, pokud tedy jedna ze součástí vypadne, dochází k destabilizaci celého systému. [12]

#### 3.1 Proces anaerobní stabilizace

Pro popis anaerobní fermentace byly postupně během technologického vývoje vytvořeny tři různé modely, počínaje nejstarším dvoufázovým a konče nejnovějším čtyřfázovým. Nejstarší prezentovaný model rozděluje celý proces do dvou etap: během acidogenní fáze dochází k produkci mastných kyselin, v následujícím metanogenním stádiu jsou tyto kyseliny působením metanogenních organismů přeměněny na  $\text{CO}_2$  a  $\text{CH}_4$ . Další model předpokládá třífázový průběh procesu: v první - fermentační - fázi dochází k přeměně uhlovodíků, proteinů a lipidů na mastné kyseliny, alkoholy,  $\text{CO}_2$  a čpavek. V další etapě jsou tyto produkty dále štěpeny na  $\text{H}_2$ ,  $\text{CO}_2$ , acetát a nižší mastné kyseliny prostřednictvím acetogenních bakterií, které produkují vodík. Třetí stádium vlivem působení metanogenních organismů využívá  $\text{H}_2$ ,  $\text{CO}_2$  a acetát k výrobě metanu a mikrobiální biomasy. [13][14]

V současnosti nejuznávanější nejnovější model rozděluje proces anaerobní fermentace do čtyř základních fází: [12][13]

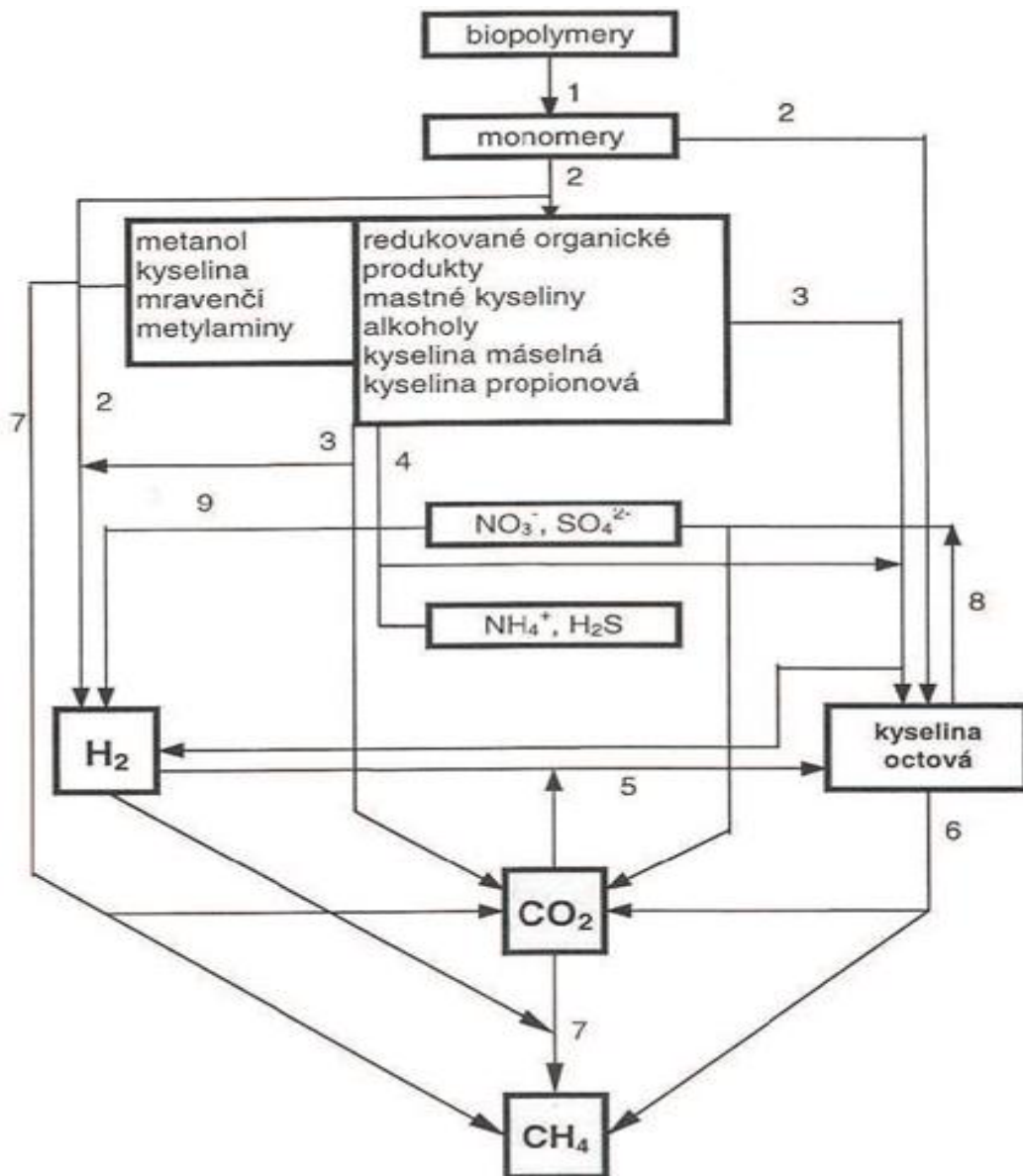
Hydrolyza – fáze, která probíhá v době, kdy je v prostředí ještě obsažen vzdušný kyslík. Anaerobní bakterie (nikoliv metanové bakterie) přeměňují rozpuštěné i nerozpuštěné makromolekulární látky (jako jsou bílkoviny, polysacharidy, tuky a celulóza). Tak vznikají nízkomolekulární látky (monosacharidy, aminokyseliny, mastné kyseliny) rozpustné ve vodě a voda. Ty jsou na rozdíl od vysokomolekulárních látek schopny transportu dovnitř buněk. Tato fáze ještě nevyžaduje prostředí bez přístupu kyslíku. [12][15]

Acidogeneze – je „kyselá“ fáze, kde dochází k odstranění zbytků vzdušného kyslíku a vytvoření anaerobního prostředí. Produkty hydrolyzy (nízkomolekulární látky) jsou zde rozkládány na jednodušší organické látky (kyseliny, alkoholy, oxid uhličitý a vodík). Fermentací těchto látek se tvoří řada konečných redukovaných produktů, které jsou závislé na charakteru počátečního substrátu a na podmínkách prostředí. Při nízkém parciálním tlaku vodíku jsou produkovány kyselina octová,  $\text{H}_2$  a  $\text{CO}_2$ , při vyšším se tvoří vyšší organické kyseliny, mléčná kyselina, etanol apod. Sledováním koncentrace nižších mastných kyselin v systému lze zjišťovat průběh a rovnováhu celého procesu. [12][15]

Acetogeneze – fáze, kde dochází k oxidaci produktů acidogeneze na oxid uhličitý, vodík a kyselinu octovou. Účast acetogenních mikroorganismů produkujících vodík na rozkladu je nezbytná, poněvadž rozkládají propionovou kyselinu a ostatní organické kyseliny vyšší než octovou, alkoholy a některé aromatické sloučeniny. Jsou zde zastoupeny i minoritní skupiny organismů produkující kromě kyseliny octové a vodíku také sulfan a dusík. [12][15]

Metanogeneze – V této poslední fázi acetotrofní metanogenní bakterie rozkládají hlavně kyselinu octovou na metan a oxid uhličitý, hydrogenotrofní bakterie zase produkují metan z vodíku a oxidu uhličitého. Vyskytují se tu i kmeny bakterií, které provádějí obojí. Acetotrofní metanogenní bakterie hrají v procesu velmi důležitou úlohu, protože jejich působením vzniká více jak 2/3 metanu v bioplynu. Jsou schopny udržovat pH fermentačního média, protože odstraňují kyselinu octovou a produkují CO<sub>2</sub>, ale ve srovnání s hydrogenotrofními metanogeny pomaleji rostou (generační doba několik dnů). Hydrogenotrofní metanogenní bakterie rostou poměrně rychle, jejich generační doba je cca 6 hodin. V anaerobním procesu tyto vodíkové metanogeny působí jako samoregulátor, který odstraňuje ze systému téměř všechny vodík. Tato fáze je ze všech čtyř nejpomalejší, probíhá asi pětkrát pomaleji. S ohledem na to je třeba přizpůsobit velikost a konstrukci fermentoru a jeho dávkování surovým materiálem. [12][15]

Koncentrace vodíku v kapalně fázi při dobré činnosti hydrogenotrofních metanogenních bakterií by měla být minimální, akumulace vodíku v plynu je způsobena buď přetížením anaerobního reaktoru nebo nedostatkem těchto metanogenů. V rámci čtyř hlavních souborů biochemických reakcí - hydrolýzy, acidogeneze, acetogeneze a metanogeneze - je možno rozlišit minimálně devět různých metabolických fází procesu s odpovídajícími skupinami bakterií, které jsou vzájemně propojené svými specifickými substráty a produkty. [12][15] Podrobné schéma průběhu anaerobní fermentace zachycuje obrázek 4.



1 - hydrolýza, 2 - acidogeneze, 3 - acetogeneze, 4 - oxidace redukováných organických produktů na  $\text{CO}_2$  a kyselinu octovou, 5 - acetogenní respirace  $\text{CO}_2$  a  $\text{H}_2$ , 6 - metanogeneze z kys. octové, 7 - metanogeneze z jednoduhlíkatých substrátů,  $\text{CO}_2$  a  $\text{H}_2$ , 8 - oxidace kys. octové na  $\text{CO}_2$ , 9 - oxidace  $\text{H}_2$

Obrázek 4 Schéma anaerobní fermentace organických látek [12]

## 3.2 Faktory působící na anaerobní fermentaci

Proces anaerobního rozkladu organických látek je ovlivňován množstvím faktorů, které mohou zásadně měnit životní prostředí mikroorganismů, tudíž ovlivňovat celý proces rozkladu. Mezi základní faktory působící přímo v procesu patří teplota, složení substrátu, toxicita, pH a technologické faktory, jež působí v prostředí anaerobního reaktoru. [16]

### 3.2.1 Teplota

Teplota je jedním z nejdůležitějších faktorů ovlivňujících růst mikroorganismů. Působí na všechny biochemické procesy i na rychlost veškerých reakcí, které probíhají vně i uvnitř mikroorganismů. Obecně platí, že se rychlost probíhajících procesů zvyšuje úměrně ke zvyšování teploty. Vzhledem k faktu, že každý mikroorganismus reaguje na různou teplotu jinak, bude hrát právě teplota rozhodující roli i ve složení směsných kultur; dlouhodobou změnou teploty lze dosáhnout výrazné změny v zastoupení jednotlivých druhů mikroorganismů. Neméně významně ovlivňuje teplota i interakce mezi jednotlivými mikroorganismy; změny rychlosti probíhajících procesů vlivem rozdílné teploty mohou způsobit dynamickou nerovnováhu, případně až zhroucení celého procesu. [16][17]

Jako spodní teplotní hranice pro růst mikroorganismů se považuje teplota 0 °C, při níž dochází k mrznutí kultivačního média. Vrchní limit je odvislý od teploty denaturace bílkovin jednotlivých mikroorganismů, pohybuje se od hranice 100 °C a může dosahovat i 300 °C. V rozmezí teplot 5 až 95 °C pak dochází k produkci metanu.

Podle teplotní hranice se dělí anaerobní reaktory na dvě skupiny: převážná část reaktorů funguje při rozmezí teplot 30 – 40 °C v tzv. mezofilní oblasti, méně reaktorů je postaveno na fungování v tzv. termofilní oblasti v rozmezí teplot 45 – 60 °C.

Jako nejdůležitější prvek pro celý pochod se ukazuje nutnost zabezpečení stálé teploty, aby se předešlo komplikacím a byla zajištěna stabilita procesu. [17]

### 3.2.2 Složení substrátu

Aby bylo dosaženo co nejvyšší produkce metanu a byl zajištěn správný průběh procesu anaerobního rozkladu, je zapotřebí zabezpečit vyvážený poměr dusíku a fosforu vůči organickému uhlíku v obsahu substrátu. Jako dostatečný se často doporučuje poměr C:N:P v hodnotě 100:1:0,2.

V substrátu je potřebný i obsah určitého množství mikronutrientů - jako Na, K, Ca, Mg, Fe, S, Ni, Co, Mo, Se, W - tyto prvky totiž tvoří součást některých enzymových systémů, zvláště metanogenních a acetogenních bakterií. Vedle toho je důležitá rovněž přítomnost růstových faktorů. V přirozených substrátech se většinou nachází dostatečné množství nutrientů, v případě kejdy nebo jiných substrátů živočišného původu se vyskytuje vysoký podíl amoniaku, který při

zvýšeném pH může působit inhibičně až toxicky. Přidáváním Ni a Co lze dosáhnout vyššího zvýšení růstu anaerobní biomasy a také zvýšení metanogenní aktivity. [12][16]

### 3.2.3 Toxické a inhibující látky

K toxickým a inhibujícím látkám jsou řazeny ty, které nepříznivě působí na biologický proces. Mohou jimi být všechny látky, které se vyskytují v dostatečně vysoké koncentraci, je tedy přesnější používat termín toxická koncentrace místo pojmu toxické látky.

Mezi nejčastěji se vyskytující inhibitory patří nižší mastné kyseliny a amoniak. Působení těchto látek závisí na hodnotě pH i na jejich koncentraci v systému. V případě nízkého pH působí jako inhibitory nižší mastné kyseliny, při vysoké hodnotě pH může přebírat funkci inhibitoru zase amoniak. Je možno vypěstovat biomasu, která dobře snáší vyšší koncentraci amoniaku, pokud se počítá s dlouhodobou adaptací materiálu - například při zpracování prasečí kejdy a slepičího trusu může v souvislosti s koncentrací vstupního materiálu hodnota koncentrace amoniaku dosahovat kolem 6 g/l). K dalším inhibitorům řadíme těžké kovy, sulfidy, kyanidy, oxidanty, pesticidy, tenzidy, rozpouštědla a další specifické látky.

Obecně platí, že látky typu mikronutrientů při nižších koncentracích ovlivňují proces rozkladu stimulačně, v případě vysokých koncentrací naopak působí inhibičně. Hustota látky, při níž se projevuje inhibiční efekt, závisí na potenciální přítomnosti látky působící jako detoxikant, na fyziologickém stavu biomasy a na použitém způsobu dávkování. [12][15]

### 3.2.4 Reakce prostředí – pH

Pro růst metanogenních mikroorganismů je vhodná hodnota pH v neutrální oblasti 6,5 – 7,5, což se ukazuje jako poměrně úzký rozsah a tím relevantní limitující faktor, je však důležité zajistit tuto hodnotu pH v prostředí anaerobního reaktoru. Pokud se totiž hodnota pH sníží pod 6 nebo naopak stoupne nad 8, dochází k silné inhibici bakteriální aktivity. Nejčastějším důvodem výkyvu hodnot pH bývá přetížení reaktoru, při němž mikroorganismy předmetanizační fáze produkují více kyselin, než je spotřebováno, tudíž vzrůstá koncentrace těchto kyselin v systému. V takovém případě, aby nenastala havárie procesu, je potřeba kontrolovat zatížení reaktoru pomocí objemu a složení mastných kyselin a média, případně dodatečně přidávat alkalizační činidla. [17]

### 3.2.5 Technologické faktory

Mezi další faktory, které mají vliv na průběh anaerobních procesů, patří: vlhkost prostředí (potřebná je alespoň 50 %), kontaktní plochy (čím větší dotykové plochy, tím lépe), přítomnost světla, které zpomaluje množení mikroorganismů, zatížení vyhnivacího prostoru fermentoru (je potřeba kontrolovat, aby nedocházelo k přetížení organickou sušinou), míra zbavení substrátu plynů a rovnoměrný přísun substrátu do zařízení. Jak je uvedeno v [14]:



*„Obsah reaktoru musí být homogenní, tj. dobře promícháván, tak aby byl umožněn co nejrychlejší a nejdokonalejší kontakt mikroorganismů se substrátem. Doba zdržení musí být dostatečně dlouhá, aby nedocházelo k vyplavování potřebných mikroorganismů a aby bylo dosaženo potřebné účinnosti rozkladu.“*

### **3.3 Anaerobní a aerobní procesy v porovnání**

Pokud porovnáme výsledky využití, spotřeby a transformace energie a uhlíku, je patrné, že anaerobní technologie poskytuje oproti aerobním procesům znatelné výhody v transformaci a zušlechťování organických a odpadních materiálů v bioplyn, který nabízí dobré energetické využití.

Co se využití a spotřeby energie týče, během procesu anaerobní fermentace dochází k tomu, že cca 90% energie obsažené původně v substrátu je zachováno ve vzniknuvším bioplynu, dalších 5 – 7% energie je čerpáno k růstu nové biomasy a teprve zbylých 3 – 5% se ztratí ve formě reakčního tepla. Naproti tomu u aerobní fermentace je cca 60% energie použito na syntézu nové biomasy, přičemž zbývajících 40% se ztrácí v podobě reakčního tepla.

Z bilance uhlíku rovněž lze vyhodnotit jako výhodnější právě anaerobní fermentaci. U anaerobních procesů je 95% uhlíku ze substrátu přeměněno na bioplyn, zbylých 5% na biomasu, zatímco při použití aerobní technologie se cca 50% uhlíku z původního substrátu transformuje v biomasu a 50% je přeměněno v oxid uhličitý. [16][18]

Výhody použití anaerobní technologie v porovnání s aerobním procesem:

- v reaktoru je možno udržet vysokou koncentraci biomasy,
- cca 10x nižší produkce biomasy, díky čemuž nemusí probíhat další stabilizace anaerobního kalu,
- nízké požadavky co do živin,
- mnohem nižší spotřeba energie. Je ušetřena vysoká spotřeba energie nutné k aeraci, navíc při vytvoření optimálních podmínek dochází k produkci energeticky výhodného bioplynu.

Nevýhody využití anaerobní technologie v porovnání s aerobním procesem:

- relativně dlouhá časová dotace potřebná k zapracování anaerobních procesů,
- pro zajištění optimálního průběhu procesu je nutný ohřev nádrží,
- metanogenní bakterie jsou značně citlivé na změny životních podmínek, je potřeba zajistit stabilní podmínky k jejich optimálnímu působení.



### 3.4 Bioplyn

Bioplyn je hlavním produktem anaerobní fermentace organických látek, řadí se mezi vysoce perspektivní plynná biopaliva. Uvolňování bioplynu nastává při čištění odpadních vod, při stabilizaci kalů, skládkování tuhých odpadů a stabilizaci agroindustriálních odpadů. Dochází k vytváření vysoce hodnotného paliva, které se ukazuje jako vhodné k pohonu dopravních prostředků; jeho výhřevnost dosahuje 70 % výhřevnosti zemního plynu, tudíž jej lze využít k výrobě tepla a elektrické energie aj. [19]

#### 3.4.1 Složení a vlastnosti bioplynu

Jedná se o směs plynů, jejíž hlavní součástí tvoří metan a oxid uhličitý, v menším množství obsahuje další plyny –  $H_2$ ,  $H_2S$ ,  $N_2$ , vodní páru, může rovněž obsahovat stopové množství  $NH_3$ , mastných kyselin, etanu, nižších uhlovodíků aj. Složení bioplynu závisí na mnoha faktorech, zvláště na fermentovaném materiálu.

Hlavní složky bioplynu – metan a oxid uhličitý (viz Tabulka 1 Průměrné složení bioplynu) jsou bez zápachu, zatímco bioplyn jako směs plynů vykazuje charakteristický zápach způsobený především obsahem  $H_2S$  a dalšími sirnými sloučeninami, které zapáchají už při nízkých koncentracích. Výraznější zápach skládkového bioplynu je vyvolán dalšími látkami – estery, alkylbenzeny aj. Metan může vytvářet výbušnou směs spolu s kyslíkem. Relativní hmotnost bioplynu je odvislá od jeho složení a teploty, metan sám o sobě je totiž lehčí než vzduch, naopak oxid uhličitý je těžší než vzduch. [19][20]

*Tabulka 1 Průměrné složení bioplynu[21]*

Složka	Obsah [%]
$CH_4$	45 - 75
$CO_2$	25 - 48
$H_2$	0 - 3
$H_2S$	0,1 - 1
$N_2$	1 - 3
$NH_3$	stopové zastoupení

### 3.4.2 Výtěžnost bioplynu

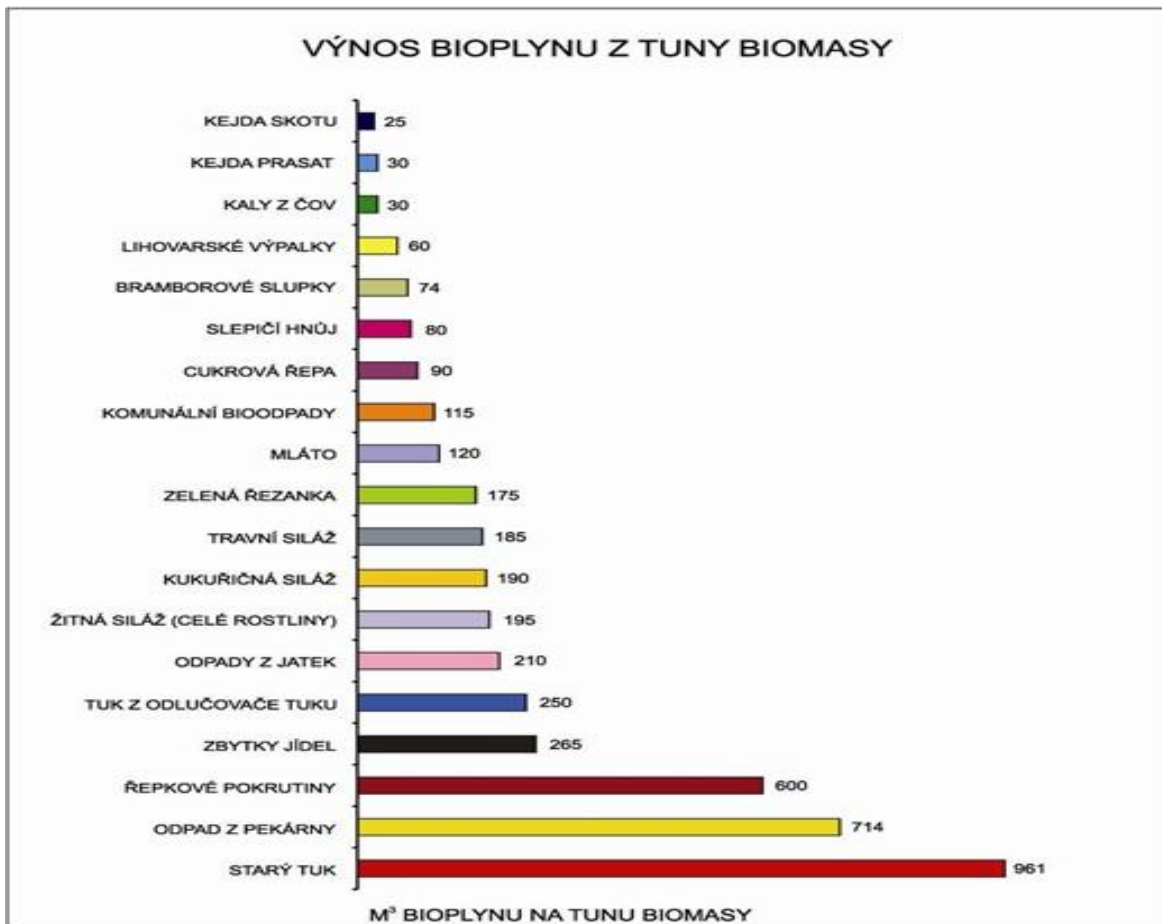
Výtěžnost bioplynu závisí jednak na vlastnostech a kvalitě vstupního materiálu, jednak na konkrétních technologických podmínkách procesu. Obsah metanu je dle použité technologie uveden v tabulce 2.

*Tabulka 2 Obsah metanu v bioplynu pro různé technologie [12]*

Technologie	Obsah CH <sub>4</sub> [obj %]
Čištění odpadních vod	50 - 85
Stabilizace kalů	60 - 70
Agrokulturní odpady	55 - 75
Skládky	35 - 55

Mezi hlavní faktory, které ovlivňují produkci bioplynu, patří:

- chemické složení a chemická struktura materiálu,
- biologická rozložitelnost zpracovávaného materiálu,
- technologické podmínky – doba zdržení, míchání, toxicita materiálu, pH, teplota, počet stupňů fermentace aj.
- předúprava vstupního materiálu.



Obrázek 5 Výnos bioplynu z tuny biomasy různých materiálů [18]

Díky rozdílným podmínkám a uvedeným faktorům dochází ke značným rozptylům hodnot ve výtěžnosti bioplynu i u stejných substrátů [19]. Výnos bioplynu z tuny biomasy různých materiálů demonstruje obrázek 5.

Míra úpravy a čištění bioplynu souvisí se zamýšleným způsobem jeho dalšího využití. Je důležité odstranit vodu a nebezpečné nečistoty, k nimž patří halogenové uhlovodíky a  $H_2S$ . Uhlovodíky mohou při nedokonalém spalování tvořit dioxiny a dibenzonfurany, přítomnost  $H_2S$  vyvolává nebezpečí koroze kvůli tvorbě  $H_2SO_4$  a její kondenzace ze spalin ve spalovacím zařízení. Dále sloučeniny fluoru, chlóru, fosforu a síry ve spalinách znemožňují katalytickou reakci  $NO_x$ .

Úpravy bioplynu:

- **odstraňování kapalin a prachu** – k levným prostředkům patří různé druhy filtrů a cyklónů, používají se i další metody – adsorpce, vymrazování, tlakové sušení aj.
- **odstranění  $H_2S$**  – provádí se přidáváním solí železa ( $FeCl_3$ ,  $FeClSO_4$ , vodárenské kaly z čiření při úpravě pitné vody), dochází k reakci  $H_2S$  za tvorby nerozpustných

sulfidů. Jinou metodou odstranění  $H_2S$  je adsorpce na plynárenské hmotě.  $H_2S$  reaguje s hydratovaným oxidem železitým, který tvoří hlavní součást suché plynárenské hmoty. Regenerace se pak provádí okysličením. K mokrým metodám se řadí: praní alkalickými roztoky ( $Na_2CO_3$ ,  $K_2CO_3$ ,  $K_3PO_4$ , soli slabých organických kyselin), suspenzemi sloučenin těžkých kovů v alkalickém roztoku ( $FeO_3$  v roztoku  $Na_2CO_3$ ) nebo roztoky solí těžkých kovů (roztoky solí  $Fe^{3+}$ ,  $Cu^{2+}$ ). Mimo jiné se také provádí praní organickými rozpouštědly (metanol, dimethylformamid) a oxidovanou formou redoxního systému, jež přímo vylučuje z  $H_2S$  síru a regeneruje se vzduchem. Z biologických metod se využívá oxidace  $H_2S$  prostřednictvím sírných bakterií ve vodním prostředí za aerobních podmínek, v závislosti na teplotě a pH vzniká elementární síra a sírany.

- **odstraňování halogenových uhlovodíků** – je prováděno adsorpcí na aktivním uhlí nebo jiném adsorbentu.
- **obohacování bioplynu o metan** - k navýšení obsahu  $CH_4$  je potřeba snížit obsah  $CO_2$ . Provádí se membránovou separací transportem oxidu uhličitého, vody a sulfanu přes membránu z oblasti s vysokým tlakem do prostoru s atmosférickým tlakem. Z oblasti vysokého tlaku se získává čistý metan. Jinou metodou je adsorpce na molekulových sítích, bioplyn se zde vhlání na síta, kde se absorbuje oxid uhličitý. K nejjednodušším způsobům patří tlaková vypírka a sorpce  $CO_2$  v alkalických roztocích. [6][21]

### 3.4.3 Využití bioplynu

Především kvůli vlastnosti vysoké výhřevnosti se bioplyn řadí mezi perspektivní ušlechtilé zdroje energie. V současné době se bioplyn využívá zejména k následujícím účelům:

- spalování a ohřev teplotnosného média,
- kombinovaná výroba tepla a elektrické energie – bioplyn se spaluje v plynových motorech nebo plynových turbínách. Část energie se využívá pro provoz ČOV nebo bioplynových stanic, zbytek lze dodávat do sítí,
- výroba elektrické energie, tepla a chladu – plyn se spaluje v trigeneračních jednotkách,
- spalování v plynových motorech k pohonu motorových vozidel,
- spalování v plynových motorech pro přímý pohon různých agregátů,
- spalování bez energetického využití – s cílem bezpečné likvidace bioplynu,
- dodávka bioplynu s vysokým obsahem  $CH_4$  do sítí,
- chemická výroba sekundárních produktů z bioplynu.

### 3.5 Ekologické hledisko

Vlivem působení lidské činnosti, ať už biologické (pěstování obilovin, rýže, chov hospodářských zvířat) či průmyslové (emise plynů ze skládek, emise uvolňující se při zpracování a těžbě fosilních paliv aj.) se ročně uvolní do atmosféry kolem  $535 \cdot 10^6$  t metanu. Tento plyn, patřící do kategorie tzv. skleníkových plynů, má schopnost zachytit až 30x více tepla než  $\text{CO}_2$ . Specialisté soudí, že se metan cca z 18% podílí na globálním oteplování, zatímco podíl  $\text{CO}_2$  na globálním oteplování činí asi 49 %.

Dopad činnosti lidstva na produkci metanu a jeho uvolňování do atmosféry je možno snížit např. využitím odpadní biomasy k produkci biopaliva, k aplikaci nových termochemických a biochemických metod k dosažení co nejvyšší účinnosti procesů přeměny na biopalivo, v neposlední řadě se nabízí také transformace organických odpadů na metan a prevence přímých emisí metanu do životního prostředí, k čemuž lze využít právě anaerobní technologie. Krom toho bioplyn se jako obnovitelný zdroj energie používá k nahrazení fosilních paliv, vlivem využití procesu anaerobní fermentace kejdy a hnoje dochází ke snižování emisí  $\text{CH}_4$  z hnojišť.

Anaerobní procesy lze využít také jako prostředek k efektivnější recyklaci organických odpadů používaných jako hnojiva, rovněž poskytují přirozenou alternativu vedle umělých hnojiv. Anaerobně stabilizovaná hnojiva se vyznačují lepší využitelností a naopak nižší schopností vyplavit živiny, obsahují menší množství semen plevelů. Kromě toho mají mnohem nižší pachovou zátěž na životní prostředí a představují menší nebezpečí kontaminace vod. [22][23]

## 4 Desintegrace

Desintegrací rozumíme rozbití vloček a částic kalu – tedy rozrušení buněk mikroorganismů přebytečného aktivovaného kalu. Obsah buněk se pak v důsledku narušení buněčných stěn uvolňuje do roztoku, tzn. tvoří se buněčný lyzát. V procesu desintegrace tedy dochází k minimalizaci velikosti původních částic kalu a rovněž ke zvýšení koncentrace rozpuštěných organických částic (CHSK) v kapalně fázi. V následné fázi procesu buněčný lyzát stimuluje další biologický rozklad pomocí působení uvolněných enzymů a růstových faktorů.

V současné době narůstají požadavky na kvalitní a úplné vyčištění odpadních vod i jejich následné zpracování. V souvislosti s přísnými limity ohledně čištění odpadních vod se zvyšuje i produkce kalů. Pro příklad – v roce 2000 se množství kalu produkovaného v EU odhadovalo na 8,9 mil. tun, zatímco v roce 2005 vzrostla produkce na 15-20 milionů tun sušiny. V souladu se záměrem EU se ustupuje od ukládání kalů na skládky, zpřísňuje se využití v zemědělství i při rekultivaci kvůli potenciálnímu obsahu těžkých kovů a nebezpečí ohrožení životního prostředí. Jako východisko se hledají možnosti, jak snížit produkci kalů, zhodnotit kal a nevyrábět pouze odpad, nýbrž také materiál, který by bylo možno opakovaně a jednoduše využít. [24][25]

Pro další energetické využití kalu se zdá být zásadní zvýšení stupně odvodnění kalu s využitím co nejmenšího množství energie. Výhřevnost kalu, tím i energetická bilance spalovacího procesu totiž významně souvisí se stupněm odvodnění kalu. Je proto nutné zvýšit obsah sušiny v kalu na maximum současně při dosažení co nejnižší energetické náročnosti při odstraňování vody. Maximalizací stupně odvodnění kalu se zvýší efektivita všech variant energetického využití kalu. [26]

Vodu obsaženou v kalu lze rozdělit do čtyř druhů:

- meziprostorová voda – lze ji odstranit pomocí gravitačního zahušťování,
- kapilární voda – odstraňuje se pomocí filtrů, kalolisů nebo v odstředivkách,
- adsorbovaná voda – vysušuje se,
- vnitřní voda – také se odstraňuje sušením.

K maximalizaci stupně odvodnění kalu a ke zkvalitnění biologické rozložitelnosti kalu byla vyvinuta série metod sloužících k tzv. předúpravě kalu; společným rysem těchto metod je desintegrace. Metoda desintegrace zintenzivňuje celý proces díky faktu, že již při doplnění malého množství buněčného lyzátu se podstatně zrychlí aerobní i anaerobní biologický rozklad. Tento buněčný lyzát způsobuje stimulaci buď přímo (v něm obsažené enzymy přímo vyvolávají lýzy dalších buněk mikrobů) nebo nepřímo (látka obsahuje růstové faktory, které stimulují činnost přítomných mikroorganismů). V důsledku stimulace se urychlují probíhající biodegradční reakce, tím se zkracuje doba reakce. Za stejnou dobu se rozloží výrazně větší

množství organických látek a úměrně tomu se snižuje obsah zbytkového nerozloženého materiálu, nehledě na jeden z hlavních přínosů, kterým je výraznou měrou zvýšená výroba bioplynu. [24][27][28]

Po technické stránce je možno provádět desintegraci několika druhy metod:

- mechanickou cestou – zahrnuje desintegraci a mletí tuhých látek přítomných v substrátu na různých druzích mlýnů, pomocí ultrazvuku, vysokotlakého homogenizátoru, lyzátovací centrifugy aj,
- fyzikálními metodami – tato desintegrace se provádí ultrazvukem, termickou hydrolyzou, rozmrazováním a zmrazováním, Cambi procesem, ionizujícím zařízením, plazmovými pulzy apod.,
- chemickými metodami – k chemickým postupům patří hydrolyza minerálními kyselinami nebo alkáliemi, ale i destrukce složitých organických látek také mokrá oxidace, ozonizace, oxidace  $H_2O_2/O_2$  aj.,
- biologickou cestou – využitím enzymové nebo mikrobiální předúpravy, což se zdá být velmi dobře využitelné v budoucnu, zvláště pro specifické substráty jako celulóza nebo lignin.

#### **4.1 Mechanická desintegrace**

K využití mechanických postupů při rozkladu buněk je potřeba zdroj energie a tlaku, rotační či translační energie. Nejčastěji se užívají následující zařízení a metody:

##### **4.1.1 Desintegrace buněk mletím v kulovém mlýnu**

Vysokorychlostní kulový mlýn sestává z válcové mělníci komory (v horizontální nebo vertikální poloze), která obsahuje rotující disky nainstalované na hřídeli poháněné motorem (míchadlo). Válcovou komoru naplňují mělníci korálky vyrobené ze skla či umělé hmoty. Rotačním pohybem vyvolává míchadlo pohyb kuliček i upravovaného materiálu (kalu). V důsledku tohoto pohybu, kdy se kuličky vzájemně srážejí a narážejí na stěnu mlecí komory, dochází k desintegraci mikroorganismů tlakovými a střižnými silami. Díky procesu mletí se pak uvolňuje značné množství tepla. Pokud proces probíhá kontinuálně, kuličky se zachycují v sítu, zatímco suspenze může dále proudit mělníci komorou. Efektivita tohoto procesu desintegrace je závislá na rozměru kuliček, hydrodynamice míchání, na množství použité energie, geometrii mlecí komory, zatížení, hustotě upravované suspenze i teplotě procesu. [24][26][29]

##### **4.1.2 Desintegrace v disperzních a koloidních mlýnech**

Koloidní mlýny se skládají ze statoru a rotoru, které jsou od sebe vzdáleny minimálně 25  $\mu\text{m}$ . Rotor je ve tvaru kužele, má vroubkovaný nebo hladký povrch a rychlost otáček se pohybuje kolem 3 600 ot./min. Tento postup desintegrace se využívá speciálně pro desintegraci slabě

vázaných aglomerátů a emulzí. Proces funguje na principu vysoké rychlosti střížných sil, dochází k rozemletí materiálu na částičky hmoty o velikosti 1  $\mu\text{m}$ . V důsledku vysokého rozptýlení energie se výrazně zvyšuje teplota při procesu. [24]

### **4.1.3 Vysokotlaká homogenizace**

Zařízení vysokotlakého homogenizátoru je složeno z vícestupňového čerpadla a z homogenizačního ventilu. Čerpadlem se nasává suspenze do pístového válce a tady se látka stlačí na tlak několika set barů při současném průtoku několika kubických metrů za hodinu. Suspenze poté prochází štěrbinou, čímž se sníží tlak pod hranici evaporace tekutiny (vypaření), rychlost kapaliny pak stoupá na 300m/s. Jakmile kavitační bublinky prasknou, gradient tlaku se zavede do kapaliny a způsobí zvýšení teploty na stovky stupňů Celsia a způsobí tlakovou vlnu, přičemž velikost tlaku závisí na citlivosti k destrukci dané druhem suspenze. Proces rozrušování buněk při vysokém tlaku je téměř nezávislý na koncentraci biomasy. [29]

### **4.1.4 Kavitace**

Kavitace se řadí mezi vysoce efektivní metody desintegrace buněk při současném uchování vlastností zpracované hmoty. Destrukce buněk probíhá při protlačování zmrzlé buněčné pasty přes úzkou štěrbinu za využití vysokého tlaku a při nízké teplotě (-27 až -25 °C). Jakmile hmota projde dýzou, dojde k uvolnění tlaku a následkem velkého tlakového rozdílu se buňky roztrhnou. Tento postup destrukce buněk střížnými silami je možné aplikovat na rozmanité druhy biologického materiálu včetně buněk, které mají pevnou buněčnou stěnu. [28]

### **4.1.5 Vysokovýkonná pulzní metoda**

Tato metoda patří mezi elektrohydraulické postupy. Kal se zpracovává působením vysokého napětí (cca 10 kV), přičemž při tomto napětí nastane výboj mezi dvěma elektrodami s periodou pulzu 10ms. Proces způsobí v kalu tzv. šokové vlny, které následně rozběhnou destrukci buněčných stěn, načež dochází k okamžitému uvolňování organických látek. [29]

### **4.1.6 Desintegrace biomasy mixováním**

Tato metoda využívá mechanického způsobu rozrušování buněčných stěn. Míra desintegrace se zvyšuje úměrně rostoucí rychlosti otáček a času, je také závislá na koncentraci nerozpuštěných látek v kalu. [29]

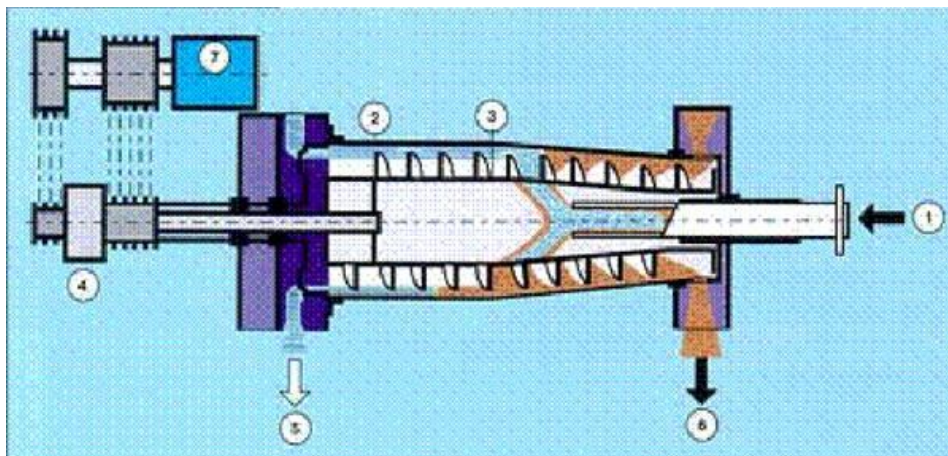
### **4.1.7 Desintegrace biomasy v zařízeních pracujících na principu nožů**

Tento mechanický postup využívá proudy kalu procházejícího přepážkou se třemi až čtyřmi rotujícími noži. Na procesu desintegrace mají tedy podíl i střížné síly. Tento desintegrační stupeň je umístěn před anaerobní reaktor; anaerobní rozložitelnost se zlepšuje cca o 25 %. [29]



#### 4.1.8 Desintegrace v zahušťovací odstředivce s integrovaným zařízením pro destrukci buněk

Při odstředování kalu, který obsahuje buňky mikroorganismů (přebytečný aktivovaný kal, anaerobně stabilizovaný kal), probíhá desintegrace konkrétního množství buněk, které se dostávají do kapalné fáze. Principem lyzátovací centrifugy je využití a posílení tohoto procesu. Kal zahuštěný lyzátovací odstředivkou (obrázek 6) se poté dále upravuje anaerobní stabilizací.



Popis odstředivky:

1. přívod suspenze, 2. vnější buben, 3. dopravní šnek, 4. převodovka, 5. výstup kapaliny, 6. výstup sedimentu, 7. motor. [30]

Obrázek 6 Schéma principu lyzace [30]

Nadbytek kinetické energie odstředivky lze díky vhodné konstrukční úpravě tohoto zařízení využít k lepší destrukci buněčných stěn mikroorganismů nacházejících se v kalu. Odstředivka se skládá z lyzovacího desintegračního zařízení, které je umístěno v proudu vstupujícího aktivovaného zahuštěného kalu. Tímto způsobem je možno bez zvyšování elektrického příkonu zařízení dosáhnout destrukce výrazně většího množství buněk a vytvořit tak potřebné množství lyzátu. Rozrušování buněčných stěn se děje jako vedlejší proces při souběžném zahušťování biomasy, nejsou potřebná další samostatná speciální zařízení. Díky skutečnosti, že lyzace v odstředivce je uskutečňována v oblasti zahuštěného kalu, není ovlivněna jakost centrátu a lyzátovací zařízení lze dodatečně namontovat i do centrifug, které již běží v provozu. Tímto přidaným zařízením se stávající zahušťovací odstředivka transformuje v lyzátovací. Množství destruovaných buněk je odvislé od parametrů centrifugy (průměr bubnu, počet otáček aj.), od druhu destrukčního zařízení a od druhu a kvality biomasy, tzn. zpracovávaného aktivovaného kalu. [28][29]

## 4.2 Fyzikální metody

### 4.2.1 Ultrazvukové a radiační metody

V oblasti reprodukce kalu se ultrazvukové a radiační metody řadí v současnosti mezi nejperspektivnější. Kal se při těchto postupech vystavuje působení ultrazvukových vln, aby se zvýšila schopnost biologického rozkladu před anaerobním vyhníváním nebo recyklací v provzdušňovací nádrži. Ultrazvukové vlny působí na fyzikálně-chemické vlastnosti kalu prostřednictvím uvolnění organických částí: CHSK (chemická spotřeba kyslíku), proteinu, nukleových kyselin, polysacharidů. Zmenšují velikost vločky a zvyšují schopnost biologického rozkladu.

V odpadních vodách se vyskytují také těžké kovy, které kvůli značné toxicitě patří mezi vysoce znepokojující faktory, zvláště s ohledem na minerální látky obsažené v odpadních vodách rovněž. Čistírny odpadních vod nesou odpovědnost za minimalizaci výskytu těžkých kovů v odpadních vodách s cílem ulehčit tak znečištění životního prostředí. Faktem je, že kritéria pro biologické čištění odpadních vod jsou nastavena na odstranění organických částic organismy aktivovaných kalů a eliminace těžkých kovů se považuje za vedlejší přínos. V procesu působení ultrazvukových vln a při dodatečném biodegradačním postupu je způsobeno ovlivnění zvláště organických částic a snižuje se konečné množství odpadního aktivovaného kalu. Minerální a (anebo) nebiodegradační částice (př. těžké kovy) nejsou během tohoto procesu ovlivněny a může docházet k jejich akumulaci v kalu nebo uvolnění v kapalně fázi. Ultrazvuk svým působením na kapalinu vyvolává periodické stlačování a uvolňování média. Při překročení konkrétní hranice intenzity se spouští proces kavitace, kdy vznikají bubliny plynu, které nejprve zvětšují svůj objem a pak prudce, v řádech mikrosekund, prasknou. Jejich destrukce vyvolává velmi silné hydromechanické střížné síly v prostoru média obklopujícího bublinu. V případě, že ultrazvuk působí pouze během krátké doby, nastává pouhá deaglomerace vloček kalu bez rozrušení buněčných stěn. Při delším působení poruší hydrodynamické střížné síly buněčné membrány a jiné buněčné struktury a dojde k uvolnění rozpuštěných organických látek do roztoku. Největší efektivita mechanických sil je dosaženo při frekvencích 20 - 100 kHz. Tlak a teplota v nitru praskajících bublin mohou stoupnout až k hodnotě několika atmosfér a 5000 K. Za těchto extrémních podmínek může docházet k termické destrukci látek uvnitř bublin a ke vzniku reaktivních hydroxylových radikálů. [28][31][32]

### 4.3 Termická desintegrace

Při použití této metody desintegrace dochází vlivem termické úpravy čistírenských kalů k hydrolýze tuhých součástí buněk. Kal se zahřeje na vysokou teplotu, která způsobí narušení buněčných stěn a vyvolá hydrolýzu uhlovodíků, proteinů, tuků a dalších makromolekul vylučovaných z buněk kalu. Jako průvodní jev termické hydrolýzy však mohou vznikat nebo

se rozpouštět sloučeniny, které nejdou dále rozložit biologickou cestou. Předúprava termickou metodou se zaměřuje na destrukci buněčných stěn a tím umožní biologický rozklad proteinů. Obecně platí, že čím vyšší množství kalu je aerobně předstabilizováno, tím více proteinů se v kalu vyskytuje a o to větší je pak produkce plynu po předúpravě termickou metodou. [14][29]

### **4.3.1 Rychlá termická kondicionace biomasy**

K využití metody rychlé termické kondicionace biomasy je třeba materiál připravený k tepelné úpravě (tzn. surový kal, přebytečný aktivovaný kal a anaerobně stabilizovaný kal) podrobit krátkému ohřevu v termickém reaktoru (jedná se řádově o jednotky až desítky sekund) při působení teploty 100 – 200 °C a o tlaku 0,1 – 1,3 MPa. Následuje rozbití buněčných stěn mikroorganismů a vyprázdnění obsahu buněk do roztoku, což vyvolá (samovolně nebo pomocí chlazení) rychlé uvolnění tlaku a prudký pokles teploty. Stupeň desintegrace buněk je v tomto případě vysoký, nicméně kvůli krátké době působení vysokých teplot není možno plně inaktivovat enzymy a stimulační faktory. Po technologické stránce je možno proces stimulace anaerobního rozkladu kalu upravit prostřednictvím ohřevu anaerobního reaktoru I. stupně teplem z rychlé termické předúpravy. Při dodržení zásady správného poměru dávkování pak stačí teplo, přivedené do reaktoru s upraveným kalem, na ohřátí celého systému. [14][26]

### **4.3.2 Desintegrace zmrazováním a rozmrazováním**

Jestliže dochází opakovaně ke zmrazování buněčné suspenze pod hranici bodu tuhnutí kapalně fáze a k následnému rozmrazování materiálu, nastávají nevratné změny ve struktuře vloček. V důsledku utváření a následného tání krystalků ledu v buňce se obaly buněk roztrhají. Postupně tak vznikají stále větší krystaly ledu, které mají za následek vyšší míru destrukce buněk. Dochází k výraznému zlepšení odvodňovacích vlastností kalů, do roztoků se uvolní vázaná voda a vločky se stanou kompaktnějšími. [14]

## **4.4 Chemické metody**

### **4.4.1 Rozklad kyselinami a louhy**

Za účelem rozbití některých buněk se využívají vlastnosti minerálních kyselin a zásad v odlišných koncentracích, přičemž se kombinuje efekt chemických reakcí s osmotickým šokem. Hydrolýzu je možno provádět v celém rozsahu pH. V zásaditém prostředí v rozmezí pH 11,5 – 12,5 nastává hydrolýza během 20 – 30 minut, zatímco v kyselém prostředí kyseliny chlorovodíkové (při pH 6) proběhne hydrolýza v rozmezí 6 až 12 hodin.

Využití alkálií k úpravě buněk patří mezi dosti razantní metody. Vlivem působení vysokých teplot ztrácejí buňky svoji životaschopnost a dále nemohou udržet vnitřní napětí, čímž dochází

k prasknutí stěny buňky a vyprázdnění buněčného materiálu do roztoku. V roztoku tímto narůstá koncentrace proteinů. Pokud se míra pH v kalu zvedne, povrch buněk je nabit negativně, čímž se vytváří elektrostatický odpor, který následně vyvolává desorpci některých částí extracelulárních polymerů. S buněčnými obaly reagují alkálie několika způsoby, mezi něž patří např. saponifikace lipidů buněčné stěny, která rozpouští membrány. Tato metoda má za následek destrukci buněčné stěny a současně i rozbití uvolněných produktů, jelikož vysoké koncentrace alkálií způsobují mnoho degradací včetně denaturace bílkovin. [29][31]

#### 4.4.2 Detergenty

Aby vnější membrány gramnegativních ( $G^-$ ) buněk byly stabilní, vyžaduje se přítomnost některých dvojmocných kationtů, především  $Mg_{2+}$ . Aktivní složkou detergentu je aniont kyseliny ethylendiamintetraoctové ( $EDTA^{4-}$ ) utvářející vazbu s horečnatými ionty, tím nastává destabilizace vnější membrány, nebo dokonce je tato část odstraněna. [29]

#### 4.4.3 Rozpouštědla

Organická rozpouštědla jako butanol a horký toluen se také využívají k destrukci buněčných stěn mikroorganismů. Do biomasy se přidává toluen, který absorbuje do lipidů buněčných stěn, čímž buňka nabobtná a posléze praskne. Efektivita tohoto procesu závisí na koncentraci rozpouštědla a na teplotě. Použití rozpouštědel lze aplikovat v širokém záběru; není vyžadováno zapojení specializovaných zařízení, rovněž nezpůsobuje zanášení suspenze cizími ionty. Mezi další výhody patří relativně nízká cena použitých činidel. [29][31]

#### 4.4.4 Ozonace

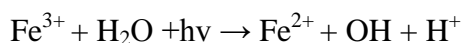
Mezi neefektivnější metody desintegrace čistírenských kalů patří ozonace. Na základě dostupné kvalitní dokumentace je známo, že množství kalu na výstupu lze podstatně snížit prostřednictvím parciální ozonace přebytečného aktivovaného kalu. Vlivem této metody se rovněž výrazně zlepšují usazovací vlastnosti kalů spolu s kvalitnější redukcí bobtnání a pění. Některé země EU i Japonsko metodu ozonace úspěšně uvádějí do praktického života v očekávání dobrých výsledků při redukcí množství čistírenských kalů.

Ozón jako silný antioxidant ovlivňuje široké spektrum organických i neorganických sloučenin. Je vyhledáván pro svoji vlastnost silného vlivu na stěny buněk a schopnost zničit mikroorganismy nacházející se v aktivovaném kalu, dovede rovněž oxidovat organické látky uvolněné z buněk, snižuje množství patogenních organismů. Obecně se proces ozonace kalů popisuje jako postupná dekompoziční reakce desintegrace vločky, rozpouštění a následná oxidace uvolněných organických částic na oxid uhličitý (mineralizace). Jeden atom  $O_3$  reaguje s oxidantem, tím může 48 g ozonu stechiometricky rozložit 16 g CHSK – nastává mineralizace. Hodnota zjištěné mineralizace je však většinou nižší než výše uváděná hodnota. Při anaerobní

stabilizace kalu se ozón využívá k předúpravě přebytečného aktivovaného kalu před vstupem do anaerobního reaktoru nebo se ozonace provádí u části anaerobně stabilizovaného kalu a tento se po procesu vrátí zpět do reaktoru. [26][29]

#### 4.4.5 Solární foto-Fentonova reakce

Fentonova reakce se využívá za účelem zvýšit odvodnění kalu a tím minimalizovat výstup aktivovaného kalu. Při aplikaci této reakce (principem je katalytická aktivace  $\text{H}_2\text{O}_2$  s železitými solemi) se část aktivovaného kalu mineralizuje na oxid uhličitý a vodu, současně probíhá rozpouštění části aktivovaného kalu na biodegradabilní organické komponenty. Kombinací Fentonova procesu a světelné energie probíhají dvě reakce:



V procesu dochází k opakování obou oxidačně-redukčních reakcí a k produkci OH radikálů, které napadají mikroorganismy v přebytečném kalu. Foto-Fentonova reakce způsobuje ničení bakteriálních membrán buněk, rozpouštění jemných částic biomasy a jejich přeměnu v rozpustné sloučeniny jako lipidy, polysacharidy a proteiny. Mrtvé buňky zůstávají nepoškozené a tím je nemohou další mikroorganismy využít jako zdroj energie. Desintegrací se uvolňují buňky obsažené v médiu, vzniká tedy autochtonní substrát naplněný organickou hmotou. K dosažení nejlepší účinnosti tohoto procesu se jako nejvhodnější světelný zdroj jeví UV záření, jelikož při jeho působení je dosahováno nejvyšších hodnot desintegrace aktivovaného kalu. Z ekonomického hlediska se však využívají zejména sluneční paprsky. [26][29]

### 4.5 Biologické metody

#### 4.5.1 Enzymatická lýza a autolýza

Pokud v předúpravě čistírenských kalů použijeme enzymy, nastává narušení vazeb v buněčných stěnách. Enzymově katalyzovaná reakce způsobuje rozklad sloučenin v buněčných stěnách, i grampozitivní bakterie s odolnou buněčnou stěnou lze dezintegrovat touto cestou, tedy za pomoci enzymů. Proces autolýzy je možno provádět za běžné teploty prostředí, neklade si nároky na změnu teplot. Enzymy se nacházejí ve vnitrobuněčném obsahu, tudíž se jako vhodné jeví kombinovat enzymatickou lýzu a mechanickou desintegraci. Po uvolnění pomocí mechanické cesty totiž enzymy vyvolávají další desintegraci buněk. Pro úpravu primárního kalu byla nejvyšší účinnost vykázána při použití enzymů s vysokým obsahem lignocelulózních materiálů. Při aplikaci enzymů do přebytečného aktivovaného kalu však může nastat rychlá degradace samotných enzymů, ještě než stačí proběhnout enzymatická hydrolýza. [29]



### 4.5.2 Lysozomy

V převážné většině živočišných buněk se nacházejí specializované sekreční váčky – lysozomy. Od okolního prostředí jsou odděleny jedinou membránou a nesou v sobě celou řadu enzymů, které dokážou štěpit makromolekuly pomocí hydrolýzy. V lysozomech dochází k rozkladu opotřebených buněčných molekul, a stejně tak i k rozkladu cizorodých bakterií, které jakmile jsou pohlceny buňkou, dostanou se do váčků obklopených membránou – vakuol. Pro tento typ vakuol je možné s lysozomem splynout, dojde tak ke smíšení obsahu vakuoly a lysozomu uvnitř společné membrány. Jakmile buňka zaniká, její lysozomy prasknou a dojde k uvolnění enzymů, které následně vyvolají katalýzu hydrolytického rozkladu složek této mrtvé buňky. Tyto enzymy jsou zdrojem vysoké stimulační aktivity lyzátu, jejich vlastnosti je možno využívat při přípravě lyzátu k destrukci buněk mikroorganismů přítomných v kalu určeném ke zpracování, využití nachází rovněž schopnost lysozomů živých buněk rozkládat bakterie. [27][29]

## 4.6 Porovnání způsobů desintegrace

Měřítkem pro zvolení nejvhodnější metody k přípravě lyzátu je její efektivita, tzn. nejvýhodnější je metoda vykazující nejvyšší účinnost destrukce a současně poskytující nejaktivnější lyzát. Co do aktivity lyzátu se jako nejvhodnější ukazují metody mechanické desintegrace, zmrazování a rozmrazování biomasy, stejně tak i ultrazvuková a hydrodynamická kavitace. Naopak při použití lyzátovací odstředivky je efektivita destrukce poměrně nízká. U chemických metod dochází ke zvýšení propustnosti buněk a podporuje se částečné uvolňování proteinů.

To, co má podstatná většina uvedených metod předúpravy a desintegrace čistírenských kalů společné, je vysoká náročnost těchto postupů co do konstrukce speciálních samostatných zařízení, dále vysoké pořizovací náklady a dosavadní malá využitelnost v praxi.

V podstatě všechny popsané postupy zničení buněk mikroorganismů i úpravy čistírenského kalu potřebují speciální samostatné zařízení a vykazují vysokou energetickou náročnost. Jedině v případě lyzátovací zahušťovací odstředivky lze učinit výjimku, plní totiž dvojí účel: její primární funkcí je zahušťování kalu a jako vedlejší produkt procesu nastává desintegrace – lyzace. Díky této vlastnosti patří tato desintegrační metoda k nejefektivnějším po finanční stránce a zahušťovací lyzátovací centrifuga se v současnosti řadí k nejvyhledávanějším při praktické aplikaci v provozech ČOV. K dalším nadějným metodám lze přidat i termickou desintegraci, jejíž účinnost je prověřena praktickou aplikací, a rovněž desintegrace ultrazvukovými vlnami – tuto možnost aplikují v provozech především zahraniční země (zvláště Německo a Rakousko), kvůli vysokým provozním a investičním nákladům však prozatím nedošlo k masovému rozšíření. [26][29]

## 5 Experimentální část

Jak bylo uvedeno v teoretické části této diplomové práce, jedním z důležitých technologických kroků na ČOV je zahušťování a následné vyhnívání čistírenského kalu (viz kap. 2). Přestože primárním cílem vyhnívání kalů je jejich stabilizace, nezanedbatelnou otázkou je rovněž možnost zvýšení produkce bioplynu a tím i vyšší zisk energie (zejména elektrické při kombinované výrobě tepla a elektřiny). V posledních letech se uvažuje o desintegraci kalu, která může přispět ke zvýšení produkce bioplynu při anaerobní stabilizaci, ale jak bylo popsáno v teoretické části (viz kap. 4), v současné době se tato technologie využívá spíše okrajově (používají se zejména lyzátovací odstředivky).

Praktická část této diplomové práce přispívá k řešení projektu TIP MPO FR-TI3/552 „Inovativní přístupy v čištění odpadních vod – Flotační jednotka KUNST“. Tento projekt byl zaměřen na flotační zahušťování aktivovaného kalu, jedním z výzkumných úkolů bylo rovněž prověřit možnost rozšíření flotační jednotky o desintegrační prvek. Proto bylo nutné provést laboratorní měření simulující desintegraci zahuštěného kalu, který byl produkován poloprovozní flotační jednotkou, s následnou fermentací kalu a tyto experimenty vyhodnotit i po energetické a ekonomické stránce.

### 5.1 Vlastnosti použitých materiálů

Při experimentální činnosti byly využívány dva vstupní materiály, a to anaerobně stabilizovaný kal (ASK) a zahuštěný kal (ZK). Oba kaly pocházely z ČOV Hranice, přičemž ASK je zde standardně produkován, zatímco ZK vznikal v rámci výzkumných prací při zahušťování aktivovaného přebytečného kalu na poloprovozní flotační jednotce.

ČOV Hranice je mechanicko-biologická čistírna odpadních vod s kapacitou cca 30 tis. EO. Mechanický stupeň sestává z hrubého předčištění a usazovací nádrže, biologický stupeň z oběhové aktivace a dosazovacích nádrží. Přebytečný aktivovaný kal je strojně zahušťován a po smíchání s primárním kalem je veden přes uskladňovací nádrž do vyhnívací nádrže. Kal je vyhníván při 35 °C (mezofilní podmínky) a následně je po odvodnění na mobilní odstředivce odvážen z ČOV. Produkováný bioplyn je skladován v plynojemu a spalován v kotli na bioplyn.

Poloprovozní flotační jednotka o zpracovatelské kapacitě 0,25 až 1,4 l/s byla instalována na ČOV Hranice v roce 2012. Flotační jednotka pracuje na principu flotace rozpuštěným vzduchem, proto je nezbytnou součástí sytící okruh sestávající z tlakové sytící nádrže, recirkulačního čerpadla a kompresoru. Flotační nádrž je napojena na zdroj přebytečného aktivovaného kalu, výtlačné potrubí zahuštěného kalu je vedeno do uskladňovací nádrže ČOV a kalová voda je odváděna do vnitřní kanalizace ČOV. Zahuštěný kal je shrabován s hladiny flotační nádrže do

jímky zahuštěného kalu (o objemu cca 0,5 m<sup>3</sup>). Z této jímky, která je periodicky odčerpávána, byly odebírány vzorky ZK pro laboratorní zkoušky.

V tabulce 3 jsou uvedeny stanovené obsahy sušiny a ztráta žiháním (jedná se o průměry vždy ze tří vzorků). Průměrná sušina se ve vyhnílelém kalu pohybovala okolo 1,55 % a ztráta žiháním okolo 64,06 %. V zahuštěném kalu byla sušina okolo 2,9 % a ztráta žiháním činila průměrně 68,5 %.

Tabulka 3 Vlastnosti ASK a ZK (obsah sušiny a ZŽ)

Obsah sušiny a ztráty žiháním						
	13.11.2013		19.2.2014		7.3.2014	
	ASK	ZK	ASK	ZK	ASK	ZK
suš (%)	1,53	2,79	1,55	3,01	1,56	2,90
ZŽ (%)	60,66	64,29	66,12	71,13	65,39	69,98

## 5.2 Použité postupy a zařízení

Při experimentální činnosti byla použita desintegrační jednotka, která byla navržena na ÚPEI v rámci předchozího výzkumu, dále sestava laboratorních fermentorů a rovněž byly prováděny rozborů kalů, které jsou popsány dále.

### 5.2.1 Desintegrace

Desintegrace probíhala v dvouplášťové tlakové nádobě s maximálním tlakem 1 MPa a maximální teplotou 180 °C. Nádoba je míchaná, víko nádoby je osazeno teploměrem a manometrem pro odečet aktuální teploty a tlaku. Na víku je rovněž umístěn pojistný přetlakový ventil. Plnění nádoby lze provádět dvěma způsoby:

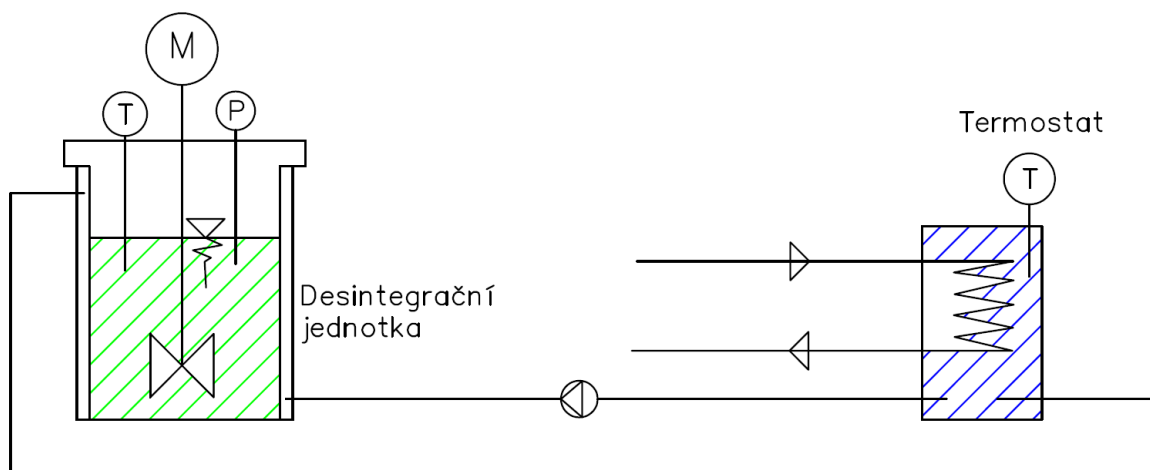
- sejmutím víka – víko je připevněno osmi šrouby a při opětovném uzavírání je nutné zajistit dokonalou těsnost;
- malým hrdlem na víku – umožňuje plnění bez sejmutí víka, ale je vhodné spíše pro dobře tekuté materiály.

Ohřev nádoby zajišťuje cirkulační termostat Huber, který je umístěn v olejové lázni (max. povolená teplota 180 °C). Použitý termostat neumožňuje chlazení, proto bylo využíváno ochlazování olejové lázně externí spirálou napojenou na vodovodní řad. Schéma desintegrace demonstruje obrázek 7.

V již uvedených termínech byly celkově provedeny tři experimenty, při kterých byl zkoumán vliv rozdílné teploty při desintegraci na výslednou produkci bioplynu při anaerobní stabilizaci. Vlivem kontinuálního zvyšování teploty až na požadovanou teplotu 120, 130 a 140 °C byl



aktivován samotný proces desintegrace, přičemž konstantní hodnota požadované teploty byla udržována po dobu jedné hodiny za stálého míchání elektrickým míchadlem, a to rychlostí 200 otáček/min. Teprve po uplynutí této doby byl proces ukončen postupným ochlazováním desintegrační jednotky.

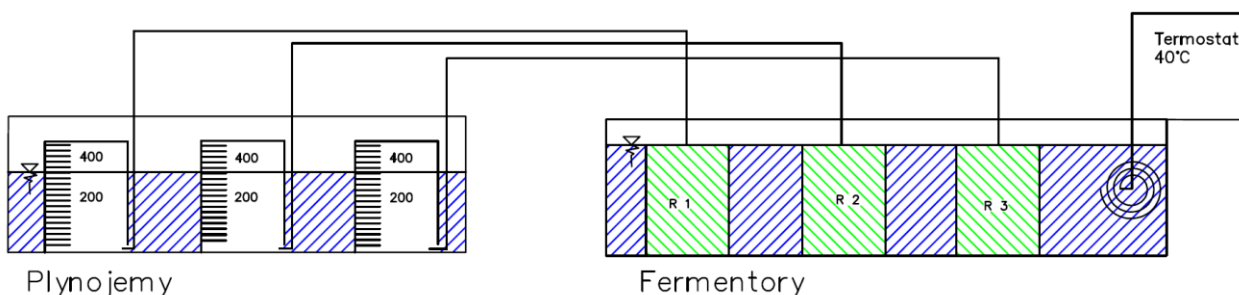


Obrázek 7 Schéma desintegrace

### 5.2.2 Anaerobní stabilizace

Pro zkoušky vyhnívání byly k dispozici tři laboratorní fermentory o maximálním objemu 0,5 l. Jednalo se o vsázkové reaktory bez míchání, které byly vyrobeny z PET lahví od nápojů. Ohřev reaktorů byl zajištěn ponořením do vodní lázně, k ohřevu vody sloužil termostat Huber. Každý reaktor byl plynotěsně propojen s vlastním plynojemem. Jednalo se o kádinky o objemu 2 000 ml, které byly umístěny v průhledném akváriu s vodou pro možnost odečtu produkovaného bioplynu a které pracovaly na principu mokrého plynojemu. Schéma anaerobní fermentace je zobrazeno na obrázku 8.

K procesu anaerobní stabilizace byly v experimentech použity tři různé vstupní materiály: ZK, ASK a DZK. Každý pokus probíhal ve třech fermentorech, z nichž každý byl naplněn jiným substrátem. První fermentor obsahoval pouze směs složenou z 67 % zahuštěného kalu a 33 % inokula, sloužil tedy jako základní prostředek ke srovnání výsledků vyprodukovaného bioplynu ze substrátů zbylých dvou fermentorů. Druhý fermentor obsahoval již 33 % inokula, 33 % DZK a 33 % ZK. V třetím zařízení bylo použito opět 33 % inokula, 50 % DZK a 17 % ZK.



Obrázek 8 Schéma anaerobní fermentace

### 5.2.3 Analýza materiálů

Pro vyhodnocení účinnosti desintegrace a vlastní anaerobní stabilizace bylo potřeba stanovit některé parametry jak vstupních materiálů, tak materiálů produkovaných jednotlivými technologiemi. Jednalo se zejména o:

- sušinu – ASK, ZK, desintegrovaného kalu (DZK), vyhnilého kalu – digestátu (dig);
- ztráta žiháním (ZŽ) – ASK, ZK, DZK, dig;
- rozpuštěné látky veškeré (RL<sub>105</sub>) – filtrát ze ZK a DZK;
- rozpuštěné látky organické (RL<sub>550</sub>) – filtrát ze ZK a DZK.

Stanovení sušiny probíhalo podle ČSN 75 7346 při teplotě 105 °C po dobu 24 hodin. Ztráta žiháním probíhala podle ČSN EN 12879 při teplotě 550 °C po dobu 2 hodin. Pro navážení vzorků byly použity váhy Denver INSTRUMENT SI – 603 (rozsah 600 g, přesnost 0,001 g). Sušení probíhalo v sušárně BMT Venticell 22 (obrázek 10), pro žihání vzorků byla použita muflová pec LM 212.11 (obrázek 9).



Obrázek 9 Muflová žihací pec LM 212.11



Obrázek 10 Sušárna BMT Venticell 22

Stanovení  $RL_{105}$  a  $RL_{550}$  bylo využito pro výpočet stupně desintegrace (viz kap. 5.2.3). Vlastní analýza probíhala podle normy ČSN 75 7346 podtlakovou filtrací přes filtr ze skleněných vláken o velikosti póru 1,0  $\mu\text{m}$ , přičemž takto byl filtrován předpřipravený vzorek filtrátu, který byl získán podtlakovou filtrací kalu přes papírový filtr. Tento postup byl zvolen z toho důvodu, že kal obsahuje velké množství pevných částic, které velmi rychle zanáší filtr.

Pro stanovení  $RL_{105}$  byly vzorky sušeny při 105 °C do odpaření, pro stanovení  $RL_{550}$  byly vysušené vzorky následně spalovány při 550 °C. Podtlaková filtrace byla zajištěna vodní vývěvou. Pro navážení vzorků byly použity váhy Denver INSTRUMENT SI – 234 (rozsah 230 g, přesnost 0,0001 g). Sušení a spalování pobíhalo stejně jako u stanovení sušiny a ZŽ v sušárně Venticell 22 a v muflové peci LM 212.11.

## 5.3 Použité výpočty

### 5.3.1 Výpočet rozpuštěných látek veškerých a organických

Během tří měření v uvedených datech (viz tabulka 4) byly výsledné hodnoty sušiny a ztráty žiháním získány zprůměrováním hodnot ze dvou vzorků. Výpočet  $RL_{105}$  a  $RL_{550}$  byl uskutečněn podle normy ČSN 75 7346.

### 5.3.2 Výpočet stupně desintegrace

Prvotním cílem procesu desintegrace je uvolnění organického buněčného obsahu do roztoku. Čím větší množství buněk projde procesem desintegrace, tím vyšší množství uvolněného buněčného lyzátu vzniká. Stupněm desintegrace je tudíž poměr přírůstku organických látek uvolněných při desintegraci do roztoku vůči celkovému objemu organických látek před zahájením procesu.

Druhá metoda stanovuje stupeň desintegrace jako poměr přírůstku objemu rozpuštěných organických látek, které byly uvolněny při desintegraci do roztoku, k celkovému objemu organických látek uvolněných před desintegrací alkalickou hydrolýzou kalu. Homogenizovaný směsný vzorek projde procesem alkalické hydrolýzy a potom se určí  $CHSK_{Cr}$  kapalně fáze. Určení údaje  $CHSK_{Cr}$  v kapalně fázi směsného vzorku je stejné jako u předchozí metody, přičemž při srovnání s první metodou lze použitím druhého postupu dosáhnout cca dvojnásobných hodnot. Ve vzorci, který slouží k výpočtu druhé metody, je údaj  $CHSK_{Cr}$  kapalně fáze po procesu alkalické hydrolýzy nahrazen  $CHSK_{Cr, \text{homogZPAK}}$ . Tyto postupy je možno použít i při zpracování ostatních druhů bioodpadu.

Ke zjištění stupně desintegrace kalu je potřeba znát údaj  $CHSK_{Cr}$  (tj. chemickou spotřebu kyslíku) homogenizovaného směsného kalu před zahájením procesu desintegrace a  $CHSK_{Cr}$  kapalné fáze stejného vzorku po separaci pevné fáze. K určení přírůstku organických látek uvolněných do roztoku se po desintegraci stanoví pouze  $CHSK_{Cr}$  kapalné fáze. [28]

Výpočet stupně desintegrace:

$$SD = \frac{CHSK_{rozp. ZPAK} - CHSK_{rozp. PAK}}{CHSK_{hom.og.ZPAK} - CHSK_{rozp. PAK}} * 100 \quad (1)$$

$CHSK_{Cr,rozp.ZPAK}$ :  $CHSK_{Cr}$  (chemická spotřeba kyslíku) v kapalné fázi desintegrováného zahuštěného přebytečného aktivovaného kalu;

$CHSK_{Cr,rozp.PAK}$ :  $CHSK_{Cr}$  v kapalné fázi přebytečného aktivovaného kalu předdesintegrací;

$CHSK_{Cr,homog.ZPAK}$ :  $CHSK_{Cr}$  v homogenizovaném vzorku desintegrováného zahuštěného přebytečného aktivovaného kalu.

Pro potřeby vyhodnocení účinku laboratorní desintegrace byl vztah (1) upraven tak, aby bylo možno využít dostupné vybavení laboratoře. Stupeň desintegrace byl stanoven jako poměr nárůstu rozpuštěných organických látek ( $RL_{550}$ ) ve filtrátu a množství veškerých organických látek v původním kalu. Upravený vztah je možno definovat následovně:

$$SD = \frac{(RL_{550 DZK} - RL_{550 ZK})}{(1\ 000\ 000 * Su_{šZK} [\%] * Z_{žZK} [\%] - RL_{550 ZK})} \quad [-] \quad (2)$$

### 5.3.3 Výpočet měrné produkce bioplynu

Bioplyn byl měřen v ml a pro vyhodnocení výsledků bylo třeba přepočítat produkci bioplynu na měrnou produkci bioplynu dle vztahu (3).

$$\text{Měrná produkce BP} = \frac{V_{BP}}{m_{org}} \quad [dm^3 / kg \text{ suš.}] \quad (3)$$

### 5.3.4 Úbytek organických látek

Po skončení anaerobní stabilizace byl u každého experimentu na výstupu z fermentoru měřen úbytek organických látek v sušině. Na výstupu z každého fermentoru byly vždy po důkladném promíchání směsi odebrány tři vzorky, u nichž bylo provedeno měření obsahu sušiny a ztráty žiháním podle norem ČSN 75 7346 a ČSN EN 12879 stejně jako při určování vstupních parametrů jednotlivých kalů.

Nejdříve je nutné určit celkovou hmotnost vsádky, která bude putovat do fermentoru. Ta se skládá ze součtu dílčích hmotností jednotlivých kalů (rovnice 4):

$$m_{MAT\ vstup} = m_{ZK} + m_{ASK} + m_{DZK} \quad [g] \quad (4)$$

Ze známých obsahů sušiny v materiálech lze nyní vypočítat hmotnost sušiny ve vsádce (rovnice 5, 6, 7) a celková hmotnost sušiny vznikne ze součtu jednotlivých hmotností sušin (rovnice 8):

$$m_{Suš\ ZK} = \frac{Suš_{ZK} * m_{ZK}}{100} \quad [g] \quad (5)$$

$$m_{Suš\ ASK} = \frac{Suš_{ASK} * m_{ASK}}{100} \quad [g] \quad (6)$$

$$m_{Suš\ DZK} = \frac{Suš_{DZK} * m_{DZK}}{100} \quad [g] \quad (7)$$

$$m_{Suš} = m_{Suš\ ZK} + m_{Suš\ ASK} + m_{Suš\ DZK} \quad [g] \quad (8)$$

Obdobný výpočet jako pro sušinu provedeme i pro stanovení množství organických látek ve vsádce sušiny fermentoru (rovnice 9, 10, 11 a 12):

$$m_{ORG\ ZK} = \frac{m_{Suš\ ZK} * ZŽ_{ZK}}{100} \quad [g] \quad (9)$$

$$m_{ORG\ ASK} = \frac{m_{Suš\ ASK} * ZŽ_{ASK}}{100} \quad [g] \quad (10)$$

$$m_{ORG\ DZK} = \frac{m_{Suš\ DZK} * ZŽ_{DZK}}{100} \quad [g] \quad (11)$$

$$m_{ORG} = m_{ORG\ ZK} + m_{ORG\ ASK} + m_{ORG\ DZK} \quad [g] \quad (12)$$

Nyní je potřeba určit, kolik % sušiny tvořily organické látky na vstupu do fermentoru (rovnice 13):

$$Z\check{Z}_{vstup} = \frac{m_{ORG\ vstup}}{m_{Suš\ vstup}} * 100 \quad [\%] \quad (13)$$

Porovnáním hodnot před a po fermentaci lze pozorovat rozdíly hodnot sušiny a organiky na vstupu a výstupu (rovnice 14 a 15):

$$Rozdíl_{Suš} = Suš_{výstup} - Suš_{vstup} \quad [\%] \quad (14)$$

$$Rozdíl_{ORG} = Z\check{Z}_{výstup} - Z\check{Z}_{vstup} \quad [\%] \quad (15)$$

## 5.4 Výsledky

### 5.4.1 Stupeň desintegrace

Naměřené hodnoty pro jednotlivá měření jsou uvedeny v příloze č. 3. Průměrné hodnoty měřených veličin určené podle normy ČSN 75 7346 jsou uvedeny v tabulce 4. V konečném výsledku se ukazuje, že hodnota organických látek obsažených ve filtrátu z DZK obsahuje zhruba dvojnásobné výše z filtrátu ZK. Z toho vyplývá, že zvolená metoda termické desintegrace při teplotách 120, 130 a 140 °C vykazuje pozitivní výsledek v procesu buněčného rozkladu lyzátu.

Tabulka 4 Průměrné hodnoty měřených veličin

rozpuštěné látky a organické rozpuštěné látky ve filtrátu						
	F-ZK			F-DZK		
datum měření	13.11.2013	17.2.2014	26.2.2014	13.11.2013	17.2.2014	26.2.2014
teplota [°C]	120	130	140	120	130	140
RL <sub>105</sub> (mg/kg)	955,11	920,29	929,23	7009,76	7255,22	7295,52
RL <sub>550</sub>	330,14	356,55	339,51	5463,01	5507,75	5409,34
prům. RL <sub>105</sub>	934,88			7186,83		
prům. RL <sub>550</sub>	342,07			5460,03		

Po dosazení do vztahu (2) byly získány následující hodnoty stupně desintegrace.

$$SD_{13.11.2013} = \frac{(5463,01 - 330,14)}{(1\,000\,000 * 0,0279 * 0,6429 - 330,14)} = 0,292$$

$$SD_{17.2.2014} = \frac{(5507,75 - 356,55)}{(1\,000\,000 * 0,0301 * 0,7113 - 356,55)} = 0,245$$

$$SD_{26.2.2014} = \frac{(5409,34 - 339,51)}{(1\,000\,000 * 0,0290 * 0,6998 - 339,51)} = 0,254$$

## 5.4.2 Zkoušky fermentace

### Pokus č. 1

Datum: 13. 11. 2013

Teplota desintegrace: 120 °C

Přesné složení substrátu v jednotlivých fermentorech je uvedeno v tabulce 5. V tabulce 6 jsou uvedeny hodnoty sušiny a ztráty žíháním vstupního substrátu a získaného digestátu, které byly vypočteny na základě dat uvedených v příloze č. 2.

*Tabulka 5 Množství jednotlivých druhů kalů obsažených ve fermentorech při prvním experimentu*

	F 1	F 2	F 3
$m_{ASK}$	103,958	101,755	106,019
$m_{ZK}$	199,596	103,897	58,701
$m_{DZK}$	0	101,345	142,092
$\Sigma$ vstup	303,554	306,997	306,812
$m_{SUŠ}$	7,159	7,344	7,309
$m_{ORG}$	4,545	4,681	4,663

*Tabulka 6 Rozdíl v podílu sušiny a organických látek v sušině ve směsi na vstupu a výstupu z fermentorů při prvním experimentu*

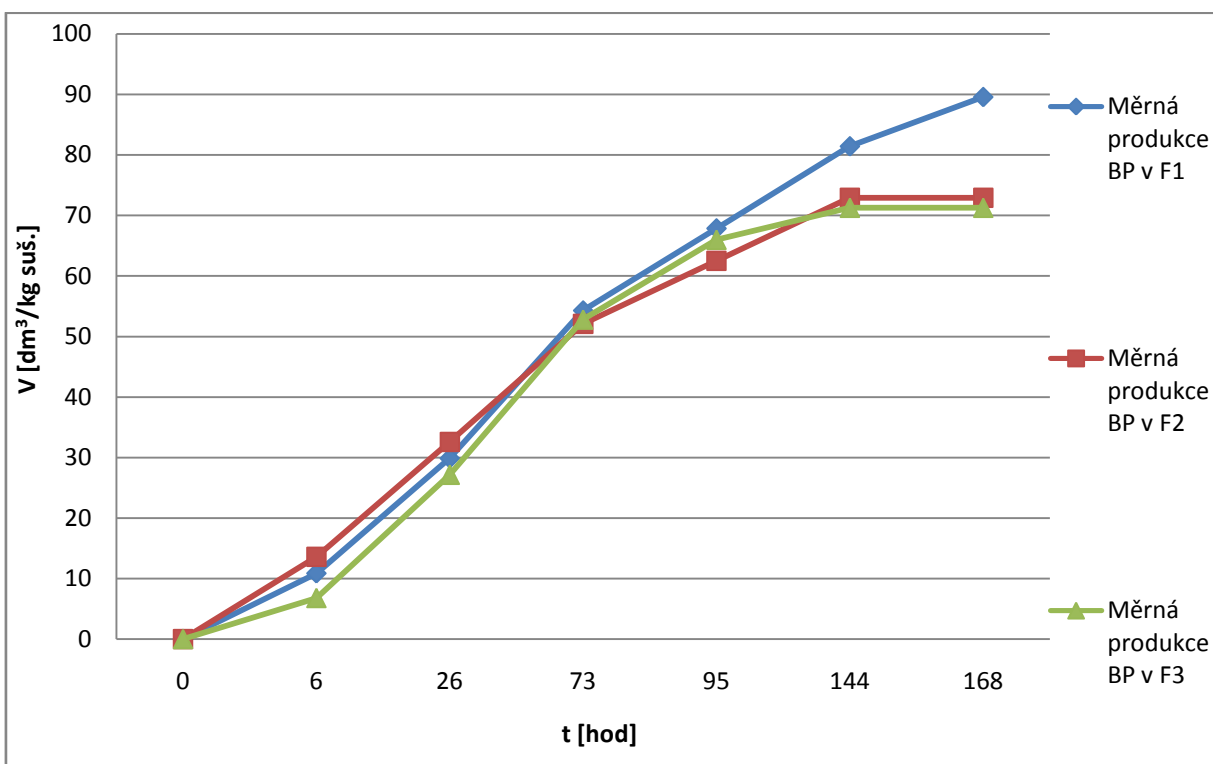
13.11.2013	Suš <sub>vstup</sub>	Suš <sub>výstup</sub>	Rozdíl Suš	ZŽ <sub>vstup</sub>	ZŽ <sub>výstup</sub>	Rozdíl ORG	rozdíl $m_{ORG}$
	[%]	[% sušiny]	[%]	[%]	[% sušiny]	[%]	[g]
F1	2,357	1,708	-0,649	63,478	54,405	-9,073	4,454
F2	2,393	1,676	-0,717	63,776	55,736	-8,040	4,588
F3	2,383	1,723	-0,660	63,803	55,249	-8,554	4,567

\*Kladná hodnota čísla znamená přírůstek množství, záporná značí naopak úbytek.

Produkce bioplynu z jednotlivých fermentorů je uvedena v příloze č. 4. V grafu 1 je vynesena přepočtená měrná produkce bioplynu (vztažená na kg vstupní sušiny), stanovená na základě rovnice 3.



Graf 1 Měrná produkce bioplynu při prvním experimentu



## Pokus č. 2

Datum: 19. 2. 2014

Teplota desintegrace: 130 °C

Přesné složení substrátu v jednotlivých fermentorech je uvedeno v tabulce 7. V tabulce 8 jsou uvedeny hodnoty sušiny a ztráty žiháním vstupního substrátu a získaného digestátu, které byly vypočteny na základě dat uvedených v příloze č. 2.

Tabulka 7 Množství jednotlivých druhů kalů obsažených ve fermentorech při druhém experimentu

	F 1	F 2	F 3
$m_{ASK}$	105,638	107,636	96,674
$m_{ZK}$	201,32	103,025	53,206
$m_{DZK}$	0	97,348	151,91
$\Sigma$ vstup	306,958	308,009	301,790
$m_{SUŠ}$	7,697	7,664	7,559
$m_{ORG}$	5,393	5,356	5,272

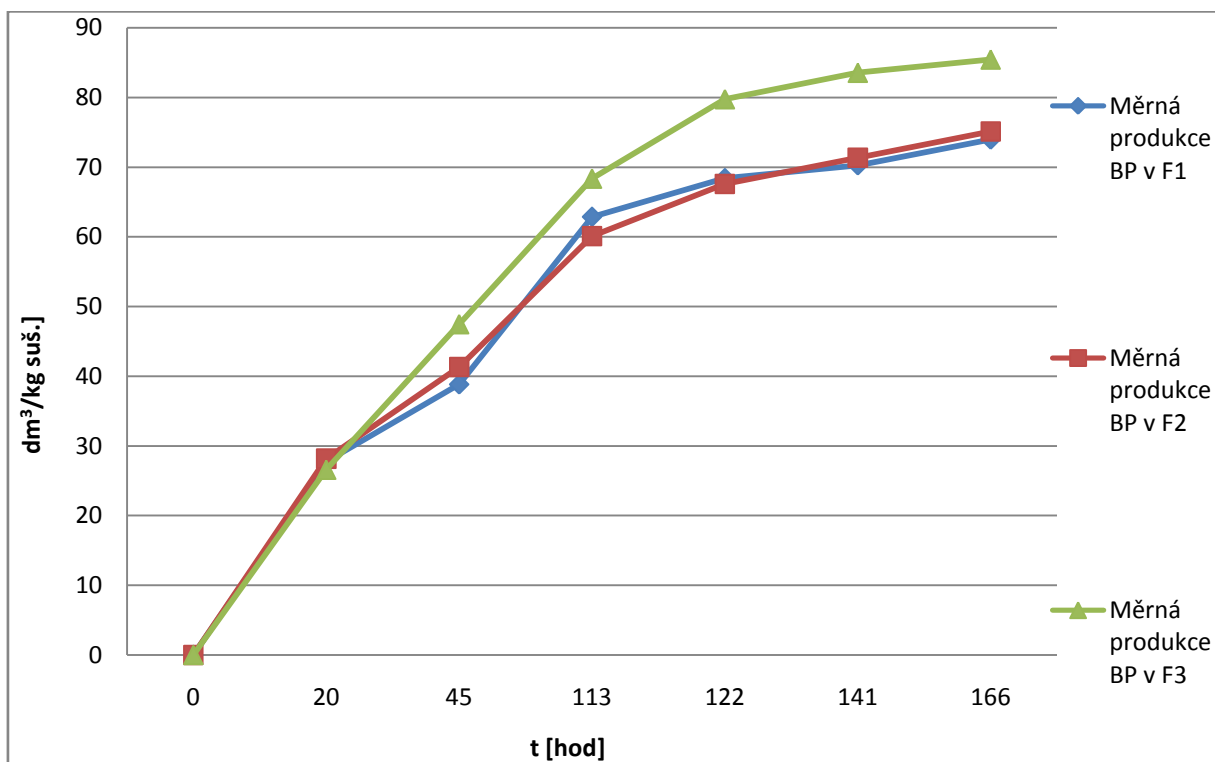
Tabulka 8 Rozdíl v podílu sušiny a organických látek v sušině ve směsi na vstupu a výstupu z fermentorů při druhém experimentu

19.2.2014	Suš <sub>vstup</sub>	Suš <sub>výstup</sub>	Rozdíl Suš	ZŽ <sub>vstup</sub>	ZŽ <sub>výstup</sub>	Rozdíl ORG	rozdíl mORG
	[%]	[% sušiny]	[%]	[%]	[% sušiny]	[%]	[g]
F1	2,515	1,688	-0,827	70,066	56,330	-13,736	5,31
F2	2,476	1,705	-0,771	69,837	55,329	-14,508	5,22
F3	2,500	1,680	-0,820	69,818	57,433	-12,385	5,18

\*Kladná hodnota čísla znamená přírůstek množství, záporná značí naopak úbytek.

Produkce bioplynu z jednotlivých fermentorů je uvedena v příloze č. 4. V grafu 2 je vynesena přepočtená měrná produkce bioplynu (vztažená na kg vstupní sušiny), stanovená na základě rovnice 3.

Graf 2 Měrná produkce bioplynu při druhém experimentu



### Pokus č. 3

Datum: 7. 3. 2014

Teplota desintegrace: 140 °C

Přesné složení substrátu v jednotlivých fermentorech je uvedeno v tabulce 9. V tabulce 10 jsou uvedeny hodnoty sušiny a ztráty žíháním vstupního substrátu a získaného digestátu, které byly vypočteny na základě dat uvedených v příloze č. 2.

*Tabulka 9 Množství jednotlivých druhů kalů obsažených ve fermentorech při třetím experimentu*

	F 1	F 2	F 3
$m_{ASK}$	99,854	97,921	103,013
$m_{ZK}$	198,364	101,845	62,523
$m_{DZK}$	0	104,341	158,134
$\Sigma$ vstup	298,218	304,107	323,670
$m_{SUŠ}$	7,310	7,413	7,864
$m_{ORG}$	5,044	5,061	5,344

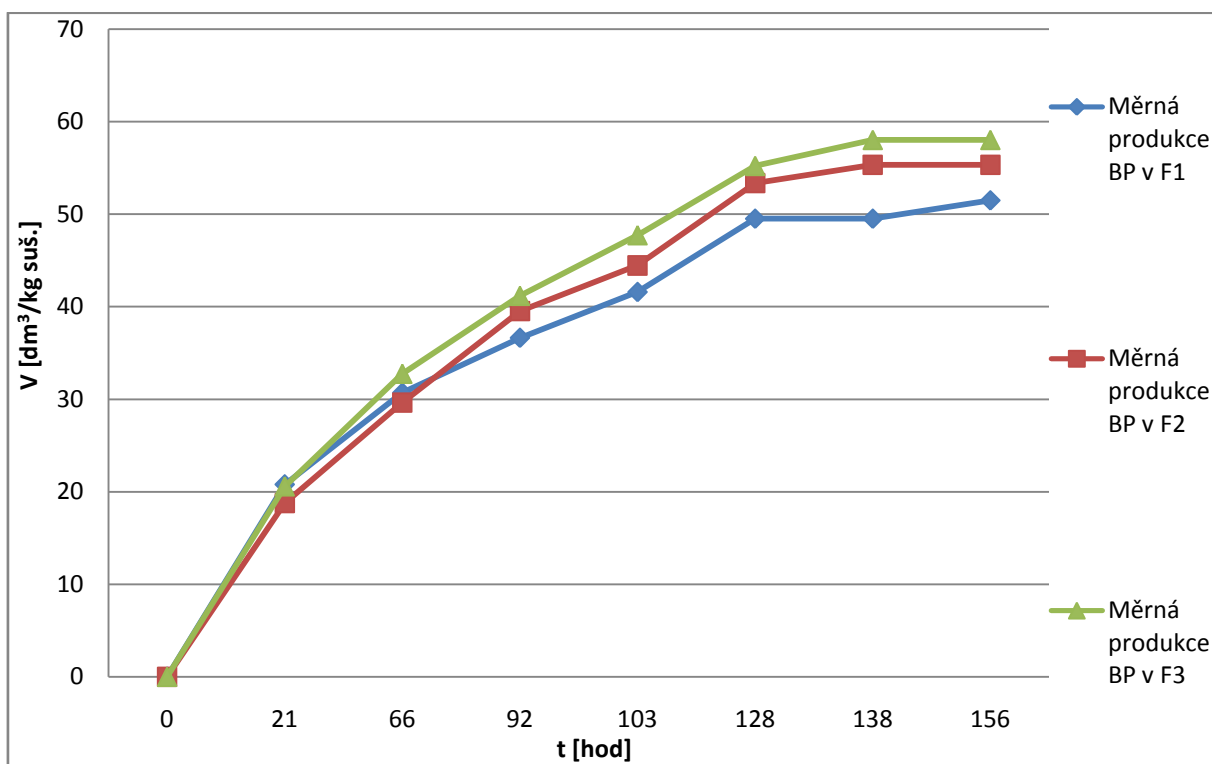
*Tabulka 10 Rozdíl v podílu sušiny a organických látek v sušině ve směsi na vstupu a výstupu z fermentorů při třetím experimentu*

7.3.2014	Suš <sub>vstup</sub>	Suš <sub>výstup</sub>	Rozdíl Suš	ZŽ <sub>vstup</sub>	ZŽ <sub>výstup</sub>	Rozdíl ORG	rozdíl mORG
	[%]	[% sušiny]	[%]	[%]	[% sušiny]	[%]	[g]
F1	2,454	1,674	-0,780	69,006	54,635	-14,371	4,95
F2	2,437	1,674	-0,763	67,401	54,702	-12,699	4,97
F3	2,428	1,710	-0,718	67,981	55,529	-12,452	5,25

\*Kladná hodnota čísla znamená přírůstek množství, záporná značí naopak úbytek.

Produkce bioplynu z jednotlivých fermentorů je uvedena v příloze č. 4. V grafu 3 je vynesena přepočtená měrná produkce bioplynu (vztažená na kg vstupní sušiny), stanovená na základě rovnice 3.

Graf 3 Měrná produkce bioplynu při třetím experimentu



## 5.5 Diskuze výsledků

Celkem byly provedeny 3 experimenty, každý proběhl ve 3 fermentorech, z nichž každý byl naplněn směsí kalů v jiném poměru. První fermentor obsahoval ve všech měřeních směs pouze zahuštěného a vyhnílého kalu v poměru 2:1. Druhý fermentor navíc obsahoval desintegrováný kal, jednotlivé kaly byly v poměru 1:1:1. Ve třetím fermentoru byl poměr kalů vyhnílý ku zahuštěnému ku fermentovanému 2:1:3. Co týče souhrnných výsledků, tak druhý a třetí experiment se shoduje s teoretickými předpoklady produkce bioplynu ze směsí, přičemž množství uvolněného bioplynu bylo úměrné zvyšujícímu se množství desintegrovaného kalu ve fermentoru. V prvním pokusu tyto předpoklady nebyly naplněny.

V případě druhého a třetího pokusu došlo k nárůstu produkce bioplynův případě substrátů, do kterých byl přidáván desintegrováný kal. Při druhém experimentu se zisk bioplynu zvýšil o  $10 \text{ dm}^3/\text{kg}$  sušiny, což odpovídá nárůstu o 13,3 %. Při třetím pokusu dosáhlo navýšení zisku bioplynu o  $6 \text{ dm}^3/\text{kg}$  sušiny, což odpovídá téměř 11,5 %, i když v případě třetího pokusu množství získaného bioplynu nebylo úměrné množství zastoupeného kalu ve směsi. Při porovnání výsledků jednotlivých experimentů bylo zjištěno, že teplota při desintegraci nemá podstatný vliv na množství získaného bioplynu.

Velmi důležitým hlediskem je fakt, že v případě provedených experimentů byly použity vsádkové nemíchané fermentory, což způsobovalo sedimentaci pevných částic obsažených v substrátu, proto byla produkce bioplynu výrazně nižší. V praxi jsou běžně používány fermentory se zajištěným mícháním. Dalším důležitým faktorem je samotná velikost modelového fermentoru, kdy nemusí docházet k optimálním procesům uvolňování bioplynu. Vzhledem ke skutečnosti, že fermentory byly vyrobeny z PET lahví, nebylo možno během experimentu měřit hodnoty pH.

Při výpočtech změny množství organických látek na výstupu z fermentoru se ukázalo, že v případě všech pokusů byl prokázán úbytek množství organických látek v sušině na výstupu z fermentoru (viz tabulky 6, 8, 10). Tato skutečnost je v souladu s obecně platnými zákonitostmi anaerobní fermentace.

## 5.6 Energetický přínos desintegrace kalu

Pro následující energetickou bilanci byly použity hodnoty z druhého experimentu, které nejlépe odpovídají teoretickým předpokladům pro využití technologie desintegrace při získávání bioplynu. Pro směs kalů bez desintegrační složky byly naměřeny hodnoty  $75 \text{ dm}^3/\text{kg}$  sušiny, pro směs s 33 % desintegrovaného kalu byla zjištěna hodnota měrné produkce bioplynu  $77 \text{ dm}^3/\text{kg}$  sušiny a pro směs obsahující 50 % desintegrovaného kalu byla měrná produkce bioplynu  $85 \text{ dm}^3/\text{kg}$  sušiny. Při uvažování směsi s 50 % desintegrovaného kalu bylo dosaženo navýšení produkce bioplynu o  $10 \text{ dm}^3/\text{kg}$  oproti fermentaci bez přídavku desintegrovaného kalu, přičemž tyto dva experimenty byly vybrány pro následné energetické porovnání.

Na základě výsledků získaných při laboratorních zkouškách tady bude provedena energetická bilance procesu vztažená na 1 kg zahuštěného kalu, přičemž budou porovnány dva modelové substráty.

1) Materiálová bilance vztažená na 1 kg zahuštěného kalu:

Průměrný obsah sušiny  $\varnothing_{\text{Suš}} = 2,90 \%$

Průměrná ztráta žiháním  $\varnothing_{\text{Zž}} = 68,50 \%$

2) Materiálová bilance vztažená na 1 kg směsi obsahující zahuštěný a desintegrovaný kal v poměru 1:3:

Průměrný obsah sušiny  $\varnothing_{\text{Suš}} = 2,87 \%$

Průměrná ztráta žiháním  $\varnothing_{\text{Zž}} = 68,01 \%$

Jak je z modelového složení patrné, nezahrnuje substrát vyhnílý kal, neboť ten se v kontinuálním provozu do vyhnívacích nádrží nepřivádí. Při energetické bilanci je rovněž zanedbána energie na vlastní fermentaci (tedy na ohřev kalu na mezofilní teplotu 35 °C), protože energetické nároky jsou v obou srovnávaných případech stejné. Energetická bilance tak zahrnuje pouze výpočet energie získané v bioplynu a výpočet energie, kterou je potřeba dodat na desintegraci potřebného množství zahuštěného kalu.

### 5.6.1 Energie získaná v bioplynu

Nejdříve bylo potřeba určit měrnou produkci bioplynu stanovenou tímto laboratorním experimentem, která byla vztažena na 1 kg organických látek. Viz rovnice 16:

$$V_{BP,spec,exp,ORG} = \frac{V_{BP,spec,exp,Suš}}{ZŽ} \quad [m^3/kg OL] \quad (16)$$

Dále byl stanoven stupeň navýšení produkce bioplynu  $\varepsilon$  porovnáním měrných produkcí jednotlivých fermentorů podle rovnice 17:

$$\varepsilon = \frac{V_{BP,spec,exp,ORG,F3}}{V_{BP,spec,exp,ORG,F1}} \quad [-] \quad (17)$$

Z literatury [33] byla zjištěna reálná měrná produkce bioplynu ze stabilizovaného kalu při mezofilních podmínkách na ÚČOV Praha, která má hodnotu  $V_{BP,spec,real,F1} = 0,45 m^3/kg OL$ . Tato hodnota byla použita pro stanovení předpokládaného reálného navýšení produkce bioplynu při použití technologie termické desintegrace. Ta byla určena podle následující rovnice 18:

$$V_{BP,spec,real,F3} = V_{BP,spec,real,F1} * \varepsilon \quad [m^3/kg OL] \quad (18)$$

Tabulka 11 Specifické produkce bioplynu v jednotlivých fermentorech

		F1	F3
$m_{ORG}$	[g]	5,393	5,272
$V_{BP,spec,exp,Suš}$	[ $m^3/kg suš.$ ]	0,075	0,085
ZŽ	[%]	69,406	69,248
$V_{BP,spec,exp,ORG}$	[ $m^3/kg OL$ ]	0,108	0,123
$\varepsilon$	[-]	1,136	
$V_{BP,spec,real}$	[ $m^3/kg OL$ ]	0,45	0,511

Energii, kterou lze získat z uvolněného bioplynu, lze určit následovně:

Nejprve je nutný výpočet výhřevnosti bioplynu (rovnice 19).

$$LHV_{Bioplyn} = x_{CH_4} * LHV_{CH_4} \quad [MJ/m_N^3] \quad (19)$$

Průměrný obsah metanu v bioplynu [21]:  $x_{CH_4} = 60\% = 0,6$

Výhřevnost metanu [20]:  $LHV_{CH_4} = 35,85 \text{ MJ/m}_N^3$

$$LHV_{Bioplyn} = 0,6 * 35,85 = 21,51 \text{ MJ/m}_N^3$$

Na základě výše popsaných vstupních dat byla dle vztahů 20 a 21 vypočtena produkce bioplynu a dle vztahu 22 energie obsažená v bioplynu. Získaná data jsou uvedena v tabulce 12.

$$OL = \emptyset_{Suš} * \emptyset_{ZŽ} * 1 \text{ kg} \quad [kg] \quad (20)$$

$$V_{BP} = OL * V_{BP,spec,real} \quad [m^3/kg \text{ kalu}] \quad (21)$$

$$Q_{BP} = LHV_{Bioplyn} * V_{BP} \quad [kJ/kg \text{ kalu}] \quad (22)$$

Tabulka 12 Produkce bioplynu a energie obsažená v bioplynu

		F1	F3
OL	[kg]	0,0199	0,0195
$V_{BP}$	$[m^3/kg \text{ kalu}]$	0,0089	0,0100
$Q_{BP}$	$[kJ/kg \text{ kalu}]$	192,28	214,61
$\Delta Q_{BP}$	$[kJ/kg \text{ kalu}]$	22,33	

### 5.6.2 Energetické nároky desintegrace

Celková energie potřebná k desintegraci kalu zahrnuje energii nutnou k ohřátí kalu z počáteční na požadovanou teplotu, pokrytí tepelných ztrát, udržení teploty kalu na požadované teplotě po zvolené dobu, energii na vytvoření požadovaného tlaku v nádobě. Pro zjednodušení výpočtu byly zanedbány tepelné ztráty systému, energie potřebná na udržování teploty a energie potřebná na vytvoření požadovaného tlaku. Je tedy uvažována pouze energie potřebná pro ohřev kalu.

V rovnici 23 [36] je počítáno s ohřevem 0,75 kg kalu, což odpovídá výše uvedenému modelovému složení směsi. K desintegraci je potřeba ohřát kal z počáteční teploty  $T_1 = 15 \text{ °C}$  na požadovanou teplotu (při druhém experimentu  $T_2 = 130 \text{ °C}$ ).

$$Q_{DES} = m * c_{p,kal} * (T_2 - T_1) \quad [kJ/kg \text{ kalu}] \quad (23)$$

Měrná tepelná kapacita kalu  $c_{p,Kal}$  je určena následovně:

Měrná tepelná kapacita vody byla uvažována v rozsahu 15 - 130 °C při tlaku 0,6 MPa[34]  
 $c_{p,voda} = 4,335 \text{ kJ/(kg K)}$

Měrná tepelná kapacita sušiny kalu byla uvažována  $c_{p,Suš} = 2 \text{ kJ/(kg K)}$ , přičemž teplotní závislost je zanedbána. [35]

Poměr sušiny a vody v zahuštěném kalu byl 2,9:97,1, proto byla v rovnici 24 stanovena měrná tepelná kapacita kalu jako poměr  $c_{p,Suš}$  ku  $c_{p,voda}$  2,9:97,1.

$$c_{p,kal} = 0,029 * c_{p,Suš} + 0,971 * c_{p,voda} \quad [kJ/(kg K)] \quad (24)$$

$$c_{p,kal} = 0,029 * 2 + 0,971 * 4,335 = 4,261 \text{ kJ/(kg K)}$$

Po dosazení do vztahu 25 byla získána hodnota:

$$Q_{DES} = 0,75 * 4,261 * (130 - 15) = 367,54 \text{ kJ/kg kalu}$$

Při uvedených podmínkách byla stanovena energie potřebná na desintegraci kalu na hodnotu 367,54 kJ/kg kalu. Z tabulky 12 však vyplývá, že vlivem desintegrace se navýšila energie v bioplynu o 22,33 kJ/kg kalu. Je tedy patrné, že včlenění desintegrace do technologie je výrazně energeticky nevýhodné.



## 6 Závěr

V současné civilizované společnosti se jedním z ostře sledovaných témat technologického výzkumu stává zpracování a další využití odpadů jako vedlejšího produktu lidské činnosti. Jednou z eventualit dalšího využití biologicky rozložitelných odpadů se zabývá i tato diplomová práce. Předmětem zájmu je v tomto případě anaerobní fermentace čistírenského kalu a vliv desintegrace vstupního materiálu na ekonomiku tohoto procesu. V textu je popsána problematika nakládání s kaly, technologie čistíren odpadních vod a jejich zařízení, proces anaerobní fermentace a výsledný produkt - bioplyn. Je zde uvedeno několik desintegračních metod a zařízení, z nichž některé se běžně užívají v praxi, jiné patří mezi ne zcela rozšířené, zejména z ekonomických důvodů.

Ústředním tématem práce je posouzení desintegrace na vlastních experimentech. Za tímto účelem bylo potřeba sestavit vhodnou aparaturu, byly provedeny tři pokusy, při nichž se pozornost soustředila na produkci bioplynu v závislosti na stupni desintegrace substrátu. Jako vstupní materiál byl použit anaerobně stabilizovaný kal, dále flotačně zahuštěný kal, který byl následně desintegrovan za odlišných teplotních podmínek.

Desintegrace probíhala při teplotách 120; 130 a 140 °C. Jak ukázaly výsledky vyjádřené jako stupeň desintegrace, zvyšování teploty se v uvedeném rozsahu nijak výrazně neprojevovalo, neboť stupeň desintegrace byl při všech třech teplotách přibližně stejný ( 0,292; 0,245 resp. 0,254).

Zkoušky fermentace byly prováděny v laboratorní podmínkách, které ovšem neodpovídají podmínkám reálné ČOV. Byl sice dosažen nárůst množství produkovaného bioplynu u substrátů s obsahem desintegrovaného kalu, ale měrná produkce bioplynu nedosahovala hodnot, která jsou uváděna v literatuře. Hlavním důvodem je zejména fakt, že fermentory byly provozovány vsádkově. Důležitou roli sehrál i fakt, že experimenty byly prováděny v nemíchaných fermentorech, díky čemuž docházelo k sedimentaci pevných částic obsažených v substrátu. Tato skutečnost měla za následek výrazně nižší produkci bioplynu ve srovnání s reálnou míchanou kontinuálně provozovanou vyhnívací nádrží. Proto byla pro závěrečné energetické hodnocení použita hodnota reálné produkce bioplynu z ÚČOV Praha.

Potřeba energie na desintegraci kalu ovšem mnohonásobně převyšuje množství energie získatelné z bioplynu. Potřeba energie činila 367,54 kJ/kg kalu, kdežto navíc získané množství energie dosahovalo jenom 22,33 kJ/kg kalu, což ve výsledku ukazuje na výraznou neefektivnost procesu desintegrace.

## Seznam použité literatury:

---

- [1] Boráň, J.: *Příprava kalu z ČOV pro jejich energetické využití*. Brno 2003. Diplomová práce na FSI v Brně. Vedoucí diplomové práce Ing. Karel Hartig, Ph.D.
- [2] Kompaktní čistírny ENVIPUR, [online]. [cit. 2014 - 05 - 19]. Dostupné z: <http://www.envi-pur.cz/cz/kompaktni-cistirny-odpadnich-vod/>
- [3] Kalové hospodářství čistíren odpadních vod, [online]. Praha: VŠCHT Praha. Zveřejněno dne: 2. 10. 2007. [cit. 2013 - 11 - 12]. Dostupné z [http://web.cscht.cz/starad/COV\\_Skripta\\_Kal\\_hosp.doc](http://web.cscht.cz/starad/COV_Skripta_Kal_hosp.doc)
- [4] ČOV Paseka, [online]. [cit. 2014 - 05 - 19]. Dostupné z <http://www.e-voda.cz/vytisknout-clanek/41>
- [5] Dohányos M., Koller J., Strnadová N.: *Čištění odpadních vod*. 1. vydání. Praha, 1998. 177 s. ISBN 80-7080-207-3
- [6] Dohányos, M.: Bioplyn-zdroj energie na ČOV. [online]. [cit. 2014 - 03 - 17]. Dostupné z: [http://www.sovak.cz/sites/File/odborne\\_akce/uskutecnene/2010/Prof\\_Ing\\_Michal\\_Dohanyos.ppt](http://www.sovak.cz/sites/File/odborne_akce/uskutecnene/2010/Prof_Ing_Michal_Dohanyos.ppt)
- [7] Bednařík V, Vondruška M. Čistírenské kaly – extenzivní odpadová komodita, [online]. Univerzita Tomáše Bati ve Zlíně. [cit. 2013 - 11 - 12]. Dostupné z <http://home.tiscali.cz/ekoporadenstvi/odborne%20clanky.htm>
- [8] Vyhňovací nádrže v pražské čistírně. Fotobanka časopisu Ekolist [online]. [cit. 2014 - 05 - 19]. Dostupné z <http://ekolist.cz/cz/fotobanka/voda/prehrady-a-nadrze>
- [9] Mazel L., Pokorný M.: *Vodárny a čistírny*. 2. přepracované vydání, VUT, Brno 1992. 149 s. ISBN 80-214-0473-6
- [10] Chudoba J., Dohányos M., Wanner J.: *Biologické čištění vod*. SNTL 1991. ISBN 80 - 03 - 00611 - 2.
- [11] Volejník, T.: *Vliv specifické spotřeby flokulantu na odvoditelnost čistírenského kalu*. Brno 2008. Diplomová práce na FSI v Brně. Vedoucí diplomové práce Ing. Jaroslav Boráň. Ph.D.
- [12] Dohányos, M.: et al. *Anaerobní čistírenské technologie*. Brno: NOEL 2000s.r.o., 1998. ISBN 80-86020-19-3.

- [13] Dohányos, M.: *Teoretické základy anaerobní fermentace*. Czba.cz [online]. [cit. 2013 - 11 - 24]. Dostupné z: <http://www.czba.cz/index.php?art=page&parent=vseo-bioplynu&nid=teoreticke-zaklady-anaerobni-fermentace>
- [14] Dohányos M.: Anaerobní reaktor není černou skřínkou - teoretické základy anaerobní fermentace. *Biom.cz* [online]. 2008-11-17 [cit. 2014 - 01 - 11]. Dostupné z WWW: <<http://biom.cz/cz/odborne-clanky/anaerobni-reaktor-neni-cernou-skrinkou-teoreticke-zaklady-anaerobni-fermentace>>. ISSN: 1801-2655.
- [15] Dohányos, M: Efektivní využití a likvidace čistírenských kalů. *Biom.cz* [online]. 2006-05-09 [cit. 2013 - 11 - 24]. Dostupné z WWW: <<http://biom.cz/cz/odborne-clanky/efektivni-vyuziti-a-likvidace-cistirenskych-kalu>>. ISSN: 1801-2655.
- [16] Slejška A., Habart J.: Zařízení využívající biodegradabilní odpady. *Biom.cz* [online]. 2002-04-30 [cit. 2013 - 12 - 01]. Dostupné z WWW: <<http://biom.cz/cz/odborne-clanky/zarizeni-vyuzivajici-biodegradabilni-odpady>>. ISSN: 1801-2655.
- [17] Kajan M., Lhotský R.: *Možnosti zvýšení výroby bioplynu na stávajících zařízeních* [online]. Třeboň, 2006 [cit. 2013 - 11 - 28]. Dostupné z: <http://www.mpo-efekt.cz/dokument/30.pdf>
- [18] Výťažnost bioplynu z jednotlivých materiálů. *Biom.cz* [online]. 2020-12-18 [cit. 2014-05-21]. Dostupné z WWW: <<http://biom.cz/cz/odborne-clanky/vyteznost-bioplynu-z-jednotlivych-materialu>>. ISSN: 1801-2655.
- [19] Straka, F.: et al.: *Bioplyn. Říčany: GAS, 2003. ISBN 80-7328-029-9.*
- [20] Macák J.: VŠCHT. *Energetika-návody k výpočtům* [online]. 2001 [cit. 2012-04-23]. Dostupné z: [http://web.vscht.cz/~mistovae/en\\_tabulky.pdf](http://web.vscht.cz/~mistovae/en_tabulky.pdf)
- [21] Bioplyn. [online]. [cit. 2013 - 12 - 14]. Dostupné z: [http://www1.vsb.cz/ke/vyuka/FRVS/CD\\_Biomasa\\_nove/Pdf/Bioplyn.pdf](http://www1.vsb.cz/ke/vyuka/FRVS/CD_Biomasa_nove/Pdf/Bioplyn.pdf)
- [22] Dohányos M., Šmějkalová P.: *Biotechnologie v ochraně životního prostředí* [online]. Praha, 2006 [cit. 2014 - 01 - 02]. Dostupné z: [www.vscht.cz/document.php?docId=5747](http://www.vscht.cz/document.php?docId=5747)
- [23] S. Evangelisti, P. Lettieri, R. Clift, D. Borello, Distributed energy from waste technologies: life cycle perspective, Department of Chemical Engineering, University College London, Torrington Place, London WC1E 7JE, UK, ELSEVIER 2013

- [24] Beneš, J.: Dezintegrace čistírenského kalu (výzkum a použití). *EKODISK*, 2000, roč. 04 dostupné z <http://www.mzp.cz/>
- [25] Dohányos M.: Zvyšování efektivity fermentace - nejnovější poznatky ve výzkumu a praxi. *Biom.cz* [online]. 2009-02-25 [cit. 2014 - 01 - 15]. Dostupné z WWW:<<http://biom.cz/cz/odborne-clanky/zvysovani-efektivita-fermentace-nejnovejsi-poznatky-ve-vyzkumu-a-praxi>>. ISSN: 1801-2655.
- [26] Šafařík I.: Fyzikální způsoby desintegrace mikrobiálních buněk. *Chemické listy* (svazek 77/1983). Dostupné z <http://www.nh.cas.cz/people/safarik/1-Fyzikalni-desintegrace.pdf>
- [27] Maroušek, J.: Produkci bioplynu lze zvýšit dezintegrací vstupní fytomasy. *Energie 21* [online]. 2011, č. 1 [cit. 2014 - 02 - 07]. Dostupné z: <http://energie21.cz/produkcni-bioplynu-lze-zvysit-dezintegraci-vstupni-fytomasy/>
- [28] Dohányos M.: Vliv dezintegrace na produkci bioplynu. *SOVAK* [online]. 2005, roč. 14, č. 11 [cit. 2014 - 02 - 08]. Dostupné z: [http://www.sovak.cz/sites/File/casopis\\_cela\\_cisla\\_2005/11\\_05.pdf](http://www.sovak.cz/sites/File/casopis_cela_cisla_2005/11_05.pdf)
- [29] Dohányos M. et al.: Závěrečná zpráva 2004. In: [online]. [cit. 2013 - 11 - 02]. Dostupné z: <http://www.mze-vyzkuminfobanka.cz/DownloadFile/5219.aspx>
- [30] Ličková B., Fečko P., Kučerová R.: Technologické postupy pro zpracování odpadních kalů, 2008 [online]. [cit. 2014 - 05 - 19]. Dostupné z <http://homen.vsb.cz/hgf/546/Materialy/Bara/postupy.html>
- [31] Dohányos M, Kutil V, Hartig K.: Minimalizace produkce čistírenských kalu. Klatovy 2004. ISBN 80-239-3950-5.
- [32] Serkan Sahinkaya: Disintegration of municipal waste activated sludge by simultaneous combination of acid and ultrasonic pretreatment. *Elsevier 2014*. Dostupné z <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0957582014000482>
- [33] Dohányos M., Kutil J., Zábranská J.: Jak nejlépe využít energii z kalů. *VODA*, 2007, roč. 3. Dostupné z <http://www.e-voda.cz/uploads/assets/casopisy/voda-2007-12.pdf>
- [34] Gebauer G.: Termika pro TZB - Základní úlohy v příkladech. Brno, březen 1996. ISBN 80 - 214 - 0745 - X.
- [35] Houdková L.: *Efektivní využití čistírenských kalů*. Brno 2009. Disertační práce na FSI v Brně. Vedoucí diplomové práce doc. Ing. Jaroslav Jícha, CSc.

- [36] Tuček F., Chudoba J., Koníček Z. Základní procesy a výpočty v technologii vody. SNTL 1977

## Seznam obrázků

Obrázek 1 Zjednodušené technologické schéma ČOV .....	13
Obrázek 2 Aktivační nádrž .....	14
Obrázek 3 Vyhnívací nádrže .....	16
Obrázek 4 Schéma anaerobní fermentace organických látek .....	21
Obrázek 5 Výnos bioplynu z tuny biomasy různých materiálů .....	27
Obrázek 6 Schéma principu lyzace .....	33
Obrázek 7 Schéma desintegrace .....	41
Obrázek 8 Schéma anaerobní fermentace .....	42
Obrázek 9 Muflová žíhací pec LM 212.11 .....	42
Obrázek 10 Sušárna BMT Venticell 22 .....	42

## Seznam tabulek

Tabulka 1	Průměrné složení bioplynu .....	25
Tabulka 2	Obsah metanu v bioplynu pro různé technologie .....	26
Tabulka 3	Vlastnosti ASK a ZK (obsah sušiny a ZŽ) .....	40
Tabulka 4	Průměrné hodnoty měřených veličin .....	46
Tabulka 5	Množství jednotlivých druhů kalů obsažených ve fermentorech při prvním experimentu .....	48
Tabulka 6	Rozdíl v podílu sušiny a organických látek v sušině ve směsi na vstupu a výstupu z fermentorů při prvním experimentu .....	48
Tabulka 7	Množství jednotlivých druhů kalů obsažených ve fermentorech při druhém experimentu .....	49
Tabulka 8	Rozdíl v podílu sušiny a organických látek v sušině ve směsi na vstupu a výstupu z fermentorů při druhém experimentu .....	50
Tabulka 9	Množství jednotlivých druhů kalů obsažených ve fermentorech při třetím experimentu .....	51
Tabulka 10	Rozdíl v podílu sušiny a organických látek v sušině ve směsi na vstupu a výstupu z fermentorů při třetím experimentu .....	51
Tabulka 11	Specifické produkce bioplynu v jednotlivých fermentorech .....	54
Tabulka 12	Produkce bioplynu a energie obsažená v bioplynu .....	55

## Seznam použitých symbolů

Symbol	Význam	Jednotka
$C_{p, kal}$	Měrná tepelná kapacita kalu	[kJ /kg K]
$C_{p, Suš}$	Měrná tepelná kapacita sušiny	[kJ /kg K]
$C_{p, voda}$	Měrná tepelná kapacita vody	[kJ /kgK]
$CHSK$	Chemická spotřeba kyslíku	[mg/l]
$CHSK_{Cr, homog. ZPAK}$	$CHSK_{Cr}$ v homogenizovaném vzorku desintegrovaného zahuštěného přebytečného aktivovaného kalu	[mg/l]
$CHSK_{Cr, rozp. PAK}$	$CHSK_{Cr}$ v kapalně fázi přebytečného aktivovaného kalu před desintegrací	[mg/l]
$CHSK_{Cr, rozp. ZPAK}$	$CHSK_{Cr}$ v kapalně fázi desintegrovaného zahuštěného přebytečného aktivovaného kalu	[mg/l]
$LHV_{Bioplyn}$	Výhřevnost bioplynu	[MJ/m <sup>3</sup> <sub>N</sub> ]
$LHV_{CH4}$	Výhřevnost metanu	[MJ/m <sup>3</sup> <sub>N</sub> ]
$m_{ASK}$	Hmotnost vsádky ASK do fermentoru	[g]
$m_{DZK}$	Hmotnost vsádky DZK do fermentoru	[g]
$m_{MAT vstup}$	Celková hmotnost vsádky do fermentoru	[g]
$m_{ORG}$	Celková hmotnost organiky ve vsádce	[g]
$m_{ORG ASK}$	Hmotnost organiky ve vsádce ASK	[g]
$m_{ORG DZK}$	Hmotnost organiky ve vsádce DZK	[g]
$m_{ORG ZK}$	Hmotnost organiky ve vsádce ZK	[g]
$m_{Suš}$	Celková hmotnost sušiny ve vsádce	[g]
$m_{Suš ASK}$	Hmotnost sušiny ve vsádce ASK	[g]
$m_{Suš DZK}$	Hmotnost sušiny ve vsádce DZK	[g]
$m_{Suš ZK}$	Hmotnost sušiny ve vsádce ZK	[g]
$m_{VZ}$	Celková hmotnost vzorku	[g]
$m_{ZK}$	Hmotnost vsádky ZK do fermentoru	[g]
$\varnothing_{Suš}$	Průměrný obsah sušiny v kalu	[%]
$\varnothing_{Zž}$	Průměrná ztráta žiháním v kalu	[%]
$Q_{DES}$	Měrné teplo potřebné k desintegraci kalu	[kJ/kg kalu]
$RL_{550 DZK}$	Organické rozpuštěné látky ve filtrátu desintegrovaného kalu	[mg/kg]
$RL_{550 ZK}$	Organické rozpuštěné látky ve filtrátu zahuštěného kalu	[mg/kg]
$Rozdíl_{ORG}$	Rozdíl hodnot organiky na vstupu a na výstupu fermentoru	[%]
$Rozdíl_{Suš}$	Rozdíl hodnot sušiny na vstupu a na výstupu fermentoru	[%]



$SD$	Stupeň desintegrace	$[-]$
$Su\check{s}_{ASK}$	Průměrný obsah sušiny v ASK	$[\%]$
$Su\check{s}_{DZK}$	Průměrný obsah sušiny v DZK	$[\%]$
$Su\check{s}_{vstup}$	Obsah sušiny ve vstupním materiálu	$[g]$
$Su\check{s}_{výstup}$	Podíl sušiny ve směsi na výstupu z fermentoru	$[\%]$
$Su\check{s}_{ZK}$	Průměrný obsah sušiny v ZK	$[\%]$
$T_1$	Počáteční teplota kalu	$[^{\circ}C]$
$T_2$	Teplota kalu při desintegraci	$[^{\circ}C]$
$V_{BP}$	Objem bioplynu	$[dm^3]$
$V_{BP,spec.exp,ORG}$	Specifická měrná produkce bioplynu vztažená na 1 kg OL	$[m^3/kg OL]$
$V_{BP,spec.exp,Su\check{s}}$	Specifická měrná produkce bioplynu vztažená na 1 kg sušiny	$[m^3/kg su\check{s}.]$
$V_{BP,spec.real}$	Reálná měrná produkce bioplynu vztažená na 1 kg OL	$[m^3/kg OL]$
$x_{CH4}$	Průměrný obsah metanu v bioplynu	$[-]$
$Z\check{Z}_{ASK}$	Ztráta žiháním vyhnilého kalu	$[\% su\check{s}iny]$
$Z\check{Z}_{DZK}$	Ztráta žiháním desintegrovaného kalu	$[\% su\check{s}iny]$
$Z\check{Z}_{vstup}$	Ztráta žiháním materiálu na vstupu do fermentoru	$[\% su\check{s}iny]$
$Z\check{Z}_{výstup}$	Ztráta žiháním směsi na výstupu z fermentoru	$[\% su\check{s}iny]$
$Z\check{Z}_{ZK}$	Ztráta žiháním zahuštěného kalu	$[\% su\check{s}iny]$
$\Delta Q_{BP}$	Navýšení produkce energie z bioplynu vlivem desintegrace	$[kJ/kg kalu]$
$\varepsilon$	Stupeň navýšení produkce bioplynu	$[-]$

## Seznam použitých zkratek

Zkratka	Význam
<i>ASK</i>	Anaerobně stabilizovaný kal
<i>BP</i>	Bioplyn
<i>BRO</i>	Biologicky rozložitelný odpad
<i>ČOV</i>	Čistírna odpadních vod
<i>ČR</i>	Česka republika
<i>ČSN</i>	Česká technická norma
<i>ČSU</i>	Česky statistický úřad
<i>DJ</i>	Desintegrační jednotka
<i>DZK</i>	Desintegrováný kal
<i>EDTA<sup>4-</sup></i>	Aniont kyseliny ethylendiamintetraoctové
<i>EN</i>	Evropská norma
<i>EO</i>	Ekvivalentní obyvatel
<i>EU</i>	Evropskáunie
<i>CHSK</i>	Chemická spotřeba kyslíku
<i>PET</i>	Polyethylentereftalat
<i>OL</i>	Organické látky
<i>OV</i>	Odpadní voda
<i>RL<sub>105</sub></i>	Rozpuštěné látky veškeré
<i>RL<sub>550</sub></i>	Rozpuštěné látky organické
<i>ÚPEI</i>	Ústav procesního a ekologického inženýrství
<i>UV</i>	Ultrafialové
<i>ZK</i>	Zahuštěný kal
<i>ZŽ</i>	Ztráta žiháním

## Seznam příloh

---

Příloha 1 Parametry jednotlivých vstupních materiálů

Příloha 2 Parametry jednotlivých výstupních směsí z reaktorů

Příloha 3 Hodnoty rozpuštěných látek veškerých a organických

Příloha 4 Naměřené hodnoty množství uvolněného bioplynu při jednotlivých pokusech

## PŘÍLOHA 1

Výpočet množství sušiny a ztráty žiháním při všech experimentech pro všechny druhy kalů před vstupem do fermentorů.

Měření 13.11.2013

vzorek	$m_K$	$m_{K+VZ}$	$m_{K+Suš}$	$m_{K+anorg}$	$m_{VZ}$	$m_{Suš}$	$m_{anorg}$	Suš	ORG	
ASK	[g]							[%]	[% suš]	
1	16,824	26,485	16,972	16,881	9,661	0,148	0,057	1,53	61,49	
2	18,788	29,083	18,943	18,85	10,295	0,155	0,062	1,51	60,00	
3	14,65	25,436	14,817	14,716	10,786	0,167	0,066	1,55	60,48	
								Průměr	1,53	60,66

vzorek	$m_K$	$m_{K+VZ}$	$m_{K+Suš}$	$m_{K+anorg}$	$m_{VZ}$	$m_{Suš}$	$m_{anorg}$	Suš	ORG	
ZK	[g]							[%]	[% suš]	
1	39,343	53,668	39,746	39,486	14,325	0,403	0,143	2,81	64,52	
2	31,875	44,516	32,225	32,001	12,641	0,350	0,126	2,77	64,00	
3	38,835	52,837	39,225	38,974	14,002	0,390	0,139	2,79	64,36	
								Průměr	2,79	64,29

vzorek	$m_K$	$m_{K+VZ}$	$m_{K+Suš}$	$m_{K+anorg}$	$m_{VZ}$	$m_{Suš}$	$m_{anorg}$	Suš	ORG	
DZK	[g]							[%]	[% suš]	
1	15,792	25,407	16,063	15,888	9,615	0,271	0,096	2,82	64,58	
2	15,879	25,372	16,153	15,975	9,493	0,274	0,096	2,89	64,96	
3	17,178	28,594	17,504	17,292	11,416	0,326	0,114	2,86	65,03	
								Průměr	2,86	64,86

Měření 19.2.2014

vzorek	$m_K$	$m_{K+VZ}$	$m_{K+Suš}$	$m_{K+anorg}$	$m_{VZ}$	$m_{Suš}$	$m_{anorg}$	Suš	ORG	
ASK	[g]							[%]	[% suš]	
1	17,632	29,461	17,819	17,696	11,829	0,187	0,064	1,58	65,78	
2	15,878	27,555	16,058	15,935	11,677	0,180	0,057	1,54	68,33	
3	17,268	33,485	17,517	17,357	16,217	0,249	0,089	1,54	64,26	
								Průměr	1,55	66,12

vzorek	$m_K$	$m_{K+VZ}$	$m_{K+Suš}$	$m_{K+anorg}$	$m_{VZ}$	$m_{Suš}$	$m_{anorg}$	Suš	ORG
ZK	[g]							[%]	[% suš]
1	14,181	25,939	14,543	14,284	11,758	0,362	0,103	3,08	71,55
2	18,878	35,378	19,361	19,017	16,500	0,483	0,139	2,93	71,22
3	16,03	33,424	16,561	16,186	17,394	0,531	0,156	3,05	70,62
							Průměr	3,02	71,13

vzorek	$m_K$	$m_{K+VZ}$	$m_{K+Suš}$	$m_{K+anorg}$	$m_{VZ}$	$m_{Suš}$	$m_{anorg}$	Suš	ORG
DZK	[g]							[%]	[% suš]
1	18,79	33,002	19,21	18,913	14,212	0,420	0,123	2,96	70,71
2	15,791	30,916	16,219	15,915	15,125	0,428	0,124	2,83	71,03
3	15,571	34,039	16,121	15,736	18,468	0,550	0,165	2,98	70,00
							Průměr	2,92	70,58

## Měření 7.3.2014

vzorek	$m_K$	$m_{K+VZ}$	$m_{K+Suš}$	$m_{K+anorg}$	$m_{VZ}$	$m_{Suš}$	$m_{anorg}$	Suš	ORG
ASK	[g]							[%]	[% suš]
1	14,196	25,321	14,368	14,256	11,125	0,172	0,060	1,55	65,12
2	18,879	32,888	19,097	18,948	14,009	0,218	0,069	1,56	68,35
3	17,645	28,876	17,822	17,711	11,231	0,177	0,066	1,58	62,71
							Průměr	1,56	65,39

vzorek	$m_K$	$m_{K+VZ}$	$m_{K+Suš}$	$m_{K+anorg}$	$m_{VZ}$	$m_{Suš}$	$m_{anorg}$	Suš	ORG
ZK	[g]							[%]	[% suš]
1	16,402	27,04	16,715	16,497	10,638	0,313	0,095	2,94	69,65
2	18,788	32,752	19,187	18,904	13,964	0,399	0,116	2,86	70,93
3	17,27	26,577	17,541	17,353	9,307	0,271	0,083	2,91	69,37
							Průměr	2,90	69,98

vzorek	$m_K$	$m_{K+VZ}$	$m_{K+Suš}$	$m_{K+anorg}$	$m_{VZ}$	$m_{Suš}$	$m_{anorg}$	Suš	ORG
DZK	[g]							[%]	[% suš]
1	15,581	27,502	15,913	15,689	11,921	0,332	0,108	2,79	67,47
2	17,457	29,833	17,806	17,563	12,376	0,349	0,106	2,82	69,63
3	15,794	25,321	16,062	15,882	9,527	0,268	0,088	2,81	67,16
							Průměr	2,81	68,09

## PŘÍLOHA 2

Výpočet množství sušiny a ztráty žiháním digestátu při všech experimentech na výstupu z fermentorů.

Měření 13.11.2013

vzorek	$m_K$	$m_{K+VZ}$	$m_{K+Suš}$	$m_{K+anorg}$	$m_{VZ}$	$m_{Suš}$	$m_{anorg}$	Suš	ORG
R1	[g]							[%]	[% suš]
1	16,825	27,29	17,004	16,907	10,465	0,179	0,082	1,71	54,19
2	15,719	27,112	15,913	15,807	11,393	0,194	0,088	1,70	54,64
3	18,788	32,104	19,016	18,892	13,316	0,228	0,104	1,71	54,39
							Průměr	1,71	54,41

vzorek	$m_K$	$m_{K+VZ}$	$m_{K+Suš}$	$m_{K+anorg}$	$m_{VZ}$	$m_{Suš}$	$m_{anorg}$	Suš	ORG
R2	[g]							[%]	[% suš]
1	15,652	29,51	15,89	15,757	13,858	0,238	0,105	1,72	55,88
2	15,683	26,511	15,862	15,763	10,828	0,179	0,08	1,65	55,31
3	15,406	28,446	15,622	15,501	13,04	0,216	0,095	1,66	56,02
							Průměr	1,68	55,74

vzorek	$m_K$	$m_{K+VZ}$	$m_{K+Suš}$	$m_{K+anorg}$	$m_{VZ}$	$m_{Suš}$	$m_{anorg}$	Suš	ORG
R3	[g]							[%]	[% suš]
1	15,899	27,998	16,111	15,995	12,099	0,212	0,096	1,75	54,72
2	17,178	29,495	17,392	17,272	12,317	0,214	0,094	1,74	56,07
3	15,971	29,202	16,193	16,071	13,231	0,222	0,100	1,68	54,95
							Průměr	1,72	55,25

Měření 19.2.2014

vzorek	$m_K$	$m_{K+VZ}$	$m_{K+Suš}$	$m_{K+anorg}$	$m_{VZ}$	$m_{Suš}$	$m_{anorg}$	Suš	ORG
R1	[g]							[%]	[% suš]
1	15,719	26,409	15,902	15,801	10,69	0,183	0,082	1,71	55,19
2	15,652	29,504	15,886	15,756	13,852	0,234	0,104	1,69	55,56
3	15,408	28,431	15,63	15,503	13,023	0,222	0,095	1,70	57,21
							Průměr	1,70	55,99

vzorek	$m_K$	$m_{K+VZ}$	$m_{K+Suš}$	$m_{K+anorg}$	$m_{VZ}$	$m_{Suš}$	$m_{anorg}$	Suš	ORG	
R2	[g]							[%]	[% suš]	
1	15,901	29,103	16,126	16,002	13,202	0,225	0,101	1,70	55,11	
2	17,183	26,87	17,349	17,257	9,687	0,166	0,074	1,71	55,42	
3	15,976	28,942	16,196	16,074	12,966	0,220	0,098	1,70	55,45	
								Průměr	1,70	55,33

vzorek	$m_K$	$m_{K+VZ}$	$m_{K+Suš}$	$m_{K+anorg}$	$m_{VZ}$	$m_{Suš}$	$m_{anorg}$	Suš	ORG	
R3	[g]							[%]	[% suš]	
1	17,633	28,863	17,826	17,716	11,23	0,193	0,083	1,72	56,99	
2	15,791	26,032	15,964	15,863	10,241	0,173	0,072	1,69	58,38	
3	16,022	27,975	16,225	16,106	11,953	0,203	0,084	1,70	58,62	
								Průměr	1,70	58,00

## Měření 7.3.2014

vzorek	$m_K$	$m_{K+VZ}$	$m_{K+Suš}$	$m_{K+anorg}$	$m_{VZ}$	$m_{Suš}$	$m_{anorg}$	Suš	ORG	
R1	[g]							[%]	[% suš]	
1	15,691	30,157	15,931	15,798	14,466	0,240	0,107	1,66	55,42	
2	15,398	27,125	15,597	15,489	11,727	0,199	0,091	1,70	54,27	
3	16,005	25,968	16,171	16,081	9,963	0,166	0,076	1,67	54,22	
								Průměr	1,68	54,64

vzorek	$m_K$	$m_{K+VZ}$	$m_{K+Suš}$	$m_{K+anorg}$	$m_{VZ}$	$m_{Suš}$	$m_{anorg}$	Suš	ORG	
R2	[g]							[%]	[% suš]	
1	17,204	29,51	17,41	17,297	12,306	0,206	0,093	1,67	54,85	
2	16,801	26,511	16,963	16,875	9,71	0,162	0,074	1,67	54,32	
3	15,769	28,446	15,982	15,865	12,677	0,213	0,096	1,68	54,93	
								Průměr	1,67	54,70



vzorek	$m_K$	$m_{K+VZ}$	$m_{K+Suš}$	$m_{K+anorg}$	$m_{VZ}$	$m_{Suš}$	$m_{anorg}$	Suš	ORG
R3	[g]							[%]	[% suš]
1	15,767	29,257	15,997	15,872	13,490	0,230	0,105	1,70	54,35
2	15,284	28,238	15,503	15,382	12,954	0,219	0,098	1,69	55,25
3	15,340	26,059	15,526	15,420	10,719	0,186	0,080	1,74	56,99
							Průměr	1,71	55,53

### PŘÍLOHA 3

Výpočet množství sušiny a ztráty žíháním z filtrátů zahuštěného a desintegrovaného kalu pro každé měření.

Měření 13.11.2013

vzorek	$m_K$	$m_{K+VZ}$	$m_{K+RL}$	$m_{K+POP}$	$m_{VZ}$	RL <sub>105</sub>	RL <sub>550</sub>
F - ZK	[g]					[mg/kg]	
1	15,651	28,669	15,663	15,659	13,018	921,80	307,27
2	17,631	31,795	17,645	17,64	14,164	988,42	353,01
					Průměr	955,11	330,14

vzorek	$m_K$	$m_{K+VZ}$	$m_{K+RL}$	$m_{K+POP}$	$m_{VZ}$	RL <sub>105</sub>	RL <sub>550</sub>
F - DZK	[g]					[mg/kg]	
1	15,898	25,398	15,965	15,913	9,50	7052,63	5473,68
2	17,267	27,171	17,336	17,282	9,904	6966,88	5452,34
					Průměr	7009,755	5463,01

Měření 19.2.2014

vzorek	$m_K$	$m_{K+VZ}$	$m_{K+RL}$	$m_{K+POP}$	$m_{VZ}$	RL <sub>105</sub>	RL <sub>550</sub>
F - ZK	[g]					[mg/kg]	
1	16,825	22,289	16,830	16,828	5,464	915,08	366,03
2	15,405	24,049	15,413	15,410	8,644	925,50	347,06
					Průměr	920,29	356,55

vzorek	$m_K$	$m_{K+VZ}$	$m_{K+RL}$	$m_{K+POP}$	$m_{VZ}$	RL <sub>105</sub>	RL <sub>550</sub>
F - DZK	[g]					[mg/kg]	
1	15,971	19,536	15,996	15,976	3,565	7012,62	5610,10
2	15,684	21,419	15,727	15,696	5,735	7497,82	5405,41
					Průměr	7255,22	5507,76

## Měření 7.3.2014

vzorek	$m_K$	$m_{K+VZ}$	$m_{K+RL}$	$m_{K+POP}$	$m_{VZ}$	$RL_{105}$	$RL_{550}$
F - ZK	[g]					[mg/kg]	
1	16,828	26,151	16,837	16,834	9,323	965,35	321,78
2	18,781	29,978	18,791	18,787	11,197	893,10	357,24
					Průměr	929,225	339,51

vzorek	$m_K$	$m_{K+VZ}$	$m_{K+RL}$	$m_{K+POP}$	$m_{VZ}$	$RL_{105}$	$RL_{550}$
F - DZK	[g]					[mg/kg]	
1	17,181	23,927	17,229	17,193	6,746	7115,33	5336,50
2	17,335	25,361	17,395	17,351	8,026	7475,70	5482,18
					Průměr	7295,515	5409,34

## PŘÍLOHA 4

Produkce bioplynu z jednotlivých fermentorů v průběhu námi měřeného času.

Měření 13.11.2013

t[hod]		0	6	26	73	95	144	168
V[ml]	FER 1	0	40	110	200	250	300	330
	FER 2	0	50	120	200	240	280	280
	FER 3	0	25	100	200	250	270	270

Měření 19.2.2013

t[hod]		0	20	45	113	122	141	166
V[ml]	FER 1	0	150	210	340	370	380	400
	FER 2	0	150	220	320	360	380	400
	FER 3	0	140	250	360	420	440	450

Měření 7.3.2014

t[hod]		0	21	66	92	103	128	138	156
V[ml]	FER 1	0	105	155	185	210	250	250	260
	FER 2	0	95	150	200	225	270	280	280
	FER 3	0	110	175	220	255	295	310	310