

Řízení průtoku bioplynu vznikajícího suchou fermentací

Flow control of biogas rising by dry fermentation

Bc. Vojtěch Brhel



Univerzita Tomáše Bati ve Zlíně
Fakulta aplikované informatiky
akademický rok: 2011/2012

ZADÁNÍ DIPLOMOVÉ PRÁCE

(PROJEKTU, UMĚLECKÉHO DÍLA, UMĚLECKÉHO VÝKONU)

Jméno a příjmení: **Bc. Vojtěch BRHEL**
Osobní číslo: **A10288**
Studijní program: **N 3902 Inženýrská informatika**
Studijní obor: **Automatické řízení a informatika**

Téma práce: **Řízení průtoku bioplynu vznikajícího suchou fermentací**

Zásady pro vypracování:

1. Seznamte se s problematikou zpracování biomasy suchou fermentací.
 2. Proveďte látkovou a entalpickou bilanci procesu suchá fermentace.
 3. Navrhněte matematický model řízení procesu.
 4. Platnost navrženého modelu ověřte experimentálním měřením.
 5. Vytvořte programovou aplikaci pro usnadnění výpočtů v prostředí MATLAB.
 6. Proveďte kontrolní výpočet na vzorové úloze.
 7. Dosažené výsledky zhodnoťte v závěru práce.
-

Rozsah diplomové práce:

Rozsah příloh:

Forma zpracování diplomové práce: tištěná/elektronická

Seznam odborné literatury:

1. BOBÁL, Vladimír. Adaptivní a prediktivní řízení. Zlín: Univerzita Tomáše Bati ve Zlíně, 2007. ISBN 978-80-7318-662-3.
2. DOSTÁL, Petr a František GAZDOŠ. Řízení technologických procesů. Zlín: Univerzita Tomáše Bati ve Zlíně, 2006, 98 s. ISBN 80-7318-465-6.
3. HLAVÁČEK, Vladimír, Vladimír VÁCLAVEK a Milan KUBÍČEK. Bilanční a simulační výpočty složitých procesů chemické technologie. Praha: Academia, 1979, 296 s.
4. JANOTA, David. Modelování fermentačních procesů. Zlín, 1999. Diplomová práce. Univerzita Tomáše Bati. Vedoucí práce prof. Ing. Karel Kolomazník, DrSc.
5. KOLOMAZNÍK, Karel. Modelování zpracovatelských procesů. Brno: Rektorát Vysokého učení technického v Brně, 1990, 191 s. ISBN 80-214-0114-1.
6. PASTOREK, Zdeněk, Jaroslav KÁRA a Petr JEVIČ. Biomasa: obnovitelný zdroj energie. Praha: FCC PUBLIC, 2004, 288 s. ISBN 80-86534-06-5.
7. RAPAL, Tomáš. Experimentální identifikace bioplynu produkovaného z anaerobního fermentoru. Zlín, 2010. Diplomová práce. Univerzita Tomáše Bati ve Zlíně. Vedoucí práce prof. Ing. Karel Kolomazník, DrSc.

Vedoucí diplomové práce:

prof. Ing. Karel Kolomazník, DrSc.
Ústav automatizace a řídicí techniky

Datum zadání diplomové práce:

24. února 2012

Termín odevzdání diplomové práce:

6. června 2012

Ve Zlíně dne 24. února 2012

prof. Ing. Vladimír Vašek, CSc.
děkan



prof. Ing. Vladimír Vašek, CSc.
ředitel ústavu

ABSTRAKT

Pro optimální řízení produkce bioplynu je třeba znát teplotu uprostřed fermentačního reaktoru, při které je proces fermentace bioorganického materiálu stabilní. Tato diplomová práce pojednává o návrhu matematického modelu dynamiky procesu suché fermentace a prostřednictvím tohoto modelu je v dalším kroku vypočtena teplota uprostřed válcového reaktoru. Dále byly provedeny experimenty vývoje bioplynu v závislosti na čase. Z těchto měření byla vypočtena rychlost vývoje bioplynu a odtud odhadnut tepelný výkon jako parametr pro výpočet teploty ve středu válcového reaktoru.

Klíčová slova: suchá fermentace, kinetika, matematický model, optimální teplota, algoritmus řízení

ABSTRACT

For optimum control of biogas production it is necessary to know the temperature in the middle of the fermentation reactor in which the fermentation process of bioorganic material is stable. This thesis deals with the design of a mathematical model of the dynamics of dry fermentation process and by means of this model the temperature in the middle of the cylindrical reactor is calculated. Further experiments of biogas development depending on time were carried out. From these measurements, rate of biogas development was calculated and consequently the heat output was estimated as a parameter for heat calculation in the middle of cylindrical reactor.

Keywords: dry fermentation kinetics, mathematical model, optimal temperature control algorithm

Rád bych touto cestou velice poděkoval prof. Ing. Karlu Kolomazníkovi, DrSc., vedoucímu mé diplomové práce, za cenné rady, množství podnětných připomínky a hlavně za odborné a trpělivé vedení během vypracování této práce.

Prohlašuji, že

- beru na vědomí, že odevzdáním diplomové/bakalářské práce souhlasím se zveřejněním své práce podle zákona č. 111/1998 Sb. o vysokých školách a o změně a doplnění dalších zákonů (zákon o vysokých školách), ve znění pozdějších právních předpisů, bez ohledu na výsledek obhajoby;
- beru na vědomí, že diplomová/bakalářská práce bude uložena v elektronické podobě v univerzitním informačním systému dostupná k prezenčnímu nahlédnutí, že jeden výtisk diplomové/bakalářské práce bude uložen v příruční knihovně Fakulty aplikované informatiky Univerzity Tomáše Bati ve Zlíně a jeden výtisk bude uložen u vedoucího práce;
- byl/a jsem seznámen/a s tím, že na moji diplomovou/bakalářskou práci se plně vztahuje zákon č. 121/2000 Sb. o právu autorském, o právech souvisejících s právem autorským a o změně některých zákonů (autorský zákon) ve znění pozdějších právních předpisů, zejm. § 35 odst. 3;
- beru na vědomí, že podle § 60 odst. 1 autorského zákona má UTB ve Zlíně právo na uzavření licenční smlouvy o užití školního díla v rozsahu § 12 odst. 4 autorského zákona;
- beru na vědomí, že podle § 60 odst. 2 a 3 autorského zákona mohu užít své dílo – diplomovou/bakalářskou práci nebo poskytnout licenci k jejímu využití jen s předchozím písemným souhlasem Univerzity Tomáše Bati ve Zlíně, která je oprávněna v takovém případě ode mne požadovat přiměřený příspěvek na úhradu nákladů, které byly Univerzitou Tomáše Bati ve Zlíně na vytvoření díla vynaloženy (až do jejich skutečné výše);
- beru na vědomí, že pokud bylo k vypracování diplomové/bakalářské práce využito softwaru poskytnutého Univerzitou Tomáše Bati ve Zlíně nebo jinými subjekty pouze ke studijním a výzkumným účelům (tedy pouze k nekomerčnímu využití), nelze výsledky diplomové/bakalářské práce využít ke komerčním účelům;
- beru na vědomí, že pokud je výstupem diplomové/bakalářské práce jakýkoliv softwarový produkt, považují se za součást práce rovněž i zdrojové kódy, popř. soubory, ze kterých se projekt skládá. Neodevzdání této součásti může být důvodem k neobhájení práce.

Prohlašuji,

- že jsem na diplomové práci pracoval samostatně a použitou literaturu jsem citoval. V případě publikace výsledků budu uveden jako spoluautor.
- že odevzdaná verze diplomové práce a verze elektronická nahraná do IS/STAG jsou totožné.

Ve Zlíně

.....
podpis diplomanta

OBSAH

ÚVOD.....	8
I TEORETICKÁ ČÁST.....	9
1 LITERÁRNÍ STUDIE	10
1.1 OBECNÝ POPIS NAKLÁDÁNÍ S ODPADY A OBNOVITELNÝCH ZDROJŮ ENERGIE	10
1.1.1 Technologie suché fermentace	11
1.2 MODELOVÁNÍ DYNAMIKY SUCHÉ FERMENTACE	12
1.3 STABILITA PROCESU SUCHÉ FERMENTACE	14
1.3.1 Význam a důležitost některých proměnných.	15
1.3.2 Faktory limitující anaerobní procesy	17
1.4 ŘÍZENÍ PROCESU SUCHÉ FERMENTACE.....	19
1.4.1 Strategie řízení procesu	19
1.4.2 Řízení procesu	20
2 TEORETICKÁ ČÁST	22
2.1 ŘÍZENÍ PRODUKCE BIOPLYNU	22
2.2 CHEMICKÁ REAKCE VZNIKU BIOPLYNU	22
2.3 NESTACIONÁRNÍ TEPLOTNÍ POLE VE VÁLCOVÉM REAKTORU SE ZDROJEM TEPLA	24
2.3.1 Transcendentní rovnice	27
2.4 GRAFICKÉ ZNÁZORNĚNÍ POMOCÍ PROGRAMŮ MATLAB A MATHEMATICA	29
II PRAKTICKÁ ČÁST	38
3 MĚŘENÍ PRODUKCE BIOPLYNU NA LABORATORNÍM MODELU.....	39
3.1 POPIS EXPERIMENTU.....	39
3.2 GRAFICKÉ ZOBRAZENÍ NAMĚŘENÝCH DAT	40
3.3 VYHODNOCENÍ NAMĚŘENÝCH DAT	42
3.4 DISKUZE.....	44
ZÁVĚR	46
CONCLUSION	48
SEZNAM POUŽITÉ LITERATURY.....	50
SEZNAM POUŽITÝCH SYMBOLŮ A ZKRATEK.....	52
SEZNAM OBRÁZKŮ	54
SEZNAM TABULEK.....	55

ÚVOD

Problém vzrůstajícího množství odpadu, stále vyšších požadavků na energetiku, zvyšujícím se nedostatku surovin a ekonomických nároků je možné alespoň částečně řešit efektivním zpracováním vytěžených surovin a sním spojené využití odpadů (recyklace).

Mezi nejčastější způsoby nakládání s odpadem v ČR je především skládkování, dále pak výroba tuhých paliv, tekutých paliv, anaerobní digesce (výroba bioplynu), kompostování a v neposlední řadě průmyslové využití (stavební, izolační hmoty, atd.).

V této práci se zabývám především suchou fermentací tedy anaerobním rozkladem biologicky rozložitelných odpadů. K tomuto zpracování se využívají bioplynové stanice, což je technologické zařízení využívající procesu anaerobní digesce ke zpracování biologicky rozložitelného materiálu. Hlavním produktem anaerobní digesce je bioplyn, což je směs metanu, oxidu uhličitého, vodní páry, který lze po rafinaci využít jako alternativní zdroj energie.

Cílem této diplomové práce bylo seznámit se s problematikou zpracování biomasy pomocí suché fermentace, zhodnotit teoretické poznatky, provést látkovou a entalpickou bilanci procesu suché fermentace. Na tomto základě navrhnout matematický model popisující nestacionární teplotní pole, jehož řešením je teplota ve středu válcového reaktoru. Dále navrhnout algoritmus řízení procesu s ohledem na optimální teplotu anaerobní reakce. Na základě laboratorních experimentů stanovit optimální výkon anaerobního reaktoru a odtud odhadnout odpovídající tepelný výkon jako parametr navrženého matematického modelu.

I. TEORETICKÁ ČÁST

1 LITERÁRNÍ STUDIE

1.1 Obecný popis nakládání s odpady a obnovitelných zdrojů energie

Při celosvětovém růstu populace založené na konzumním způsobu života roste také problém s narůstajícím množstvím odpadů a jejich negativních dopadů na životní prostředí a spotřeba elektrické energie vyrobené z vyčerpatelných zdrojů surovin. Proto je důležité vyrábět elektrickou energii z obnovitelných zdrojů a také používat při výrobě biodegradabilní a recyklovatelné materiály.

Na prvním místě při nakládání s odpady by tedy mělo být (podle zákona č.185/2001 Sb.) v ČR předcházení vzniku odpadu, vícenásobné použití již nepotřebných výrobků a dále má mít přednost energetické využití před vyvážením na skládky. Přesto je nejčastější způsob nakládání s odpady jejich skládkování, tedy trvalé nebo dočasné uložení do země. Pro další nakládání s odpady se používají jako metody využití nízkoteplotní nebo vysokoteplotní spalování, dále také domácí, komunitní, průmyslové kompostování, aerobní a anaerobní rozklad biologicky rozložitelných odpadů. [1]

Využití energie z obnovitelných zdrojů má ve společnosti vzrůstající tendenci. Obnovitelné zdroje energie jsou energie větru, slunečního záření, vody, půdy, vzduchu, biomasy, geotermální energie, energie skládkového a kalového plynu a energie bioplynu (dle zákona č. 180/2005 Sb). Maximální využití těchto zdrojů energie je základním předpokladem pro snížení závislosti na vyčerpatelných zdrojích energie. V této práci se zaměřím na maximalizaci využití bioplynové energie produkované v bioplynových stanicích.

Bioplynová stanice je zařízení založené na procesu anaerobní digesce využívající energii z alternativních zdrojů např. bioodpadu a také jiný biologicky rozložitelný materiál, z nichž je produkován bioplyn. Celý proces zpracování bioodpadu za pomoci mikroorganismů rozkládajících organický materiál bez přístupu vzduchu je rozdělen do těchto 4 fází mimo jiné uvedené v[2], [3], [4].

- *Hydrolyzní fáze* - rozklad rozpuštěných i nerozpuštěných organických polymerů-uhlohydrátů, bílkovin, polysacharidů a tuků působením mikroorganismů na nízkomolekulární látky, jako jsou jednoduché cukry, peptidy, glycerin, vyšší mastné kyseliny a aminokyseliny.

- *Acidogenní fáze* – tvorba organických kyselin na mastné kyseliny s krátkými řetězci, jako je kyselina octová a některé vyšší kyseliny působením acidogenních bakterií. Fermentací hydrolyzách produktů jsou tvořeny konečné redukované produkty, které jsou závislé na vlastnostech původního substrátu a podmínkách prostředí. Produkce kyseliny octové, CO_2 , H_2 a vyšších organických kyselin, kyseliny mléčné, metanol.
- *Acetogenní fáze* – tvorba kyseliny octové, která je spojovacím členem pro produkci metanu. Homoacetogenní organismy produkující vodík rozkládají kyselinu propionovou a ostatní organické kyseliny vyšší než kyselinu octovou, alkoholy a některé aromatické sloučeniny. Také zde jsou zastoupeny i minoritní složky organismů produkující kromě kyseliny octové a vodíku také sulfan a dusík.
- *Metanogenese* – metanogenní organismy kromě toho, že rozkládají některé jednouhlíkaté látky jsou limitujícím faktorem celého procesu. Tyto organismy lze rozdělit pouze na hydrogenotrofní, nebo pouze acetotrofní. Acetotrofní metanogenní bakterie se podílejí svým působením na vzniku metanu v bioplynu a to více jak dvěma třetinami. Jsou schopny rozkládat kyselinu octovou na směs metanu a CO_2 . Hydrogenotrofní metanogenní bakterie jsou schopny produkovat metan z CO_2 a H_2 . Poměrně rychle rostou, jejich generační doba je cca 6 hodin. V anaerobním procesu fungují jako samoregulátor.

Proces anaerobní digesce je složitý chemicko-biologický proces závisející na mnoha faktorech např. je závislý na složení, formě dodávaných surovin, teplotě, pH, rychlosti míchání, obsahu organického podílu a jeho poměru k inertu. Tyto faktory ovlivňují rychlost, stabilitu a účinnost celého procesu v návaznosti na mikroorganické kultury. Mikroorganismy jsou v tomto procesu neodmyslitelnou součástí, v každé z fází procesu se uplatní jiné mikroorganismy přičemž odpad z jednoho mikroorganismu je substrát pro druhý mikroorganismus.

1.1.1 Technologie suché fermentace

Technologie suché fermentace zpracovává substráty o sušině 30 až 35%. Zpravidla jde o aplikace mezofilního anaerobního procesu, rozsah používaných reakčních teplot 32-

38°C. Optimální pH se pohybuje mezi 6,5 - 7,5. V zásadě lze rozdělit technologie na diskontinuální (vsázkové) a kontinuální.

Diskontinuální technologie suché fermentace sestává z několika reakčních komor a meziskladu. Doprava zpracovávaného materiálu do komor a z nich je zpravidla prováděna běžnou manipulační technikou. Anaerobní proces je řízen dávkováním procesní tekutiny. Proces je diskontinuální vyprázdnění, nové naplnění komory a start reakce, která bude trvat přibližně 3 dny. Vlastní reakce a produkce bioplynu bude přibližně probíhat 24-27 dnů. Principiálně lze technologii navrhovat jako jednostupňovou případně vícestupňovou.

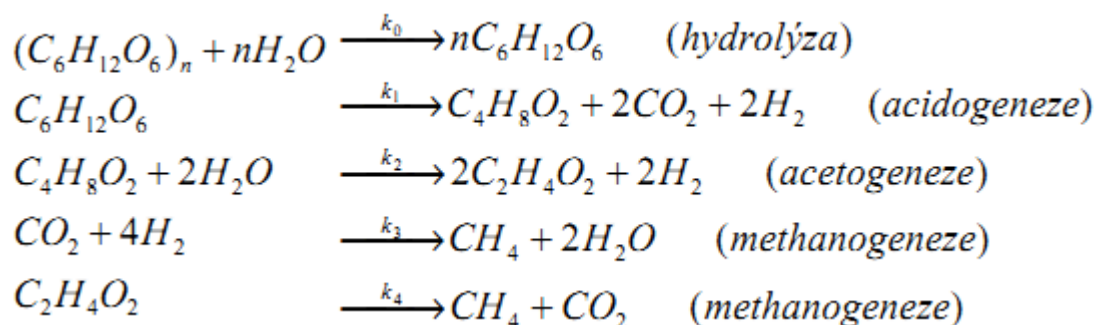
Kontinuální technologie jsou doprovázeny vysokou investiční a provozní náročností a jsou využívány zpravidla pro zpracování komunálních a tříděných domovních odpadů. Reakční objem bývá rozdělen na několik fermentorů. Běžně jsou využívány ležaté fermentory (válnové) s pomaloběžným míchacím zařízením, uloženým napříč celým fermentorem.

Suché technologie byly původně navrženy pro zpracování komunálních bioodpadů. Vzhledem k nové přísnější legislativě se však předpokládá, že v podmínkách ČR bude využitelná především v zemědělských oblastech, kde jsou k dispozici pouze vysokosušinné substráty. Je třeba si ovšem uvědomit, že suché fermentory zpracovávají substráty s cca 3-4 násobným obsahem organické hmoty oproti reaktorům na mokrou fermentaci. Suché technologie jsou zpravidla využívány u bioplynových stanic, které zpracovávají domovní a komunální odpady. V zemědělství ji lze zaznamenat jen zcela výjimečně. Nicméně je nutné si uvědomit, že každá technologie má své výhody a nevýhody. Např. suchou fermentaci lze použít i u bioorganického materiálu, kterou nelze mokrou cestou jednoduše zpracovat.

1.2 Modelování dynamiky suché fermentace

Zde se budeme pro zjednodušení zabývat pouze dvěma modely mechanismu acidogeneze, kdy za předpokladu nižšího pH vzniká převážně kyselina mléčná a naopak při vyšším pH vzniká kyselina máselná. Následující reakce popisují celkový mechanismus

suché fermentace v neutrálním nebo mírně kyselém prostředí ($k_0 - k_4$ jsou rychlostní konstanty příslušných reakcí):



Na koncentraci ostatních látek nezávisí koncentrace celulózy a glukóza. Relativní koncentrace celulózy – c_C a relativní koncentrace glukózy – c_G . Matematický popis kinetiky této soustavy chemických reakcí tedy bude soustava diferenciálních rovnic prvního řádu (1.1).

$$\begin{aligned}
 \partial_t c_1(t) &= k_1 c_G(t) - k_2 c_1(t) [c_3(t)]^m, \\
 \partial_t c_2(t) &= 2k_2 c_1(t) [c_3(t)]^m - k_4 c_2(t), \\
 \partial_t c_3(t) &= -2k_2 c_1(t) [c_3(t)]^m + 2k_3 c_4(t) [c_5(t)]^n, \\
 \partial_t c_4(t) &= 2k_1 c_G(t) + k_4 c_2(t) - k_3 c_4(t) [c_5(t)]^n, \\
 \partial_t c_5(t) &= 2k_1 c_G(t) + 2k_2 c_1(t) [c_3(t)]^m - 4k_3 c_4(t) [c_5(t)]^n
 \end{aligned} \tag{1.1}$$

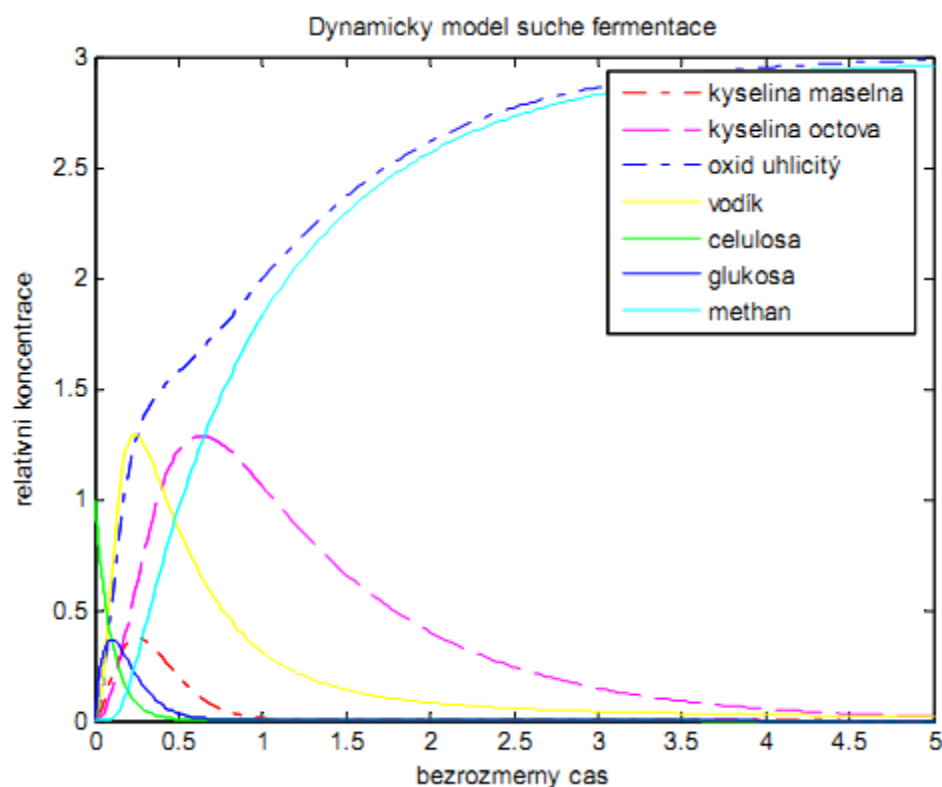
Kde pořadí látek je (1, 2, 3, 4, 5) = (kyselina máselná, kyselina octová, voda, oxid uhličitý, vodík). Mocniny m a n u koncentrací vody a vodíku v modelu vyplývají z Gulberg-Waagova zákona. Hodnoty těchto mocnin závisí na detailní znalosti mechanismu reakce. Pro toto zadání budou tyto hodnoty $m \in [1,2]$ a $n \in [1,4]$ považovány za neznámé parametry modelu. Pak koncentrace metanu lze dopočítat podle vztahu (1.2).

$$c_M(t) = c_{M0} + \int_{s=0}^t [k_4 c_2(s) + k_3 c_4(s) [c_5(s)]^n] ds \tag{1.2}$$

kde $c_{M0} = c_M(0)$ je počáteční koncentrace metanu. Uvažujeme počáteční podmínky ve tvaru $(c_{C0}, c_{G0}, c_{M0}) = (1, 0, 0)$, $(c_1(0), c_2(0), c_3(0), c_4(0), c_5(0)) = (0, 0, 1, 0, 0)$ tedy na začátku je ve fermentační směsi jen celulóza a voda a to ve stejné koncentraci. Ostatní koncentrace jsou vztaženy k této počáteční koncentraci vody. Methanogenezy považujeme za

nejpomalejší reakci v procesu, bude mít tedy hodnotu rychlostní konstanty $k_4=1$ a ostatní rychlosti budeme k této vztahovat.

Matematická simulace kinetiky tvorby bioplynu (Obr 1.1) je provedena pomocí počítače s využitím výše uvedené soustavy nelineárních diferenciálních rovnic 1. řádu s počátečními podmínkami a koncentrací celulózy a glukózy. Koncentrace metanu je vypočítána numerickým integrálem (1.2). [5]



Obr 1.1: Průběh koncentrace jednotlivých složek (simulace)

1.3 Stabilita procesu suché fermentace

Anaerobní rozklad organických látek je několik na sebe navazujících procesů v dynamické rovnováze. Změnou jednotlivého procesu se vyvolá odezva u všech ostatních procesů a je také zdrojem nestability celkového procesu. Mezi hlavní faktory způsobující nestabilitu procesu metanizace patří dle literatury [3], [6] a [7]:

- změny teploty procesu,
- změny v zatížení organickými látkami,
- změny ve složení substrátu,

- hydraulické přetížení,
- expozice toxickými látkami.

1.3.1 Význam a důležitost některých proměnných.

Řada veličin nám vypovídá o stavu a průběhu procesu, tyto veličiny můžeme analytickými nebo biologickými metodami sledovat. Podle toho k jakým účelům tyto veličiny použijeme, můžeme je rozdělit do dvou hlavních skupin:

• Veličiny pro řízení procesu

Změnou těchto veličin lze ovlivnit průběh tohoto procesu. K těmto veličinám patří kontrola a regulace teploty, zatížení reaktoru, tj. dávkování substrátu do reaktoru a jeho regulace a v poslední řadě to je dávkování chemikálií [7].

• Indikátory stavu procesu

Charakterizují průběh jednotlivých procesů, nebo celkový průběh anaerobního rozkladu. V plynné fázi sledujeme množství produkovaného bioplynu, složení bioplynu, obsah CH_4 , CO_2 , H_2 , CO , H_2S . V kapalně fázi sledujeme pH, celkovou koncentraci mastných kyselin, jednotlivé mastné kyseliny, celkový organický uhlík a mnoho jiných veličin. V tuhé fázi sledujeme koncentraci suspendovaných látek a jejich koncentraci organického dusíku, sedimentační a filtrační vlastnosti suspendovaných látek, organickou frakci. Další specifické metody jsou používány pro sledování aktivity biomasy [7].

Vzhledem ke komplexnosti anaerobních rozkladných procesů musí být sledován celý komplex proměnných. Neexistuje jediná proměnná, která by samostatně charakterizovala průběh procesu. Níže jsou uvedeny některé ze sledovaných proměnných uvedených v [2], [6], [7] a [18].

• Produkce bioplynu

Produkce bioplynu bývá často jediným vyhodnocovaným parametrem. Nepopisuje však stav anaerobního procesu, ale pouze jeho výsledek a to pouze s přihlédnutím na množství přivedených organických látek do reaktoru a se složení bioplynu.

• Koncentrace CH_4

Jedná se o bilanční prvek. Množství produkovaného metanu je závislé na zatížení reaktoru.

• Koncentrace CO_2 v bioplynu

Tento indikátor stability procesu nemá vždy stejnou váhu. Citlivějším indikátorem stability procesu je poměr CH_4 a CO_2 . Poměr CH_4/CO_2 se při stabilním provozu příliš nemění. Zvyšování koncentrace CO_2 v bioplynu souvisí se zvýšeným zatížením a vyčerpáním neutralizační kapacity.

• Koncentrace vodíku

Koncentrace vodíku v bioplynu patří mezi nejcitlivější indikátory stability procesu. Obecně lze konstatovat, že vždy signalizuje nestabilitu procesu.

• Sledování pH

Tato veličina není citlivým indikátorem stavu procesu. Monitorování pH a jeho regulace jsou nejvíce opodstatněné u substrátů, které nevykazují dostatečnou neutralizační kapacitu. Je známo, že pH je velice důležitým parametrem procesu, avšak za předpokladu dobrého míchání v reaktoru je regulace pH v přítoku irelevantní.

• Aktivita biomasy

Řadí se spíše mezi diagnostické indikátory z důvodů značné pracnosti a časové náročnosti. Znalost aktivity biomasy je důležité z důvodů stanovení příčiny nestability nebo zhroucení procesu. Je možné také určit do jaké míry je možné zvyšovat zatížení reaktoru.

• Neutralizační kapacita

Neutralizační kapacita reaktoru je tvořena hydrogenuhlíčitanovým systémem a je nejdůležitějším fyzikálně-chemickým faktorem pro udržení stability procesu.

• Význam nižších mastných kyselin při řízení procesu

Jeden z nejcitlivějších indikátorů stability procesu je koncentrace nižších mastných kyselin. Sledování koncentrace jednotlivých mastných kyselin má podstatně větší vypovídací hodnotu než celkové množství mastných kyselin. Akumulace mastných kyselin v systému ukazuje na nerovnováhu mezi aktivitou mikroorganismů rozkládajících a produkujících mastné kyseliny, což je typickým znamením stresové situace v anaerobním reaktoru. Zvýšení koncentrace všech mastných kyselin má příčinu v náhlé změně technologických podmínek zejména teploty a zatížení. Nebezpečí tohoto zvýšení závisí na jeho velikosti a na „volné výkonnostní“ kapacitě systému. Je-li systém na hranici maximálního zatížení, pak i malé zvýšení koncentrace mastných kyselin může mít za následek až kolaps systému.

1.3.2 Faktory limitující anaerobní procesy

Stabilita procesu, tj. udržení dynamické rovnováhy anaerobního rozkladu organických látek, je ovlivňováno řadou faktorů, které buď mění přímo životní prostředí mikroorganismů, nebo musí být brány v úvahu při návrhu a posuzování anaerobního reaktoru. Podle materiálů [2], [3], [4], [6] a [18] jsou to tyto faktory.

Vliv teploty

Teplota zásadně mění interakce mezi jednotlivými druhy mikroorganismů. Rychlost probíhajících reakcí je závislá na změně teploty. Jeli tato změna teploty příliš prudká může dojít k celkovému narušení rovnováhy a dynamiky procesu. To může vést až k úplnému zhroucení anaerobního procesu. Dlouhodobá změna teploty vede ke změně poměru jednotlivých druhů mikroorganismů. Vzhledem k tomu, že jsou metanogenní bakterie citlivé na prudké výkyvy teplot, musí se teplota přísně dodržovat. Většina anaerobních reaktorů pracuje při teplotách v mezofilní oblasti tj. při 35 až 40°C a část v termofilní oblasti tj. při 50 až 60°C. V obou případech jsou reaktory vyhřívány. Obecně můžeme říct, že čím je teplota vyšší, tím jsou bakterie citlivější na teplotní výkyvy, zejména jsou-li výkyvy krátkodobé. Zatím co v mezofilní oblasti bakterie výkyvy teplot 2-3°C ještě zvládnou, tak v termofilní oblasti by výkyvy neměly být větší než 1°C. Při přechodu na jinou teplotu je nutná dlouhodobá adaptace biomasy. Obecně lze

konstatovat, že pro udržení stability procesu je nutné zabezpečit konstantní teplotu. Změny teploty jsou tím nebezpečnější, čím je proces zatíženější, tj. když je kratší doba zdržení a menší koncentrace biomasy v reaktoru.

Vliv pH

Hodnota pH je velice důležitým faktorem pro průběh procesu. Většinou vyžadují metanogenních mikroorganismů pH v neutrální oblasti (6.5-7.5), které je potřeba udržovat uvnitř tohoto reaktoru, mimo toto rozmezí pH je jejich činnost silně inhibována. Ke změně pH může dojít náhlým přítokem extrémně kyselého nebo alkalického substrátu. Častou příčinou výkyvu pH je také jeho pokles vlivem přetížení reaktoru, je to případ kdy rychlejší mikroorganismy produkují více kyseliny než je jejich spotřeba pomalejšími mikroorganismy, dochází tímto k jejich hromadění v systému, avšak při vysoké koncentraci amoniaku není pH citlivým ukazatelem. Proto je třeba řídit zatížení podle množství a složení mastných kyselin v médiu nebo udržovat dostatečnou neutralizační kapacitu přidavkem alkalizačních činidel, aby nedošlo ke zhroucení celého procesu.

Vliv přítomnosti nutrientů

Správný poměr N a P k organickým látkám je nutný pro zapracování a provoz reaktorů. Potřebný poměr živin určený z výsledků bilance produkce biomasy se uvádí jako CHSK : N : P v rozmezí od 300 : 6,7 : 1 až 500 : 6,7 : 1. Vedle N a P je žádoucí přítomnost mikronutrientů a důležitá je také přítomnost růstových faktorů. V posledních výzkumech se ukazuje, že některé stopové prvky (Ni, Co, Mo) zvyšují metanogenní aktivitu. U substrátů přirozeného původu, je většinou množství nutrientů postačující. Naopak, při anaerobní suché fermentaci živočišných produktů nebo někdy bývá vysoký přebytek amoniaku, který za zvýšeného pH může působit inhibičně až toxicky.

Přítomnost toxických a inhibujících látek

Za inhibující a toxické látky pokládáme látky, které nepříznivě ovlivňují biologický proces. Nejčastěji jsou to látky s nepříznivým působením nižších mastných kyselin

a amoniaku. Zde je nutno upozornit, že v obou případech inhibičně působí tyto látky v nedisociované formě. To znamená, že inhibice těmito látkami bude závislá na pH a jejich celkové koncentraci v systému. Při nízké hodnotě pH působí inhibičně mastné kyseliny a při vysoké hodnotě pH působí inhibičně amoniak. Dlouhodobou adaptací lze však vypěstovat biomasu, snášející i vyšší koncentrace amoniaku např. při zpracování prasečí kejdy nebo slepičího trusu může koncentrace amoniaku v závislosti na koncentraci vstupujícího materiálu dosahovat hodnot až 6 g/l i více.

Vliv technologického faktoru

Z technologických faktorů jsou považovány za nejdůležitější doba zdržení a míchání. Reakční směs by měla být co nejvíce homogenní tj. dobře promíchávána, tak aby byl umožněn co nerychlejší a nejdokonalejší kontakt mikroorganismů reakční směsí. Doba po kterou substrát zůstává v reaktoru musí být dostatečně dlouhá, z důvodů předcházení vyplavování potřebných mikroorganismů a aby bylo dosaženo potřebné účinnosti rozkladu. Vzhledem k tomu, že generační doby anaerobních mikroorganismů jsou pro různé skupiny odlišné, ale ve většině případů se pohybuje tato doba v rozmezí 1 až 15 dní, ponechává se tento substrát v bioplynových reaktorech 20 až 40 dní. Přitom platí, že čím hůře je rozložitelný substrát, tím je generační doba příslušných bakterií delší.

1.4 ŘÍZENÍ PROCESU SUCHÉ FERMENTACE

V řízení procesu anaerobního rozkladu organických látek suchou fermentací neexistuje obecná strategie aplikovatelná na všechny případy. Proto tedy musí být pro každý případ řízení vypracována tato strategie samostatně. Touto problematikou se obecně zabývají v literatuře [6], [7], [15] a [16].

1.4.1 Strategie řízení procesu

Prvním krokem vypracování strategie procesu by měla být volba reakční teploty. Náhlá změna této reakční teploty o několik stupňů celsia pak mívá za následek narušení

stability procesu a může nést při větších změnách i k zhroucení celého anaerobního procesu. Proto je důležité aby bioreaktor obsahoval také kvalitní regulaci této teploty. Obvykle při kvalitním nastavení nepůsobí regulace větší provozní potíže, proto případy nestability procesu zapříčiněné poklesem nebo nárůstem teploty jsou nejčastěji důsledkem poruchy v systému vytápění (chlazení) nebo v jiných oblastech které navazují na regulaci.

Prakticky jediné dvě proměnné, kterými můžeme řídit průběh procesu výroby bioplynu suchou fermentací jsou rychlost dávkování substrátu (zatížení reaktoru) a dávkování chemikálií. Strategie dávkování chemikálií je založena na udržení určitých parametrů v daném intervalu a to například neutralizační kapacitu, pH, atd. za pomoci dávkování alkálie. Tato strategie ovšem neřeší vlastní příčiny narušení stability anaerobního procesu (přetížení nebo intoxikace), ale snaží se pouze o udržování některých faktorů v určitých mezích, kdy nenaruší stabilitu procesu. Na druhé straně strategie založená na řízení zatížení, může snížením přítoku substrátu nebo jeho úplným zastavením odstranit právě příčiny nestability procesu.

V praxi se nejčastěji používají obě tyto strategie řízení anaerobního procesu a to tak, že jako první zasahuje do procesu řízené dávkování chemikálií pro udržení neutralizační kapacity. V případě že je samotný proces na hranici stability následuje (hrozí přerušení procesu) řízené zatížení reaktoru (dávkování substrátu). Tato strategie je výhodná i z ekonomického hlediska. Řízení procesu regulací zatížení je založeno na kontrole rychlosti přítoku substrátu a jeho koncentrace, eventuálně složení. Při hrozícím překročení žádaného zatížení nebo při začínající destabilizaci procesu, se část přítoku odvede do vyrovnávací nádrže, odkud se po ustálení podmínek řízeně přidává k přítoku do anaerobního reaktoru. Jednodušším řešením je předřadit dostatečně velkou vyrovnávací nádrž, která by srovnala výkyvy v množství a v koncentraci přítoku.

1.4.2 Řízení procesu

Rychlost přísunu substrátu může být tedy regulována zatížením, ovšem indikace správného zatížení se děje ve většině případů sledováním pouze produkce bioplynu. Operátor řídí proces přítoku substrátu na základě svých dosavadních znalostí o produkci bioplynu a podle toho rozhoduje o možnosti zvyšování zatížení. Tento způsob řízení procesu se nazývá extenzívním řízením procesu. Aby se proces výroby bioplynu chránil před přetížením, musí být udržován na nízkém zatížení. Při takovém řízení se celý proces nalézá

v neoptimálních podmínkách a mikroorganismy se nacházejí v útlumovém stavu. Při intenzivním způsobu řízení procesu se udržuje zatížení reaktoru podle produkce bioplynu těsně pod bodem přetížení. Vzhledem k tomu, že produkce bioplynu je málo citlivá proměnná a reaguje s určitým zpožděním, hrozí přitom neustále narušení rovnováhy až zhroucení systému. V obou případech je řízení založeno na znalosti výtěžnosti bioplynu ze zpracovávaného substrátu a ne na znalostech stavu procesu. Při tomto způsobu řízení je tedy nemožné včas reagovat na eventuelní porušení rovnováhy procesu.

Optimálním způsobem řízení celého procesu je řízení založené na vyhodnocování více proměnných udávajících maximální množství informací o aktivitě biomasy a o stavu procesu, tak aby byly zaznamenány již první náznaky narušení dynamické rovnováhy procesů uvnitř reaktoru. Vedle kvality a množství přiváděného substrátu (složení, pH apod.) je potřebné také soustavně vyhodnocovat v jakém stavu se proces nalézá. Z výše uvedených indikátorů to může být teplota, pH, jednotlivé mastné kyseliny, poměr CH_4/CO_2 a jiné. Pouze na základě kontinuálního vyhodnocování uvedených indikátorů stavu a s přihlédnutím k dalším proměnným, sledovaných v pravidelných intervalech, lze dosáhnout spolehlivého provozu intenzivního anaerobního procesu. Tento spolehlivý provoz je doposud možné nejlépe zajistit dvou nebo vícevrstvou umělou neuronovou sítí s genetickým algoritmem. Tyto algoritmy jsou považovány za nejnovější nástroje pro řešení složitých problémů, které v současné době nelze řešit běžnými postupy[21]. Pro řízení jednotlivých fyzikálních nebo chemických veličin se v hojném množství používají PID regulátory navržené např. metodami inverze dynamiky a algebraickou metodou návrhu regulátoru [17],[19]. V mnoha případech se také objevují prediktivní a adaptivní algoritmy řízení díky jejich variabilitě a robustnosti [20].

Z výše uvedeného stručného popisu je zřejmé, že je vždy nutné navrhovat technologii pro každý projekt individuálně. Při návrhu takového výrobního procesu je nutné brát v úvahu vlastnosti substrátu vstupujícího do procesu, všechny faktory ovlivňující tento proces, ekonomické faktory a mnoho jiných. Aby byl zajištěn jeho optimální provoz a dlouhodobá udržitelnost, je dále třeba pod dokončení a rozběhnutí provozu neustále vyhodnocovat informace o stavu v jakém se proces nachází v daném časovém okamžiku a výstupní hodnoty procesu. V návaznosti na to provádět včas patřičné změny v řízení nebo nastavení regulace. Samozřejmým a základním dokumentem je proto studie proveditelnosti, která bere v úvahu všechny aspekty záměru budování bioplynové stanice a budoucího provozu.

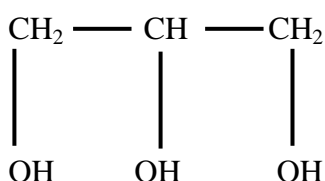
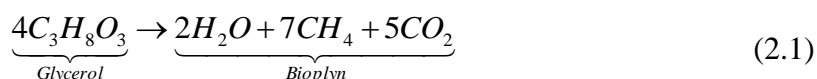
2 TEORETICKÁ ČÁST

2.1 Řízení produkce bioplynu

Z literární studie vyplývá, že pro řízení se považuje za jeden z nejdůležitějších ukazatelů produkce bioplynu teplota uvnitř reakční směsi. Tato teplota zásadně mění interakce mezi jednotlivými druhy mikroorganismů a její změnou se mění rychlosti probíhajících reakcí, což má za následek porušení dynamické rovnováhy procesu a může vést až k úplné havárii procesu. Vzhledem k tomu, že jsou metanogenní bakterie citlivé na prudké výkyvy teplot, musí se teplota přísně dodržovat. Obecně lze konstatovat, že pro udržení stability procesu je nutné zabezpečit konstantní teplotu v reaktoru.

2.2 Chemická reakce vzniku bioplynu

Vlastní biomasa je složena s anaerobního kalu a glycerinu s maximálním obsahem vlhkosti 30% (suchá fermentace). Bioplyn, což je směs metanu a oxidu uhličitého vzniká následující reakcí glycerinu.



Proces fermentace probíhá mezi 30 – 40 °C. Při teplotě do 30 °C je reakční rychlost malá a může dojít i k zastavení reakce. Naproti tomu při překročení 40 °C hrozí degradace aktivit anaerobního kalu, zastavení reakce a může také dojít k celkové deaktivaci biologického katalyzátoru. Z tohoto důvodu je potřeba vypočítat reakční entalpii, která nám určí, jestli se jedná o reakci exotermickou nebo endotermickou tedy zda tato chemická reakce produkuje nebo spotřebovává teplo. Výpočet reakční entalpie jsem provedl pomocí publikovaných standardních slučovacích tepel a také pomocí termochemického zákona.

Publikovaná standardní slučovací tepla jednotlivých látek:

Oxid uhličitý	CO_2 (g)	= - 393,521KJ/mol
Metan	CH_4 (g)	= -74,872KJ/mol
Voda	H_2O (g)	= -241,856KJ/mol
Glycerol	$C_3H_8O_3$ (l)	= -668,60KJ/mol

Termochemický zákon:

$$\Delta H_r = \sum_{\text{koncové}} \Delta H_{sl} - \sum_{\text{výchozí}} \Delta H_{sl} \quad (2.2)$$

$$\begin{aligned} \Delta H_r &= [2 \cdot (-241,856) + 7 \cdot (-74,872) + 5 \cdot (-393,521)] - 4 \cdot (-668,60) \\ \Delta H_r &= \underline{\underline{-301,021KJ}} \end{aligned} \quad (2.3)$$

$$\Delta H_r < 0 \quad (2.4)$$

Z výpočtu vyplývá, že se jedná o exotermickou reakci. Je tedy nutné, abychom toto reakční teplo odváděly, proto je zapotřebí znát teplotní pole, tedy závislost teploty na poloze a čase. Odpovídající adiabatický ohřev je:

$$\Delta t_A = \frac{\Delta H_r}{4 \cdot c_{pG} \cdot Mn_G} = \frac{301021}{4 \cdot 2,39 \cdot 92,1} = 341,8^\circ C \quad (2.5)$$

Měrná tepelná kapacita glycerolu je $c_{pG} = 2,39$ [KJ.kg⁻¹.°C⁻¹]

Molární hmotnost glycerolu je $Mn_G = 92,0932$ [g/mol]

Je tedy zřejmé, že jde o relativně velkou hodnotu, což potvrzuje předchozí závěr o nutnosti řízení teploty ve středu válcového reaktoru.

2.3 Nestacionární teplotní pole ve válcovém reaktoru se zdrojem tepla

Předpokládáme válec o poloměru R , vyrobený ze stejnorodého materiálu, jehož teplota je ve všech místech stejná. Jedná se o symetrickou úlohu a vzhledem k neomezené délce válce se teplo bude šířit pouze radiálním směrem. Budu tedy počítat rozdíl teploty válce od teploty okolí. V cylindrických souřadnicích tedy řeším parciální diferenciální rovnici. Systém s rozloženými parametry reprezentovaný soustavou rovnic se zdrojem tepla reprezentuje rovnice (2.6).

$$\frac{\partial t}{\partial \tau}(r, \tau) = a \left[\frac{\partial^2 t}{\partial r^2}(r, \tau) + \frac{1}{r} \frac{\partial t}{\partial r}(r, \tau) \right] + \frac{w}{e_n \rho} \quad (2.6)$$

Rozsah platnosti parciální diferenciální rovnice (2.6):

$$0 < r < R_1 \quad (2.7)$$

$$\tau > 0 \quad (2.8)$$

Reakční teplo w (2.9) znázorňuje uvolněný teplotní výkon vztažený na jednotku objemu reakční směsi.

$$w = \frac{\Delta H_r}{V} \left[\frac{W}{m^3} \right] \quad (2.9)$$

$$t(r, 0) = t_0 \quad (2.10)$$

$$\frac{\partial t}{\partial r}(0, \tau) = 0 \quad (2.11)$$

$$-\frac{\partial t}{\partial r}(R_1, \tau) = \frac{\alpha}{\tau} [\tau(R_1, \tau) - t_0] \quad (2.12)$$

Uvedené rovnice (2.10), (2.11), (2.12) jsou okrajové a počáteční podmínky pro rovnici (2.6). Pro další postup byly zavedeny tyto bezrozměrné proměnné

$$T = \frac{t(r, \tau) - t_0}{t_0} \quad (2.13)$$

, kde T charakterizuje bezrozměrnou teplotu

$$R = \frac{r}{R_1} \quad (2.14)$$

, R charakterizuje bezrozměrný poloměr

$$F_o = \frac{a \tau}{R_1^2} \quad (2.15)$$

a F_o charakterizuje bezrozměrný čas.

Zavedením bezrozměrných proměnných (2.13), (2.14) a (2.15) dostaneme bezrozměrný model (2.16):

$$\frac{\partial T}{\partial F_o}(R, F_o) = \frac{\partial^2 T}{\partial R^2}(R, F_o) + \frac{1}{R} \cdot \frac{\partial T}{\partial R}(R, F_o) + \underbrace{\frac{w \cdot R_1^2}{\rho \cdot c_p \cdot t_p \cdot a}}_w \quad (2.16)$$

Rozsah platnosti parciální diferenciální rovnice v bezrozměrném tvaru (2.16):

$$0 < R < 1 \quad (2.17)$$

$$F_o > 0 \quad (2.18)$$

$$T(R, 0) = 0 \quad (2.19)$$

$$\frac{\partial T}{\partial R}(0, F_o) = 0 \quad (2.20)$$

$$-\frac{\partial T}{\partial R}(1, F_o) = Bi \cdot T(1, F_o) \quad (2.21)$$

Uvedené rovnice (2.19), (2.20), (2.21) jsou okrajové a počáteční podmínky pro rovnici (2.16). Řešením parciální diferenciální rovnice v bezrozměrném tvaru (2.16) a soplou s okrajovými a počátečními podmínkami (2.19), (2.20), (2.21) dostaneme popis časové závislosti teploty ve středu válcového reaktoru (2.22):

$$T = 1 + \frac{1}{8} P_0 \cdot \left(1 + \frac{4}{B_i}\right) - \sum_{n=1}^{\infty} \left(1 + \frac{P_0}{q_n^2}\right) B_n \cdot \exp(-q_n^2 \cdot F_o) \quad (2.22)$$

$$B_n = \frac{4 \cdot B_i^2}{(q_n^2 \cdot (q_n^2 + B_i^2))} \quad (2.23)$$

$$B_i = \frac{\alpha \cdot R_1}{\lambda} \quad (2.24)$$

Kde B_i je Biotovo číslo reprezentující přenos tepla ze stěny do okolí

$$F_o = \frac{a \cdot \tau}{R_1^2} \quad (2.25)$$

F_o je Fourierovo kritérium reprezentující bezrozměrný čas

$$P_0 = W = \frac{\Delta H \cdot r_0}{V} \quad (2.26)$$

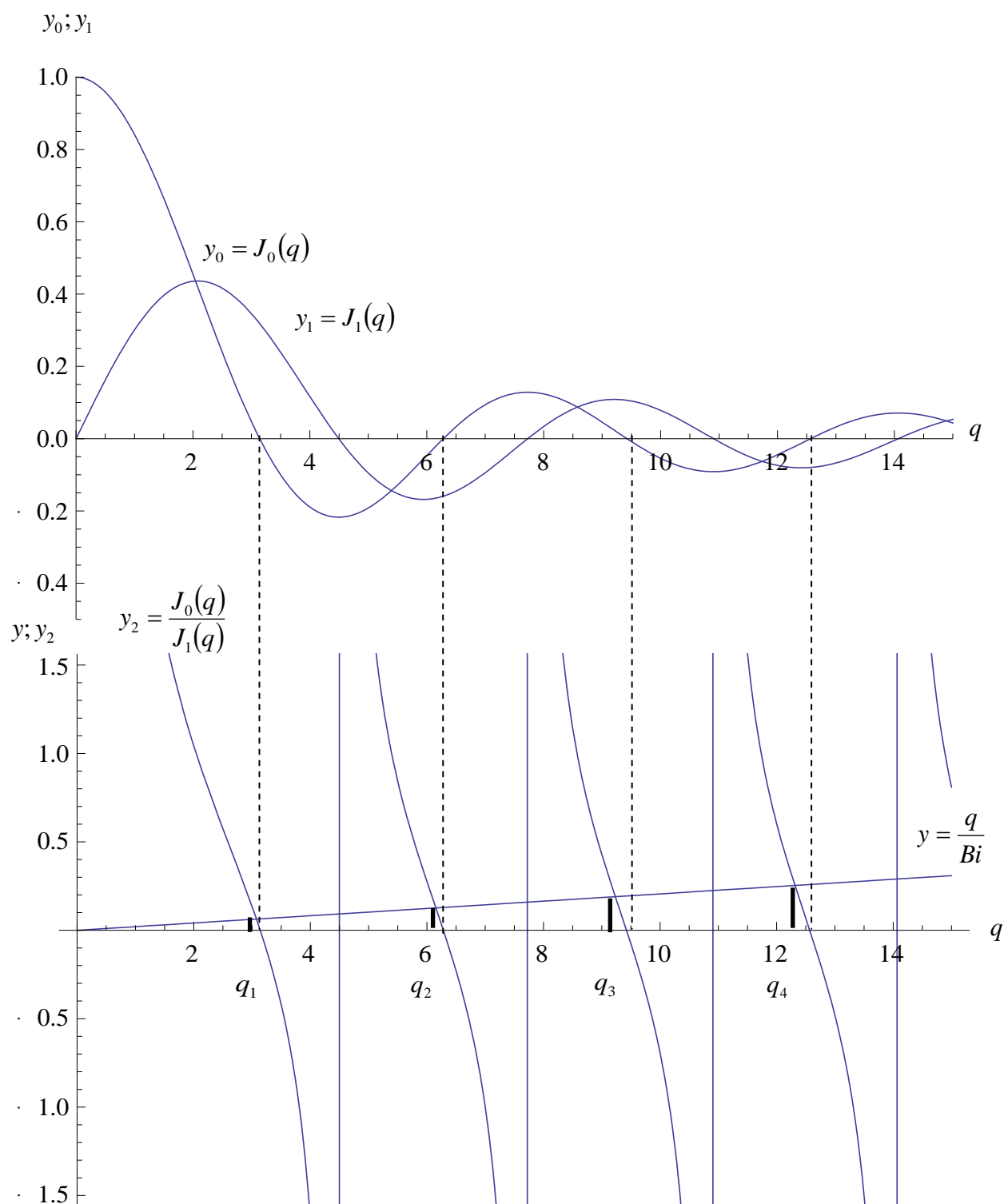
P_0 je bezrozměrný parametr vývoje anaerobního tepla a q_n jsou kořeny transcendentní rovnice (2.27).

2.3.1 Transcendentní rovnice

V transcendentní rovnici (2.27) jsou obsaženy Besselovy funkce, které jsou řešením Besselových diferenciálních rovnic, tyto funkce jsou velice důležité neboť velké množství úloh, které mají rotační nebo sférickou symetrii, vede k Besselově rovnici a Besselovým funkcím.

$$\frac{J_0(q_n)}{J_1(q_n)} = \frac{q_n}{B_i} \quad (2.27)$$

V transcendentní rovnici (2.27) jsou uvedeny Besselovy funkce 1. druhu 0. řádu a 1. druhu 1. Řádu. Pomocí grafického znázornění této transcendentní rovnice (Obr 2.1) pak v průsečíku poměru Besselovy funkce 1. druhu 0. řádu a 1. druhu 1. řádu s přímkou, jejíž směrnice je převrácená hodnota B_i najdeme kořeny q_n které budeme následně dosazovat do rovnice (2.22). Vzhledem k tomu, že konvergence nekonečné řady je velice rychlá, bylo použito pro výpočet časové závislosti teploty ve středu válcového reaktoru pouze prvních 10 kořenů q_n této transcendentní rovnice (2.27).



Obr 2.1: Grafické znázornění kořenů transcendentní rovnice

Pomocí níže uvedeného příkazu v programu Mathematica v 7.0 bylo vypočteno 10 kořenů q_n pro použití ve výpočtu časové závislosti teploty ve středu válcového reaktoru (2.22).

```
Map[FindRoot[BesselJ[0,x]/BesselJ[1,x]-x/Bi==0,{x,#}]&,
{2,5,8,11,14,17,20,23.5,26.5,29.5}]
```

Kořeny rovnice (2.27):

$q_1=2.3558$ $q_2=5.4079$ $q_3=8.4791$

$q_4=11.555$ $x_5=14.635$ $q_6=17.718$

$q_7=20.803$ $q_8=23.891$ $q_9=26.982$

$q_{10}=30.075$

2.4 Grafické znázornění pomocí programů Matlab a Mathematica

- **3D graf závislosti teploty ve středu fermentačního reaktoru na bezrozměrném čase a bezrozměrném parametru charakterizujícího vývoji anaerobního tepla v programu Mathematica v 7.0**

Zápis rovnice teploty ve středu válcového reaktoru (2.22) v programu Mathematica v 7.0 pro prvních 10 ($q_1 - q_{10}$) kořenů transcendentní rovnice (2.27) je zobrazen na obrázku (Obr 2.2).

```

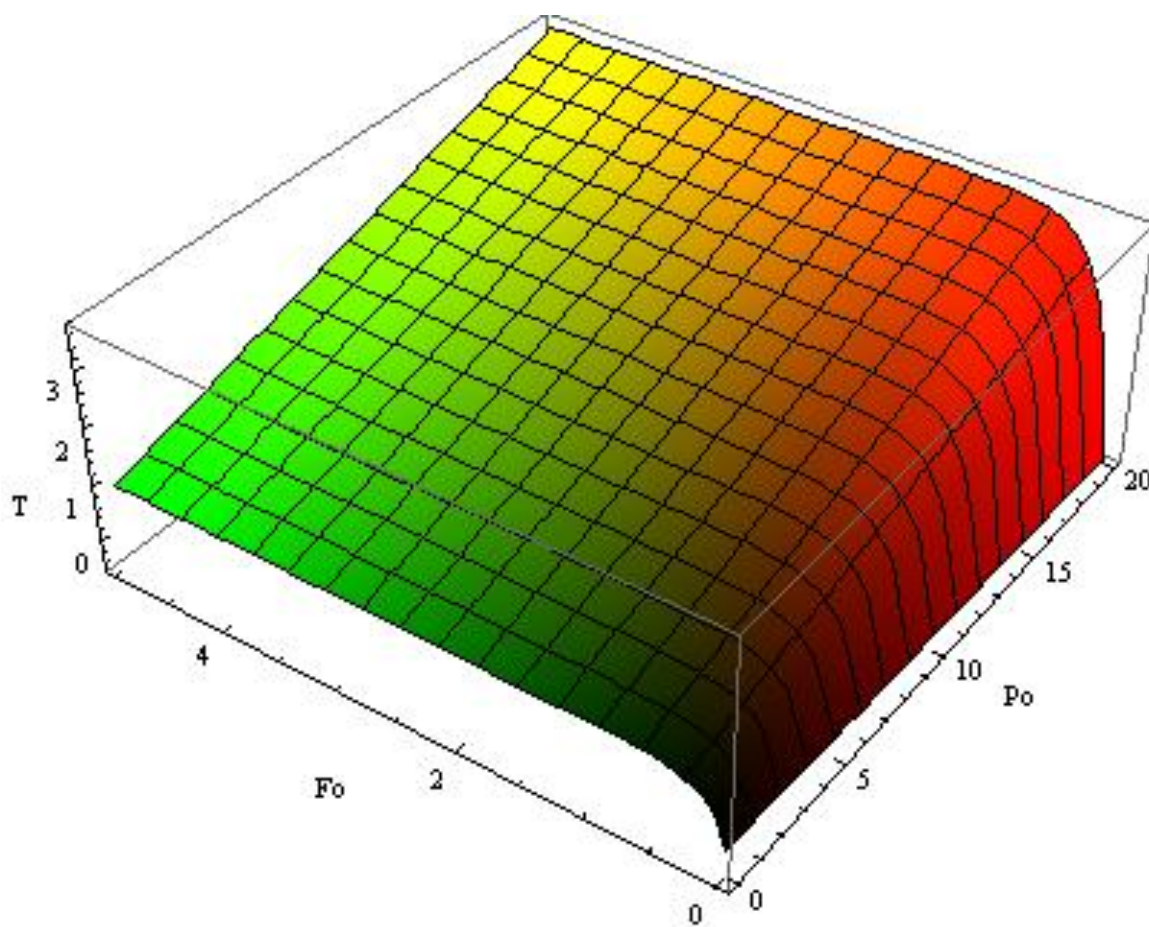
Plot3D[1 +  $\frac{1}{8} \star Po \star \left(1 + \frac{4}{Bi}\right) -$ 
  (( $\left(1 + \frac{Po}{q1^2}\right) \star \left(\frac{4 \star Bi^2}{q1^2 \star (q1^2 + Bi^2)}\right) \star e^{(-q1^2 \star Fo)}\right) +$ 
  ( $\left(1 + \frac{Po}{q2^2}\right) \star \left(\frac{4 \star Bi^2}{q2^2 \star (q2^2 + Bi^2)}\right) \star e^{(-q2^2 \star Fo)}\right) +$ 
  ( $\left(1 + \frac{Po}{q3^2}\right) \star \left(\frac{4 \star Bi^2}{q3^2 \star (q3^2 + Bi^2)}\right) \star e^{(-q3^2 \star Fo)}\right) +$ 
  ( $\left(1 + \frac{Po}{q4^2}\right) \star \left(\frac{4 \star Bi^2}{q4^2 \star (q4^2 + Bi^2)}\right) \star e^{(-q4^2 \star Fo)}\right) +$ 
  ( $\left(1 + \frac{Po}{q5^2}\right) \star \left(\frac{4 \star Bi^2}{q5^2 \star (q5^2 + Bi^2)}\right) \star e^{(-q5^2 \star Fo)}\right) +$ 
  ( $\left(1 + \frac{Po}{q6^2}\right) \star \left(\frac{4 \star Bi^2}{q6^2 \star (q6^2 + Bi^2)}\right) \star e^{(-q6^2 \star Fo)}\right) +$ 
  ( $\left(1 + \frac{Po}{q7^2}\right) \star \left(\frac{4 \star Bi^2}{q7^2 \star (q7^2 + Bi^2)}\right) \star e^{(-q7^2 \star Fo)}\right) +$ 
  ( $\left(1 + \frac{Po}{q8^2}\right) \star \left(\frac{4 \star Bi^2}{q8^2 \star (q8^2 + Bi^2)}\right) \star e^{(-q8^2 \star Fo)}\right) +$ 
  ( $\left(1 + \frac{Po}{q9^2}\right) \star \left(\frac{4 \star Bi^2}{q9^2 \star (q9^2 + Bi^2)}\right) \star e^{(-q9^2 \star Fo)}\right) +$ 
  ( $\left(1 + \frac{Po}{q10^2}\right) \star \left(\frac{4 \star Bi^2}{q10^2 \star (q10^2 + Bi^2)}\right) \star e^{(-q10^2 \star Fo)}\right)], \{Po, 0, 20\},$ 
```

```

{Fo, 0, 5}, ColorFunction -> Function[{x, y, z}, RGBColor[x, y, 0.]],
AxesLabel -> {"Po", "Fo", "T"}]
```

Obr 2.2: Rovnice v programu Mathematica v 7.0

Ze zápisu zobrazeného na obrázku (Obr 2.2) je pro parametr $Bi = 48.5437$ vykreslen 3D graf (Obr 2.3), ve kterém Fo je bezrozměrný parametr času a Po je bezrozměrný parametr reprezentující vývoj anaerobního tepla.



Obr 2.3: 3D zobrazení závislosti teploty ve středu fermentačního reaktoru

- **3D graf závislosti teploty ve středu fermentačního reaktoru na bezrozměrném čase a bezrozměrném parametru charakterizujícího vývoji anaerobního tepla v programu Matlab 2006**

Zápis rovnice teploty ve středu válcového reaktoru (2.22) v programu Matlab 2006 pro prvních 10 kořenů ($q_1 - q_{10}$) transcendentní rovnice (2.27) je zobrazen na obrázku (Obr 2.4).

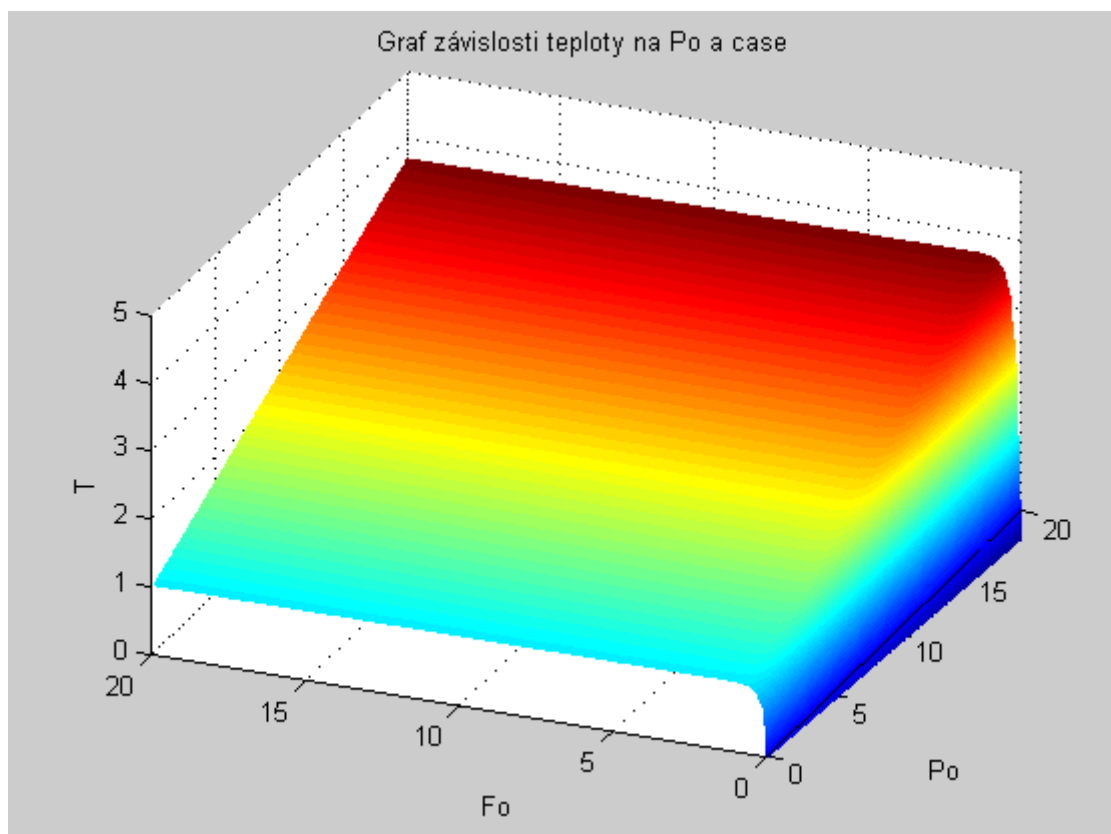
```

% =====
clear all
Poo = 0:0.05:20;          % vytvoření vektoru na ose x (nezávisle proměnná)
Foo = 0:0.05:20;          % vytvoření vektoru na ose y (nezávisle proměnná)
[Po,Fo] = meshgrid(Poo,Foo); % vytvoření zvláštní matice (mřížky), která umožní
% kořeny transcendentní rovnice a parametr Bi
q1 = 2.2791818281570118;
q2 = 5.237580565082177;
q3 = 8.225997296706076;
q4 = 11.234649709197818;
q5 = 14.262056803439387;
q6 = 17.30652201914011;
q7 = 20.36585550065282;
q8 = 23.437760553765344;
q9 = 26.520111133455902;
q10 = 29.611071016395794;
Bi = 48.5437;
% rovnice teploty ve středu válcového reaktoru
T=(1 + 1/8*Po*(1 + 4/Bi)-...
    ((1 + Po/q1^2)*((4*Bi^2)/(q1^2*(q1^2+Bi^2))).*exp(-q1^2.*Fo))+...
    ((1 + Po/q2^2)*((4*Bi^2)/(q2^2*(q2^2+Bi^2))).*exp(-q2^2.*Fo))+...
    ((1 + Po/q3^2)*((4*Bi^2)/(q3^2*(q3^2+Bi^2))).*exp(-q3^2.*Fo))+...
    ((1 + Po/q4^2)*((4*Bi^2)/(q4^2*(q4^2+Bi^2))).*exp(-q4^2.*Fo))+...
    ((1 + Po/q5^2)*((4*Bi^2)/(q5^2*(q5^2+Bi^2))).*exp(-q5^2.*Fo))+...
    ((1 + Po/q6^2)*((4*Bi^2)/(q6^2*(q6^2+Bi^2))).*exp(-q6^2.*Fo))+...
    ((1 + Po/q7^2)*((4*Bi^2)/(q7^2*(q7^2+Bi^2))).*exp(-q7^2.*Fo))+...
    ((1 + Po/q8^2)*((4*Bi^2)/(q8^2*(q8^2+Bi^2))).*exp(-q8^2.*Fo))+...
    ((1 + Po/q9^2)*((4*Bi^2)/(q9^2*(q9^2+Bi^2))).*exp(-q9^2.*Fo))+...
    ((1 + Po/q10^2)*((4*Bi^2)/(q10^2*(q10^2+Bi^2))).*exp(-q10^2.*Fo)));
% následné 3D vykreslení
mesh(Po,Fo,T,'FaceColor','interp','EdgeColor','none','FaceLighting','phong')
title('Graf závislosti teploty na Po a case')
% ---x---y---z
axis([0 20 0 20 0 5])% upravení rozsahu os
xlabel('Po')          %popis osy x (label = nálepka)
ylabel('Fo')          %popis osy y (label = nálepka)
zlabel('T')           %popis osy z (label = nálepka)
% =====

```

Obr 2.4: Rovnice v programu Matlab 2006

Ze zápisu rovnice (Obr 2.4) je pro parametr $B_i = 48.5437$ vykreslen 3D graf (Obr 2.5), ve kterém Fo je bezrozměrný parametr času a Po je bezrozměrný parametr reprezentující vývoj anaerobního tepla.



Obr 2.5: 3D zobrazení závislosti teploty ve středu fermentačního reaktoru

- **3D graf závislosti teploty ve středu fermentačního reaktoru na bezrozměrném čase a bezrozměrném parametru charakterizujícího přestup tepla v programu Mathematica v 7.0**

Zápis rovnice časové závislosti teploty ve středu válcového reaktoru a závislosti na Biotovu číslu, reprezentujícího přenos tepla ze stěny do okolí v programu Mathematica v 7.0 pro prvních 10 kořenů transcendentní rovnice (2.27) je zobrazen na obrázku (Obr 2.6).

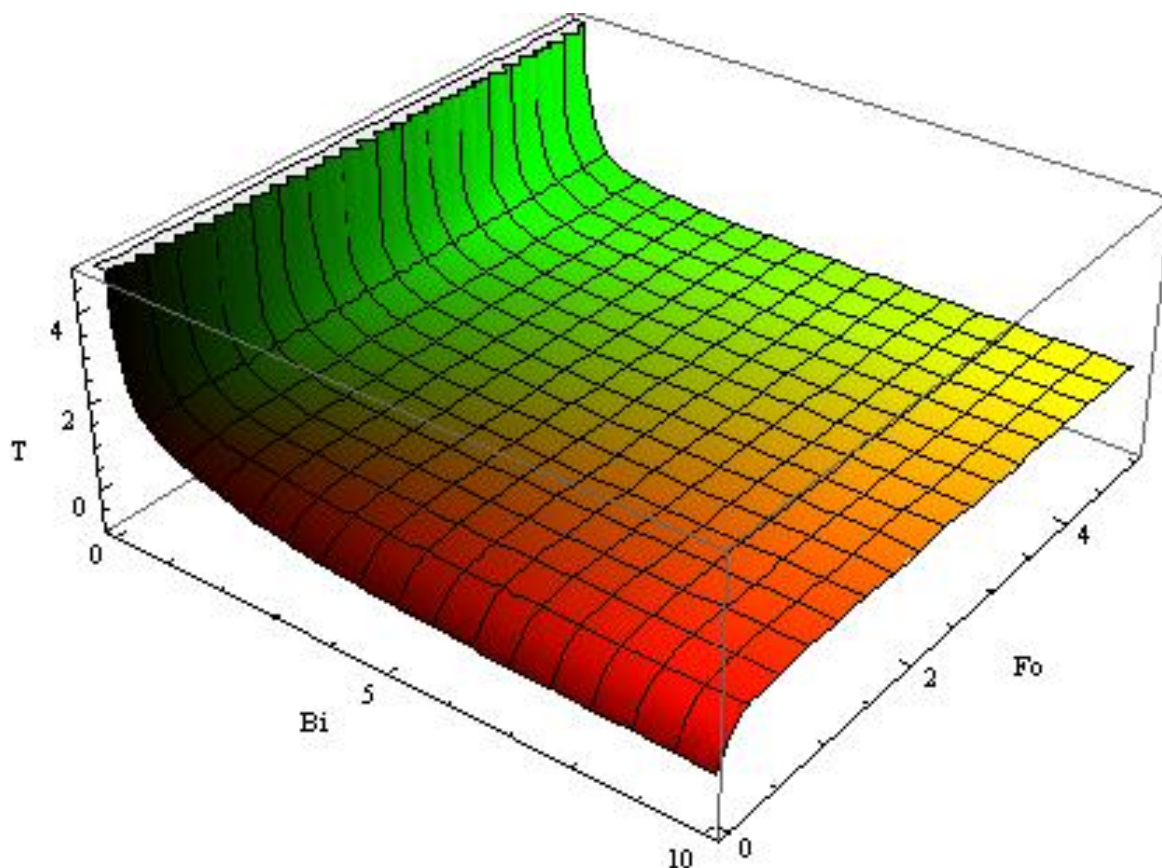
```

Plot3D[1 +  $\frac{1}{8} \star Po \star \left(1 + \frac{4}{Bi}\right) -$ 
  (( $\left(1 + \frac{Po}{q1^2}\right) \star \left(\frac{4 \star Bi^2}{q1^2 \star (q1^2 + Bi^2)}\right) \star e^{(-q1^2 \star Fo)}$ ) +
  ( $\left(1 + \frac{Po}{q2^2}\right) \star \left(\frac{4 \star Bi^2}{q2^2 \star (q2^2 + Bi^2)}\right) \star e^{(-q2^2 \star Fo)}$ ) +
  ( $\left(1 + \frac{Po}{q3^2}\right) \star \left(\frac{4 \star Bi^2}{q3^2 \star (q3^2 + Bi^2)}\right) \star e^{(-q3^2 \star Fo)}$ ) +
  ( $\left(1 + \frac{Po}{q4^2}\right) \star \left(\frac{4 \star Bi^2}{q4^2 \star (q4^2 + Bi^2)}\right) \star e^{(-q4^2 \star Fo)}$ ) +
  ( $\left(1 + \frac{Po}{q5^2}\right) \star \left(\frac{4 \star Bi^2}{q5^2 \star (q5^2 + Bi^2)}\right) \star e^{(-q5^2 \star Fo)}$ ) +
  ( $\left(1 + \frac{Po}{q6^2}\right) \star \left(\frac{4 \star Bi^2}{q6^2 \star (q6^2 + Bi^2)}\right) \star e^{(-q6^2 \star Fo)}$ ) +
  ( $\left(1 + \frac{Po}{q7^2}\right) \star \left(\frac{4 \star Bi^2}{q7^2 \star (q7^2 + Bi^2)}\right) \star e^{(-q7^2 \star Fo)}$ ) +
  ( $\left(1 + \frac{Po}{q8^2}\right) \star \left(\frac{4 \star Bi^2}{q8^2 \star (q8^2 + Bi^2)}\right) \star e^{(-q8^2 \star Fo)}$ ) +
  ( $\left(1 + \frac{Po}{q9^2}\right) \star \left(\frac{4 \star Bi^2}{q9^2 \star (q9^2 + Bi^2)}\right) \star e^{(-q9^2 \star Fo)}$ ) +
  ( $\left(1 + \frac{Po}{q10^2}\right) \star \left(\frac{4 \star Bi^2}{q10^2 \star (q10^2 + Bi^2)}\right) \star e^{(-q10^2 \star Fo)}$ )]], {Bi, 0, 10},
{Fo, 0, 5}, PlotRange -> {0, 5},
ColorFunction -> Function[{x, y, z}, RGBColor[x, y, 0.]],
AxesLabel -> {"Bi", "Fo", "T"}]

```

Obr 2.6: Rovnice v programu Mathematica v 7.0

Ze zápisu zobrazeného na obrázku (Obr 2.6) je pro parametr $P_o = 1$ vykreslen 3D graf (Obr 2.7), ve kterém Fo je bezrozměrný parametr času a Bi je bezrozměrným parametru charakterizující přestup tepla.



Obr 2.7: 3D zobrazení závislosti teploty ve středu fermentačního reaktoru

- **3D graf závislosti teploty ve středu fermentačního reaktoru na bezrozměrném čase a bezrozměrném parametru charakterizující přestup tepla v programu Matlab 2006**

Zápis rovnice teploty ve středu válcového reaktoru (2.22) v programu Matlab 2006 pro prvních 10 kořenů ($q_1 - q_{10}$) transcendentní rovnice (2.27) je zobrazen na obrázku (Obr 2.8).

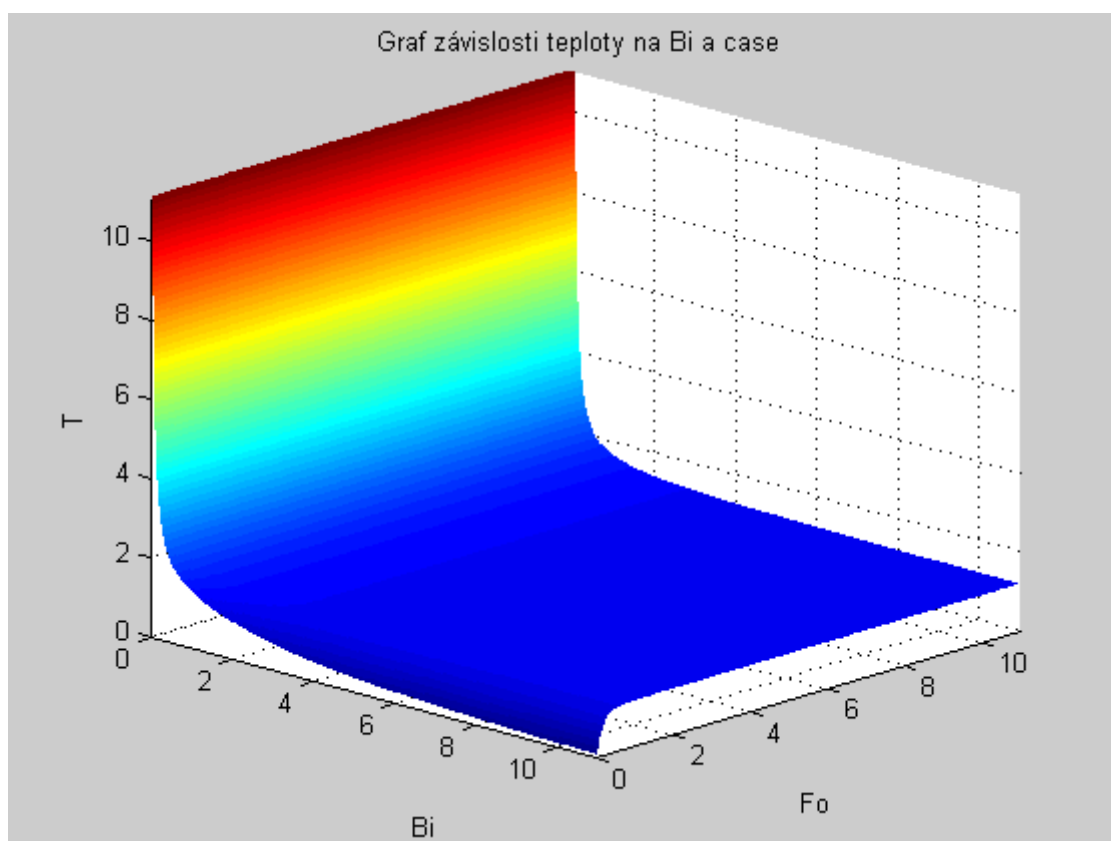
```

% =====
clear all
Bii = 0:0.05:11;          % vytvoření vektoru na ose x (nezávisle proměnná)
Foo = 0:0.05:11;          % vytvoření vektoru na ose y (nezávisle proměnná)
[Bi,Fo] = meshgrid(Bii,Foo); % vytvoření zvláštní matice (mřížky), která umožní
% kořeny transcendentní rovnice a parametr Po
q1 = 2.2791818281570118;
q2 = 5.237580565082177;
q3 = 8.225997296706076;
q4 = 11.234649709197818;
q5 = 14.262056803439387;
q6 = 17.30652201914011;
q7 = 20.36585550065282;
q8 = 23.437760553765344;
q9 = 26.520111133455902;
q10 = 29.611071016395794;
Po = 1;
% rovnice teploty ve středu válcového reaktoru
T=(1 + 1/8*Po*(1 + 4./Bi)-...
    ((1 + Po/q1^2)*((4*Bi.^2)./(q1^2*(q1^2+Bi.^2))).*exp(-q1^2.*Fo))+...
    ((1 + Po/q2^2)*((4*Bi.^2)./(q2^2*(q2^2+Bi.^2))).*exp(-q2^2.*Fo))+...
    ((1 + Po/q3^2)*((4*Bi.^2)./(q3^2*(q3^2+Bi.^2))).*exp(-q3^2.*Fo))+...
    ((1 + Po/q4^2)*((4*Bi.^2)./(q4^2*(q4^2+Bi.^2))).*exp(-q4^2.*Fo))+...
    ((1 + Po/q5^2)*((4*Bi.^2)./(q5^2*(q5^2+Bi.^2))).*exp(-q5^2.*Fo))+...
    ((1 + Po/q6^2)*((4*Bi.^2)./(q6^2*(q6^2+Bi.^2))).*exp(-q6^2.*Fo))+...
    ((1 + Po/q7^2)*((4*Bi.^2)./(q7^2*(q7^2+Bi.^2))).*exp(-q7^2.*Fo))+...
    ((1 + Po/q8^2)*((4*Bi.^2)./(q8^2*(q8^2+Bi.^2))).*exp(-q8^2.*Fo))+...
    ((1 + Po/q9^2)*((4*Bi.^2)./(q9^2*(q9^2+Bi.^2))).*exp(-q9^2.*Fo))+...
    ((1 + Po/q10^2)*((4*Bi.^2)./(q10^2*(q10^2+Bi.^2))).*exp(-q10^2.*Fo)));
% následné 3D vykreslení
mesh(Bi,Fo,T,'FaceColor','interp','EdgeColor','none','FaceLighting','phong');
title('Graf závislosti teploty na Bi a case ')
% ---x---y----z
axis([0 11 0 11 0 11]) % upravení rozsahu os
xlabel('Bi')           %popis osy x (label = nálepka)
ylabel('Fo')           %popis osy y (label = nálepka)
zlabel('T')            %popis osy z (label = nálepka)
% =====

```

Obr 2.8: Rovnice v programu Matlab 2006

Ze zápisu zobrazeného na obrázku (Obr 2.8) je pro parametr $P_o = 1$ vykreslen 3D graf (Obr 2.9), ve kterém Fo je bezrozměrný parametr času a Bi je bezrozměrným parametrem charakterizující přestup tepla.

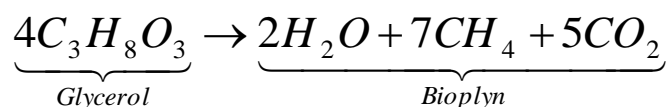


Obr 2.9: 3D zobrazení závislosti teploty ve středu fermentačního reaktoru

II. PRAKTICKÁ ČÁST

3 MĚŘENÍ PRODUKCE BIOPLYNU NA LABORATORNÍM MODELU

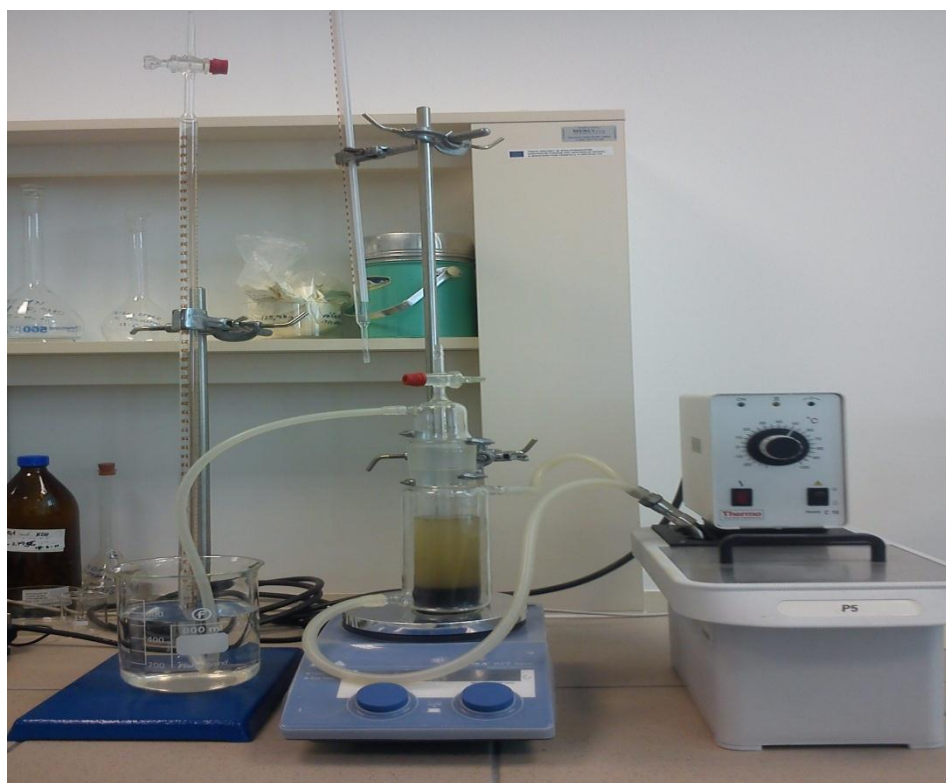
Pro vyčíslení bezrozměrné teploty ve středu je třeba znát tepelný výkon, který se uvolní touto reakcí:



Tento tepelný výkon závisí na rychlosti anaerobního rozkladu glycerinu.

3.1 Popis experimentu

Pro sledování anaerobního rozkladu odpadního kalu a stanovení aktivity kalu, byl použit temperovaný skleněný reaktor o objemu 250 ml, opatřený sondou umožňující odběr vzorku během anaerobní reakce. Množství uvolněného bioplynu (směs metanu a oxidu uhličitého a vodní páry) se měřilo v daných časových intervalech objemovou byretou připojenou na konci aparatury. Detail je vidět na obrázku (Obr 3.1).



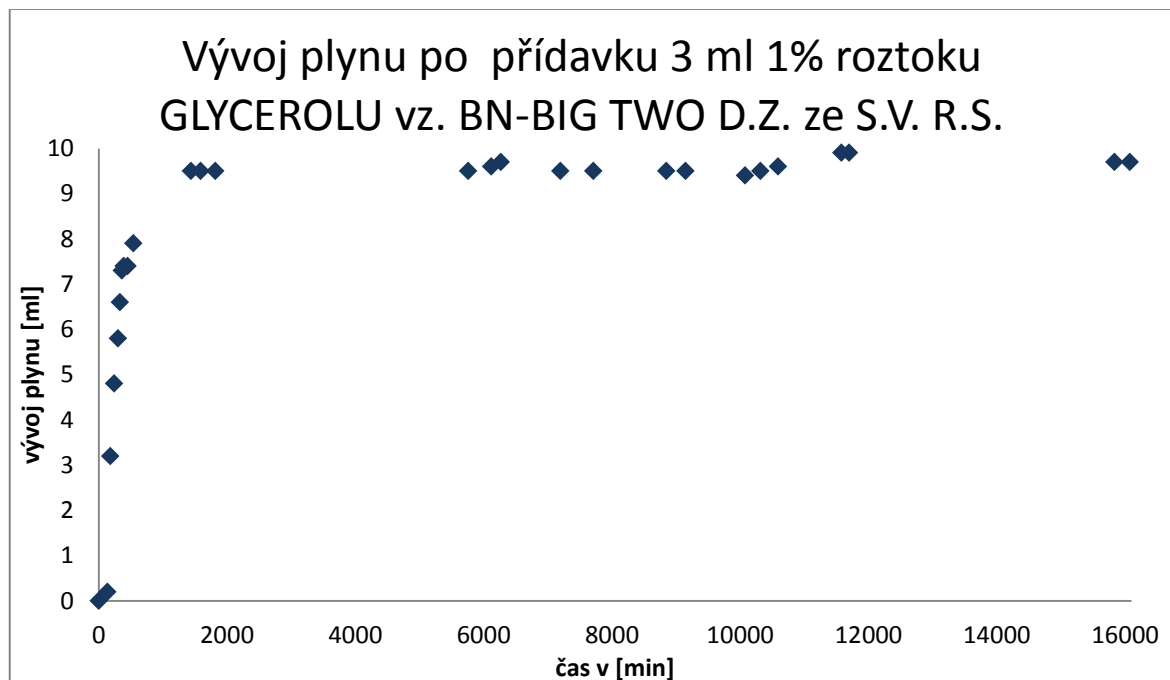
Obr 3.1: Chemická aparatura

3.2 Grafické zobrazení naměřených dat

Vzhledem k požadovanému řízení nás zajímá největší rychlost, která se odhadne z níže uvedených experimentálně naměřených dat uvedených v tabulce (Tabulka 1), tyto jsou reprezentovány na následujícím grafu (Obr 3.1).

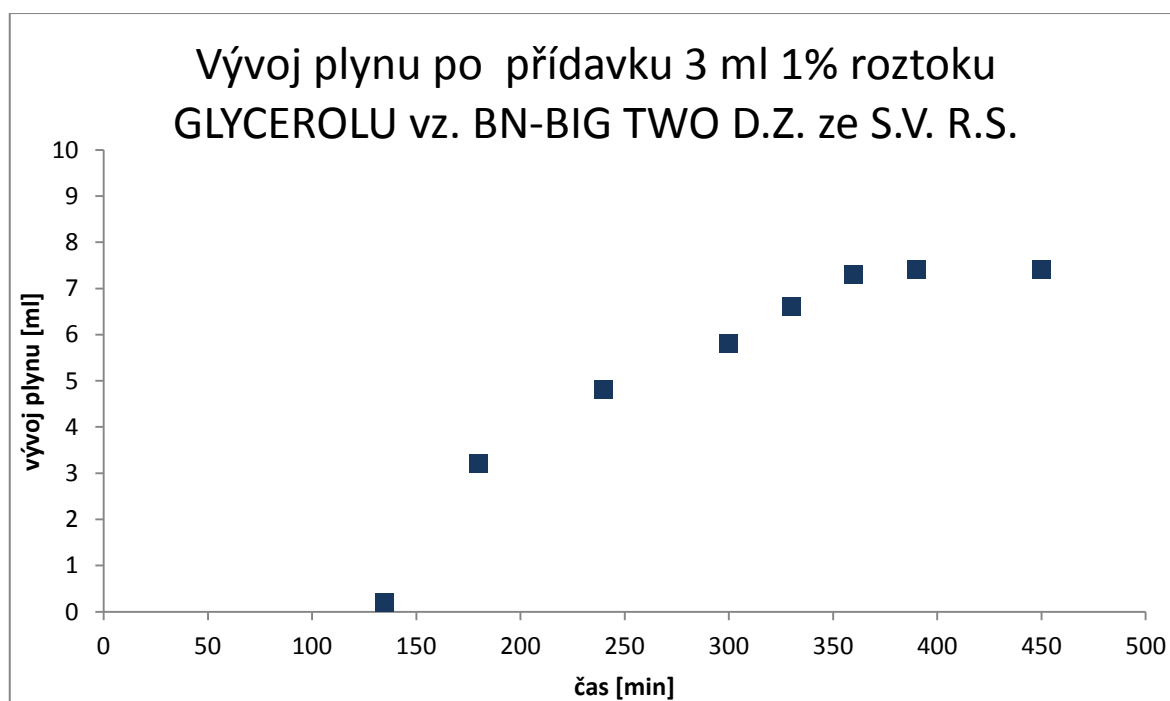
čas[min]	vývoj plynu [ml]
0	0
135	0,2
180	3,2
240	4,8
300	5,8
330	6,6
360	7,3
390	7,4
450	7,4
540	7,9
1440	9,5
1590	9,5
1815	9,5
5760	9,5
6120	9,6
6270	9,7
7200	9,5
7710	9,5
8850	9,5
9150	9,5
10080	9,4
10320	9,5
10590	9,6
11580	9,9
11700	9,9
15840	9,7
16080	9,7

Tabulka 1: Naměřená data

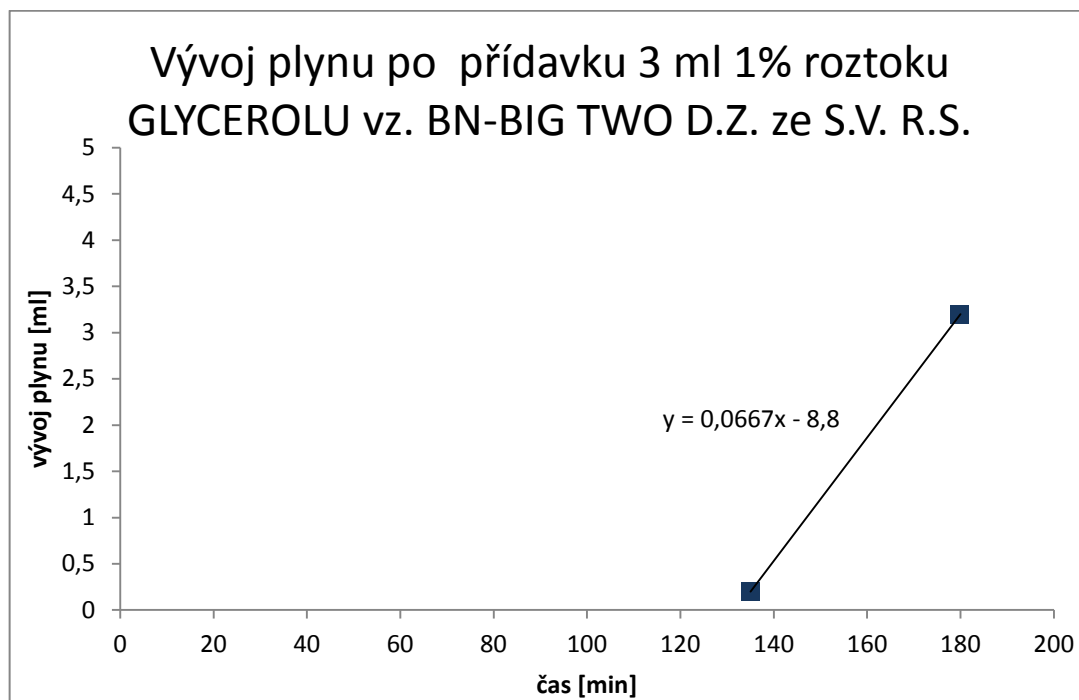


Obr 3.2: Zobrazení naměřené produkce plynu

K odhadu maximální rychlosti vývoje bioplynu slouží upravený graf (Obr 3.3).



Obr 3.3: Detail naměřené produkce plynu



Obr 3.4: Směrnice nejvyšší rychlosti vývoje plynu

3.3 Vyhodnocení naměřených dat

Z grafu (Obr 3.4) a tabulky (Tabulka 1) závislosti vývoje bioplynu na čase je nejvyšší rychlost 0,067ml/min což odpovídá $11,2 \cdot 10^{-4} \text{ ml} / \text{s}$, a to se rovná stupni přeměny $11,2 \cdot 10^{-5} \text{ s}$ viz. (3.1).

$$r_o = \frac{11,2 \cdot 10^{-4} \text{ ml} / \text{s}}{9,9 \text{ ml}} = 11,2 \cdot 10^{-5} \text{ s} \quad (3.1)$$

Výpočet tepelného výkonu (3.3), byl proveden pro desetiprocentní obsah glycerinu v reakční směsi.

$$\Delta H_r = \frac{\Delta H_r}{Mn_G} = \frac{301021}{92,1} = 817 \text{ J} / \text{g} \quad (3.2)$$

$$\omega = \frac{\Delta H_r \cdot r_0}{V} = \frac{817 \cdot 10^4 \cdot 11,2 \cdot 10^{-5}}{1} = 917 \text{ W} / \text{m}^3 \quad (3.3)$$

Pak pro výpočet bezrozměrného parametru Po platí:

$$Po = \frac{\omega \cdot R_1^2}{\lambda \cdot t_0} = \frac{917 \cdot 1}{0,1 \cdot 293,15} = 31,3 \quad (3.4)$$

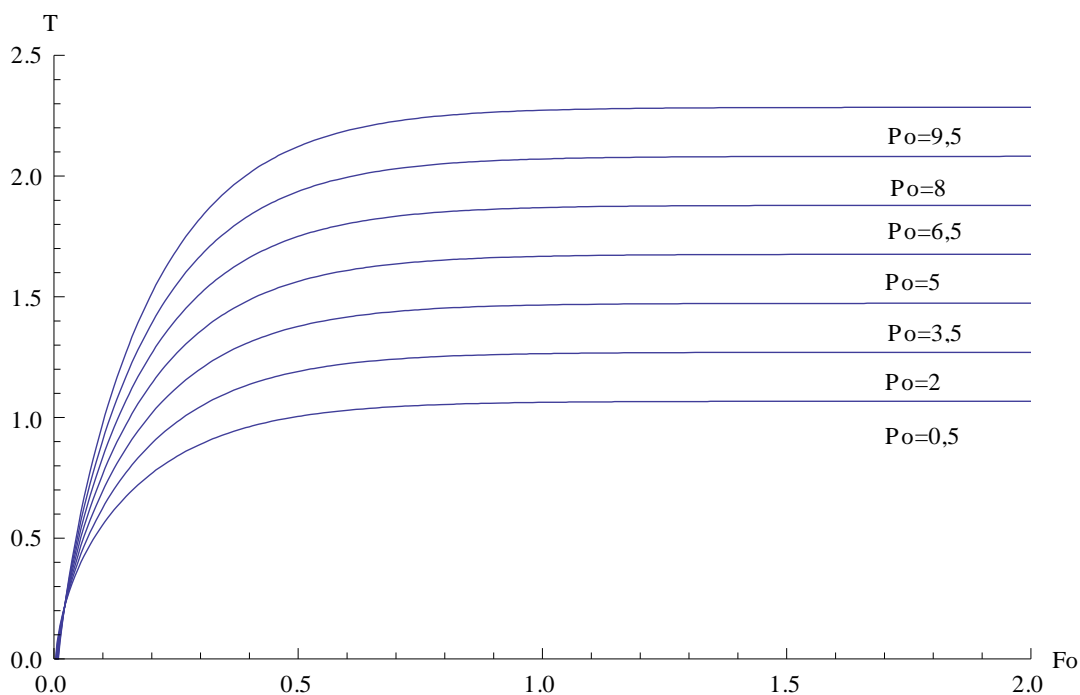
Výpočet času, za který teplota ve středu reaktoru dosáhne kritické hodnoty, v našem případě to je $T = 1$, je uveden v rovnici (3.6).

$$a = \frac{\lambda}{cp_v \cdot \rho_v} = \frac{0,1}{4,18 \cdot 1000} = 2,39 \cdot 10^{-5} \text{ m} / \text{s} \quad (3.5)$$

$$\tau = \frac{F_o \cdot R_1^2}{a} = \frac{0,05 \cdot 1^2}{2,39 \cdot 10^{-5}} = 2092 \text{ s} \rightarrow 0,6 \text{ hod} \quad (3.6)$$

3.4 Diskuze

Jak bylo ukázáno bezrozměrná hodnota parametru Po je například pro 10% obsah glycerinu ve válcovém reaktoru rovna 31,3. Z tohoto důvodu následující obrázek modeluje závislost bezrozměrné teploty ve středu reaktoru na bezrozměrném čase Fo pro měnící se parametr Po 0,5-9,5.



Obr 3.5: Závislosti bezrozměrné teploty ve středu reaktoru na bezrozměrném čase

Pokud by kritická bezrozměrná teplota ve středu reaktoru byla rovna 1, je třeba provést regulační zásah pro 10% obsah glycerinu ve válcovém reaktoru v bezrozměrné reakční době přibližně $Fo=0,05$ což odpovídá $2,1 \cdot 10^3 s$ tedy asi po 0,6 hodinách. Při zvyšujících se koncentracích glycerinu v reakční směsi se tato doba regulačního zásahu přiměřeně zkrátí.

Řekněme, že máme bioplynovou stanici pro zpracování bioorganického materiálu s obsahem glycerinu 1% a kritická hodnota bezrozměrné teploty bude také rovna 1. Potom parametr Po bude přiměřeně menší než u bioorganického materiálu s obsahem glycerinu 10% z čehož vyplývá, že regulační zásah bude třeba provést v bezrozměrné reakční době například $Fo=0,22$, to odpovídá přibližně 2,6 hodinám. Tato hodnota nám tedy říká, že bude také návratnost investic úměrně delší než při použití materiálu s obsahem glycerinu 10%.

Z grafu na obrázku (Obr 3.5) je také patrné, že při použití bioorganického materiálu jehož koncentrace glycerinu bude taková, aby parametr Po byl roven 0,5 nebude pro kritickou teplotu ve středu reaktoru rovnu 1, potřeba regulačního zásahu, protože teplota probíhající reakce nepřekročí kritickou hranici, za niž by se proces metanizace zhroutil. Na druhou stranu bude, ale návratnost investic poněkud delší z důvodů nižší produkce bioplynu nic méně budou také nižší pořizovací náklady na tento proces, protože nebude potřeba regulátoru a akčního členu.

Z výše uvedeného vyplývá, že uvedený výpočet bezrozměrného parametru reprezentujícího vývoj anaerobního tepla (Po), je důležitý jak pro stanovení algoritmu řízení tak pro optimalizační ekonomický výpočet při návrhu bioplynové stanice.

ZÁVĚR

V první části práce je provedena literární studie zaměřená na problematiku zpracování komunálních odpadů. Mezi nejčastější způsoby nakládání s odpadem v ČR je především skládkování, dále pak výroba tuhých paliv, tekutých paliv, anaerobní digesce, kompostování a v neposlední řadě průmyslové využití. Anaerobní digesce je metoda na niž jsou založeny bioplynové stanice, což je technologické zařízení pro zpracování biologicky rozložitelných materiálů, jejímž produktem je bioplyn, který lze po dalších úpravách využít jako alternativní zdroj energie.

Z popisu mechanismu produkce bioplynu uvedeného v literární studii vyplývá, že se jedná o velmi složitý proces, který zahrnuje řadu dílčích chemických reakcí vznikajících za pomoci enzymů produkovaných anaerobními mikroorganismy. Jedná se tedy o několik na sebe navazujících procesů v dynamické rovnováze. Z toho důvodu jsou kladeny vysoké nároky na udržení stability anaerobního rozkladu bioorganických látek. O stavu procesu nám vypovídá řada veličin, které se dělí podle jejich využití na veličiny pro řízení (teplota, pH, atd.) a indikátory stavu (např. koncentrace CH_4 , CO_2 , vodíku, atd.). Také o stabilitě procesu nám vypovídá řada faktorů, které buď přímo zasahují do procesu, nebo by měly být brány v úvahu při návrhu anaerobního reaktoru. Mezi tyto faktory nejčastěji řadíme teplotu uvnitř reaktoru, pH reakční směsi, přítomnost nutrietů ve správném poměru k organickým látkám a také obsah toxických látek, které nepříznivě ovlivňují biologický proces.

Pro řízení procesu suché fermentace obecně neexistuje žádná strategie, kterou by bylo možné použít na všechny případy. V praxi se nejčastěji používají jako hlavní faktory ovlivňující anaerobní proces teplota reakční směsi, rychlost dávkování substrátu, dávkování chemikálií a jejich kombinace. Při návrhu procesu anaerobní digesce se klade největší důraz na správné zvolení reakční teploty.

V dalším bodě byla vypočtena reakční entalpie, kterou bylo zjištěno, že chemická reakce bioplynu jako směsi metanu, oxidu uhličitého a vodní páry produkuje teplo 301,021KJ ze 4 molů glycerinu. Na základě uvedené hodnoty byla vypočtena teplota uprostřed válcového reaktoru, která je graficky znázorněna v programovém prostředí Matlab a Mathematica. Uvedený výpočet využil matematický model nestacionárního teplotního pole, kdy pro střed platí rovnice $R=0$.

V poslední experimentální části bylo provedeno měření uvolněného bioplynu z 1% roztoku glycerinu na laboratorní soustavě reprezentující anaerobní reaktor. Z naměřených dat byl vypočten bezrozměrný parametr vývoje anaerobního tepla P_o , který nám v konečném důsledku dává informaci o tom, jaký bude algoritmus řízení pro danou kritickou bezrozměrnou teplotu a jaký to bude mít přibližný dopad na návratnost investic do produkce bioplynu.

CONCLUSION

The first part includes literary study focused on the issue of treatment of municipal waste. The most common methods of waste management in the CR are predominantly landfilling, secondly production of solid fuels, liquid fuels, anaerobic digestion, composting and finally industrial use. Anaerobic digestion is a method which is based on biogas, which is the technological equipment for processing of biodegradable materials, to produce biogas, which can be used for other modifications such as alternative energy source.

The description of the mechanism of biogas production in the literary study shows that this is a very complex process that involves a number of partial chemical reactions produced by the enzymes produced by anaerobic microorganisms. It is therefore a number of interconnected processes in dynamic equilibrium. Hence, high demands are placed on maintaining the stability of anaerobic digestion bioorganic substances. The state mentions a number of process variables, which are divided according to their use in the control variables (temperature, pH, etc.) and status indicators (eg the concentration of CH₄, CO₂, hydrogen, etc.). Also, the stability of the process indicates a number of factors that directly interfere with the process, or should be taken into account when designing an anaerobic reactor. These factors often belong to temperature inside the reactor, the pH of the reaction mixture, the presence of nutrient in proportion to the organic compounds and toxic content which adversely affect the biological process.

In general, for dry fermentation process control there is no strategy that could be used in all cases. In practice, most often used as the main factors influencing the anaerobic process temperature the reaction mixture, the rate of substrate dosage, dosage of chemicals and their combinations. During the design, process of anaerobic digestion puts the greatest emphasis on selecting the proper reaction temperature.

The next point was calculated reaction enthalpy, which found that the chemical reaction of biogas as a mixture of methane, carbon dioxide and water vapor produces heat 301,021 KJ of 4 moles of glycerin. Based on the calculated value, the temperature in the middle of the cylindrical reactor was calculated, which is graphically illustrated in Matlab and Mathematica. The calculation used a mathematical model of unsteady temperature field when the center of the equation $R = 0$

In the experimental part measurements of released biogas from 1% glycerin solution were carried out on laboratory network representing anaerobic reactor. From the measured data the dimensionless parameter of development or anaerobic heat P_o which provides us with information about the control algorithm for particular critical dimensionless heat and what effect it will bring on the return of investments in biogas production.

SEZNAM POUŽITÉ LITERATURY

- [1] **PASTOREK, Zdeněk, KÁRA, Jaroslav a JEVIČ, Petr.** *Biomasa: obnovitelný zdroj energie*. Praha : FCC PUBLIC, 2004. str. 288. ISBN 80-86534-06-5.
- [2] **MICHAL, Židek.** *Energie z biomasy III*. Brno : Vysoké učení technické v Brně, 2004. Sv. Anaerobní digesce zvolených substrátů na laboratorním fermentoru. ISBN 80-214-2805-8.
- [3] **KAJAN, Miroslav a LHOTSKÝ, Richard.** *Možnosti zvýšení výroby bioplynu na stávajících zařízeních*. Třeboň : ENKI o. p. s., 2006. str. 122.
- [4] **DOHÁNYOS, Michal.** Anaerobní reaktor není černou skřínkou - teoretické základy anaerobní fermentace. *Biom.cz*. [Online] 29. 11 2008. [Citace: 5. únor 2012.] <http://biom.cz/cz/odborne-clanky/anaerobni-reaktor-neni-cernou-skrinkou-teoreticke-zaklady-anaerobni-fermentace>. ISSN: 1801-2655.
- [5] **RAPAL, Tomáš.** *Experimentální identifikace bioplynu produkovaného z anaerobního fermentoru*. Zlín : Univerzita Tomáše Bati ve Zlíně, 2010.
- [6] **STRAKA, F., M. DOHÁNYOS, J. ZÁBRANSKÁ, J. DĚDEK, A. MALIJEVSKÝ, J. NOVÁK a J. OLDŘICH.** *BIOPLYN*. 2. vyd. Říčany: GAS s.r.o., 2006. ISBN 80-7328-029-9.
- [7] **DOHÁNYOS, Michal.** Problematika řízení a kontroly bioplynových stanic. *Česká bioplynová asociace*. [Online] GAS s.r.o., 4. květen 2007. [Citace: 12. únor 2012.] <http://www.czba.cz/problematika-rizeni-a-kontroly-bioplynovych-panic.html>.
- [8] **KARBAN, Pavel.** *Výpočty a simulace v programech Matlab a Simulink*. Brno : Computer Press, 2006. str. 220. ISBN 80-251-1301-9.
- [9] **KOLOMAZNÍK, Karel.** *Modelování zpracovatelských procesů*. Brno : Rektorát Vysokého učení technického v Brně, 1990. str. 191. ISBN 80-214-0114-1.
- [10] **BOBÁL, Vladimír.** *Adaptivní a prediktivní řízení*. Zlín : Univerzita Tomáše Bati, 2007. ISBN 978-80-7318-662-3.
- [11] **DOSTÁL, Petr a GAZDOŠ, František.** *Řízení technologických procesů*. Zlín : Univerzita Tomáše Bati ve Zlíně, 2006. str. 98. ISBN 80-7318-465-6.
- [12] **KŘUPKA, Jiří a KAŠPAROVÁ, Miloslava.** *Modelování v kostce pro Matlab a Simulink*. Pardubice : Univerzita Pardubice, 2009. str. 72. ISBN 978-80-7395-162-7.

- [13] **HLAVÁČEK, Vladimír, VÁCLAVEK, Vladimír a KUBÍČEK, Milan.** *Bilanční a simulační výpočty složitých procesů chemické technologie*. Praha : Academia, 1979. str. 296
- [14] **JANOTA, David.** *Modelování fermentačních procesů*. Zlín : Univerzita Tomáše Bati ve Zlíně, 1999.
- [15] **FLICKINGER, Michael a DREW, Stephen.** *Encyclopedia of Bioprocess Technology - Fermentation, Biocatalysis, and Bioseparation*. místo neznámé : Wiley & Sons, 1999. ISBN 0-471-13822-3.
- [16] **ŠTAMBASKÝ, Jan.** Chemická analýza v řízení bioplynových stanic. *Biom.cz*. [Online] 27. červenec 2011. [Citace: 18. březen 2012.] <http://biom.cz/cz/odborne-clanky/chemicka-analyza-v-rizeni-bioplynovych-stanic>. ISSN: 1801-2655.
- [17] **POKORNÝ, Pavel a Vašek VLADIMÍR.** Řízení technologického procesu fermentace. In: *Odbornecasopisy.cz: Automa* [online]. 2004 [cit. 2012-05-22]. Dostupné z: http://www.odbornecasopisy.cz/index.php?id_document=32301
- [18] **CZ BIOM – ČESKÉ SDRUŽENÍ PRO BIOMASU.** Průvodce výrobou a využitím bioplynu. Praha: CZ Biom, 2009. Dostupné z: http://www.mpo-efekt.cz/upload/7799f3fd595eeee1fa66875530f33e8a/Pruvodce_vyrobou_vyuzitim_bioplynu_2.pdf
- [19] **ALKHAMIS, T.M., R. EL-KHAZALI, M. M. KABLAN a M. A. ALHUSEIN.** Solar Energy. Heating of abiogasreactor using asolarenergysystem with temperaturecontrolunit. 2000, roč. 69, č. 3, 239–247. ISSN 0038-092X. Dostupné z: <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0038092X00000682>
- [20] **BOUHENCHIR, H., M. CABASSUD a M.V. Le LANN.** Computers and Chemical Engineering. *Predictive functional control for the temperature control of a chemical batch reactor*. 2006, roč. 30, 6–7, 1141–1154. ISSN 0098-1354. Dostupné z: <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0098135406000482>
- [21] **QDAIS, H. Abu, K. Bani HANI a N. SHATNAWI.** Resources, Conservation and Recycling. *Modeling and optimization of biogas production from a waste digester using artificial neural network and genetic algorithm*. 2009, roč. 54, č. 6, 359–363. ISSN 0921-3449. Dostupné z: <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S092134490900202X>

SEZNAM POUŽITÝCH SYMBOLŮ A ZKRATEK

$k_0 - k_4$	rychlostní konstanty příslušných reakcí [1]
c_C	relativní koncentrace celulóza [kg/m ³]
c_G	relativní koncentrace glukózy [kg/m ³]
c_M	koncentrace metanu [kg/m ³]
c_{M0}	počáteční koncentrace methanu [kg/m ³]
c_1	koncentrace kyseliny máselné [kg/m ³]
c_2	koncentrace kyseliny octové [kg/m ³]
c_3	koncentrace vody [kg/m ³]
c_4	koncentrace oxidu uhličitého [kg/m ³]
c_5	koncentrace vodíku [kg/m ³]
CHSK	chemická spotřeba kyslíku
ΔH_r	reakční entalpie [KJ]
ΔH_{sl}	publikované standardní slučovací teplo [KJ/mol]
c_{pG}	měrná tepelná kapacita glycerolu [KJ.kg ⁻¹ .°C ⁻¹]
Mn_G	molární hmotnost glycerolu [g/mol]
Δt_A	adiabatický ohřev [°C]
t	teplota [°C]
τ	čas [s]
r	poloha [m]
w	reakční teplo [W/m ³]
R_l	poloha na kraji válce [m]
α	součinitel přestupu tepla [W/m ² .K]
t_0	počáteční teplota [°C]
T	bezrozměrná teplota [1]

R	bezrozměrný poloměr [1]
F_o	bezrozměrný čas [1]
ρ	hustota [kg/m^3]
c_p	měrná tepelná kapacita [$\text{J} \cdot \text{kg}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$]
t_p	povrchová teplota [$^{\circ}\text{C}$]
Bi	Biotovo číslo
P_0	bezrozměrný parametr vývoje anaerobního tepla [1]
q_n	n-tý kořeny transcendentní rovnice [1]
λ	součinitel tepelné vodivosti [$\text{W} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$]
V	objem [m^3]
J_0	Besselova funkce 1. druhu 0. Řádu [1]
J_1	Besselova funkce 1. druhu 1. Řádu [1]
r_o	rychlost stupně přeměny [s]
ω	tepelný výkon [W/m^3]
a	teplotní vodivost [m^2/s]

SEZNAM OBRÁZKŮ

Obr 1.1: Průběh koncentrace jednotlivých složek (simulace)	14
Obr 2.1: Grafické znázornění kořenů transcendentní rovnice	28
Obr 2.2: Rovnice v programu Mathematica v 7.0	30
Obr 2.3: 3D zobrazení závislosti teploty ve středu fermentačního reaktoru	31
Obr 2.4: Rovnice v programu Matlab 2006	32
Obr 2.5: 3D zobrazení závislosti teploty ve středu fermentačního reaktoru	33
Obr 2.6: Rovnice v programu Mathematica v 7.0	34
Obr 2.7: 3D zobrazení závislosti teploty ve středu fermentačního reaktoru	35
Obr 2.8: Rovnice v programu Matlab 2006	36
Obr 2.9: 3D zobrazení závislosti teploty ve středu fermentačního reaktoru	37
Obr 3.1: Chemická aparatura	39
Obr 3.2: Zobrazení naměřené produkce plynu	41
Obr 3.3: Detail naměřené produkce plynu	41
Obr 3.4: Směrnice nejvyšší rychlosti vývoje plynu	42
Obr 3.5: Závislosti bezrozměrné teploty ve středu reaktoru na bezrozměrném čase	44

SEZNAM TABULEK

Tabulka 1: Naměřená data	40
--------------------------------	----