



VYSOKÉ UČENÍ TECHNICKÉ V BRNĚ

BRNO UNIVERSITY OF TECHNOLOGY

FAKULTA STROJNÍHO INŽENÝRSTVÍ

FACULTY OF MECHANICAL ENGINEERING

ÚSTAV PROCESNÍHO INŽENÝRSTVÍ

INSTITUTE OF PROCESS ENGINEERING

INTEGRACE TECHNOLOGIE PRO ZAHUŠŤOVÁNÍ DIGESTÁTU V BIOPLYNOVÉ STANICI

INTEGRATION OF THE TECHNOLOGY FOR DIGESTATE THICKENING IN A BIOGAS PLANT

DIPLOMOVÁ PRÁCE

MASTER'S THESIS

AUTOR PRÁCE

AUTHOR

Václav Miklas

VEDOUCÍ PRÁCE

SUPERVISOR

Ing. Marek Vondra, Ph.D.

BRNO 2018

Zadání diplomové práce

Ústav:	Ústav procesního inženýrství
Student:	Bc. Václav Miklas
Studijní program:	Strojní inženýrství
Studijní obor:	Procesní inženýrství
Vedoucí práce:	Mgr. Ing. Marek Vondra, Ph.D.
Akademický rok:	2017/18

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:

Integrace technologie pro zahušťování digestátu v bioplynové stanici

Stručná charakteristika problematiky úkolu:

Digestát je vedlejším produktem anaerobní fermentace biomasy v bioplynových stanicích. Obsahuje velké množství živin, proto je zpravidla využíván jako zemědělské hnojivo. Nýhodou digestátu je však vysoký obsah vody a s ním spojená nízká koncentrace živin, která pro provozovatele bioplynových stanic znamená vysoké náklady na skladování a přepravu. Ke snížení nákladů by mohlo přispět odvodnění digestátu pomocí vhodné zahušťovací technologie – vakuové odparky. Její integrace do bioplynové stanice musí být pro provozovatele ekonomicky opodstatněná a musí dávat smysl po technické stránce. Diplomová práce, která podrobně zmapuje integraci vybrané zahušťovací technologie do bioplynové stanice, bude přínosem pro další úvahy o využití této technologie v praxi.

Cíle diplomové práce:

1. Vypracování teoretického úvodu k problematice nakládání s digestátem z bioplynových stanic. Představení vybrané zahušťovací technologie.
2. Tvorba modelu bioplynové stanice s důrazem na látkovou a energetickou bilanci.
3. Návrh integrace vybrané zahušťovací technologie v bioplynové stanici (umístění v procesu, doplnění o potřebná zařízení).
4. Rozšíření modelu bioplynové stanice o vybranou zahušťovací technologii.
5. Zhodnocení návrhu po technické i ekonomické stránce.

Seznam doporučené literatury:

VONDRA, M. Zařízení pro zahušťování odpadní vody z bioplynových stanic. Brno: Vysoké učení technické v Brně, Fakulta strojního inženýrství, 2017. 138 s. Vedoucí dizertační práce prof. Ing. Petr Stehlík, CSc., dr. h. c.

DROSG, B., FUCHS, W., AL SEADI, T., MADSEN M. a LINKE, B. 2015. Nutrient Recovery by Biogas Digestate Processing [online]. IEA Bioenergy. ISBN 978-1-910154-16-8. Dostupné z: www.iea-biogas.net/files/daten-redaktion/download/Technical%20Brochures/NUTRIENT_RECOVERY_RZ_web1.pdf

BUDÍN, O. Zpracování fermentačních zbytků z bioplynových stanic. Brno: Vysoké učení technické v Brně, Fakulta strojního inženýrství, 2017. 68 s. Vedoucí diplomové práce Ing. Mgr. Marek Vondra.

Strategická výzkumná agenda oboru bioplyn [online]. 2014. Czech Biogas Association. Dostupné z: http://www.czba.cz/files/ceska-bioplynova-asociace/uploads/files/SVA_CzBA_2014_FINAL.pdf

Termín odevzdání diplomové práce je stanoven časovým plánem akademického roku 2017/18

V Brně, dne

L. S.

.....
prof. Ing. Petr Stehlík, CSc., dr. h. c.
ředitel ústavu

.....
doc. Ing. Jaroslav Katolický, Ph.D.
děkan fakulty

Abstrakt

Zaměřením této práce je zahušťování digestátu v bioplynové stanici. První část prezentuje přehled bioplynové technologie v ČR. Do tohoto spadá také rozsáhlý popis problematiky využití odpadního tepla a nakládání s digestátem v bioplynových stanicích. Na základě této části byla vybrána technologie pro zahušťování digestátu – vícestupňová mžiková destilace.

Hlavní část práce spočívá v integraci vybraného zahušťovacího zařízení do bioplynové stanice. Pro tento účel byl využit programovací jazyk Python. Nejprve byl vytvořen komplexní matematický model bioplynové stanice věnující se zejména materiálové a energetické bilanci. Následně byl naprogramován také výpočtový model samotné vícestupňové mžikové odparky. Za využití analýz vlivu vstupních parametrů byl navržen postup pro integraci odparky do procesu a provedeno rozšíření modelu bioplynové stanice o toto zařízení. Stěžejním výstupem je technicko-ekonomická analýza, ve které je na případové studii demonstrován vliv ceny za dopravu digestátu a výkupní ceny elektřiny na návratnost investice do odparky. Výsledky této analýzy naznačují výhodnost pořízení MSF spíše pro BPS bez dotované výkupní ceny elektřiny. Naproti tomu u starších zařízení s dotovanou výkupní cenou elektřiny se návratnost investice jeví jako možná pouze u velmi dlouhých dopravních vzdálenosti digestátu.

Klíčová slova

Bioplynová stanice, matematický model, Python, odpadní teplo, digestát, fugát, odpařování, vícestupňová mžiková destilace, technicko-ekonomická analýza

Abstract

This diploma thesis is mainly focused on the digestate thickening in a biogas plant. First, overview of the biogas technology in the Czech Republic is presented. Furthermore, problems with waste heat utilization and processing of fermentation residues (digestate) are described in more detail. Based on the research, multi-stage flash (MSF) evaporation was chosen as the technology for the digestate thickening.

The main part deals with the integration of the chosen technology into a biogas plant process. The programming language Python was used to simplify the given task. In the preliminary stage, a complex mathematical model of a biogas plant was created, focusing particularly on the mass and energy balances. Subsequently, a computational model of the MSF evaporator was programmed. A procedure for the integration was suggested using the sensitivity analyses. Additionally, the model of a biogas plant was extended with the MSF evaporator. The key outcome of the thesis is a technical-economic analysis in which the impact of digestate transport price and electricity feed-in tariff on payback period is investigated. The results suggest profitability of MSF evaporator for biogas plants without subsidized feed-in tariff. Contrastingly, installation of MSF evaporator in older biogas plants with subsidized feed-in tariff can be economically viable only in cases of significantly longer transport distances.

Keywords

Biogas plant, mathematical model, Python, waste heat, digestate, liquid digestate, evaporation, multi-stage flash, technical-economic analysis

Bibliografická citace

MIKLAS, V. *Integrace technologie pro zahušťování digestátu v bioplynové stanici*. Brno: Vysoké učení technické v Brně, Fakulta strojního inženýrství, 2018. 139 s. Vedoucí diplomové práce Mgr. Ing. Marek Vondra, Ph.D.

Prohlášení

Prohlašuji, že jsem předkládanou diplomovou práci vypracoval samostatně pod vedením Mgr. Ing. Marka Vondry, Ph.D., a to na základě literatury uvedené v seznamu použitých zdrojů, svých poznatků a odborných konzultací. Nadto prohlašuji, že jsem veškeré prameny, ze kterých jsem čerpal, správně a úplně citoval.

V Brně dne 25. 5. 2018

Václav Miklas

Poděkování

Děkuji tímto vedoucímu mé diplomové práce, Mgr. Ing. Marku Vondrovi, Ph.D., za ochotné jednání, celou řadu cenných podkladů a poznatků z praxe, stejně jako značné sebeobětování, které dokládají často popůlnoční e-maily adresované mé maličkosti.

Dále bych chtěl poděkovat pánům prof. Ing. Petru Stehlíkovi, CSc., dr. h. c. a doc. Ing. Vítězslavu Mášovi, Ph.D. za to, že mne přivedli na cestu procesního inženýrství, již od bakalářského studia byli vůči mně vždy vstřícní a prokázali mi nejednu laskavost.

Obzvláště pak děkuji mým rodičům, kteří mne s nehynoucím úsilím podporovali na celé mé dosavadní cestě životem, mému bratroví, jehož efektivitu při tvorbě diplomové práce dodnes obdivuji, a mé milující přítelkyni Martě, která je za všech okolností mou oporou.

Obsah

Úvod	13
1 Bioplynové stanice	15
1.1 Vymezení základních pojmů	15
1.2 Historie a budoucnost BPS	16
1.3 Klasifikace BPS	17
1.4 Popis technologie BPS	18
1.4.1 Přípravná nádrž substrátu	20
1.4.2 Doprava materiálu	21
1.4.3 Fermentory a míchadla	23
1.4.4 Topná zařízení	26
1.4.5 Další zařízení	29
2 Klíčové procesní proudy v bioplynové stanici	31
2.1 Substrát	31
2.1.1 Vhodnost materiálu pro anaerobní fermentaci	32
2.1.2 Měrné výtěžky bioplynu	33
2.2 Bioplyn	37
2.2.1 Mechanismus vzniku bioplynu	37
2.2.2 Složení a vlastnosti bioplynu	39
2.3 Digestát	41
2.3.1 Složení a vlastnosti	41
2.3.2 Vliv substrátu na digestát	42
2.3.3 Vliv provozních podmínek na digestát	43
3 Energetické využití bioplynu	44
3.1 Obecné informace o KVET	44
3.2 Kogenerační jednotky v bioplynových stanicích	45
3.3 Elektrická energie a její využití	48
3.4 Teplo a jeho využití	50
4 Nakládání s digestátem	53
4.1 Separace digestátu na tuhou a kapalnou složku	55
4.1.1 Šnekový lis	56
4.1.2 Dekantační odstředivka	58
4.1.3 Filtry	58
4.2 Zpracování pevné složky	60
4.2.1 Přímé využití	60
4.2.2 Kompostování	60
4.2.3 Sušení	61

4.2.4	Termické procesy	62
4.3	Zpracování kapalné složky	63
4.3.1	Přímé využití	64
4.3.2	Membránové procesy	64
4.3.3	Odpařování	65
4.3.4	Stripování amoniaku	67
4.3.5	Vysrážení struvitu	67
4.4	Výběr zahušťovací technologie pro případovou studii	68
5	Model bioplynové stanice	69
5.1	Volba koncepce modelu	69
5.1.1	Volba nástroje	69
5.1.2	Forma uživatelského rozhraní	70
5.2	Celkový přehled modelu	71
5.3	Fermentace	72
5.3.1	Materiálová bilance fermentace	73
5.3.2	Energetická bilance fermentace	74
5.4	Kogenerační jednotky	79
5.5	Separace	85
5.5.1	Materiálová bilance separace	85
5.5.2	Energetická bilance separace	86
5.6	Chlazení	88
5.7	Ostatní	89
5.8	Grafické uživatelské rozhraní	90
5.8.1	Struktura GUI	90
5.8.2	Použité Python knihovny	91
5.8.3	Doplňkové funkcionality	92
5.9	Demonstrace modelu na reálné BPS	92
5.9.1	Zadání do modelu a výpočet	93
5.9.2	Výsledky a diskuze	96
6	Případová studie: Zahušťování digestátu pomocí vícestupňové mžikové odparky	99
6.1	Princip vyšetřované vícestupňové mžikové odparky	99
6.2	Výpočtový model vícestupňové mžikové odparky	100
6.2.1	Výpočtové vztahy	100
6.2.2	Rozbor problému	100
6.2.3	Popis algoritmu	101
6.3	Zkoumání vlivu vstupních parametrů a úprava algoritmu	103
6.3.1	Teplotní poměry	104

6.3.2	Počet komor.....	107
6.3.3	Počet sekcí chlazených vodou	108
6.4	Rozšíření modelu BPS	109
6.4.1	Návrh postupu včlenění MSF do procesu.....	109
6.4.2	Popis skriptu víceúrovňové mžikové odparky v rámci modelu BPS.	112
6.4.3	Ověření integrace víceúrovňové mžikové odparky na reálné BPS ...	112
6.5	Technicko-ekonomická analýza	115
6.5.1	Vstupní hodnoty a metodika	115
6.5.2	Výsledky a diskuze	118
	Závěr	123
	Seznam použitých zdrojů	125
	Seznam zkratk a symbolů.....	131
	Seznam obrázků	134
	Seznam tabulek.....	137
	Seznam příloh	139

Úvod

Bioplynové stanice (zkr. BPS) jsou moderními zařízeními, produkujícími z biologicky rozložitelného materiálu tzv. bioplyn – na metan bohatý a energeticky využitelný plyný produkt. K energetickému využití typicky dochází přímo v BPS, a to spalováním v kogeneračních jednotkách. Uplatňuje se tak z pohledu míry využití paliv šetrný princip kombinované výroby elektřiny a tepla (dále v textu jen „KVET“).

Bioplyn se ze své podstaty řadí mezi obnovitelné zdroje energie (dále jen „OZE“). Z pohledu výroby elektrické energie v České republice tvoří bioplyn přibližně čtvrtinu¹ veškeré produkce z OZE a 3,1 % výroby celkové, tedy více než 2 500 GWh ročně [1]. Množství vyrobené elektřiny z bioplynu u nás od roku 2014 spíše stagnuje², mezi léty 2007 a 2013 však došlo k mohutnému boomu, a to jak z pohledu vyrobené elektrické energie [1], tak z pohledu počtu instalací bioplynových stanic [2]. Dle informací České bioplynové asociace z konce roku 2016 dospěl počet BPS v ČR k číslu 567, čemuž odpovídá instalovaný elektrický výkon 360 MW [3]. V rámci Evropy se tímto elektrickým výkonem řadíme na čtvrté místo za Německo, Itálii a Spojené království [4].

Dle [2] se boom dotkl především bioplynových stanic zemědělských, jejichž počet činil roce 2005 v ČR pouze 8, naproti tomu v roce 2012 již 317, bezmála 40× více. V kontrastu s tímto, za dané období, počet ostatních bioplynových stanic³ vzrostl pouze o 36 % na číslo 170 v roce 2012.

Z výše uvedeného plyne, že zemědělské BPS si v České republice vydobily dominantní postavení, zároveň však chybí tradice provozování těchto zařízení, tedy existuje prostor pro kvalitativní posun know-how. Toto potvrzuje *Implementační akční plán pro obor bioplyn* z roku 2011, kde je jako jedna z výzev jmenována efektivita výroby bioplynu [5]. Mezi další problematické aspekty patří kupříkladu ekonomika výroby, využití digestátu či efektivní využití tepla [5].

Poslední zmiňovaný aspekt má dopady jak ekonomické, tak ekologické. Neefektivní využití tepla vede ke snížení celkové energetické účinnosti BPS, tedy nenaplnění potenciálu energie v palivu – bioplynu. Není výjimkou, že tzv. nouzové chladiče, určené k dochlazení vratné vody do kogenerační jednotky v případě snížené poptávky po teple, pracují nonstop a cenné teplo je tedy za současné spotřeby elektřiny bez užitku mařeno [14].

Proti tomuto chování provozovatelů BPS již v minulosti učinil opatření Energetický regulační úřad v cenovém rozhodnutí č. 7/2011, které stanovuje, že BPS kategorie AF1⁴ uvedeným do provozu v roce 2012 bude poskytnuta vyšší provozní podpora v případě, že bude efektivně využito teplo alespoň v úrovni 10 % vůči vyrobené elektřině (bez technologické vlastní spotřeby) v daném roce [6].

Možností, jak efektivně využívat teplo, existuje celá řada. Na tuto tematiku zaměřený pramen [7] jmenuje kromě obligátního vytápění také sušení

¹ V roce 2016 tento podíl kolísal mezi 22 a 30 %. [1]

² Pro roky 2014–2016 činila výroba elektrické energie z bioplynu postupně 2555, 2608 a 2600 GWh. [1]

³ Ostatními bioplynovými stanicemi se rozumí komunální, průmyslové, BPS zpracovávající čistírenský kal a také kogenerační výrobny využívající skládkového plynu.

⁴ Stanice využívající cíleně pěstovanou biomasu ve stanoveném rozsahu.

(např. digestátu, kalů, různých forem dřevní masy, zemědělských produktů), dále chlazení (využití absorpčních systémů), či dodatečnou výrobu elektřiny (např. v Kalinově nebo organickém Rankinově cyklu). Zmiňované způsoby typicky vyžadují navazující infrastrukturu, to představuje vlastní investici a/nebo spolupráci s jinými právníckými osobami, což vnáší dodatečné nejistoty do ekonomických rozvah a případné návratnosti.

Jedním ze způsobů efektivního využití tepelné energie je integrace vhodného zařízení pro zahušťování digestátu, které může být žádoucí z vícero důvodů. V první řadě vede k redukci objemu digestátu, které je ekonomicky zajímavé díky snížení přepravních a aplikačních nákladů. Kromě toho po zahuštění postačuje nižší skladovací kapacita digestátu, což se v případě výstavby nové BPS promítne v nižších investičních nákladech. Na paměti je ale potřeba mít také motivaci plynoucí z vyčerpávání hnojivých látek v přírodě, které není trvale udržitelné. V případě fosforu se hovoří o vyčerpání rezerv za půl až jedno století [15]. Z tohoto důvodu je vhodné snažit se získávat hnojivé látky v co nejúčinnější, zahuštěné formě, a obecně s nimi hospodárně nakládat.

Účelným požadavkem na zařízení pro zahušťování digestátu je, aby hnací silou pro zvýšení podílu sušiny v digestátu bylo právě odpadní teplo, optimálně s minimální spotřebou elektrické energie. Zejména premisu využití odpadního tepla splňují odparky [22]. Aktuálně probíhají výzkumy vakuového odpařování vody ze zemědělských odpadů ve formě suspenze, mj. specificky digestátu v BPS [8]. Výhoda vakua v tomto případě spočívá ve snížených teplotách varu, tedy větším teplotním spádu při utilizaci nízkopotenciálního tepla.

Účinným způsobem, jak navrhnout integraci vakuové odparky do procesu BPS, se jeví tvorba matematického modelu. V rámci výzkumu BPS je tento přístup poměrně častý, a to jak při zkoumání úzkých oblastí (kinetika tvorby bioplynu [9] či distribuce v rámci fermentačního procesu [10]), tak při širším zaměření na BPS (ve fázi projekční [11], stejně jako ve fázi provozní [12],[13]). Častým nástrojem takových modelů je aproximace experimentálních dat za účelem spojitého popisu provozních stavů.

Tato diplomová práce si klade za cíl představit matematický model, který komplexně popisuje technologii BPS, a to v široké škále kapacit a provozních stavů. Užitečnost takového popisu je zřejmá, hlavní ambicí je však především usnadnění integrace vícestupňové mžikové odparky do BPS. Pod pojmem integrace si lze představit zejména návrh hlavních parametrů odparky, zhodnocení vlivu na ostatní zařízení a ekonomickou rozvalu nad navrženým řešením. Uvažovaný matematický model lze pak klasifikovat jako deskriptivní, statický a deterministický.

Obecná logika předkládané práce je od obecného ke konkrétnímu, od teoretického k praktickému, od popisu k příčinám. Samotné tvorbě modelu proto předchází důsledná rešerše v oblasti bioplynových stanic, jejich procesních proudů, energetického využití bioplynu, hospodaření s digestátem. Jedná se o krok nezbytný jak pro sběr podkladů pro tvorbu modelu, tak pro uvedení čtenáře do problematiky.

V důsledku platí, že pro provozovatele BPS je při rozhodování o pořízení nového zařízení klíčová technicko-ekonomická analýza. S vědomím tohoto faktu lze za stěžejní část považovat ekonomické hodnocení v závěrečné části, které posuzuje faktickou životaschopnost vybrané odpařovací technologie v rámci bioplynové stanice a může motivovat ke zvážení takové investice.

1 Bioplynové stanice

Bioplynová stanice představuje soubor procesních zařízení, jejichž účelem je produkce bioplynu prostřednictvím rozkladu organického materiálu procesem zvaným anaerobní⁵ digesce (jinak také anaerobní fermentace) [16]. Pojem *digesce*, mající také význam *trávení*, se používá z toho důvodu, že samotný rozpad je zapříčiněn metabolismem mikroorganismů (bakterie, archea) [16].

1.1 Vymezení základních pojmů

V úvodu celé práce je vhodné vymezit základní pojmy spjaté s problematikou bioplynových stanic všech typů:

Biomasa

Všechn materiál biologického původu s výjimkou toho, který je součástí geologických útvarů a/nebo přeměněn na fosilie [17].

Substrát

Substrátem se rozumí vstupní materiál bioplynové stanice, který je surovinou v biochemickém procesu anaerobní fermentace⁶ [21]. Je-li převážná část substrátu v rozpuštěné formě, lze mluvit o odpadní vodě, pokud je naopak většina substrátu ve formě suspenze tuhých látek ve vodě, nazývá se (surovým) kalem [21].

Digestát

Digestát je produktem anaerobní digesce, a to ve formě zfermentovaného substrátu příp. upravené odpadní vody [22]. Obvykle má tekutou formu [22]. Díky mikrobiálnímu rozkladu vykazuje digestát nižší obsah sušiny ve srovnání se substrátem. Obsahuje celou řadu živin (zejména dusík, fosfor, draslík a síru) i zbytky organické hmoty, je proto cenný jako hnojivo a zpravidla aplikovatelný bez jakýchkoli dalších úprav [22].

Separát

Separát znamená tuhou složku vzniklou separací digestátu. Obsah sušiny v této frakci leží typicky v intervalu 20–30 % [22]. Materiál je částečně stabilizovaný a použitelný jako hnojivo nebo zlepšovač půdy [22]. V případě komerčního použití⁷ (jako hnojivo či zlepšovač půdy) je však nutné další zpracování, které zabrání rozkladu a souvisejícímu zápachu [22].

Fugát

Fugát je také produktem separace digestátu, přesněji řečeno tekutou složkou [22]. I po separaci se jedná o suspenzi, s obsahem pevné složky a využitelných živin [22]. Konkrétní obsahy se liší dle použitého digestátu a separační technologie [22]. Fugát nespĺňuje podmínky pro vypouštění do povrchových vod [22]. Nejčastěji se používá na ředění vstupního substrátu a pro zemědělské účely [22].

⁵ Anaerobní = bez přístupu vzdušného kyslíku.

⁶ Způsobilost materiálu býti surovinou v anaerobní fermentaci je dána obsahem organických a anorganických látek, které využívají mikroorganismy jako zdroje uhlíku, energie a anorganických živin. Více v kap. 2.1.1.

⁷ Komerční využití separátu v ČR není příliš časté.

Bioplyn

Plyn vznikající jako „odpadní“ produkt mikrobiálního rozkladu organických složek biomasy [17]. Hlavními složkami jsou metan CH₄ a oxid uhličitý CO₂ [17].

Skládkový plyn

Typ bioplynu vznikající na skládkách rozpadem organické části uloženého odpadu [17]. Tento typ bioplynu charakterizuje stopový obsah plynných uhlovodíků s dlouhým řetězcem [17].

Kalový plyn

Speciální typ bioplynu, který vzniká anaerobní stabilizací čistírenských kalů [17]. Za typický znak kalového plynu lze považovat obsah siloxanů [17].

Kogenerační jednotka

Zařízení sestávající z plynového spalovacího motoru a generátoru elektrické energie, který je tímto motorem poháněn [17]. V rámci kogenerace se využívá také odpadní teplo, což znamená větší celkový zisk užitečné energie v poměru k příkonu v palivu [17].

1.2 Historie a budoucnost BPS

Tato kapitola nese základní strukturu anglicky psaného pramene [17], samotný text je však aktualizován a částečně opraven dle uvedených primárních zdrojů.

Historie výroby bioplynu sahá do dávných dob, a to zejména co se týká malých jednotek. Existují velmi staré záznamy o zkušenostech s bioplynem již z dob starověké Číny a Persie [18]. Významný posun nastal na konci 19. století, kdy se zjistilo, že metodou anaerobní digesce je možné čistit odpadní vody [18]. V roce 1897 bylo v nemocnici v indické Bombaji postaveno první zařízení, které využívalo plyn ke svícení, a od roku 1907 také pro pohon motoru za účelem výroby elektrické energie [18]. Zejména v Evropě následovalo rozšíření obdobných čistírenských zařízení, přičemž část byla vybavena generátory elektrické energie [18].

Ve 20. století byl bioplyn využíván spíše pro účely vytápění a svícení [17]. Důvodem byly relativně vysoké náklady na výrobu elektrické energie z bioplynu [17]. V závěru 21. století, mezi lety 1980 a 1990, někteří zemědělci začali budovat bioplynové stanice podobné těm dnešním, avšak spíše s nižšími elektrickými výkony (nejčastěji pod 20 kW_e) směřovanými k pokrytí vlastní spotřeby farem [17].

S implementací legislativních opatření motivujících soukromé subjekty dodávat elektřinu vyrobenou z OZE do distribuční sítě došlo k růstu zájmu o technologii bioplynových stanic [19]. To se odrazilo jak v postupně narůstajícím počtu, tak zvětšování kapacit BPS.

Z globálního, celosvětového pohledu Evropa dominuje výrobě elektrické energie z bioplynu [20]. V Evropské unii bylo v BPS za rok vyrobeno 62,5 TWh elektřiny, což odpovídá celkovému instalovanému výkonu cca 8 000 MW_e [4]. Německo, které bylo po roce 2000 průkopníkem výroby elektřiny z bioplynu, se na výše uvedené evropské produkci EU podílí z více než 50 % [4].

Do budoucna je odhadováno, že v Německu může roku 2050 celková instalovaná kapacita bioplynových stanic dosáhnout přibližně 11 000 MW_e [20]. Celosvětově je do roku 2050 očekáván markantní nárůst, kdy odhady hovoří o dosažení úhrnného elektrického výkonu až cca 100 000 MW_e [20].

1.3 Klasifikace BPS

Způsobů, jak klasifikovat bioplynové stanice, existuje nepřeberné množství. Nejčastěji užívané způsoby rozdělení BPS jsou následující:

Dle způsobu fermentace

- Suché kvašení – zpracování tuhých, vysokosušivých materiálů bez ředění (obsah sušiny 18–30 %, výjimečně až 50 %) [27].
- Mokrý kvašení – zpracování tekutých suspenzí s obsahem sušiny do 14 % [27].

Dle dávkování surového materiálu

- Diskontinuální – s přerušovaným provozem, doba jednoho pracovního cyklu se rovná zdržné době materiálu ve fermentoru; tento způsob manipulace je náročný na obsluhu [27].
- Semikontinuální – zdržná doba je v tomto případě delší než interval mezi jednotlivými dávkami; nejpoužívanější způsob při zpracování tekutých organických materiálů; materiál se dávkuje typicky jeden- až čtyřikrát denně; snadná automatizace i obsluha procesu [27].
- Kontinuální – typické použití u fermentorů, které jsou určeny pro zpracování tekutých organických odpadů s velmi malým obsahem sušiny [27].

Dle druhu zpracovávané biomasy

Podle [21]:

- Surové kaly komunální – čistírenské kaly z primární sedimentace (primární kaly), aktivačního procesu (biologické kaly) nebo dočišťování odpadních vod (terciální kaly); směs těchto tří se nazývá tzv. směsným surovým kalem;
- Surové kaly průmyslové a zemědělské – produkty výrobních průmyslových procesů a zemědělských výrob; příkladem mohou být destilační zbytky, cukrovarnické řízky, kejda prasat, exkrementy hovězího dobytka apod.; mimoto se může jednat také o kaly z čištění průmyslových odpadních vod.

Česká bioplynová asociace [3] dělí bioplynové stanice dle zpracovávané biomasy podrobněji:

- BPS komunální – zpracovávanou biomasou je obecně biologicky rozložitelný komunální odpad,
- BPS průmyslové – viz výše,
- BPS zemědělské – viz výše,
- Skládkový plyn – zpracovávanou biomasou je organická část odpadu uloženého na skládce,
- Čistírny odpadních vod (ČOV) – zpracování surových kalů komunálních dle výše uvedené definice přímo v čistírně odpadních vod.

Dle způsobu zužitkování bioplynu

- Spalování v kotlích – účelem je výroba tepla; problematický je obsah sulfanu, který způsobuje nežádoucí chemické reakce, a proměnná kvalita a stálost energetických parametrů bioplynu [27];
- Kogenerace – účelem je kombinovaná výroba elektřiny a tepla; tato varianta je z důvodu vyšší celkové účinnosti i příznivé ekonomiky provozu upřednostňovaná [27];
- Pohon mobilních energetických prostředků – pohon stlačeným či zkapalněným bioplynem; použitý bioplyn musí být upraven prakticky na kvalitu biometanu, což znamená zbavení mechanických nečistot, odsíření a zvýšení obsahu metanu nad 90 %; ekonomicky bioplyn není konkurenceschopný vůči konvenčním pohonným hmotám (nafta, benzín, zemní plyn) [27];
- Inovativní způsoby využití – např. úprava bioplynu a vtlačení vzniklého biometanu do sítě, transport biometanu v kontejnerech na místo potřeby či využití bioplynu pro řízení zátěže a zajištění stability sítě [7].

Dle elektrického výkonu

Orientační rozdělení BPS dle velikosti generovaného el. výkonu [29]:

- Velmi malé – do 100 kW_e,
- Malé – 101–300 kW_e,
- Střední – 301–700 kW_e,
- Velké – 701 a více kW_e.

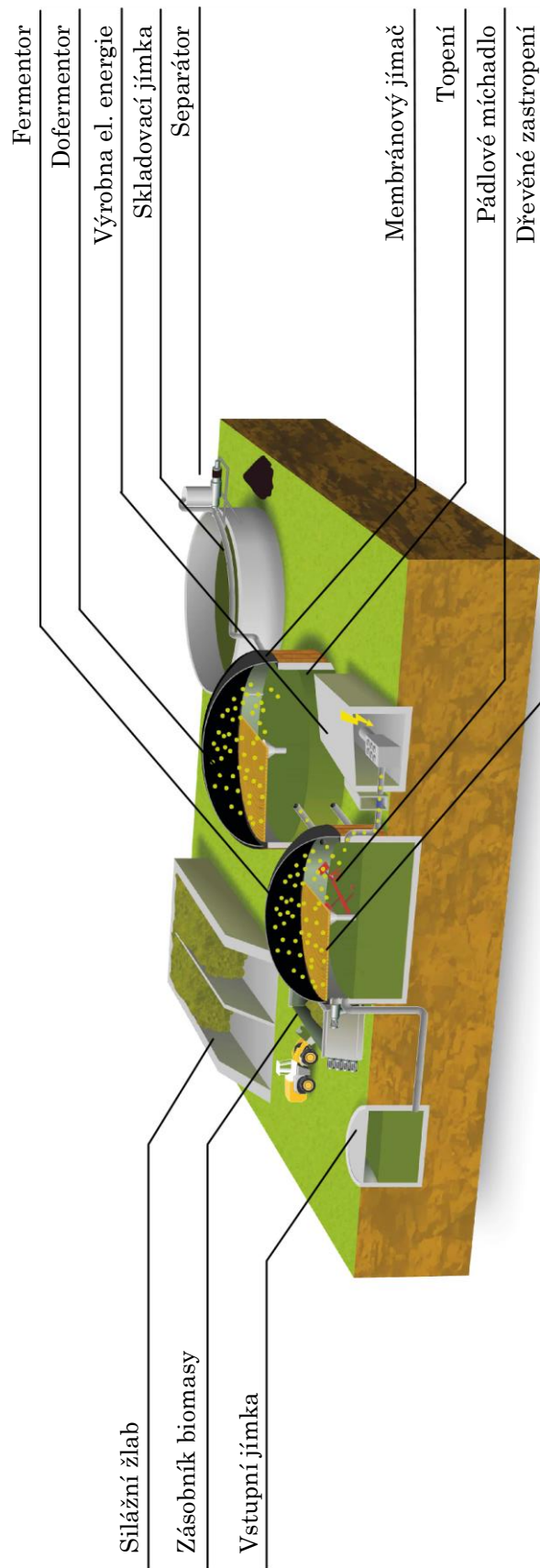
1.4 Popis technologie BPS

Na začátek této kapitoly je vhodné poznamenat, že vzhledem k zaměření diplomové práce se další výklad, většinou již bez rozlišování, omezí na zemědělské bioplynové stanice.

Bioplynová stanice, jak je již formulováno v úvodu kapitoly 1, sestává z několika procesních zařízení tvořících dohromady funkční celek. Celkový proces je složen z jednotkových operací, mezi hlavními:

- a) příprava substrátu,
- b) doprava substrátu do fermentoru,
- c) fermentace (spolu s operacemi míchání a ohřevu),
- d) jímání a skladování bioplynu,
- e) energetické využití bioplynu v kogenerační/ch jednotce/jednotkách,
- f) doprava a uskladnění digestátu, případně jeho úpravy.

Názornost jmenovaným jednotkovým operacím dává obr. 1.1, zachycující typické uspořádání technické infrastruktury zemědělské BPS.



Obr. 1.1 Uspořádání BPS Bořetice společnosti agriKomp Bohemia s.r.o.; převzato z [23] a upraveno.

Následující podkapitoly se blíže věnují stěžejním částem bioplynových stanic, s důrazem na informace směřující k naplnění zadání diplomové práce.

1.4.1 Přípravná nádrž substrátu

V praxi je jen obtížně realizovatelné, aby surovina pro zemědělskou BPS, například kejda⁸, byla kontinuálně dodávána do procesu fermentace. Z tohoto důvodu je nutné do procesu začlenit *přípravnou nádrž* (jinak také označovanou jako *ustupní jímka*), která má zejména akumulaci či vyrovnávací funkci.

Jak již předestírá obr. 1.1, přípravné nádrže jsou většinou zapuštěny do země. Z hlediska samotné konstrukce se často uplatňuje sestavení ze skruží [18]. V případě větších objemů se užívá litý beton, případně betonové tvárnice [18].

Za vhodný lze označit takový objem přípravné nádrže, aby tato byla schopna pojmout zásobu substrátu na alespoň 1–2 dny [18]. Z přípravné nádrže je substrát do fermentoru přečerpáván zpravidla jednou až dvakrát denně [18]. Substrát nebývá nasáván u dna nádrže, ale ve výši přibližně 0,5 m nade dnem tak, aby se zabránilo čerpání usazenin [18].

Kromě skladovací funkce může mít přípravná nádrž také funkci prostoru pro přimísení, rozmělnění či zkapalňování kofermentů⁹ či tuhého hnoje [18]. V dnešní době se však kofermenty převážně plní přímo do fermentoru [18]. To dokládá příklad BPS v Bělé u Staré Paky, kde vstupní jímka slouží především k zásobě tekutých materiálů (močůvka, šťávy ze silážních žlabů, dešťová voda ze střech budov a zpevněných ploch, v případě potřeby fugát), které se dávkuje za účelem udržení obsahu sušiny ve fermentorech pod 8 % [24].



Obr. 1.2 Vstupní jímka otevřeného provedení v BPS v Bělé u Staré Paky [24].

Pokud se týká provedení, přípravná nádrž musí být z ekologických důvodů utěsněna proti úniku substrátu, plynotěsné provedení zpravidla není nutné [18]. Uzavřené

⁸ Kejda = tekuté statkové hnojivo sestávající zejména ze zředěných výkalů hospodářských zvířat spolu se stelivem.

⁹ Více o kofermentaci v kap. 2.1.1.

provedení má výhodu z pohledu minimalizace zápachu, na druhou stranu přístup vzduchu příznivě působí na započetí první fáze procesu rozkladu hmoty [18]. Pokud je přípravná nádrž zakryta, musí být umožněno v případě potřeby odstraňovat usazeniny, případně vložit mixér či řezačku [18].

1.4.2 Doprava materiálu

Doprava suspenze, ať už se jedná o substrát nebo digestát, zpravidla vyžaduje:

- vymezené trasy – *potrubí*,
- vnější hnací sílu – *čerpadla*,
- možnost řízení toku – *armatury*.

Potrubí

V bioplynových stanicích se uplatňují dva typy potrubí, a to *tlakové¹⁰ potrubí* a *přepadové potrubí*.

Tlakové potrubí má typickou světlost 100–150 mm, což bývá postačující pro prevenci ucpávání i udržení rozumně nízkých tlakových ztrát [18]. Jako materiálu se využívá oceli se svařovanými či přírubovými spoji, nebo k tomu určených plastů, které lze spojovat lepením, svařováním nebo šroubovými spoji [18].

Přepadové a vratné beztlaké potrubí se vyznačuje podstatně větším průměrem [18]. V závislosti na tokových vlastnostech substrátu se nejčastěji pohybuje od 200 mm pro řídké substráty do 300 mm při vyšších podílech sušiny [18]. V případě obsahu tuhého hnoje, trávy nebo jiných vláknitých materiálů je nezhledka nutné použít průměry i větší [18]. Pro tato potrubí se téměř bez výjimky používají kanalizační roury z PVC nebo PP se zásuvnými spoji opatřenými gumovými těsnícími prstenci [18]. Důvodem použití plastového potrubí je nižší tendence k usazování z důvodu nižší relativní drsnosti povrchu ve srovnání s litinou [18].

Čerpadla

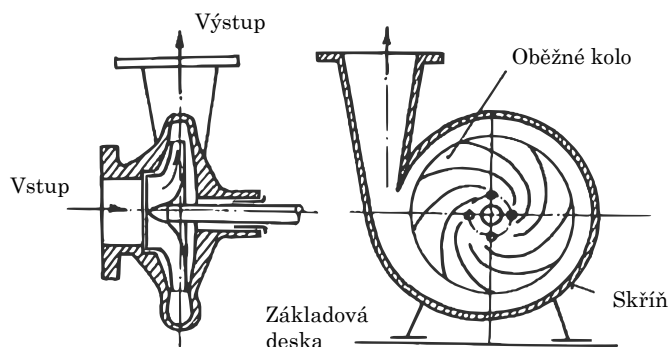
Čerpadla jsou nutná v těch místech, kde je nutné překonávat jistou geodetickou výšku a/nebo tlakové ztráty neumožňují dopravu samospádem v odpovídajícím množství.

Je evidentní, že s přihlédnutím ke specifikům materiálů dopravovaných v BPS (nehomogenní suspenze se sklony k abrazi a usazování) je možné použít pouze úzký okruh čerpadel. Nejčastěji používanými typy jsou dle [18] následující:

- Odstředivá čerpadla (viz obr. 1.3):
Jsou konstrukčně jednoduchá a relativně robustní [18]. V úvahu připadají zejména pro dopravu řídkých substrátů do obsahu sušiny 8 % [18]. Z důvodu vícenásobné přeměny¹¹ energie mají menší účinnost než srovnatelná čerpadla hydrostatická (viz další typy) [25]. Mezi výhody patří jejich kompaktnost, zároveň mají rovnoměrný průtok kapaliny a díky vysokým otáčkám umožňují přímý pohon bez převodovky [25].

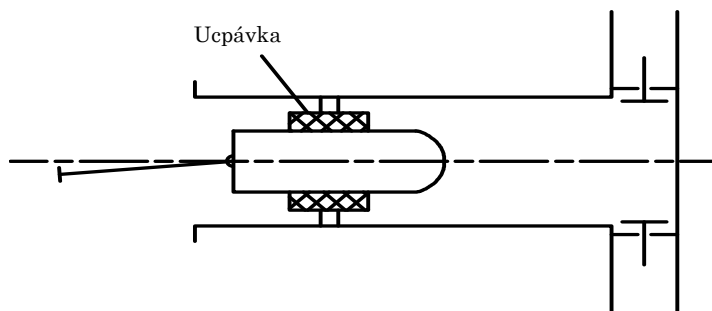
¹⁰ Vzhledem k účelu bývá také označováno jako plnicí potrubí.

¹¹ Nejprve se mechanická forma energie mění na kinetickou, následně kinetická energie na potenciální – tlakovou.



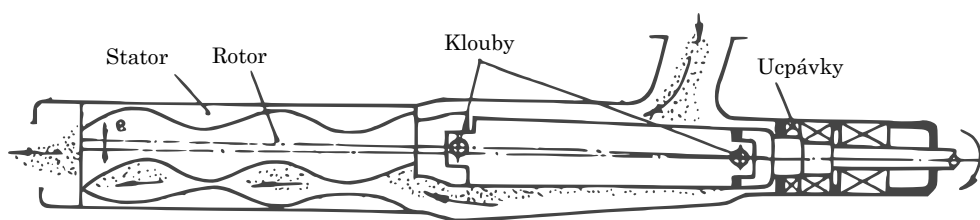
Obr. 1.3 Schematické znázornění hlavních částí odstředivého radiálního čerpadla, převzato z [25] a upraveno.

- Břítová čerpadla:
Zvláštní forma odstředivých čerpadel, vybavených na oběžném kole tvrzenými břity a ve skříni břitem protilehlým [18]. Díky tomu jsou vláknité částice obsažené v substrátu (např. sláma, zbytky krmiva) rozsekány na homogennější útvary [18].
- Plunžrová čerpadla (viz obr. 1.4):
Hydrostatická čerpadla, která se používají zejména pro dopravu substrátu s vysokým obsahem sušiny [18]. Mají dobré sací schopnosti a menší závislost průtoku na protitlaku oproti odstředivým čerpadlům [18]. Díky ucpávce, v níž je veden píst, je minimalizováno zadírání oproti pístovým čerpadlům [25]. Mezi nevýhody naopak patří nutnost pravidelného proplachování ucpávky a pracovního objemu čistou kapalinou [25].



Obr. 1.4 Jednoduché vyobrazení plunžrového čerpadla, převzato z [25] a upraveno.

- Vřetenová čerpadla typu MONO (viz obr. 1.5):
Hydrostatická čerpadla, jejichž předností jsou výborné sací schopnosti (sací výška až 8,5 m) a značné výtlačné tlaky [18]. Stator bývá vyroben z elastických materiálů, rotor pak z ušlechtilé oceli [18],[25]. Jeho použití je všestranné, vykazuje schopnost čerpat širokou škálu suspenzí [25].



Obr. 1.5 Zjednodušený řez vřetenovým čerpadlem typu MONO, převzato z [25] a upraveno.

- Čerpadla s rotujícími písty
Mají dva v protisměru rotující dvou- až čtyřkřídlé otáčivé písty uložené v oválné skříni a ve srovnání s čerpadly typu MONO se stejným příkonem dovolují čerpat substráty obsahující větší cizí tělesa a vláknité částice [18].

Prameny [17] a [18] se shodují na tom, že nejlepší provozní zkušenosti jsou s posledními dvěma jmenovanými čerpadly, tedy vřetenovými typu MONO a s rotujícími písty.

Armatury

Ke správné funkci systému dopravy materiálu v BPS neoddiskutovatelně patří vhodně zvolené a umístěné armatury. V bioplynových stanicích mezi nejčastěji využívané exempláře patří [18]:

- a) rozebíratelné spojky – v případě ocelového potrubí přírubové spoje, u plastových rour zásuvné spoje;
- b) regulační armatury – šoupátka a ventily různých typů, často se vyskytují také vícecestné (troj- či čtyřcestné) armatury pro variabilní rozvod do více potrubních tras;
- c) zpětné ventily či klapky – pro zabránění nežádoucího zpětného toku, např. z výše situovaného fermentoru zpět do přípravné nádrže;
- d) čistící otvory – T kusy, jejichž boční otvor se uzavírá víkem tak, aby byl v případě potřeby umožněna čistící procedura;
- e) manometr – umísťuje se na tlakové potrubí za čerpadlo pro informace o případném ucpání potrubí (nárůst tlaku) či poruše čerpadla (pokles tlaku).

1.4.3 Fermentory a míchadla

Fermentor lze bez pochyb označit za klíčové zařízení bioplynové stanice. Z tohoto důvodu je vhodné více rozvést jeho různá technická řešení, stejně jako rozsah jejich použití. Tato kapitola má spíše funkci popisně-technickou, samotnému procesu fermentace se věnuje kap. 2.2.1.

Základní konstrukční typy fermentorů jsou [18]:

- a) ležící (horizontální) fermentory – obr. 1.15 a obr. 1.16,
- b) stojící (vertikální) fermentory – obr. 1.6 až obr. 1.14, obr. 1.17.

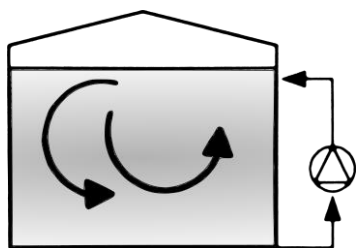
Kromě této základní vlastnosti se možnosti použití liší zejména v závislosti na použitém druhu míchání, které slouží ke [18]:

- smíchání čerstvého a fermentujícího materiálu,
- rozdělení tepla za účelem dosažení rovnoměrné teplotní úrovně,
- prevenci usazenin či plovoucích příkrovů, a
- zlepšení látkové výměny bakterií.

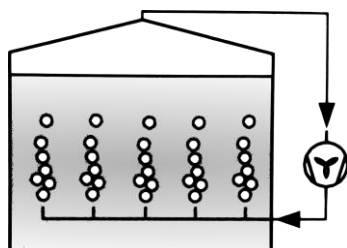
Kaltschmitt et al. [17] prezentuje celkem 13 různých konfigurací (ve smyslu kombinace fermentor-míchadlo). Vhodnost použití vyjadřuje kvalitativním popisem obsahu sušiny do čtyř případů:

- A. nízký obsah sušiny,
- B. nízký až střední obsah sušiny,
- C. střední až vysoký obsah sušiny,
- D. střední až velmi vysoký obsah sušiny.

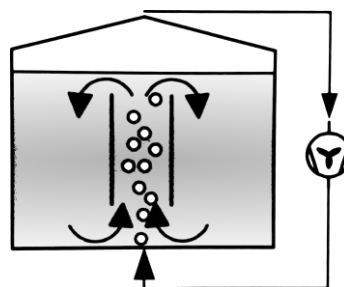
Následující ilustrace konstrukčních typů jsou převzaty právě ze [17] a upraveny pro potřeby této práce:



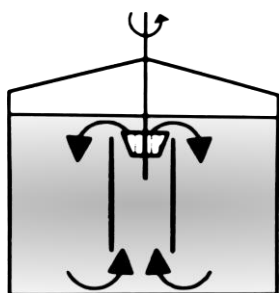
Obr. 1.6 Hydraulické
míchání pro případy A
[17].



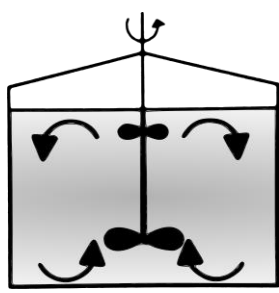
Obr. 1.7 Prosté
probublávání pro případy
A [17].



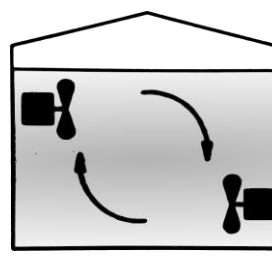
Obr. 1.8 Pneumatické
míchání s difuzorem pro
případy B [17].



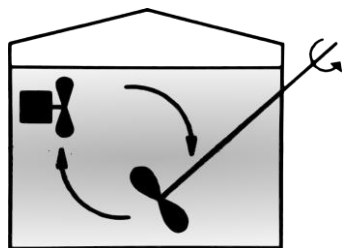
Obr. 1.9 Mamutka pro
případy B [17].



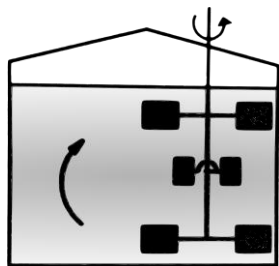
Obr. 1.10 Axiální
vrtulové míchadlo pro
případy C [17].



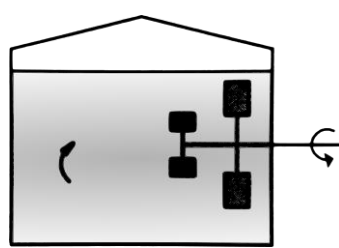
Obr. 1.11 Ponorná
vrtulová míchadla pro
případy C [17].



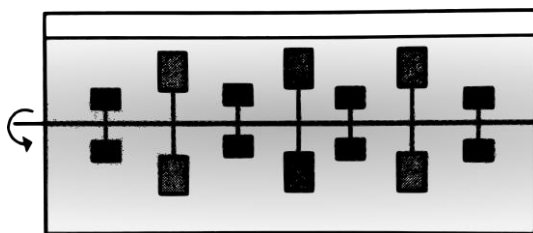
Obr. 1.12 Tyčová
míchadla pro případy C
[17].



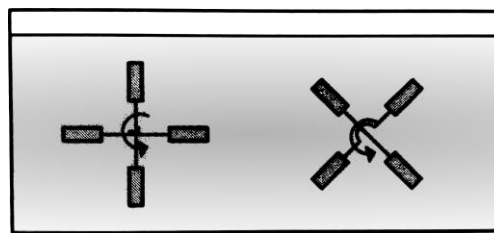
Obr. 1.13 Lopatková
míchadla s vertikální
osou pro případy D [17].



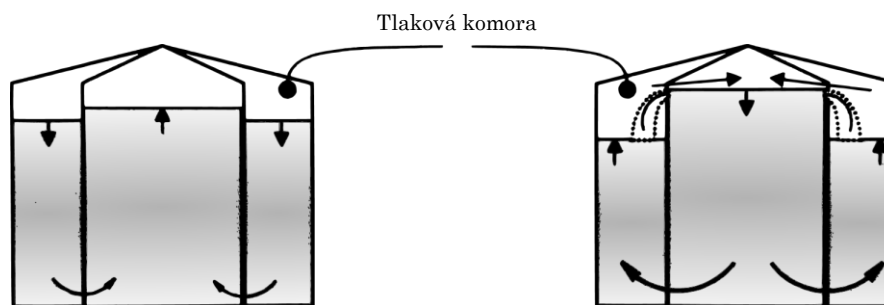
Obr. 1.14 Lopatková
míchadla s horizontální
osou pro případy D [17].



Obr. 1.15 Axiálně míchaný fermentor s pístovým tokem pro případy D [17].



Obr. 1.16 Křížově míchaný fermentor s pístovým tokem pro případy D [17].



Obr. 1.17 Míchání s využitím tlaku plynu; vlevo v důsledku vzrůstu tlaku, vpravo v důsledku jeho poklesu [17].

Míchání představuje jednu z nejvýraznějších vlastních spotřeb elektrické energie v BPS. Příkony míchadel se pohybují v řádech jednotek až desítek kW [18]. Trvalé míchání se však používá jen zřídka, protože kromě zvyšování vlastní spotřeby paradoxně může také snižovat výtěžky bioplynu, jak dokládá [26].

Kvantifikace el. spotřeby míchání daného suspenzního reaktoru, v tomto případě fermentoru BPS, a s tím související matematický popis je úlohou komplexní a spíše nesnadnou. Není účelem této diplomové práce detailně zkoumat takto úzkou oblast bioplynových stanic, zejména pokud dostupná literatura [21] předkládá tyto hodnoty jak pro různé typy míchadel, tak pro rozličné velikosti jednotek.

Tab. 1-1 Spotřeby energie pro míchání vrtulovými míchadly (nepřetržitý provoz), předpoklad 10 % sušiny v substrátu, 5 % sušiny v digestátu; převzato z [21].

Velikost jednotky	[t suš./d]	1	10	100
Reaktorový objem	[m ³]	53,2	532	5 320
Míchací příkon	[kWe]	2,6	16,5	106
Celková spotřeba	[GJ/d]	0,222	1,43	9,17

Je nutné zdůraznit, že v tab. 1-1 celkové spotřeby odpovídají míchání 24 hodin denně, což je stav v praxi povětšinou neuplatňovaný. Z tohoto důvodu nelze přímo poměřovat hodnoty spotřeby pro vrtulová míchadla a pro hydraulické míchání, uvedené v tab. 1-2.

Tab. 1-2 Spotřeby energie pro hydraulické míchání (3 hodiny denně),
předpoklad 10 % sušiny v substrátu, 5 % sušiny v digestátu; převzato z [21].

Velikost jednotky	[t suš./d]	1	10	100
Světlost potrubí	[mm]	25	63	178
Objemový průtok	[m ³ /h]	3,55	35,5	355
Čerpací příkon	[kWe]	1 × 2,1	1 × 14,2	2 × 19,2
Celková spotřeba	[GJ/d]	0,0358	0,2500	0,4150

Tab. 1-1 a tab. 1-2 dávají velmi konkrétní představu o energetické náročnosti procesu míchání. Proces fermentace však nevede pouze ke spotřebě elektrické energie, ale také tepla, čemuž se věnuje následující kapitola.

1.4.4 Topná zařízení

V českých klimatických podmínkách je prakticky vždy nutné fermentor opatřit topným zařízením. Důvodem je, že k procesu fermentace je nezbytné udržovat stálou teplotu, která se v drtivé většině případů pohybuje nad teplotou okolí. O jakou teplotu se v dané BPS jedná, to závisí na povaze přítomných mikroorganismů [7]:

- psychrofilní kmeny – pod 25 °C,
- mezofilní kmeny – mezi 25 a 45 °C,
- termofilní kmeny – nad 45 °C.

Na běžné procesně-inženýrské rozlišovací úrovni lze nalézt dva mechanismy, které vedou k potřebě tepla v BPS, a to *tepelné ztráty* skrze stěny fermentoru a *ohřev čerstvého substrátu* na teplotu uvnitř fermentoru. Udává se, že aby BPS pracovala s kladnou tepelnou bilancí, obsah sušiny v substrátu musí být vyšší než 3–5 % [27].

Tepelné ztráty lze vzhledem k velkým poloměrům zakřivení fermentorů vypočítat přenosovou rovnicí pro rovinnou stěnu [21]:

$$\dot{Q}_{ztr} = k \cdot A \cdot (T_{in} - T_{out}), \quad (1.1)$$

kde:

\dot{Q}_{ztr} ... ztrátový tepelný tok [W],

k ... součinitel prostupu tepla substrát–vzduch [W/(m² · K)],

A ... plocha fermentoru či jeho části [m²],

T_{in} ... teplota uvnitř fermentoru [°C],

T_{out} ... teplota okolí [°C].

Pro součinitel prostupu tepla skrze stěnu fermentoru o n vrstvách obecně platí:

$$k = \left(\frac{1}{\alpha_{in}} + \sum_{i=1}^n \frac{\delta_i}{\lambda_i} + \frac{1}{\alpha_{out}} \right)^{-1}, \quad (1.2)$$

kde:

α_{in} ... součinitel přestupu tepla na straně substrátu [W/(m² · K)],

δ_i ... tloušťka i -té vrstvy stěny fermentoru [m],

λ_i ... tepelná vodivost i -té vrstvy stěny fermentoru [W/(m · K)],

α_{out} ... součinitel přestupu tepla na straně vnějšího prostředí [W/(m² · K)].

Zdroj [21] udává následující rozsahy součinitelů přestupu tepla:

- $\alpha_{in} \in \langle 500; 3000 \rangle \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ dle vnitřního povrchu a míry míchání,
- $\alpha_{out} \in \langle 15; 25 \rangle \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ pro běžné podmínky,
- $\alpha_{out} \in \langle 10; 40 \rangle \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ pro extrémně nízkou (spodní hranice) či extrémně vysokou (horní hranice) větrnou expozici.

V projekční praxi se doporučují součinitele prostupu tepla k pod hodnotou $0,6 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ pro psychrofilní proces ($\sim 15 \text{ }^\circ\text{C}$), v případě mezofilního procesu ($\sim 35 \text{ }^\circ\text{C}$) pod $0,3 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ a nakonec u termofilního procesu ($\sim 55 \text{ }^\circ\text{C}$) nižší než $0,2 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$ [18]. Tato doporučení spolu se znalostí součinitelů přestupu tepla vedou na požadovanou hodnotu tepelného odporu izolace, tedy obrácenou hodnotu sumy v prostřední části rovnice (1.1).

Jak již bylo předestřeno, vedle tepelných ztrát nelze opomenout ani ohřev čerstvého substrátu na pracovní teplotu fermentoru. Obecně lze za předpokladu kontinuální dodávky substrátu zapsat modifikovaný tvar entalpické bilance:

$$\dot{Q}_{ohř} = \int_{T_1}^{T_2} c_{p,subs}(T) \cdot \dot{m}_{subs} \cdot dT, \quad (1.3)$$

kde:

$\dot{Q}_{ohř}$... tepelný tok pro kompenzaci nižší teplotní hladiny čerstvého substrátu [W],
 $c_{p,subs}(T)$... (teplotně závislá) měrná tepelná kapacita substrátu za konstantního tlaku [J/(kg · K)],

\dot{m}_{subs} ... hmotnostní tok čerstvého substrátu do fermentoru [kg/s],

dT ... diferenciál teploty [K],

T_1 ... teplota čerstvého substrátu před vstupem do fermentoru [$^\circ\text{C}$],

T_2 ... střední pracovní teplota fermentoru [$^\circ\text{C}$].

Za předpokladu, že měrná tepelná kapacity substrátu není závislá na teplotě, přejde po integraci rovnice (1.3) do následujícího tvaru:

$$\dot{Q}_{ohř} = c_{p,subs} \cdot \dot{m}_{subs} \cdot (T_2 - T_1). \quad (1.4)$$

Měrná tepelná kapacita substrátu je vzhledem k různorodosti tohoto materiálu, především z pohledu množství a složení sušiny, velmi obtížně kvantifikovatelnou veličinou specificky pro daný substrát. Místo rovnice (1.4) lze proto využít tab. 1-3, která zohledňuje obsah sušiny.

Tab. 1-3 *Specifická potřeba energie pro proces ohřevu substrátu s rozdílným obsahem sušiny, předpoklad mezofilního procesu; převzato z [18].*

Obsah sušiny [%]	Specifická potřeba tepla [kWh/kg suš.]
3	1,480
4	1,110
5	0,890
6	0,740
7	0,640
8	0,560
9	0,490
10	0,445
11	0,400
12	0,370

Po představení způsobu stanovení velikosti tepelné spotřeby fermentoru je na místě vrátit se k meritu této kapitoly, tedy popisu technologie BPS. Technickými prostředky pro realizaci ohřevu jsou výměníky tepla (dále většinou jen „VT“), přičemž v úvahu připadá celá řada technických variant, které jsou postupně představeny.

Externí výměníky tepla

Tyto VT jsou umístěny mimo fermentor. Jejich výhoda spočívá v tom, že pracují nezávisle na fermentoru [18]. Nicméně z důvodu nemalých nákladů, ať už investičních nebo provozních, jsou vhodné zejména pro velká zařízení (> 10 000 m³/rok) [18].

Nejčastěji se využívá následujících typů VT:

- *Trubka v trubce* – Užívá se v protiproudém zapojení [18]. Substrát protéká v trubkovém prostoru, topná voda pak v mezitrubkovém prostoru [18]. Čištění tohoto typu tepelného výměníku je při dané aplikaci poměrně nákladné [18].
- *Spirálový tepelný výměník* – Vyznačuje se kompaktností. Na rozdíl od předchozího typu se používá i pro přenos tepla substrát–substrát [18]. Z důvodů malé tendence k zanášení a rozebíratelnosti jsou nenáročné na údržbu [18]. Zároveň vykazují malé tlakové ztráty [18].



Obr. 1.18 Detail teplosměnné plochy spirálového tepelného výměníku [28].

Podlahové topení

Vhodné pro konstrukci vertikálních fermentorů, kde jsou v podlahovém tělese uložena otopná tělesa v podobě plastových trubek, nejčastěji z polyetylénu [18]. Pokud je použito podlahové topení, pak se tepelná izolace umísťuje až pod podlahovou desku [18]. Pro snížení tlakových ztrát se uplatňuje paralelní zapojení trubek mezi dva rozdělovače [18].

Provozně problematická může být tvorba usazenin, jejímž důsledkem je značné zhoršení prostupu tepla [18]. Prevencí proti tomuto nežádoucímu fenoménu je výkonné míchadlo [18].

Stěnové topení

Instalace takového topení se provádí ve dvou variantách. V prvním případě se, podobně jako u podlahového typu, zalijí trubky z polyetylénu do stěn fermentoru [18]. Nutnou podmínkou samozřejmě je, že konstrukce fermentoru je z litého betonu. Alternativou k tomuto postupu je upevnění trubek v určité vzdálenosti od stěny [18].

V obou případech je účelné stočení trubek do spirály, s prouděním odspodu nahoru tak, aby docházelo k odvzdušňování vlivem proudění [18]. Pro jednu i druhou variantu také platí, že odstup od podlahy by měl činit alespoň 20–50 cm [18].

Topení na hřídeli míchadla

Tento způsob vytápění se hodí zejména pro horizontální nádrže s lopatkovým míchadlem [18]. Na straně přívodu substrátu je hřídel míchadla osazena místo lopatek několika smyčkami ocelové trubky, která je protékána horkou vodou [18]. Využití tohoto typu ohřevu je výhodné, protože turbulence kolem míchadla zlepšuje přestup tepla, a proto postačují i relativně malé plochy výměníku [18]. Je však nutné počítat s tím, že pokud je míchadlo v klidu, přestup tepla se podstatně zhorší.

1.4.5 Další zařízení

Do kap. 1.4 nejsou začleněny kogenerační jednotky, ani zařízení související s digestátem. Vzhledem k jejich významu v rámci diplomové práce se těmto věnují samostatné kapitoly, a to kap. 3 *Energetické využití bioplynu* resp. kap. 4 *Nakládání s digestátem*.

Již představené technické aspekty bioplynových stanic samozřejmě netvoří úplný a vyčerpávající přehled. Nelze opomenout ani další části, bez nichž se provoz bioplynových stanic neobejde. S ohledem na fakt, že tyto oblasti jsou v rámci logiky

členění této práce okrajovou záležitostí, jsou však uvedeny pouze formou výčtu, s uvedením literatury, která se jim blíže věnuje:

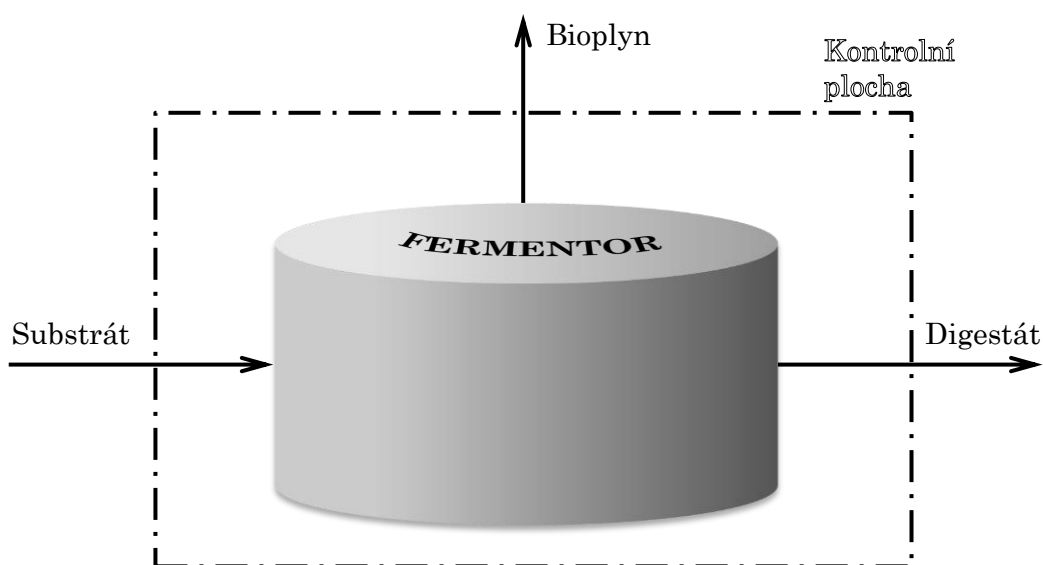
- kontrolní, měřicí a ovládací zařízení – [18], [21],
- plynojemy – [18], [21], [27],
- zařízení pro přípravu bioplynu – [18] a zejména [21].

2 Klíčové procesní proudy v bioplynové stanici

Tato kapitola popisuje klíčové procesní proudy v bioplynové stanici. Pod pojmem „klíčové proudy“ se rozumí takové, které:

- lze nalézt v každé bioplynové stanici,
- jsou bezprostředně svázány s klíčovým zařízením, tedy fermentorem (případně souborem fermentorů).

Z těchto kritérií vyplývají tři procesní proudy, a to *substrát*, *bioplyn* a *digestát*, jak zachycuje následující obrázek:



Obr. 2.1 Jednoduché vyobrazení klíčového zařízení (fermentor) a klíčových proudů, tj. procházejících přes kontrolní plochu fermentoru.

Každá z následujících podkapitol se věnuje vždy právě jednomu z klíčových procesních proudů.

2.1 Substrát

Jak již bylo formulováno v kap. 1.1, substrát je takový materiál, který je díky obsahu jistých organických a anorganických látek způsobilý pro použití v biochemickém procesu anaerobní fermentace.

Optimální substrát je takový, který se vyznačuje:

- všemi vlastnostmi nezbytnými pro anaerobní fermentaci (viz kapitola 2.1.1),
- co největší produkcí bioplynu za současného vysokého obsahu metanu,
- co nejnižší cenou.

První bod je podmínkou nutnou, nikoliv postačující pro volbu dané biomasy jako substrátu pro bioplynovou stanici. Mezi body b) a c) je pak u reálných substrátů nutné nalézt kompromisní řešení, které by mělo plynout z technicko-ekonomické analýzy za účelem maximalizace zisku.

2.1.1 Vhodnost materiálu pro anaerobní fermentaci

Vlastností nutných pro to, aby materiál byl způsobilý k aplikaci v rámci anaerobní fermentace, je celá řada. Dle zdroje [27] se jedná především o následující:

- Malý obsah anorganického podílu (popelovin);
- Vysoký podíl biologicky rozložitelných látek, optimálně v homogenizované směsi;
- Optimální obsah sušiny pro anaerobní fermentaci:
 - pro zpracování tuhých materiálů 22–25 %,
 - pro zpracování tekutých materiálů 8–14 %;
- Hodnota pH blízko neutrální hodnotě (7–7,8);¹²
- Poměr uhlíkatých a dusíkatých látek kolem hodnoty 30:1 (pramen [18] udává 20:1 až 40:1);
- Nepřítomnost nežádoucích příměsí, např. antibiotik, materiálů v hnilobném rozkladu, těžkých kovů a jiných inhibitorů mikrobiální aktivity;
- Správná předchozí manipulace – bez dlouhodobého skladování¹³ a nevhodných fyzikálně-mechanických účinků¹⁴.

Pro zajištění takové směsi, která splňuje všechny výše uvedené podmínky, se nejčastěji využívá princip *kofermentace*. Pod tímto pojmem se rozumí fermentace kejdy nebo tuhého hnoje spolu s organickými látkami, které nevznikají v živočišné výrobě [18]. Takové látky se označují jako kofermenty a nejčastěji se jedná o zbytky z rostlinné výroby, odpady ze zpracování a výkrmu či cíleně pěstovanou biomasu [18].

Tab. 2-1 Poměr obsahu uhlíku a dusíku v některých substrátech, převzato z [27].

Druh materiálu	C:N
kůra	120:1
piliny	500:1
papír, karton	350 až 1 000:1
odpad z kuchyně	12 až 20:1
odpad ze zeleniny	13:1
posečená tráva	12 až 25:1
odpad ze zahrad	20 až 60:1
listí	30 až 60:1
dřevěné štěpky	100 až 150:1
drůběží trus	10:1
močůvka	2:1
kejda skotu	10:1
sláma obilná	60 až 100:1

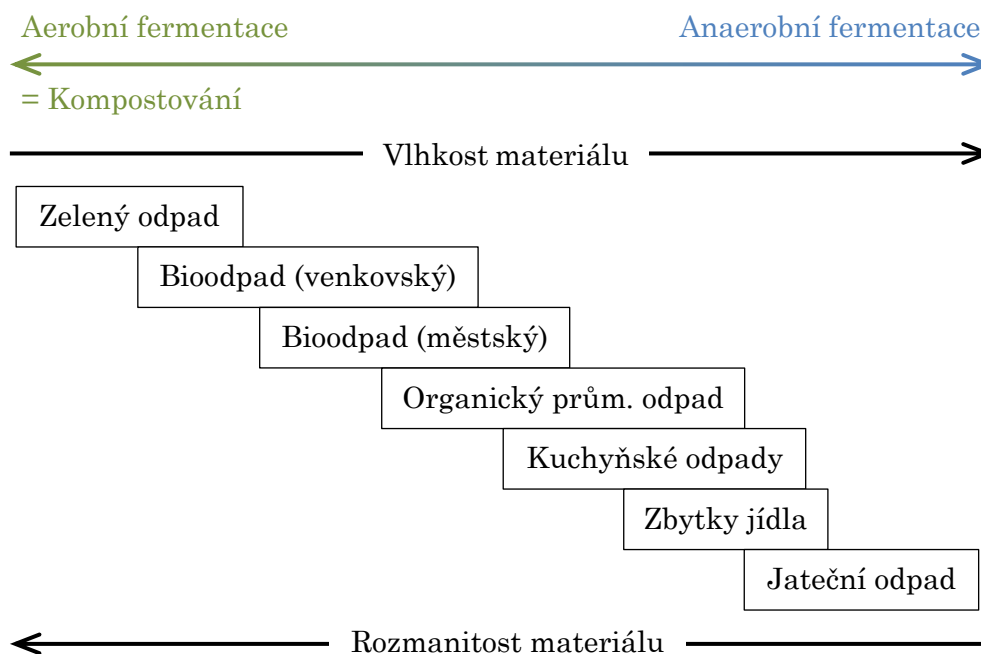
¹² V průběhu procesu pH typicky klesá. U kyselých substrátů může tento pokles inhibovat produkci metanu. Z tohoto důvodu se v praxi mísí a homogenizují materiály tak, aby prostředí nebylo příliš kyselé. V případě potřeby se mohou přidávat alkalické přísady. [27]

¹³ Skladování za přístupu vzduchu vede k procesu aerobní fermentace = kompostování. [27]

¹⁴ Příkladem nevhodných fyzikálně-mechanických účinků je potrubní doprava slamnaté chlévské mrvy. [27]

Tab. 2-1 prezentuje důvod, proč je kofermentace často nejenom vhodná, nýbrž nezbytná. Je patrné, že samotné substráty z živočišné výroby (keřda, močůvka) nespádají do optimálního rozsahu z hlediska poměru uhlíkatých ku dusíkatým látkám. Přidáním například slámy však lze směs naladit tak, aby toto kritérium splňovala.

Závěrem této podkapitoly je vhodné dodat, že pokud substrát nesplňuje kritéria pro podmínky anaerobní fermentace, může být naopak vynikající vstupní surovinou pro aerobní proces fermentace. Pro oblast odpadového hospodářství situaci vyobrazuje následující schéma:



Obr. 2.2 Přehled vhodnosti zpracování odpadů aerobním či anaerobním procesem; převzato z [18] a upraveno.

Je-li materiál způsobilý pro anaerobní fermentaci, neznamená to nutně, že bude jeho použití efektivní. O tomto mnohem lépe vypoví měrné výtěžky bioplynu, kterým se věnuje následující podkapitola.

2.1.2 Měrné výtěžky bioplynu

Anaerobní fermentace za vzniku bioplynu je poměrně složitým biochemickým procesem. V rámci této práce se mu v popisné rovině blíže věnuje kap. 2.2.1.

Pokud se týká rigorózního matematického popisu anaerobní fermentace, zdroj [21] poukazuje na fakt, že kinetika tvorby metanu v suspenzních reaktorech závisí na celé řadě veličin, které nejsou dobře dostupné z provozních měření ani literatury. Jedná se především o veličiny spojené s růstem a koncentrací mikroorganismů a hned několik kinetických konstant [21]. Z tohoto důvodu se v praxi mnohem častěji využívá tzv. měrných výtěžků bioplynu, které jsou založeny na provozně ověřených datech a v literatuře hojně tabelovány [21].

Měrné výtěžky mohou být vyjádřeny buďto v objemu metanu, nebo v objemu bioplynu. Tyto hodnoty mohou být na jednotku substrátu vztaženy rozličnými způsoby. V některých případech mohou být vztaženy nikoliv na parametr substrátu, nýbrž na hospodářská zvířata, výsledkem jejichž metabolismu substrát vzniká, případně na jednotku plochy pole, na níž jsou pěstovány zpracovávané energetické plodiny. V literatuře se vyskytují různé vztažné veličiny pro měrné výtěžky, mj.:

- a) hmotnost čerstvého materiálu [27];
- b) hmotnost organické sušiny [18],[21],[27];
- c) hmotnost celkové sušiny (včetně popelovin) [21],[27];
- d) hmotnost ztráty žíháním¹⁵ [21];
- e) hmotnost sušiny v sacharidech, tucích a bílkovinách [18],[27];
- f) velká dobytčí jednotka = VD_J¹⁶ [18],[27];
- g) hektar pole [27].

Nejrozsáhlejší a zároveň nejlépe porovnatelné měrné výtěžky předkládá z výše uvedených zdroj [21]. Zároveň udává jednotné referenční podmínky, které jsou:

- obsah metanu v bioplynu přibližně 62 obj.%,
- stupeň biodegradabilního rozkladu přibližně 70 %.

Výtěžky jsou uvedeny v kubických metrech metanu na kilogram zpracované celkové sušiny [m³/kg suš.], přičemž chybí údaj o tom, k jakým stavovým podmínkám se objem metanu vztahuje. V této práci bude dále uvažováno, že se jedná o podmínky normální. Lze snadno ukázat, že případný omyl, za předpokladu mezofilního procesu (35 °C) a mírného přetlaku (103 kPa abs.) v jímači bioplynu, způsobí chybu přibližně 10 %:

$$V_N = V \cdot \frac{T_N}{T} \cdot \frac{p}{p_N} = V \cdot \frac{273,15}{308,15} \cdot \frac{103\,000}{101\,325} = 0,90 V, \quad (2.1)$$

kde:

p_N, V_N, T_N ... stavové veličiny za normálních podmínek [Pa, Nm³, K],

p, V, T ... stavové veličiny za zkoumaných podmínek [Pa, m³, K].

Vzhledem k tomu, že výtěžky bioplynu jsou uváděny často formou rozsahů, u kterých v některých případech je horní hranice téměř trojnásobkem hranice dolní, výše uvedenou chybu lze označit za nepodstatnou ve srovnání s nejistotami spojenými s volbou konkrétní hodnoty v rámci rozsahu.

Na následujících stranách je uveden přehled měrných výtěžků převzatý právě z [21], a to včetně primárních zdrojů. Navíc jsou doplněny hodnoty obsahu sušiny a jejich zdroje.

¹⁵ Spalitelná část celkové sušiny (gravimetricky při 550 °C). Platí následující relace: *celková sušina = minerální látky + ztráta žíháním*. Minerální látky a popeloviny jsou prakticky totožnými pojmy, což implikuje, že ztráta žíháním prakticky odpovídá organické sušině. [21]

¹⁶ *Velká dobytčí jednotka* představuje kus o hmotnosti 500 kg. Přepočty jsou uvedeny např. v nařízení vlády č. 79/2007 Sb.

Tab. 2-2 Měrné výtěžky metanu; převzato z [21] a doplněno o průměrné sušiny.

Kategorie	Substrát ¹⁷	Výtěžek metanu [Nm ³ CH ₄ /kg suš.]	Cit.	Prům. sušiny [%]	Cit.
Skot ¹⁸	nízkoenergetický výkrm (92 % KS ¹⁹)	0,12	[30]	22	[41]
	střední výkrm (40 % KS ¹⁹)	0,16	[30]	22	[41]
	vysokoenergetický výkrm (69 % KS ¹⁹)	0,22–0,28	[30]	22	[41]
	dojnice	0,12–0,17	[30]	22	[41]
	dojnice (550 kg)	0,18	[31]	22	[41]
	hovězí žír (350 kg)	0,25	[31]	22	[41]
	jalovice (330 kg)	0,16	[31]	22	[41]
	telata (100 kg)	0,15	[31]	22	[41]
	hovězí hnůj	0,13	[32]	22	[41]
	hovězí hnůj (2) hovězí hnůj + sláma	0,10–0,29 0,09	[33] [34]	22 >22	[41] [41]
Prasata ¹⁸	výkrm na kukuřici	0,29–0,35	[30]	24	[41]
	výkrm selat ječmenem	0,22–0,25	[30]	24	[41]
	prase na výkrmu (70 kg)	0,25	[31]	24	[41]
	prasnice (170 kg)	0,19	[31]	24	[41]
	prasnice se selaty (90 kg)	0,22	[31]	24	[41]
	kanci	0,20	[31]	24	[41]
	selata malá (10 kg)	0,41	[31]	24	[41]
	selata větší (23 kg)	0,37	[31]	24	[41]
	prasečí kejda + kal ČOV	0,30–0,40	[35]	3–5	odh.
Drůbež ¹⁸	prasečí kejda	0,28–0,48	[31]	5,5	[41]
	kuřecí trus	0,20	[30]	42	[41]
Odpady	nosnice (2,2 kg)	0,28	[31]	42	[41]
	kal z ČOV	0,28	[30]	2,5–5	[42]
	biodegradabilní frakce TKO	0,12	[30]	60–75	[18]

¹⁷ U zvířat může být uveden ve sloupci substrát též druh výkrmu, případně identifikace samotného dobytka.

¹⁸ Zvířecí exkrementy včetně steliva.

¹⁹ KS = kukuřičná siláž.

Tab. 2-3 Měrné výtěžky metanu doplněné o průměrné sušiny – pokračování.

Kategorie	Substrát	Výtěžek metanu [Nm ³ CH ₄ /kg suš.]	Cit.	Prům. sušiny [%]	Cit.
Rostlinné odpady	kukuřičná nať	0,18	[30]	80	[43]
	kukuřice řezaná celá	0,40	[32]	35	[27]
	kukuřičná siláž	0,37	[32]	35	[27]
	pšeničná sláma	0,20		91–92,5	[43]
	pšeničná sláma (2)	0,10–0,19	[32]	91–92,5	[43]
	ječná sláma	0,15	[32]	90	[43]
	ovesná sláma	0,17	[32]	91–92,5	[43]
	jetel sečený	0,26	[32]	19–24	[43]
	tráva čerstvě sečená	0,31	[32]	21–24	[18]
	tráva čerstvá	0,18	[36]	21–24	[18]
	travní senáž	0,28	[32]	40	[43]
	stébelnaté trávy a staré seno	0,19	[37]	89–94	[43]
	nať z cukrové řepy	0,24	[32]	20	[43]
	nať z brambor	0,31	[32]	N/A ²⁰	—
	Biomasa	vodní hyacint	0,14	[30]	5–7,5
směs kukuřice ²¹ , brambor, kapusty, ovsa		0,30	[38]	N/A ²⁰	—
prutová (dřevní) biomasa		0,16	[39]	65	[44]
dřevní biomasa		0,18–0,28	[40]	65	[44]
banánové slupky		0,19–0,27	[36]	93	[46]
Celulóžový odpad	odpad z mrkve	0,31	[36]	14	[43]
	kartonáž	0,14–0,27	[36]	90–95	[47]
	papír	0,09–0,16	[36]	90–95	[47]

Pozn. Průměrné sušiny jsou zaokrouhleny na půlprocenta. Jediná odhadovaná hodnota v tabulce je založena na obsazích sušiny dílčích složek.

²⁰ Z angl. *not available* = není k dispozici. Dle autorova názoru nejsou tyto hodnoty k nalezení v dostupné literatuře.

²¹ V tomto případě specificky zelená kukuřice.

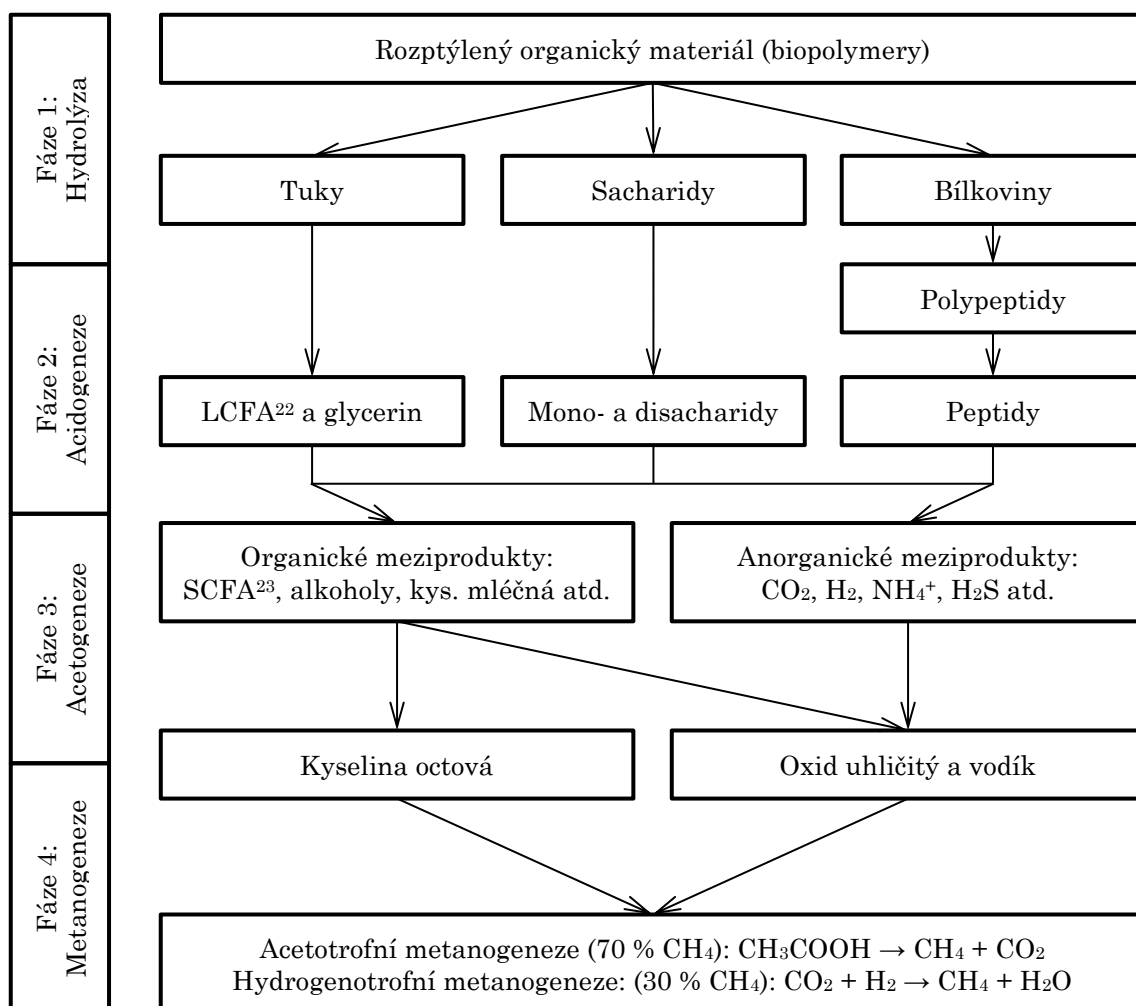
2.2 Bioplyn

Ačkoliv z pohledu rozkladu organického materiálu lze bioplyn chápat jako „odpadní“ produkt, v zemědělském BPS se jedná o stěžejní komoditu. Ať už je využití bioplynu v těchto stanicích jakékoliv, prakticky bez výjimky platí, že právě bioplyn je zdrojem hlavních ekonomických příjmů, a je tedy nezbytný pro životaschopnost zařízení.

V kap. 2.1 byly představeny nezbytné vlastnosti substrátu, aby bioplyn vůbec vznikl, stejně jako měrné výtěžky bioplynu. V souladu s logikou práce od obecného ke konkrétnímu je předmětem této kapitoly bližší popis mechanismu vzniku včetně možných poruch a vlastností bioplynu.

2.2.1 Mechanismus vzniku bioplynu

Anaerobní fermentace je velmi složitým biochemickým procesem, který se skládá z mnoha dílčích kroků nejrůznějšího charakteru (fyzikální, fyzikálně-chemické, biologické procesy) [27]. Pro bioplynovou stanici stěžejní metanogeneze je pouze konečnou fází biochemické konverze biomasy na bioplyn a zbytkový fermentovaný materiál [27]. Vzhledem ke složitosti děje je vhodné na začátek celý proces ilustrovat:



Obr. 2.3 Schéma zachycující kroky anaerobní fermentace; převzato z [22].

²² LCFA z angl. *long-chain fatty acids* = mastné kyseliny s dlouhým řetězcem. [48]

²³ SCFA z angl. *short-chain fatty acids* = mastné kyseliny s krátkým řetězcem. [48]

Jak je patrné z obr. 2.3, celý proces sestává ze čtyř fází. Zajímavým faktem je, že hydrolyza začíná ještě v době, kdy prostředí obsahuje vzdušný kyslík, protože hydrolytické mikroorganismy striktně nevyžadují bezkyslíkaté prostředí [27]. To je v souladu s informacemi z kap. 1.4.1, kde je uvedeno, že přístup vzduchu podporuje započetí první fáze procesu.

V dalších fázích již dochází k vytvoření zcela anaerobního prostředí [27]. Klíčové suroviny pro metanogenezi (oxid uhličitý, vodík a kyselina octová) vznikají zčásti již ve fázi druhé (acidogeneze), při fázi třetí (acetogeneze) pak dochází k dodatečnému rozkladu vyšších organických kyselin a alhokolů [27]. V poslední a nejdůležitější fázi vzniká dvěma mechanismy metan – buďto rozkladem kyseliny octové acetotrofními bakteriemi, nebo z oxidu uhličitého a vodíku působením hydrogenotrofních bakterií [27].

Pro stabilitu procesu je velmi důležitá vyváženost z pohledu kinetiky jednotlivých fází. Důvodem je, že metanogenní fáze probíhá přibližně 5× pomaleji než zbylé tři fáze, čemuž je potřeba přizpůsobit jak konstrukci, tak provoz bioplynové stanice, zejména pak dávkování substrátu [27].

Kromě nevhodné konstrukce či provozu bioplynové stanice existují i jiné důvody nestability procesu. Obecně platí, že nestabilita je zapříčiněna tím, že některý z dílčích procesů je nadměrně stimulován, či naopak inhibován [21]. Hlavními příčinami poruch procesu jsou:

- a) **Náhlá změna teploty** – Náhlé zvýšení teploty vede ke zrychlení procesů acidogeneze, přičemž metanogeny ne vždy zvládnou spotřebovat zvýšenou produkci kyseliny octové a vodíku [21]. V bioplynu se zvyšuje obsah oxidu uhličitého a může se objevit i vodík [21]. Při náhlém poklesu teploty se více snižuje činnost metanogenů než acidogenů, proto je výsledek obdobný jako v případě náhlého zvýšení [21].
- b) **Přetížení organickými látkami** – Stejně jako v předchozím případě, vede k neschopnosti metanogenů zpracovávat meziprodukty [21].
- c) **Přetížení hydraulické** – Zkracuje střední dobu zdržení a může způsobit vyplavení části biomasy [21]. Zkrácená zdržná doba nemusí stačit k proběhnutí celého procesu rozkladu, což může vést k přetížení organickými látkami a odezva procesu je pak totožná s předchozím případem [21].
- d) **Intoxikace přítokem** – V tomto případě odezva reaktoru velmi závisí na koncentraci, době expozice a druhu toxické látky [21]. Vyžaduje rychlou reakci a diagnózu toho, které mikroorganismy byly zasaženy [21].
- e) **Změna pH** – Je důsledkem přítomnosti kyselin nebo zásad v přítoku. Odezva reaktoru závisí na velikosti tzv. neutralizační kapacity reaktoru, přičemž nezřídka je nutné neutralizovat přítok [21].

2.2.2 Složení a vlastnosti bioplynu

Základním atributem bioplynu, od něhož se více či méně odvíjí všechny ostatní vlastnosti, je jeho složení. Reaktorové bioplyny jsou prakticky tvořeny pouze binární směsí metanu a oxidu uhličitého [21]. Do složek bioplynu se zahrnují i další anorganické plyny přítomné v malých obsazích – u kvalitního bioplynu nejvýše v rádech desetin procent [21]. Celkově je nejčastěji nutno v bioplynu počítat s následujícími plyny [21]:

- metan CH₄,
- oxid uhličitý CO₂,
- dusík N₂,
- argon Ar,
- kyslík O₂,
- vodík H₂,
- oxid dusný N₂O,
- sulfan H₂S,
- amoniak NH₃,
- chlorovodík HCl.

Procentuální zastoupení hlavních složek bioplynu – CH₄ a CO₂ – lze v literárních pramenech nalézt jako velmi proměnné v závislosti na vstupním substrátu. Vzhledem k tomu, že proces ovlivňuje také celá řada dalších parametrů, určení přesné hranice obsahů metanu a oxidu uhličitého dle použitého substrátu je nereálné [21]. Značná část bioplynových stanic však produkuje bioplyn s obsahem metanu v rozmezí 60 a 65 obj.% [21]. Typické obsahy minoritních složek zachycuje tab. 2-4, oxid uhličitý je pak prakticky doplňkem do 100 %.

Tab. 2-4 Typické obsahy vybraných minoritních složek v bioplynu; převzato z [21] a doplněno o informace o sulfanu z [27].

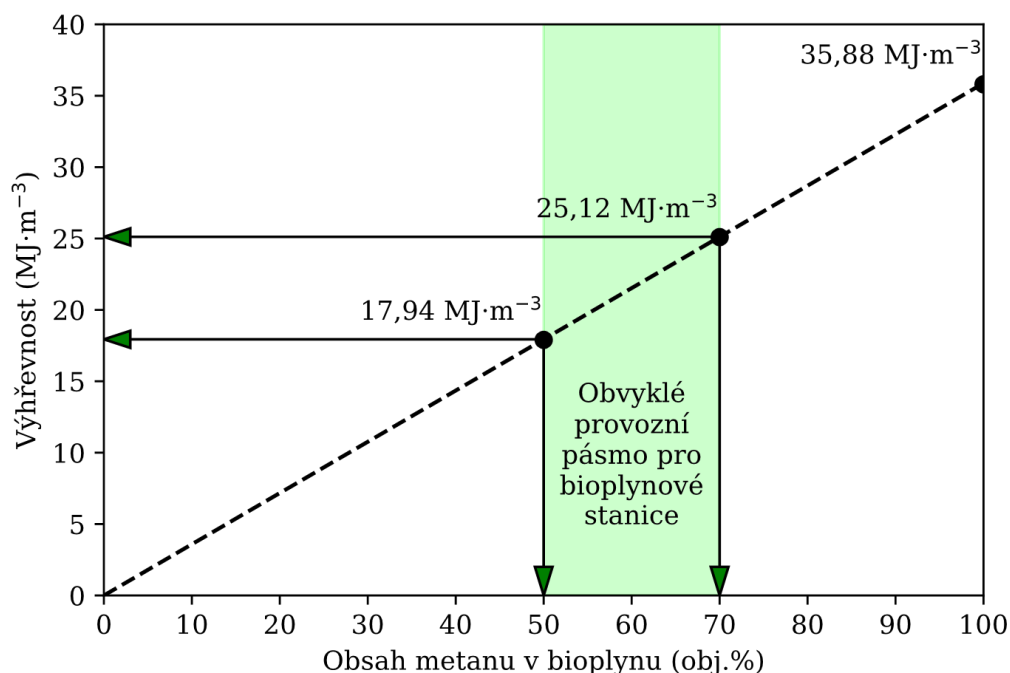
Složka	Obsah
Kyslík	vždy pod 0,1 obj.%
Dusík	pod 3 obj.%, běžně pod 0,2 obj.%
Sulfan	<ul style="list-style-type: none"> ▪ do 80 mg/m³ pro papír, dřevo, rostlinnou hmotu ▪ 50–300 mg/m³ pro kaly z městských ČOV ▪ 50–600 mg/m³ pro živočišné odpady z chovu skotu ▪ 500–6000 mg/m³ pro živočišné odpady z chovu vepřů, drůbeže, potravinářské odpady
Halogenované uhlovodíky	velmi nízký, pokud není surovina kontaminována
Ostatní uhlovodíky	—

Pokud je bioplyn energeticky využíván bez zásadnějších úprav (ve smyslu zvyšování podílu metanu), lze za jeho klíčovou vlastnost označit výhřevnost. Ta se odvíjí od výhřevnosti jednotlivých složek. Tyto spolu s hustotami, poměrnými hustotami a stechiometrickými poměry prezentuje tab. 2-5.

Tab. 2-5 Hustoty, poměrné hustoty, výhřevnosti a stechiometrické poměry pro vybrané složky bioplynu a bioplyn samotný; převzato z [27].

Plyn	Hustota ²⁴ [kg/m ³]	Poměrná hustota ²⁵ [-]	Výhřevnost [MJ/Nm ³]	Stech. poměr ²⁶ [-]
metan CH ₄	0,7175	0,5549	35,88	9,561
vodík H ₂	0,0899	0,0695	10,78	2,383
oxid uhličitý CO ₂	1,977	1,529	—	—
kyslík O ₂	1,429	1,105	—	—
dusík N ₂	1,251	0,967	—	—
sulfan H ₂ S	1,540	1,191	22,80	neuveдено
bioplyn 60 % CH ₄	1,200	0,928	21,53	5,71

Z tab. 2-5 plyne, že výhřevnost bioplynu se odvíjí prakticky pouze od obsahu metanu. Druhá majoritní složka, tedy oxid uhličitý, již nemá schopnost další oxidace, z čeho vyplývá nulová výhřevnost. Z minoritních složek vykazují nenulovou výhřevnost vodík a sulfan, vzhledem k velmi nízkému obsahu však mají zanedbatelný energetický význam. Výhřevnost bioplynu tedy lze uvažovat jako přímo úměrně rostoucí s obsahem metanu, jak zachycuje obr. 2.4. Z tohoto obrázku je přitom zřejmé, že pro obvyklé provozní pásmo BPS (50–70 obj.% CH₄) se výhřevnost pohybuje přibližně od 17,9 do 25,1 MJ/Nm³.



Obr. 2.4 Závislost výhřevnosti bioplynu na obsahu metanu; převzato z [27] a upraveno.

²⁴ Hustota za normálních stavových podmínek, tedy 0 °C a 101,325 kPa.

²⁵ Poměr hustoty plynu ku hustoty vzduchu, za vzájemně korespondujících stavových podmínek.

²⁶ Stechiometrický poměr při spalování se vzduchem.

Z hlediska bezpečnosti je velmi důležitým parametrem hustota. Tab. 2-5 sice ukazuje, že bioplyn má poměrnou hustotu nižší než 1 (je tedy lehčí než vzduch), ve skutečnosti však dochází k separaci obou hlavních složek, oxid uhličitý klesá dolů a vzhledem k tomu, že je nedýchatelný, vytváří pro živé organismy smrtelně nebezpečné prostředí [27].

2.3 Digestát

Digestát je vedle bioplynu druhým, taktéž ekonomicky zužitkovatelným, produktem bioplynových stanic. Typicky se digestát používá jako hnojivo na polích v blízkosti BPS, k čemuž ho předurčují jeho atributy [22]. Následující podkapitola se věnuje právě složení a vlastnostem digestátu.

2.3.1 Složení a vlastnosti

Obecně platí, že fyzikálně-chemické vlastnosti digestátu se různí, a to zejména v závislosti na povaze a složení substrátu, stejně jako v důsledku různých provozních podmínek [22]. Těmto vazbám se blíže věnují kap. 2.3.2 a 2.3.3.

Z jednoduché materiálové bilance (viz obr. 2.1) plyne, že hmotový výstup digestátu je vždy o odcházející bioplyn menší než hmotový vstup substrátu. Hmotnostní tok bioplynu pak koresponduje s úbytkem sušiny v průběhu fermentace. Digestát proto obvykle obsahuje o 50–80 % méně sušiny ve srovnání se substrátem [22].

Kromě poklesu sušiny v průběhu procesu dochází i k jiným změnám. Jmenovitě anaerobní fermentací statkových hnojiv (hnůj, kejda), které jsou typickým substrátem zemědělských BPS, je docíleno redukce zápachu, inaktivace patogenů a klíčivosti obsažených semen [49]. To vybízí k použití výsledného digestátu jako hnojiva, protože v mnoha aspektech převyšuje statková hnojiva, ze kterých vznikl [49]. Obecnější srovnání statkových hnojiv a digestátu, včetně shrnutí některých již uvedených informací, poskytuje tab. 2-6.

Tab. 2-6 Jednoduché srovnání digestátu a statkových hnojiv; údaje z [22].

Digestát má oproti statkovým hnojivům:	
Nižší	Vyšší
<ul style="list-style-type: none"> ▪ Obsah sušiny ▪ Obsah organického uhlíku ▪ Poměr C:N ▪ Viskozitu 	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Hodnotu pH ▪ Podíl amonných kationtů NH_4^+

Jak je předestřeno v úvodu této podkapitoly, vlastnosti digestátu jsou rozličné. S tím úzce souvisí také široká škála složení, které prakticky nelze vyjádřit jednou reprezentativní hodnotou. Pramen [49] předkládá výsledky ze statistického šetření napříč evropskými bioplynovými stanicemi. Kromě průměrné hodnoty jsou zde uvedeny také kvantily 10 % a 90 %, které dobře popisují rozsah, ve kterém se složení digestátu se značnou pravděpodobností nachází. Analyzováno bylo více než 1800 vzorků (u těžkých kovů je toto číslo menší, ale stále přesahující 1000), což lze bez pochyby označit za reprezentativní vzorek.

Samotné výsledky analýzy jsou k vidění v tab. 2-7. Je z nich patrný obsah hnojivých látek (N, P, K), i s ohledem na nízký podíl sušiny však spíše v nižších absolutních množstvích (řádově desetiny procenta digestátu). Za zmínku stojí také zásaditá hodnota pH a významný podíl amoniakálního dusíku (NH₄-N). Kombinace těchto dvou vede jednak k nebezpečí emise amoniaku a oxidu dusného do atmosféry, jednak hrozí znečištění podzemních a povrchových vod [8]. Některé z těchto aspektů je třeba brát v úvahu při nakládání s digestátem, kterému se blíže věnuje kap. 4.

Tab. 2-7 Výsledky analýzy přibližně 1800 vzorků digestátu odebraných v několika členských státech EU mezi lety 2009 a 2012; převzato z [49].

	Jednotka	Kvantil 10 %	Aritmetický průměr	Kvantil 90 %
Obsah sušiny	hm. %	2,7	5,7	9,1
Organický podíl sušiny	%	55,2	69,3	82,4
Hodnota pH	–	7,5	7,9	8,3
N	% suš.	4,9	10,4	18,1
NH ₄ -N	% suš.	1,6	6,0	12,6
K ₂ O	% suš.	2,2	5,3	8,8
P ₂ O ₅	% suš.	1,9	3,8	5,5
CaO	% suš.	2,1	4,7	8,1
Mg	% suš.	0,3	0,7	1,3
Cr	mg/kg suš.	6,5	15,1	25,9
Cd	mg/kg suš.	0,2	1,4	2,6
Pb	mg/kg suš.	2,1	5,8	9,6
Zn	mg/kg suš.	157,4	311,1	494,0
Cu	mg/kg suš.	34,9	87,5	151,6
Hg	mg/kg suš.	0,0	0,1	0,2

2.3.2 Vliv substrátu na digestát

Vstupní substrát primárně ovlivňuje množství sušiny v digestátu, jeho charakter však může mít dopad na obsah či formu dusíku [22]. Vybrané parametry substrátu a jejich vliv na digestát jsou popsány na následujících řádcích.

Organické odpady

Organické odpady vykazují vysoký organický podíl sušiny (např. u odpadů z jídla více než 90 %) [22]. Tento organický podíl bývá snadno rozložitelný, proto výsledný digestát naopak obsahuje velmi málo organických látek a zároveň má digestát rovněž nízký obsah celkové sušiny [22].

Velké množství jatečního odpadu

Jateční odpad se do digestátu promítá vysokou koncentrací dusíku [22]. Mimoto je z tohoto dusíku velká část v amoniakální formě [22].

Velké množství hnoje

Typicky má digestát v tomto případě pouze nízký obsah sušiny, v případě hovězího hnoje plného nestrávených rostlin a zbytků podestýlek však může naopak být relativně vysoký [22]. Pokud se týká dusíku, v digestátu z tohoto substrátu se nachází ve významných koncentracích [22].

Energetické plodiny

Substrát z energetických plodin vede k vysokému obsahu sušiny za současného vysokého organického podílu v sušině [22].

2.3.3 Vliv provozních podmínek na digestát

Vedle vstupního substrátu mají na výsledný digestát vliv také provozní podmínky. Ovlivňovat lze např. přidavek vody, míru recirkulace digestátu/fugátu a zdržnou dobu substrátu.

Velký přídavek vody

Je zcela intuitivní, že velké množství přidané vody povede k zředění, ze kterého vyplývá [22]:

- velké množství produkovaného digestátu,
- nízká koncentrace solí/amoniaku,
- nízký obsah sušiny.

Vysoká míra recirkulace

Vysoká míra recirkulace povede ke zcela inverzním důsledkům ve srovnání s předchozím případem, tedy [22]:

- malému množství produkovaného digestátu,
- vysoké koncentrace solí/amoniaku,
- vysokému obsahu sušiny.

Krátká zdržná doba

V podstatě odpovídá poruchovému stavu c) *hydraulické přetížení* na straně 38. Z toho plyne [22]:

- vysoká koncentrace těkavých mastných kyselin,
- vysoký organický podíl v sušině,
- nízký podíl amoniakálního dusíku.

3 Energetické využití bioplynu

Energetickým využitím bioplynu lze rozumět transformaci energie v bioplynu na jinou, využitelnou formu. Přesněji řečeno, bioplyn je nositelem chemické energie, která může být uvolněna spalováním obsaženého metanu. Dokonalému spalování tohoto plynu odpovídá níže uvedená rovnice:



Je-li chemická energie při této exotermické reakci uvolněna, účelem je její transformace na tepelnou, mechanickou či elektromagnetickou formu [7]. Několik obecných konceptů využití bioplynu bylo představeno již v kap. 1.3. Z řad energetického využití stojí za zmínku:

- **Světlo** – v plynových lampách [7], dnes spíše historický význam;
- **Vytápění** – spalováním v bioplynových kotlích a kamnech, či jako součást kogenerace [7];
- **Sušení** – snižování vlhkosti agrárních komodit, dřeva či průmyslových výrobků v různých typech sušiček [7];
- **Chlazení** – v absorpčních chladicích jednotkách [7];
- **Elektrina** – nejčastěji v plynových motorech (zážehových nebo vznětových), palivových článcích, plynových mikroturbínách, Rankinových cyklech (CRC²⁷/ORC²⁸ systémy), Kalinově cyklu, Stirlingových motorech apod. [7];
- **Doprava** – jako biometan ve vozidlech na stlačený zemní plyn (CNG) [7].

V praxi zemědělských bioplynových stanic je naprosto dominantním způsobem využití výroba elektrické energie v plynových motorech za současného využití odpadního tepla – např. právě k vytápění, sušení, chlazení²⁹ či dodatečné výrobě elektrické energie. Jak je již v textu uvedeno, tato kombinovaná výroba elektriny a tepla se nazývá *kogenerace*, a blíže se jí věnuje následující podkapitola.

3.1 Obecné informace o KVET

Kogenerace je způsob, jak lze hospodárně nakládat s tzv. primární energií³⁰. Žádoucí je stav, kdy zařízení pro KVET vykazuje nižší spotřebu paliva, než by dohromady vykazovaly teplárna a elektrárna o odpovídajícím tepelném, resp. elektrickém výkonu.

Zda je skutečně KVET výhodná z pohledu primární energie, to hodnotí rovnice (3.2) převzatá z [51]. Platí-li, že kritérium $UPE > 0$, pak dochází k úspoře primární energie. Za předpokladu efektivního využití veškeré vyrobené energie tuto podmínku prakticky bez výjimky splňují kogenerační jednotky na bioplyn, jejichž celková účinnost se pohybuje nad 80 %, výjimečně až 90 % [7],[27].

²⁷ CRC = Clausiův-Rankinův cyklus využívající jako pracovní médium vodu, resp. vodní páru.

²⁸ ORC = Organický Rankinův cyklus využívající jako pracovní médium organické médium o nižší teplotě varu ve srovnání s vodou [7]. To umožňuje efektivněji využívat odpadní teplo.

²⁹ Společná výroba elektriny, tepla a chladu se nazývá *trigenerace*.

³⁰ Primární energií se rozumí taková, která neprošla žádným procesem přeměny [50] – typicky tzv. energie v palivu.

$$UPE = 1 - \frac{1}{\frac{\eta_q^T}{\eta_r^V} + \frac{\eta_e^T}{\eta_r^E}}, \quad (3.2)$$

kde (vše bezrozměrné):

UPE ... výše úspory primární energie,

η_q^T ... tepelná účinnost KVET (užitečný tepelný výkon ku příkonu v palivě³¹),

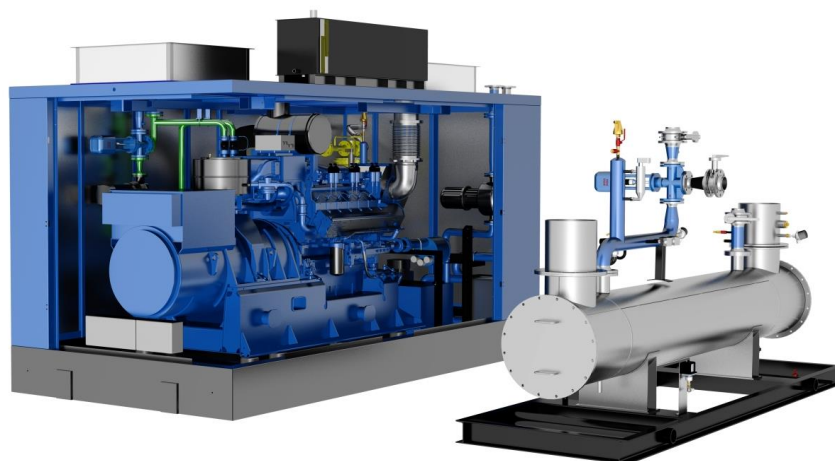
η_e^T ... elektrická účinnost KVET (užitečný elektrický výkon ku příkonu v palivě³¹),

η_r^V ... harmonizovaná referenční hodnota účinnosti pro oddělenou výrobu tepla,

η_r^E ... harmonizovaná referenční hodnota účinnosti pro oddělenou výrobu elektřiny.

3.2 Kogenerační jednotky v bioplynových stanicích

Princip KVET v bioplynových KGJ spočívá v první řadě v tom, že spalováním bioplynu v plynovém motoru se koná mechanická práce, která se bezprostředně přeměňuje na energii elektrickou v generátoru [7]. V druhé řadě lze získávat teplo, a to dvojího typu: nízkopotenciální (80–90 °C) z chlazení motoru a oleje a teplo o vyšší kvalitě ze spalin, které na výstupu z motoru mají teplotu 440 až 540 °C [7],[53]. Technologický celek velmi dobře ilustruje Příloha A.



Obr. 3.1 Render kogenerační jednotky TEDOM řady Quanto spolu se spalinovým výměníkem pro využití odpadního tepla; převzato z [52].

V praxi bioplynových stanic lze nejčastěji nalézt dva typy plynových motorů [7]:

- a) zážehové motory typu Otto,
- b) vznětové motory se zápalným vstřikovacím paprskem.

Podrobnější srovnání těchto dvou typů poskytuje tab. 3-1, která nastiňuje silné a slabé stránky, stejně jako údaje o typické elektrické účinnosti, životnosti či provozních omezeních.

³¹ Dle [51] se přesněji jedná o příkon v části celkového paliva připadající na výrobu elektřiny pocházející z kombinované výroby elektřiny a tepla, mechanické energie a užitečného tepla.

Tab. 3-1 Srovnání dvou základních typů plynových motorů používaných v BPS, převzato z [7].

	Motory zážehové (Otto)	Motory se zápalným paprskem
Instalovaný el. výkon	i přes 1 MW _e , zřídka < 100 kW _e	< 340 kW _e
Obsah metanu	> 45 %	i pro velmi nízký obsah
El. účinnost	34–42 %	30–44 %
Životnost	cca 60 000 hodin	cca 35 000 hodin
Doplňkové palivo	–	zapalovací olej
Vhodnost	spíše větší stanice	spíše menší stanice
Výhody	<ul style="list-style-type: none"> + navrhnuté speciálně pro plyny + dobré hodnoty emisí ve výfukových plynech + nízké nároky na údržbu + vyšší celková účinnost 	<ul style="list-style-type: none"> + nižší investiční náklady + vyšší elektrická účinnost + nižší nároky na kvalitu plynu
Nevýhody	<ul style="list-style-type: none"> – investiční náklady jsou mírně vyšší – vyšší náklady v důsledku obecně nižší produkce těchto motorů – nižší elektrická účinnost než motory vznětové 	<ul style="list-style-type: none"> – vyšší nároky na údržbu – nižší celková účinnost – nutnost doplňkového paliva – vyšší emise výfukových plynů (NO_x)

Rámcové údaje z tab. 3-1 mohou sice být užitečné pro pochopení obecností KGJ běžně instalovaných v BPS, pro potřeby této diplomové práce však nejsou postačující. Vhodnější informace v podobě konkrétních technických specifikací jsou zpravidla předmětem obchodního tajemství, a tedy obtížně dostupné. V lednu a březnu roku 2018 se autorovi této práce podařilo kontaktem s jednatelem společnosti MOTORGAS s.r.o., Ing. Vladanem Švaňou, vyzískat technické specifikace pěti bioplynových KGJ. První část získaných informací prezentuje tab. 3-2.

Tab. 3-2 Základní cena a jmenovité výkonové parametry (100 % zatížení) u řady kogeneračních jednotek společnosti MOTORGAS s.r.o. [53].

Veličina	Jednotka	Kogenerační jednotka				
		MGM 100	MGM 200	MGM 350	MGM 430	MGM 500
Příkon v palivu	kW	267	507	878	1095	1260
Elektrický výkon	kWe	99	200	356	432	500
Tepelný výkon	kWt	120	208	370	470	525
Účinnost elektrická	%	37,1	39,4	40,5	39,5	39,7
Účinnost tepelná	%	44,9	41,0	42,1	42,9	41,7
Účinnost celková	%	82,0	80,5	82,7	82,4	81,3
Základní cena	mil. Kč	2,537	3,779	5,380	5,816	6,280

Fungování kogeneračních jednotek na 100 % zatížení je zpravidla žádoucí stav – elektrická účinnost bývá nejvyšší právě v tomto případě a zároveň je naplno využíván potenciál jednotky s ohledem na její investiční náklady. Produkce bioplynu však může být v čase proměnlivá (nižší), což nutně vede na nižší než nominální zatížení. Vliv nižšího zatížení na výkonové parametry totožné pětice KGJ zachycují tab. 3-3 a tab. 3-4.

Tab. 3-3 Data z technických specifikací KGJ společnosti MOTORGAS s.r.o. [53].

Elektrické zatížení KGJ		100 %	75 %	50 %
MGM 100	Spotřeba plynu ³² [Nm ³ /h]	43,6	34,2	24,9
	Příkon v palivu [kW]	267	209	152
	Elektrický výkon [kWe]	99	74	49
	Tepelný výkon [kWt]	120	101	81
	Účinnost elektrická [%]	37,1	35,4	32,2
	Účinnost tepelná [%]	44,9	48,3	53,3
	Účinnost celková [%]	82,0	83,7	85,5
MGM 200	Spotřeba plynu ³² [Nm ³ /h]	83,0	64,2	44,9
	Příkon v palivu [kW]	507	392	275
	Elektrický výkon [kWe]	200	150	99
	Tepelný výkon [kWt]	208	169	128
	Účinnost elektrická [%]	39,4	38,3	36,0
	Účinnost tepelná [%]	41,0	43,1	46,5
	Účinnost celková [%]	80,5	81,4	82,5

³² Při výhřevnosti paliva 22 MJ/Nm³, čemuž v obr. 2.4 odpovídá obsah metanu cca 61,3 obj.%.

Tab. 3-4 Data z technických specifikací KGJ společnosti MOTORGAS s.r.o. [53] – pokračování.

	Elektrické zatížení KGJ	100 %	75 %	50 %
MGM 350	Spotřeba plynu ³² [Nm ³ /h]	143,7	110,1	78,1
	Příkon v palivu [kW]	878	673	477
	Elektrický výkon [kWe]	356	266	177
	Tepelný výkon [kWt]	370	291	211
	Účinnost elektrická [%]	40,5	39,5	37,1
	Účinnost tepelná [%]	42,1	43,2	44,2
	Účinnost celková [%]	82,7	82,8	81,3
MGM 430	Spotřeba plynu ³² [Nm ³ /h]	179,2	138,9	99,5
	Příkon v palivu [kW]	1095	849	608
	Elektrický výkon [kWe]	432	324	216
	Tepelný výkon [kWt]	470	377	284
	Účinnost elektrická [%]	39,5	38,2	35,5
	Účinnost tepelná [%]	42,9	44,4	46,7
	Účinnost celková [%]	82,4	82,6	82,2
MGM 500	Spotřeba plynu ³² [Nm ³ /h]	206,2	159,0	110,8
	Příkon v palivu [kW]	1260	972	677
	Elektrický výkon [kWe]	500	376	251
	Tepelný výkon [kWt]	525	407	279
	Účinnost elektrická [%]	39,7	38,7	37,1
	Účinnost tepelná [%]	41,7	41,9	41,2
	Účinnost celková [%]	81,3	80,6	78,3

Údaje z této podkapitoly ukazují velikost tepelných a elektrických výkonů z pohledu produkce. Stránkou spotřeby vyrobené energie se zabývají podkapitoly následující.

3.3 Elektrická energie a její využití

Nejvýraznější výnos zemědělských bioplynových stanic tvoří téměř bez výjimky prodej elektřiny, což implikuje snahu provozovatelů o maximální podíl prodané ku vyrobené elektřině.

U zařízení uvedených do provozu do roku 2013 včetně existuje nárok na provozní podporu výroby elektřiny ze strany státu [54], což v korespondujícím období vedlo k boomer zmiňovanému již v úvodu této práce (pro zopakování: mezi lety 2005 a 2012 vzrostl počet zemědělských BPS na takřka čtyřicetinásobek). Podpora může být dvojího typu:

- a) *výkupní cena* – v tomto případě má vykupující povinnost od BPS vykoupit veškerý objem elektřiny dodané do elektrizační soustavy za cenu stanovenou aktuálním cenovým rozhodnutím [55];
- b) *zelený bonus* – vyplácí OTE, a.s. za veškerou vyrobenou (a účelně spotřebovanou včetně spotřeby v místě výroby) elektřinu; výrobce elektrické energie si v tomto případě musí samostatně najít svého odběratele a sjednat s ním výkupní cenu [55].

Tyto dvě možnosti nejsou vzájemně kombinovatelné [55]. Zelený bonus je zpravidla spojen s vyšším výnosem, což však reflektuje současná vyšší rizika [55]. Samotné výše podpory zobrazuje tab. 3-5.

Tab. 3-5 Výše výkupní ceny a zeleného bonusu pro bioplynové stanice; převzato z [8] a aktualizováno dle [54].

Uvedení do provozu ³³	Instalovaný výkon [kW]	Kategorie biomasy	Podmínka užitečného užití tepla	Výkupní cena [Kč/kWh]	Zelený bonus [Kč/kWh]
do 2011	nerozhoduje	AF1	–	4,12	3,33
do 2012	nerozhoduje	AF2	–	3,55	2,79
ve 2012	nerozhoduje	AF1	ano	4,12	3,33
ve 2012	nerozhoduje	AF1	ne	3,55	2,76
ve 2013	0–550	AF	–	3,55	2,76
ve 2013	550 a více	AF	–	3,04	2,25

Od roku 2014 byla definitivně ukončena provozní podpora výroby elektrické energie v BPS, což spolu s některými dalšími novými požadavky³⁴ znesnadňuje vznik nových stanic. Je možno uplatňovat bonusy za KVET, avšak tyto upřednostňují provozu o nižším ročním časovém fondu a nižším elektrickém výkonu [54]. Zdroj [56] však poukazuje na to, že s využíváním levnějších (odpadních) substrátů, zvyšováním konverzní účinnosti a maximalizací využití vyrobené energie (zejména tepla) mohou být i nové BPS životaschopnými projekty. Potenciál má také využití energie přímo v místě, např. synergickým včleněním bioplynové stanice zpracovávající primárně potravinářské odpady do energetického hospodářství potravinářského podniku [56].

Pro nové i existující provozu platí, že pro maximalizaci zisků z prodeje elektřiny je vhodné snižovat vlastní spotřeby elektrického zařízení BPS, např. již představených čerpadel a míchadel, dále nouzových chladičů či separačních zařízení. Vlastní spotřeba v poměru k množství vyrobené elektřiny (na svorkách generátoru) se typicky pohybuje v intervalu 5–10 % [14]. Pro dosažení velmi dobrých hodnot (7–8 %) je nezbytné jednak pečlivě vybrat všechny hlavní elektrické spotřebiče, jednak je následně provozovat úsporným způsobem [14].

³³ Předložka „do“ značí období končící 31. 12. uvedeného roku včetně, předložka „ve“ má pak pro uvedený rok význam intervalu od 1. 1. včetně do 31. 12. včetně.

³⁴ Jmenovitě povinnost umožnit technologicky i organizačně dispečerské řízení BPS (novela zákona č. 458/2000 Sb.) a požadavek, aby všichni výrobci energií z obnovitelných zdrojů měli snadno identifikovatelné vlastníky (novela zákona č. 165/2012 Sb.) [56].

3.4 Teplo a jeho využití

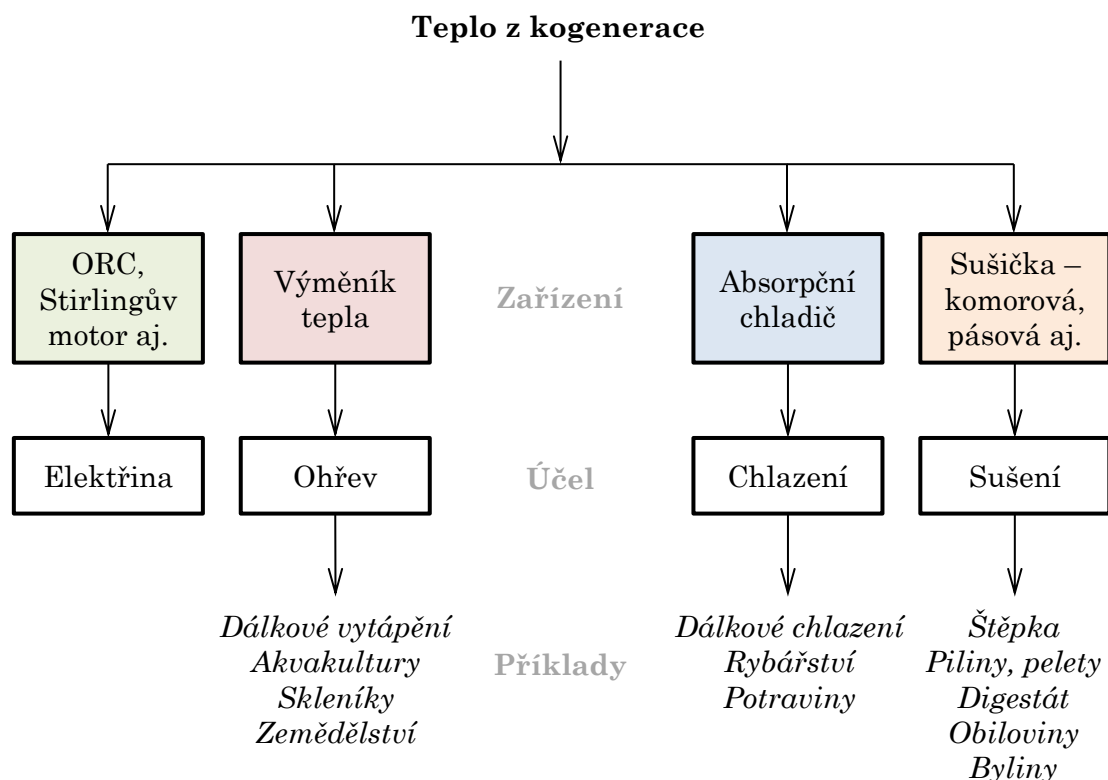
Tepelná energie vyrobená v bioplynové stanici nalézá, zejména v zimním období, uplatnění minimálně při vytápění fermentoru (blíže viz kap. 1.4.4). Udává se však, že z vyrobeného tepla je pro tento účel využito pouze 20–30 % [7]. Zbývající část tepla může být dalším zdrojem příjmu, avšak situace je často obtížná, a to speciálně u zemědělských BPS, které se typicky nachází ve velké vzdálenosti od potenciálních odběratelů tepla. Platí přitom, že dodávka energie teplovodem na vzdálenosti větší než přibližně 1 km představuje vysoké investiční i provozní náklady [14].

Neexistuje-li dostatečná poptávka po teple, musí být toto odvedeno do okolí [14]. Důvodem je, že pro zajištění chlazení KGJ je nezbytné vratnou vodu vychladit na požadovanou teplotu, nejčastěji 70 °C [53]. Maření tepla se realizuje v tzv. nouzových chladičích a jak upozorňuje [14], není výjimkou, že se po vykrytí vlastní spotřeby maří veškeré disponibilní teplo. Pokud je již v projektové fázi jasné, že teplo nenalezne využití, je lepší variantou neinstalovat spalínový výměník, a teplo tak raději vypouštět ve formě komínové ztráty než spotřebovávat elektrickou energii na následné maření v chladičích [14]. Typickou výši spotřeby průmyslových chladičů lze pro danou třídu účinnosti odhadovat dle tab. 3-6.

Tab. 3-6 Třídy účinnosti pro cirkulační chladiče dle organizace Eurovent;
převzato z [57].

Třída účinnosti	Spotřeba elektrické energie	$R = \frac{\text{jmenovitá chladicí kapacita}}{\text{elektrická spotřeba ventilátorů}}$
A+	Extrémně nízká	$R \geq 226$
A	Velmi nízká	$169 \leq R < 226$
B	Nízká	$109 \leq R < 169$
C	Střední	$69 \leq R < 109$
D	Vysoká	$37 \leq R < 69$
E	Velmi vysoká	$R < 37$

Lepší variantou je samozřejmě využít teplo účelně. Některé způsoby již byly předestřeny v úvodu kap. 3. Nejčastější možnosti užití tepla, včetně příkladů, jsou přehledně vyobrazeny na obr. 3.2.



Obr. 3.2 Přehled nejčastějších způsobů využití tepla z KGJ v BPS; převzato z [7].

Zatímco provozní podpora výroby elektřiny již pro nové BPS není možná, naopak aktuální je provozní podpora ve formě tzv. zelených bonusů na teplo. Ta byla dokonce meziročně zvýšena za účelem zvýšení motivace pro investory [58]. Aktuální i předešlou výši bonusů lze vyčíst z tab. 3-7.

Tab. 3-7 Přehled dosažitelných zelených bonusů na teplo u nových BPS; převzato z [54].

Výrobní teplo z bioplynu	Uvedení do provozu	Zelené bonusy [Kč/GJ] platné 2017 aktuální	
Zpracovávající převážně statková hnojiva a vedlejší produkty živočišné výroby	1. 1. 2016 až 31. 12. 2018	780	830
Zpracovávající převážně biologicky rozložitelný odpad		780	830

Pro získání bonusů uvedených v tab. 3-7 je nezbytné splnit ještě několik dalších podmínek [55]:

- instalovaný výkon do 500 kWe,
- splnění minimální účinnosti užití energie dle vyhlášky č. 441/2012 Sb.,

- bioplyn vzniká z více než 70 % ze statkových hnojiv a vedlejších produktů živočišné výroby anebo z biologicky rozložitelného odpadu,
- není možná současná podpora na elektřinu z obnovitelného zdroje.

Kromě toho musí být bonus uplatňován na tzv. užitečné teplo. Kolem výkladu tohoto pojmu panovaly v minulosti nejasnosti, proto Energetický regulační úřad zveřejnil dvě výkladová stanoviska (č. 3/2013 a 1/2014) za účelem upřesnění definice užitečného tepla [55]. Dle nich se za užitečné teplo považuje jmenovitě [59]:

- a) vytápění budov a příprava teplé vody,
- b) dodávka tepla do soustavy zásobování tepelnou energií,
- c) sušení (dřeva³⁵ či agrárních komodit),
- d) vytápění objektů pro chov hospodářských zvířat,
- e) dodávka tepla pro akvakultury,
- f) pěstování rostlin ve sklenících,
- g) hygienizace/pasterizace těch složek substrátu vstupujícího do fermentoru, u kterých je to vyžadováno platnými právními předpisy,
- h) chlazení.

Užitečné teplo se neomezuje pouze na výše uvedené – obecně je charakterizováno především ekonomicky odůvodnitelnou poptávkou po teple a chlazení [59]. Zároveň množství vykazovaného užitečného tepla nesmí překročit míru potřeby tepla nebo chlazení, která je v České republice pro daný druh potřeby obvyklá, případně normativně či jinak stanovená [59].

Je velmi důležité poznamenat, že jako užitečné teplo nelze uvažovat technologickou vlastní spotřebu, tj. spotřebu tepla ve výrobním zařízení i v pomocných provozech, které s výrobou elektřiny přímo souvisejí [59]. U bioplynových stanic toto vylučuje z užitečného tepla dodávku [59]:

- a) pro ohřev substrátu ve fermentoru bioplynové stanice,
- b) pro sušení fermentačního zbytku (digestátu) za účelem výroby organických hnojiv,
- c) pro sušení fermentačního zbytku (digestátu) za účelem výroby paliv,
- d) pro hygienizaci/pasterizaci těch složek substrátu vstupujícího do fermentoru, u kterých to není vyžadováno platnými právními předpisy,
- e) pro dodatečnou výrobu elektřiny (např. instalací ORC jednotky),
- f) z výroben, u kterých jsou pro krytí tepelných potřeb využívány neobnovitelné zdroje (např. fosilní paliva).

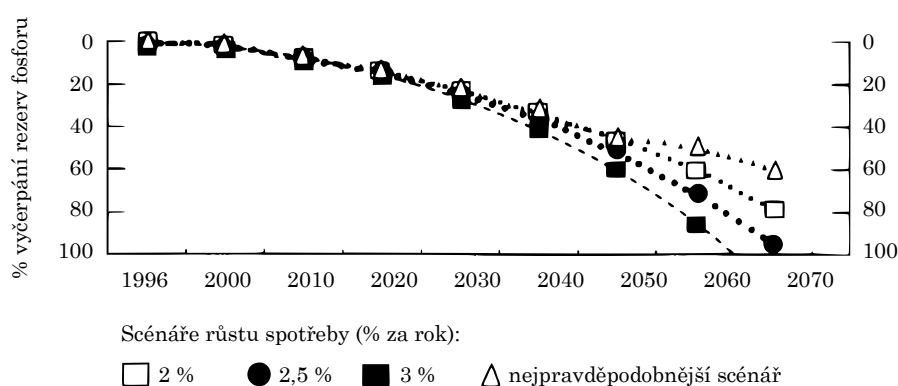
Doposud nebyly kromě sušení jmenovány žádné postupy využívající teplo za účelem úpravy digestátu. Výraznou spotřebu vyrobeného tepla však může představovat např. stripování amoniaku z fugátu a zejména odpařování vody z fugátu [22]. Z výše uvedeného plyne, že na tyto nelze uplatňovat zelené bonusy na užitečné teplo. Přesto použití těchto technologií může mít pozitivní dopady, a to jak ekologické, tak ekonomické, jak dále prezentuje celý kontext kap. 4.

³⁵ Může být sušeno i palivové dřevko, avšak pouze v případě, že takto upravené dřevko není prokazatelně dále používáno jako palivo k výrobě elektřiny, tepla či KVVET, na které je nárokována podpora elektřiny nebo provozní podpora tepla dle zák. č. 165/2012 Sb. [59].

4 Nakládání s digestátem

Vedle bioplynu je užitkovatelným produktem také digestát. Škála možného nakládání s digestátem je opravdu široká a věnuje se mu celá řada přehledových publikací [15], [22], [60].

Efektivní nakládání s digestátem může být zajímavé nejen z pohledu výnosů BPS, nýbrž také z pohledu ekologie a trvalé udržitelnosti. Trvalá udržitelnost úzce souvisí s koloběhem hnojivých látek, zejména dusíku, fosforu a draslíku. První jmenovaný, dusík, je sice hojně obsažen v atmosféře v nereaktivní formě N_2 , jeho zastoupení v půdách ve formě aminokyselin, nitrátů a amoniakálního dusíku je však omezeno a nepostačuje rostoucím požadavkům na pěstování [15]. Fosfor a draslík lze pak považovat za neobnovitelné zdroje a s rostoucí produkcí syntetických hnojiv jejich celosvětové zásoby klesají [22]. Problematická je situace zejména u fosforu, kde odhady hovoří o vyčerpání rezerv za 45–100 let, jak zachycuje obr. 4.1 [15].



Obr. 4.1 Predikce vyčerpání zásob fosforu v průběhu 21. století; převzato z [15].

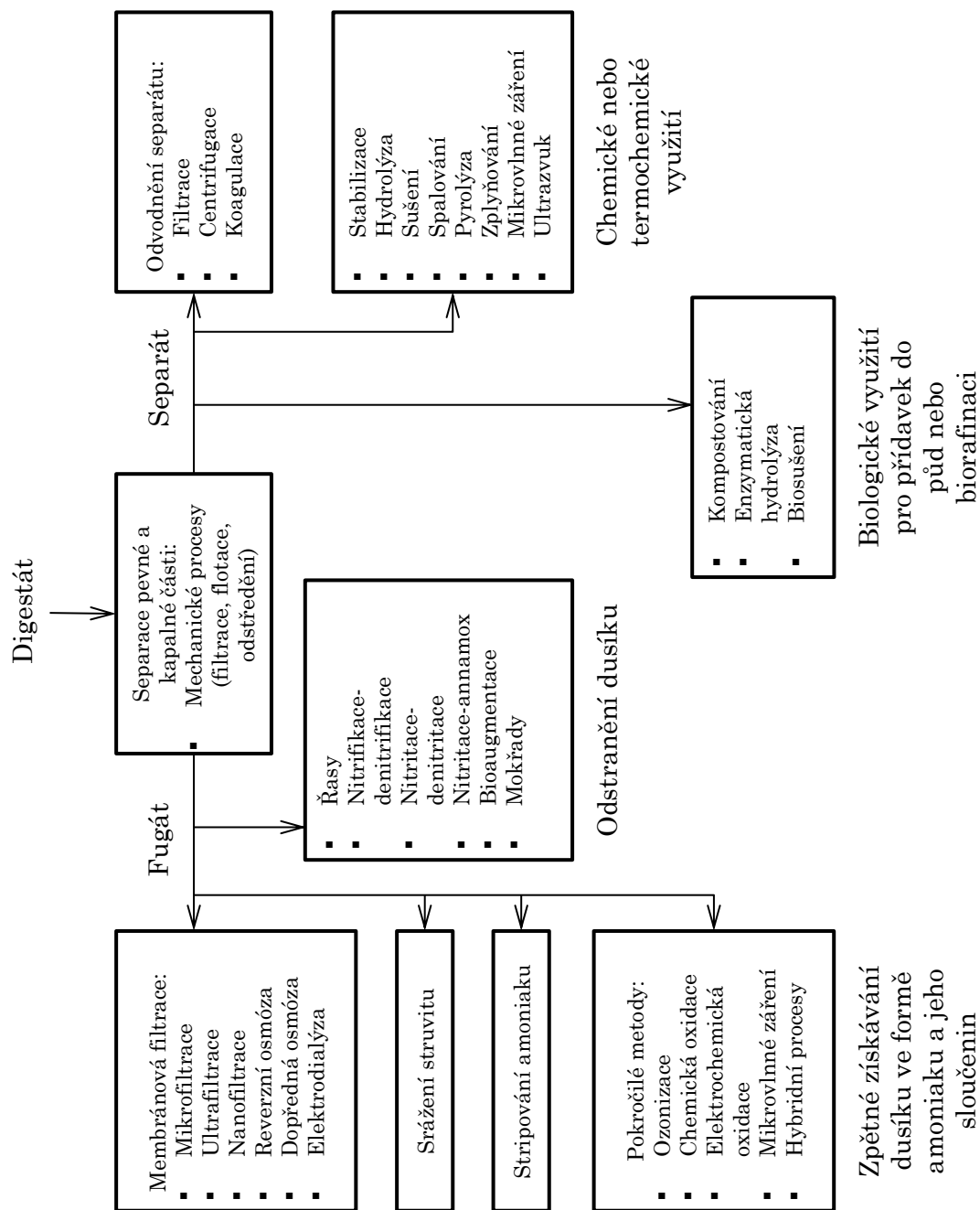
Výše zmíněné ekologické aspekty jsou neméně závažné. Z celosvětově aplikovaných hnojivých látek méně než jedna čtyřicetina skutečně přejde do pěstovaných plodin [15]. Zbytek přechází do okolního vzduchu či vod, což ovlivňuje lidské zdraví, biodiverzitu a kvalitu vzduchu i vody [15]. Část reaktivního³⁶ dusíku uniká ve formě N_2O a přispívá globálnímu oteplování, část ve formě NO_x a NH_3 , které obecně zhoršují kvalitu ovzduší [15]. Rozpuštěný fosfor ve vodě pak může i ve velmi nízkých koncentracích způsobovat nadměrnou eutrofizaci řek a jezer [15].

Z výše uvedeného lze odvodit několik obecných závěrů:

- S ohledem na klesající zásoby je nutné hospodárně nakládat s hnojivými látkami.
- Musí být omezena emise dusíku při aplikaci a působení hnojiv.
- Je žádoucí taková konzistence hnojiv, aby tato nekontaminovala povrchové a podzemní vody.

Tyto závěry mj. motivují k úpravě digestátu, a to ať už za účelem získávání obsažených živin, nebo za účelem zlepšení aplikovatelnosti a hnojivých vlastností. Základní přehled většiny možných způsobů úpravy digestátu poskytuje obr. 4.2.

³⁶ Reaktivním dusíkem se rozumí všechny sloučeniny s výjimkou inertní molekuly N_2 .



Obr. 4.2 Přehled metod úprav digestátů včetně rozdělení dle daného účelu; převzato z [60].

Z obr. 4.2 je zřejmé, že při pokročilé úpravě digestátu je prakticky vždy prvním krokem mechanická separace tekuté a tuhé složky. V České republice se nejčastěji jedná o jediný krok úpravy [49]. I z tohoto důvodu se mu podrobně věnuje následující podkapitola.

4.1 Separace digestátu na tuhou a kapalnou složku

Obecným rysem mechanické separace je, že jejím prostřednictvím vznikají dva produkty – tuhá složka neboli separát, a tekutá složka, tedy fugát. Podrobnější informace o samotném separátu a fugátu jsou k nalezení jednak v kap. 1.1, jednak v navazujících kapitolách 4.2 a 4.3.

Zákon zachování objemu³⁷ dovozuje, že mechanická separace neřeší celkovou redukcí objemu digestátu [49], přesto přináší určité výhody. Kupříkladu tím, že různé podíly přechází do separátu a fugátu rozdílně, vede separace k rozšíření možných uplatnění oproti nezpracovanému digestátu. Rozdělení různých součástí původního digestátu mezi tekutou a tuhou frakci zobrazuje tab. 4-1.

Tab. 4-1 Typická distribuce složek digestátu mezi fugát a separát při mechanické separaci (tučně zvýrazněno, kde daná složka převažuje); převzato z [22] a upraveno.

		Fugát	Separát
Hmota		80–90	10–20
Celková sušina	[% z obsahu v digestátu]	40–50	50–60
Organická sušina		35–45	55–65
Popeloviny		50–60	40–50
Celkový dusík		65–75	25–35
Amoniakální dusík		70–80	20–30
Fosfor		35–45	55–65
Draslík		70–80	20–30
Uhlík		30–40	60–70

Skutečné složení separátu a fugátu samozřejmě závisí na použité technologii mechanické separace. Nejčastěji se mechanickou separací rozumí účinné procesy filtrace za působení vnějších sil (tlakových, odstředivých) [60]. V širším slova smyslu zde lze zařadit flotaci a usazování, které však mají relativně nízkou zahušťovací schopnost [8], a proto jim nebude dále věnována pozornost.

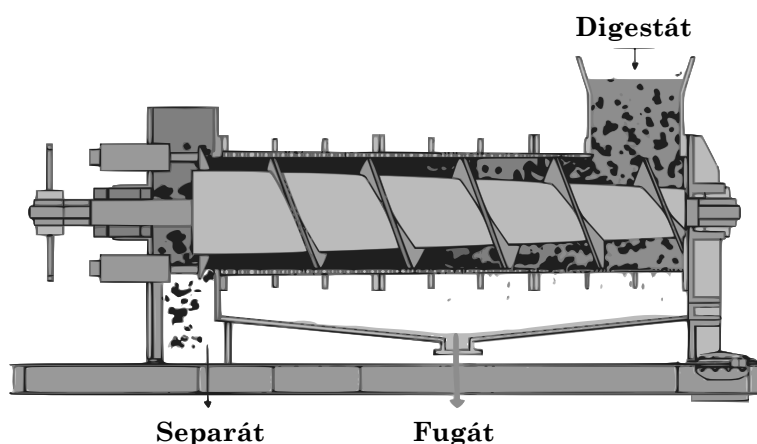
Volba technologie pro mechanickou separaci je o kompromisu mezi účinností a náklady na provoz i pořízení [22]. V úvahu je nutné vzít také navazující úpravu, a to zejména v případě fugátu, u nějž je zpracování např. membránovými technologiemi podmíněno vhodným stupněm předchozího čištění [22].

³⁷ Za předpokladu nestlačitelnosti kapaliny a tuhých podílů.

4.1.1 Šnekový lis

Šnekovému lisu je věnován zvláštní zřetel, a to z toho důvodu, že je patrně nejrozšířenějším typem separátorů v ČR. Svědčí o tom fakt, že společnost agriKomp Bohemia s.r.o., jeden z nejvýznamnějších realizátorů výstaveb BPS v ČR, nabízí šnekový lis jako jedinou separační technologii [61]. Důvodem může být relativně nízká pořizovací cena, stejně jako nízká spotřeba elektrické energie [22].

Princip šnekového lisu je patrný z obr. 4.3. Šnekový rotor o rozšiřujícím se průměru tlačí digestát na statické válcové síto, skrze které prochází *fugát* sestávající z odpadní vody a malých částic (0,5–1 mm) [22]. Jakmile je materiál šroubovicí dotlačen na konec šneku, opouští pracovní prostor ve formě *separátu*, který obsahuje zejména vláknité částice [22].



Obr. 4.3 Schéma šnekového lisu s popisem hlavních proudů; převzato z [62] a upraveno.

Separální schopnost šnekového lisu lze měnit jednak jemností síta, jednak je v mnoha případech možno nastavit velikost výstupního otvoru separátu, tedy odporovou sílu [22]. I přes tyto možné provozní odlišnosti existuje určitá korelace mezi obsahem sušiny v digestátu a rozložením hmoty mezi fugát a separát. Lineární regresní funkci popisující tuto závislost přináší [63] a matematicky lze zapsat:

$$x_D = -13,428 \cdot \frac{\dot{m}_F}{\dot{m}_D} + 18,046, \quad (4.1)$$

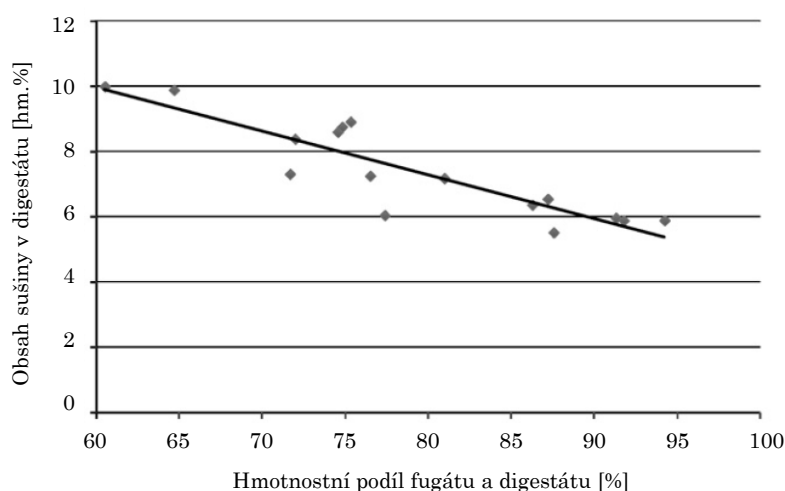
kde:

x_D ... obsah sušiny v digesátu [hm.%],

\dot{m}_F ... hmotnostní tok vznikajícího fugátu [kg/h],

\dot{m}_D ... hmotnostní tok zpracovávaného digestátu [kg/h].

Grafická interpretace rovnice (4.1) se nachází na obr. 4.4, a to vč. experimentálních dat, ze kterých lineární funkce byla získána. Je nezbytné poznamenat, že experimentální data byla měřena nejen na šnekových lisech, nýbrž také rotačních sítích [63]. Lze však konstatovat, že rotační síto však vychází z podobných principů jako šnekový lis. Rozdíl je v tom, co je hnací silou procesu. V případě lisu je to tlak vyvozený šnekem, u rotačního síta se jedná o kombinaci tíhových, odstředivých a dynamických účinků.



Obr. 4.4 Závislost obsahu sušiny v digestátu na hmotnostním podílu fugát/destilát získaná z experimentálních dat šnekových lisů a rotačních sít; převzato z [63] a upraveno.

Výše v textu je zmiňována nízká spotřeba elektrické energie šnekových lisů. Velikost této veličiny je dána příkonem elektromotoru, který je připojen ke šnekovému rotoru. Na závěr této kapitoly jsou v tab. 4-2 prezentovány elektrické příkony společně s dalšími parametry skutečných separátorů od německé společnosti BAUER GmbH.

Tab. 4-2 Produktová řada separátorů BAUER a jejich parametry [64].

Model	S300	S655	S855	S855 GB ³⁸
Elektrický příkon [kW]	2,2	5,5	5,5 / 7,5 ³⁹	7,5
Průtok suspenze [m ³ /h]	až 16	až 25	až 35	až 20
Obsah sušiny v separátu [%]	až 32	až 35	až 35	až 36
Otvory síta [mm]	0,25; 0,50; 0,75; 1,00	0,25; 0,35; 0,50; 0,75; 1,00		0,75; 1,00

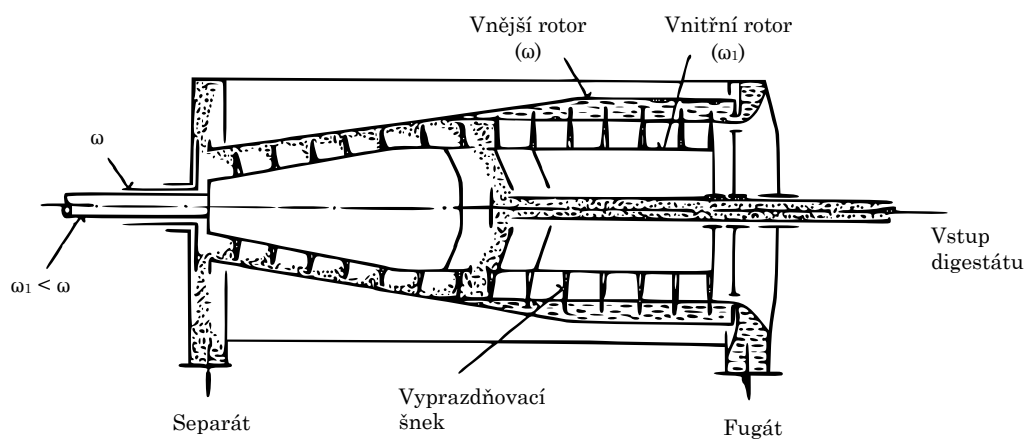
³⁸ Hodnota platná pro robustnější verzi, tzv. *HD model*, údajně vhodný pro aplikace, kde je vyžadován větší podíl sušiny v separátu [64].

³⁹ GB = Green Bedding™ je obchodní název vypovídající o schopnosti zařízení tvořit málo vlhký separát, údajně použitelný jako podestýlka hospodářských zvířat [64].

4.1.2 Dekantační odstředivka

V dekantacích odstředivkách dochází k usazování pevných podílů suspenze vlivem působení odstředivých sil vyvozených rotačním pohybem. Tento typ separátoru je využíván k oddělení malých až koloidních částic z digestátu, je tedy účinnější než šnekový lis [22]. Kromě toho má schopnost odloučit převážnou část fosforu z digestátu do separátu [22].

Typické uspořádání dekantacích odstředivky s vyprazdňovacím šnekem je k vidění na obr. 4.5. Základním aspektem provozu jsou nestejně otáčky vnějšího perforovaného bubnu a vnitřního šneku, což vede k jejich relativnímu pohybu, způsobujícímu vyhrabování usazených částic [25]. Suspenze je přiváděna středem šneku na pomezí dvou částí, ze kterých odstředivka sestává. První část je válcová a slouží primárně k usazování, druhá část je kuželová a zde se usazenina vysušuje a zhutňuje [25].



Obr. 4.5 Dekantační odstředivka s vyprazdňovacím šnekem; převzato z [25] a upraveno.

Stejně jako v případě šnekového lisu, i zde stupeň separace závisí na charakteru digestátu. U dekantacích odstředivek mají vliv zejména tvar a velikost pevných částic, rozdíl hustot pevné a kapalně fáze či reologické vlastnosti digestátu [22]. Pokud se týká elektrické spotřeby, její měrná hodnota vztažená na kubický metr zpracovaného digestátu je přibližně o řád vyšší než u šnekového lisu [22].

4.1.3 Filtry

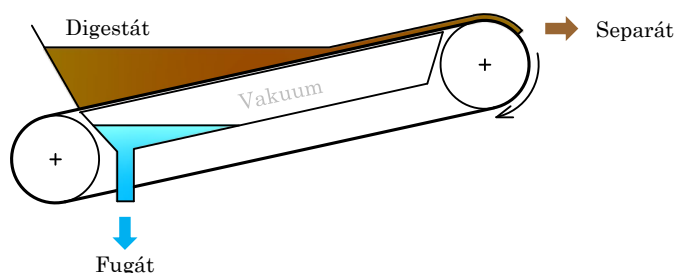
V BPS mohou být využívány různé typy filtrů, nejčastěji se jedná o [22]:

- a) vibrační filtry,
- b) pásové filtry.

Základem vibračních filtrů šikmo orientované síto, které může být rovinné, či zakřivené [22]. Digestát je přiváděn na síto, na němž zůstávají pevné částice, zatímco kapalná fáze protéká skrz filtrační koláč a otvory [22]. Vibrace síta jsou nezbytné, aby docházelo ke konstantnímu odvodu (střásání) separátu, a tím se zabránilo ucpávání [22]. Typická velikost otvorů síta je 0,15–0,25 mm pro rovinná a 0,1–0,3 mm pro zakřivená síta [22].

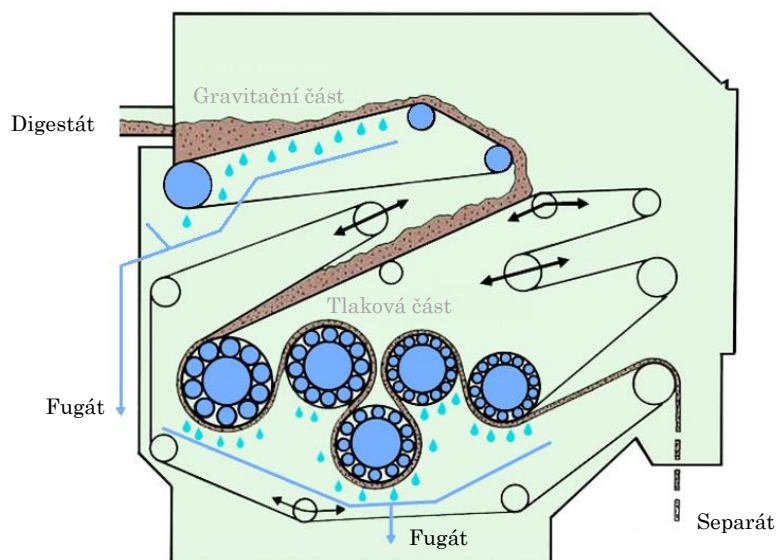
Pásové filtry se většinou řeší jako vakuové, případně tlakové [25]. Základní komponentou je textilní pás, který je navinutý na soustavu válců [22]. Na pás je dávkován digestát určený k separaci – nezpracovaný digestát může být nezpůsobilý pro tento proces, proto se pásové filtry využívají také pro dodatečné odvodnění jinak vzniklého separátu [22].

Hnacím mechanismem procesu je vždy zčásti gravitace, takto však nelze dosáhnout výrazného stupně separace, proto se využívá účinků vakua vyvozeného pod pásem (viz obr. 4.6), nebo naopak tlaku působícího na materiál na pásu [22].



Obr. 4.6 Schéma vakuového pásového filtru; převzato z [22] a upraveno.

Druhá zmiňovaná varianta může být konstrukčně řešena formou přetlakového pláště, ve kterém je celé zařízení umístěno [25], v praxi BPS je častější stlačení materiálu mezi dva pásy (viz obr. 4.7) [22]. Po odvodnění je separát mechanicky odstraněn z pásu a po promytí je pás připraven k opětovnému dávkování materiálu k separaci [22].



Obr. 4.7 Schéma tlakového pásového filtru/lisu; převzato z [65] a upraveno.

Pásové filtry vykazují vyšší účinnost separace než šnekové lisy a zároveň nižší spotřebu elektrické energie než dekantáčnící odstředivky [22]. Naopak nevýhodou je nutnost dávkovat relativně velké množství srážecích a flokulačních činidel [22].

4.2 Zpracování pevné složky

Vlastnosti separátu se značně odlišují jak od původního digestátu, tak od koproduktu mechanické separace – fugátu. Tab. 4-1 ukazuje, že obvykle je separátu poměrně malé množství oproti fugátu (na úrovni cca 11–25 %), současně do něj však přechází přibližně polovina původní sušiny a také majoritní množství uhlíku (60–70 % původního množství). Obsah uhlíku spolu s relativně nízkou vlhkostí naznačují způsobilost separátu být kompostován (viz obr. 2.2), tedy aerobně fermentován. Kompostování je skutečně vedle sušení nejčastější následný způsob zpracování separátu [22]. Tyto i další způsoby úprav separátu jsou předmětem této kapitoly.

4.2.1 Přímé využití

Separát může být díky svému charakteru přímo využit pro zemědělské účely, přičemž díky redukovanému obsahu vody jsou náklady na jeho přepravu poměrně nízké [22]. Díky nízké vlhkosti i částečné stabilizaci je separát rovněž snadno skladovatelný [22]. Typický vzhled separátu je zřejmý z fotografie na obr. 4.8.

Samotné přímé využití je formou hnojiva či půdního zlepšovače⁴⁰ v zemědělství a zahradnictví, příp. k terénním úpravám [22],[49]. Někteří výrobci mechanických separátorů deklarují také použitelnost na podestýlky hospodářských zvířat, což je jistá forma recyklace, vedoucí k redukcí spotřeby slámy, pilin a jiných konvenčních podestýlek [64].



Obr. 4.8 Separát za vynašečem ze šnekového lisu; převzato z [66].

4.2.2 Kompostování

Přímé zemědělské využití separátu není vždy vhodné či bezpečné [60], a to zejména kvůli riziku emise zápachajících látek vlivem mikrobiálního rozkladu [22]. Úplná biologická stabilizace může být zajištěna kompostováním, tedy aerobní fermentací [60]. Při kompostování dochází k biologickému rozkladu obsažené organické hmoty, snížení případné fytotoxicity a eliminaci patogenů [60]. Při aerobní fermentaci separátu může být nezbytný přídavek zdroje uhlíku (dřevěné zbytky, travní seč) za

⁴⁰ Zatímco hnojiva cílí na chemické vlastnosti půdy, půdní zlepšovače upravují vlastnosti fyzikální.

účelem zvýšení poměru C:N a urychlení procesu [60]. Tento přidaný materiál rovněž napomáhá přístupu vzduchu, tedy udržení aerobních podmínek [22].

Kompostování separátu obecně zvyšuje podíl hnojivých látek na celkovém materiálu, avšak může při něm také docházet k nežádoucí ztrátě dusíku [22]. Kompost lze však označit za ideální hnojivo, které uvolňuje obsažené živiny postupně a zároveň zachovává schopnost separátu zlepšovat fyzikální vlastnosti půdy [22].

4.2.3 Sušení

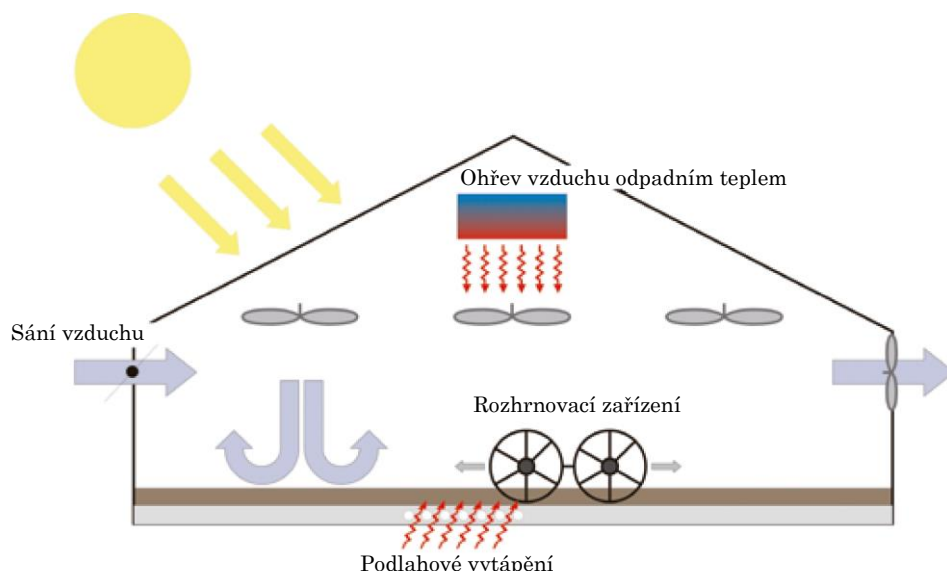
Sušení je proces redukce obsahu vody v separátu s cílem jej stabilizovat a zredukovat jeho hmotu, z čehož plyne zvýšení koncentrace živin [22]. Sušení se nejčastěji provádí za zvýšených teplot s využitím odpadního tepla z kogenerační jednotky, díky čemuž je separát pasterizován, bez uvolňujícího se zápachu [60]. Požadavky procesu na teplo jsou poměrně vysoké, přímo úměrné obsahu vody, což klade nároky na vysokou účinnost předcházející mechanické separace [60].

Sušení separátu lze rozdělit na tři základní kategorie [22],[60]:

- *Přímé (konvekční) sušení*
K sušenému materiálu je přiváděn horký vzduch [8], do kterého voda jednak difunduje vlivem koncentračního spádu, jednak konvekčně přiváděným teplem dochází k odparu. Příklady zařízení tohoto typu jsou solární, rotační bubnové, pásové a fluidní sušičky [8].
- *Nepřímé (kontaktní) sušení*
Teplo je do sušeného materiálu přenášeno dominantně vedením skrze teplosměnnou plochu [8], a to za současného proudění nepřehřátého vzduchu kolem materiálu. Rovněž v tomto případě se jedná o proces kombinující přenos hmoty (difúzi) a přenos tepla (kondukcí). Kontaktní sušení probíhá např. v diskové sušárně [8].
- *Biosušení*
Proces využívá teplo uvolněné z biochemických reakcí v materiálu k vypařování obsažené vody, zároveň kolem sušeného materiálu proudí vzduch, do kterého vzniklá vodní pára přechází [60]. Mezi výhody patří snížení vlhkosti s minimální spotřebou energie a vysoký obsah uhlíku v produktu (typicky více než 45 %) [60]. Nevýhodou je možná emise NH₃ a N₂O do atmosféry [60].

Příklad solární sušičky může v určité konfiguraci kombinovat přímé i nepřímé sušení, jak ukazuje obr. 4.9. Navíc lze konstatovat, že v určité míře prakticky vždy dochází i k exotermickým biochemickým reakcím, proto je výše uvedená kategorizace spíše orientační.

Stabilizovaný produkt sušení přináší oproti nezpracovanému separátu celou řadu výhod. Umožňuje snazší manipulaci, skladování přepravu i využití [60]. Produkt může být rovněž peletizován, což je výhodné jak při použití v zemědělství, tak pro případné termické využití [60].



Obr. 4.9 Solární sušička kombinující konvekční a kontaktní sušení; převzato z [22] a upraveno.

4.2.4 Termické procesy

Mezi termické procesy, v nichž je separát využitelný, patří [60]:

- a) spalování,
- b) pyrolýza,
- c) zplyňování.

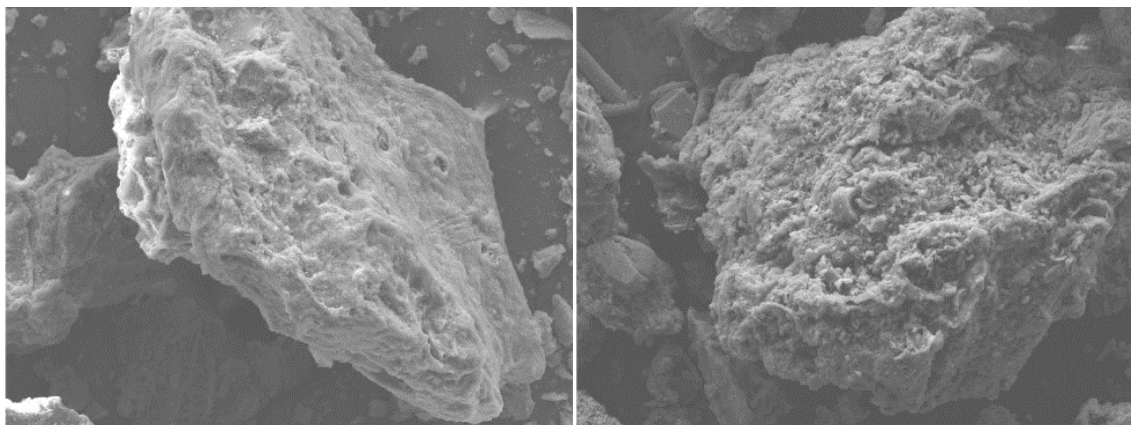
Spalování vhodně upraveného separátu je způsob, jak navýšit míru energetického využití materiálu zpracovávaného BPS. Pro spalování je vhodný zejména vysušený a peletizovaný separát, jehož spalné teplo je typicky 14 MJ/kg [60]. Relativně vysoký obsah dusíku v peletizovaném separátu se však pojí se zvýšenými emisemi NO_x , což omezuje jeho použití pro tento účel [22].

Pyrolýza je rozklad organického materiálu za anoxických⁴¹ podmínek, zpravidla při atmosférickém tlaku a teplotách v rozmezí 400 a 800 °C [60]. Tímto termickým procesem lze ze substrátu získat biouhel⁴², pyrolýzní olej a pyrolýzní plyn [60]. Biouhel má díky pórovité struktuře, která je patrná z obr. 4.10, širokou škálu možných uplatnění, mj. jako zlepšovač půdy, adsorbent či katalyzátor [67]. Všechny tři produkty pyrolýzy separátu pak lze uplatnit jako palivo. Jejich spalná tepla činí obvykle 10–11 MJ/kg u biouhlu [67], u pyrolýzního oleje a plynu pak 46 MJ/kg resp. 23 MJ/Nm³ [60].

Zplyňování je proces podobný pyrolýze, avšak produktem je pouze hořlavý plyn [60], v české literatuře nejčastěji označovaný jako syngas či syntézní plyn. Hlavním rysem zplyňování je vysoká procesní teplota, která činí 800–1400 °C [60]. Za těchto teplot se pevné a kapalné produkty pyrolýzy mění v plynnou směs obsahující především oxid uhelnatý, vodík a v menším množství také metan, vyšší uhlovodíky, vodní páru a dusík [60]. Nevýhodou zplyňování je, že dusík může být kromě elementární formy přítomen i ve sloučeninách, včetně amoniaku, NO_x a skleníkového plynu N_2O [60].

⁴¹ Anoxické podmínky = za omezeného nebo žádného přístupu kyslíku.

⁴² V české literatuře se často bez překladu využívá také anglický termín *biochar*.



Obr. 4.10 Snímky z rastrovacího elektronového mikroskopu: vlevo nezpracovaný separát, vpravo biouhel vzniklý pyrolýzou separátu; převzato z [67].

4.3 Zpracování kapalně složky

Fugát může být následně zpracováván více způsoby než separát (viz obr. 4.2). Úprava je nejčastěji motivována: omezením emisí zapáchajících látek (zejména plynného amoniaku NH_3), zpětným získáváním živin ve formě solí či koncentrací živin snížením podílu vody [22].

Při konvenčním čištění odpadních vod je dusík typicky bez užitku odstraňován, což vede k velkým ztrátám této látky, využitelné k produkci hnojiv [60]. Z pohledu trvalé udržitelnosti by proto nakládání s fugátem jako odpadní vodou mělo být eliminováno, a to upřednostněním metod představených v následujících podkapitolách.



Obr. 4.11 Vzhled fugátu při ruční aplikaci na půdu; převzato z [68].

4.3.1 Přímé využití

Není-li fugát jinak upravován, může se přímo používat na zemědělské účely (hnojení, zvyšování vlhkosti kompostu), příp. pro dosažení optimální sušiny vstupního substrátu v BPS (tedy znovuvyužití v procesu) [22]. Nejčastější uplatnění v České republice je vyvážení fugátu na pole za účelem hnojení. Aby se omezil únik různých forem dusíku do okolí, využívá se pro aplikaci hadicových aplikátorů (viz obr. 4.12) a/nebo je hnojivo zapraveno pod povrch půdy [49].



Obr. 4.12 Sestava hadicového aplikátoru a cisterny, tažená traktorem [69].

Maximální aplikační dávka fugátu (ale také nezpracovaného digestátu) na zemědělskou půdu je omezena na 10 tun⁴³ sušiny na hektar v průběhu tří let [71]. Důvodem je mj. směrnice Rady 91/676/EHS, často nazývána *nitratová směrnice*. Ta se promítá do celé řady legislativních předpisů České republiky a klade si za cíl ochranu vod před znečištěním dusičnany ze zemědělství ve zranitelných oblastech, jejichž mapa i akční plány jsou pravidelně aktualizovány [70].

4.3.2 Membránové procesy

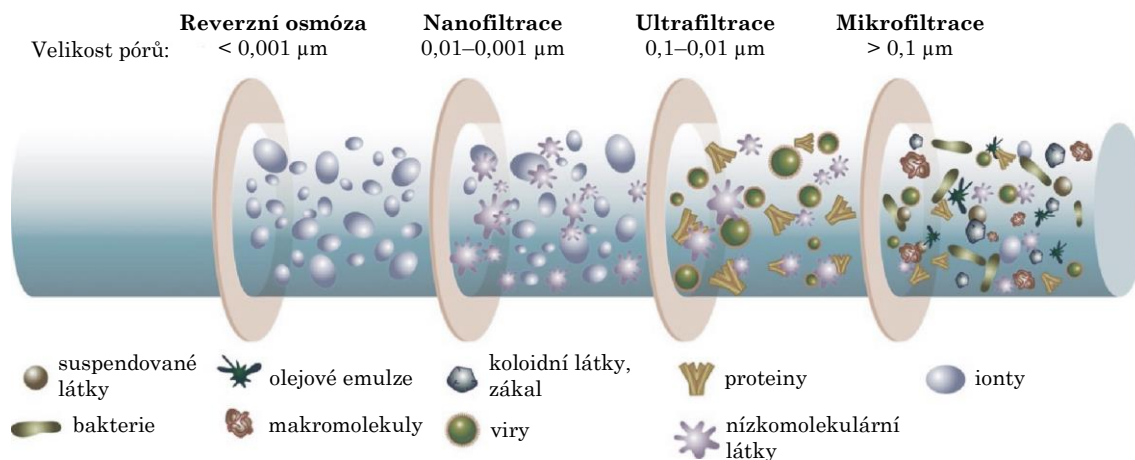
Membránové procesy vedou ke koncentraci živin v jednom proudu (retenát) za současné produkce relativně čisté vody v druhém proudu (permeát) [60]. Jak již název napovídá, princip spočívá v průchodu kapaliny skrze membránu, jejímiž póry větší částice neprojdou, a koncentrují se tak v retenátu [22].

Hnací silou pro průchod přes membránu může být gradient tlaku, gradient elektrického potenciálu nebo gradient koncentrace [8]. Pro zpracování odpadních vod jsou provozně ověřené především procesy založené na gradientu tlaku [72]. Nejčastější rozdělení právě těchto procesů je dle velikosti pórů membrány (viz obr. 4.13) na:

- a) mikrofiltraci (MF),
- b) ultrafiltraci (UF),
- c) nanofiltraci (NF),
- d) reverzní osmóza (RO).

⁴³ Hodnota je platná výhradně pro fugát/digestát pocházející z anaerobní fermentace statkových hnojiv nebo krmiv [71].

Pro vyvození potřebného tlaku, který např. u RO může dosahovat až 80 bar, se využívají k tomu určená čerpadla, která jsou náročná na elektrickou energii [8].



Obr. 4.13 Idealizovaná ilustrace posloupnosti membránových procesů založených na gradientu tlaku; převzato z [73] a upraveno.

V oblasti zpracování digestátu bylo instalováno pouze několik komerčních membránových zařízení v provozním měřítku a většina se potýká s nadměrnými provozními náklady [72]. Důvodem je ucpávání a zanášení membrán, vedoucí k nutnosti tyto čistit a pravidelně vyměňovat [60]. Z tohoto důvodu je nutno membránové technologie zařadit do komplexní posloupnosti procesů⁴⁴, který zajistí dostatečné předčištění [22].

4.3.3 Odpařování

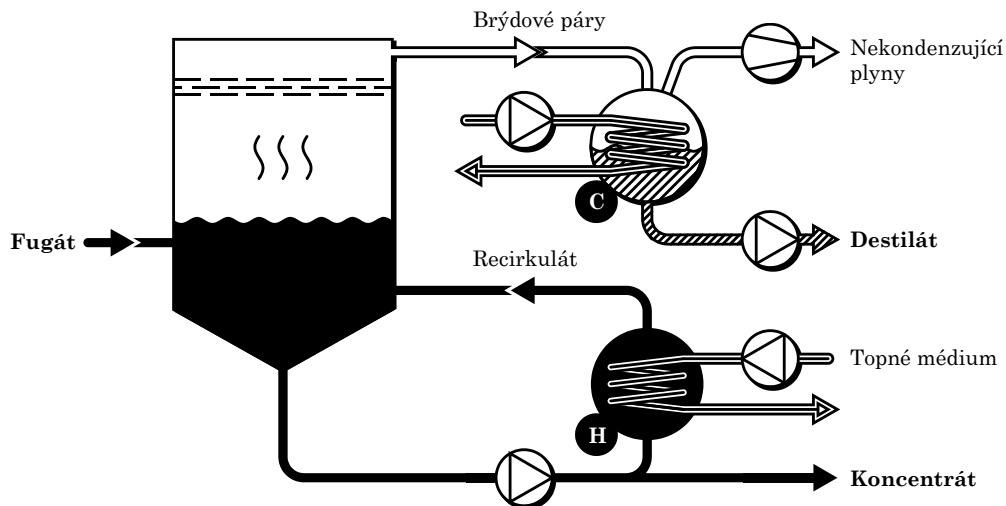
Odpařování, podobně jako membránové procesy, cílí na koncentraci živin za současného snížení obsahu vody [22]. Podmínkou pro uplatnění této technologie je dostatek disponibilního tepla, což však u zemědělských BPS často bývá splněno (viz kap. 3.4).

Dle [22] jsou dominantní typy zařízení pro zpracování fugátu:

- odparka s externím ohřevem a nucenou cirkulací (viz obr. 4.14),
- odparka s externím ohřevem a přirozenou cirkulací (odpovídá témuž obrázku bez recirkulačního čerpadla ve spodní části).

Důvodem pro použití právě těchto typů je robustní provedení, které odolává pevným podílům ve fugátu [22]. Velké částice je přesto nutné stejně jako u membránových procesů redukovat, avšak zpravidla je postačující dostatečně účinná mechanická separace [22].

⁴⁴ Zdroj [22] uvádí následující příklad posloupnosti zařízení: 1. šnekový lis/dekantační odstředivka, 2. vibrační filtr/floatace, 3. MF/UF, 4. třístupňová RO.



Obr. 4.14 Odparka s externím ohřevem a nucenou cirkulací, H a C značí vařák resp. kondenzátor; převzato z [8] a upraveno.

Pro snížení energetických nároků na proces se zpravidla uplatňují odpařovací stanice, sestávající z více za sebe řazených odparek – stupňů [22]. Brýdové páry z jednoho stupně jsou využity jako topné médium ve stupni následujícím, což má za následek rekuperaci tepla, tedy zefektivnění procesu. Dalším charakteristickým rysem pro odparky v BPS je aplikace sníženého tlaku, který implikuje nižší saturační teplotu, tedy možnost využít nízkopotenciální teplo z kogeneračních jednotek [22]. Na základě obecných praktických zkušeností se při zpracování fugátu tímto způsobem udává spotřeba tepelné energie ve výši 300–350 kWh_t na tunu odpařené vody [22].

Z výsledků srovnání více typů odparek dle [8] plyne, že z pohledu spotřeby tepelné a elektrické energie je nadějnou alternativou ke konvenčním typům tzv. vícestupňová mžiková odparka (dále většinou jen „MSF“ – z angl. Multi-Stage Flash).

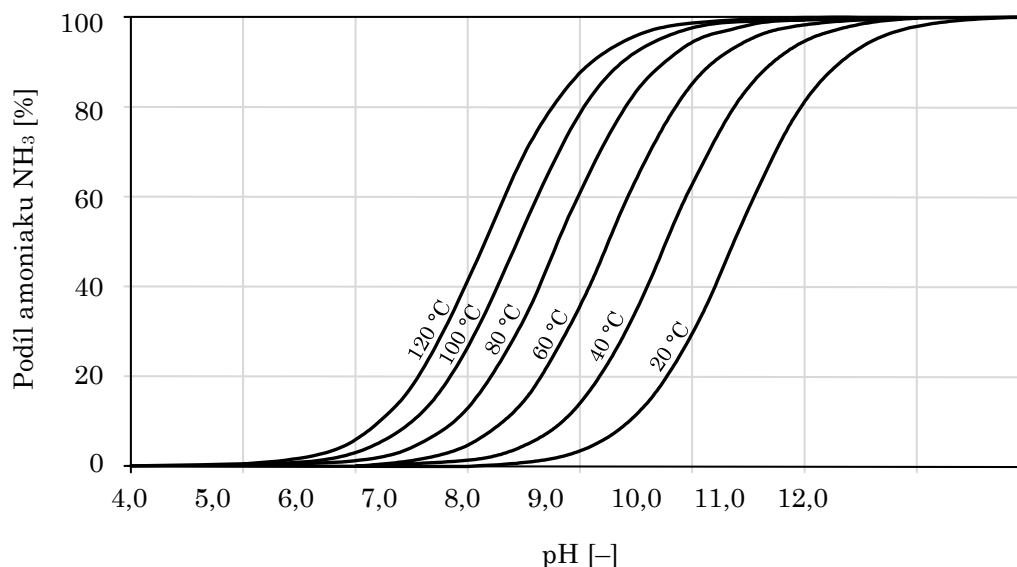
Základní mechanismus MSF spočívá v přivedení syté kapaliny do poměrně nižšího tlaku, což má za následek kompenzaci nerovnovážného stavu rychlým (mžikovým) odpařením kapaliny či její části. Dlužno dodat, že MSF nalézá uplatnění především v odsolovacím průmyslu a k zahušťování odpadních vod obvykle není využívána [8]. Jednoduchá konstrukce, spolehlivý provoz a nízké zanášení teplosměnné plochy⁴⁵ však dovozují budoucí uplatnění také pro tyto aplikace [8].

Pro odpařování vody z fugátu je (nezávisle na typu odparky) charakteristické, že brýdové páry obsahují amoniak a těkavé kyseliny, což znemožňuje přímé vypouštění destilátu do povrchových vod [8],[22]. Tento problém lze částečně řešit snížením pH fugátu typicky na hodnotu 4,5 (viz obr. 4.15), což má za následek, že prakticky veškerý amoniak je přítomen ve formě NH₄⁺ a zůstává v koncentrátu [22]. Přesto pro splnění legislativních požadavků pro přímé vypouštění může být nezbytná dodatečná technologie [22].

⁴⁵ Toto je zapříčiněno faktem, že na teplosměnné ploše nedochází k odpařování odpadní vody.

4.3.4 Stripování amoniaku

Stripování je proces výměny hmoty, při kterém z kapaliny přechází těkavé látky do plynu, typicky vzduchu nebo páry [72]. Při zpracování fugátu může být těkavost amoniaku zvýšena nárůstem teploty a/nebo pH, jak zachycuje obr. 4.15 [22]. Typická procesní hodnota pH je 10,8–11,5, čehož je dosaženo přidavkem alkálie (např. vápna) [60].



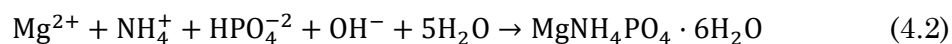
Obr. 4.15 Podíl těkavého amoniaku NH₃ v závislosti na pH a teplotě; převzato z [22] a upraveno.

Samotný proces probíhá v tzv. stripovacích kolonách, což jsou povětšinou výplňové kolony [72], v nichž obsažená výplňová tělíska zvětšují procesní povrch pro výměnu hmoty [22]. V případě stripování vzduchem lze amoniak zpětně získat s využitím kyselé vypírky, kde dochází k neutralizaci za vzniku hnojivě hodnotných solí [22]. Pokud je kyselým činidlem kyselina sírová H₂SO₄, pak vzniká síran amonný (NH₄)₂SO₄, v případě kyseliny dusičné HNO₃ je pak produktem dusičnan amonný NH₄NO₃ [72]. V případě parního stripování kyselá vypírka není nutná a páru je možno zkondenzovat za vzniku tzv. čpavkové vody o obsahu amoniaku 25–35 % [22].

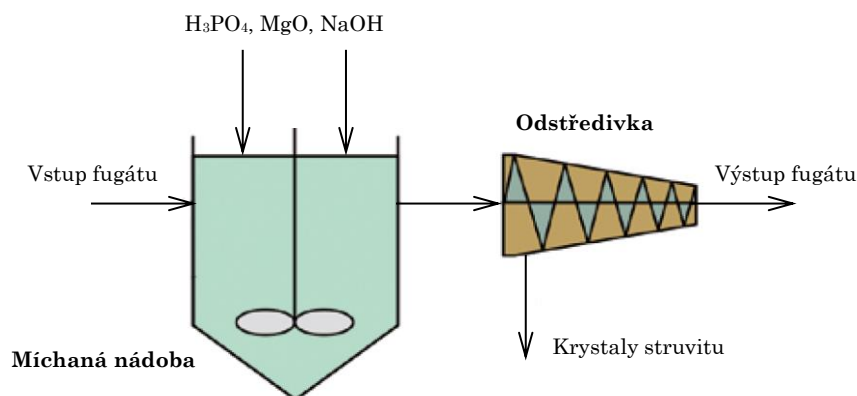
Stripovací technologie pro odpadní vody jsou poměrně komerčně rozšířené a lze jimi dosáhnout odstranění až 98 % amoniaku, avšak obvykle se s ohledem na optimalizaci provozních nákladů dosahuje hodnot 80–90 % [72]. Hlavní nevýhodou stripování amoniaku z fugátu je zanášení výplně, ze kterého plynou zvýšené energetické nároky, a značná spotřeba chemikálií pro řízení hodnoty pH [72].

4.3.5 Vysrážení struvitu

Tento proces spočívá v získávání dusíku a fosforu z fugátu za současné krystalizace hydratované sloučeniny zvané *struvit* [60], která je hodnotným hnojivem s pomalu se uvolňujícími živinami [72],[8]. Samotnou reakci vedoucí ke vzniku lze popsat následovně [22]:



Jak vyplývá z rovnice (4.2), poměr Mg:N:P ve struvitu činí 1:1:1, avšak nejlepší praxí při srážení struvitu poměr koncentrací ve fugátu přibližně 1,3:1:0,9 [22]. Dusík je ve fugátu většinou v nadbytku, proto je k dosažení výše uvedeného poměru nutno přidat fosfor v rozpustné formě $\text{PO}_4\text{-P}$ (např. H_3PO_4) a hořčík ve formě MgO , příp. MgCl_2 [72]. Kromě toho se zvyšuje pH na hodnotu 8,3–10, a to za použití sodného louhu (NaOH) [72]. Vzniklé krystaly lze oddělit usazováním, nebo odstředěním (viz obr. 4.16) [22].



Obr. 4.16 Příklad procesu vysrážení struvitu se separací krystalů pomocí odstředivky; převzato z [22] a upraveno.

Nevýhodou srážení struvitu je vysoká potřeba chemických látek, která má nepříznivé dopady na provozní náklady [22]. Udává se, že ekonomická výhodnost procesu závisí především na obsahu fosforu [72], jehož získávání jako součásti struvitu může (na rozdíl od dusíku) cenově konkurovat minerálním hnojivům [60].

4.4 Výběr zahušťovací technologie pro případovou studii

Pro případovou studii prezentovanou dále v textu v kap. 6 byla zvolena MSF, tedy víceetapňová mžiková odparka. Stěžejními důvody jsou:

- Využití odpadního nízkopotenciálního tepla, díky odpařování ve vakuu, tedy za snížených teplot.*
- Menší míra napékání a zanášení, na rozdíl od konvenčních odparek, kde dochází k odpařování znečištěného média na teplosměnné ploše.*
- Poměrně nízká spotřeba energií, ve srovnání s konvenčními odparkami slibuje MSF šetrnější provoz z pohledu odběru tepla i elektřiny [8].*
- Ověřená technologie, byť spíše pro „čisté“ aplikace typu odsolování mořské vody.*
- Slibné experimentální výsledky pro zahušťování odpadních vod [8].*

5 Model bioplynové stanice

Tato kapitola představuje syntézu poznatků z rešeršní části za účelem tvorby uceleného matematického modelu bioplynové stanice. Cílem tohoto počínání je zachytit chování (především) zemědělské bioplynové technologie s různými:

- a) složeními vstupního substrátu,
- b) způsoby řízení obsahu sušiny ve vstupním substrátu,
- c) kapacitami,
- d) potřebami na vytápění,
- e) volitelnými zařízeními atd.

Matematický model vytvořený v rámci této diplomové práce lze charakterizovat jako [74]:

- *deskriptivní* – model slouží k zobrazení prvků a vztahů v systému a k analýze základních vlastností systému, bez zájmu o určité cílové chování systému;
- *statický* – model zobrazuje a analyzuje systém nezávisle na vývoji času, toto implikuje ustálené děje v systému;
- *deterministický* – všechny proměnné, konstanty a funkce v modelu jsou nenáhodného charakteru.

Kompletní model je nástrojem nezbytným pro adekvátní integraci vybrané zahušťovací technologie do BPS a provedení technicko-ekonomické analýzy (viz navazující kap. 6). Nalézt jej lze v Příloze 1 na datovém nosiči přiloženém k diplomové práci. Aspekty tvorby modelu a popisem jeho dílčích částí se zabývají následující podkapitoly.

5.1 Volba koncepce modelu

V přípravné fázi bylo zapotřebí učinit dvě základní rozhodnutí, od kterých se tvorba modelu odvíjí. První je volba nástroje pro tvorbu matematického modelu, druhé pak způsob interakce uživatel–model.

5.1.1 Volba nástroje

Jako nástroj pro tvorbu modelu byly zvažovány MS Excel a vybraná vývojová prostředí (dále jen „IDE“, z angl. Integrated Development Enviroment) pro Python. Výslednou volbou je *Spyder* [75], IDE pro Python 3.6, a to z následujících důvodů:

- a) Základní vybavení MS Excel je poměrně široké v oblasti práce s daty, numerických metod či vizualizace výsledků, avšak doplnění o oborově specifické nástroje (např. parní tabulky) je spíše složité.
- b) Při použití cizích nástrojů MS Excel z dostupných zdrojů je častým jevem nekonzistentní kvalita. Před použitím je proto nutné zpravidla přistoupit k testování či úpravám.
- c) MS Excel i přes rozšiřitelnost základního rozhraní skrze Visual Basic for Applications neumožňuje snadno dosáhnout dostatečné míry interaktivity.
- d) Python obecně je díky celé řadě komunitních knihoven velmi dobře připraven na tzv. vědecké programování. Tyto knihovny jsou navíc snadno instalovatelné a ve většině případů prověřené a odladěné početnou skupinou uživatelů.

- e) Spyder již po základní instalaci nabízí rozsáhlé knihovny z oblasti práce s daty, numerických metod (hledání řešení, optimalizace), vizualizace výsledků (tvorba grafů), grafického uživatelského rozhraní apod.
- f) Spyder představuje vysoce přívětivé vývojové prostředí mj. s kontrolou zdrojového kódu v reálném čase, konzolou a dokumentací k instalovaným knihovnám v rámci hlavního okna.

Dále v textu bude používán obecnější termín Python, a to z důvodu, že samotný Spyder je pouze prostředek pro tvorbu kódu, který je následně proveden v Pythonu.

5.1.2 Forma uživatelského rozhraní

Dilema ve věci rozhraní uživatel–model se odvíjelo v první řadě od rozhodnutí o způsobu uživatelského vstupu. Ve fázi koncepčního návrhu byly zvažovány následující možnosti.

Vstup zápisem do konzole

Uživatel zapisuje do konzole v daném sledu veličiny, které jsou pro výpočet potřebné. Tento postup lze označit za nevyhovující hned z několika důvodů:

- Uživatelsky velmi nepříjemný postup.
- Veličin je velké množství a takový vstup je zdlouhavý.
- Obtížně implementovatelná změna určité části zadání.
- Nutnost ošetřit celou řadu chybových stavů způsobených nevalidním vstupem.

Vstup formou sešitu MS Excel

Uživatel připraví v předem dané formě sešit MS Excel, který obsahuje všechny vstupní veličiny. Algoritmus následně z tohoto souboru vyčte potřebné vstupy a provede celkový výpočet. Tento postup má několik výhod:

- Umožňuje elegantně vkládat i rozsáhlá data.
- Provádění změn je snadnější než v předchozím případě.

Při celkovém zadání však vyvstává řada nevýhod:

- Obtížná implementace vyčítání vstupních proměnných, kterých je velké a zároveň proměnlivé množství.
- Uživatelská nekázeň při zápisu povede k selhání algoritmu.
- Značná závislost na použití MS Excel.

Vstup formou grafického uživatelského rozhraní

Uživatel veškerý vstup provede v rámci běžných oken. Může se jednat o vstupy jak formou zápisu, tak formou přepínačů, posuvníků apod. Výhody jsou zřejmé:

- Uživatelský komfort na podstatně vyšší úrovni než v předchozích případech.
- Snadná a rychlá změna zadání.
- Možnost implementace komplikovanějších postupů (např. otevření souboru).
- Zamezení chybovým stavům již na úrovni grafického rozhraní (deaktivace prvků, které nejsou v daný okamžik validní pro výpočet).

Přestože tato varianta zdaleka převyšuje výše uvedené, přináší také komplikace:

- Obtížný vývoj grafického rozhraní, a to zejména bez předchozích zkušeností.
- Bez ukládání předchozího vstupu je zdlouhavé jej po znovuootevření opětovně zadávat.

Po zvážení výše uvedených výhod a nevýhod byl zvolen vstup formou grafického uživatelského rozhraní (dále většinou jen „GUI“, z angl. graphical user interface) kombinovaného s doplňujícími vstupními sešity MS Excel. Tyto se uplatní u vstupů, které mají charakter databáze (typickým zástupcem jsou vstupní substráty) tak, aby mohly být připraveny předem a pouze jednoduše načteny.

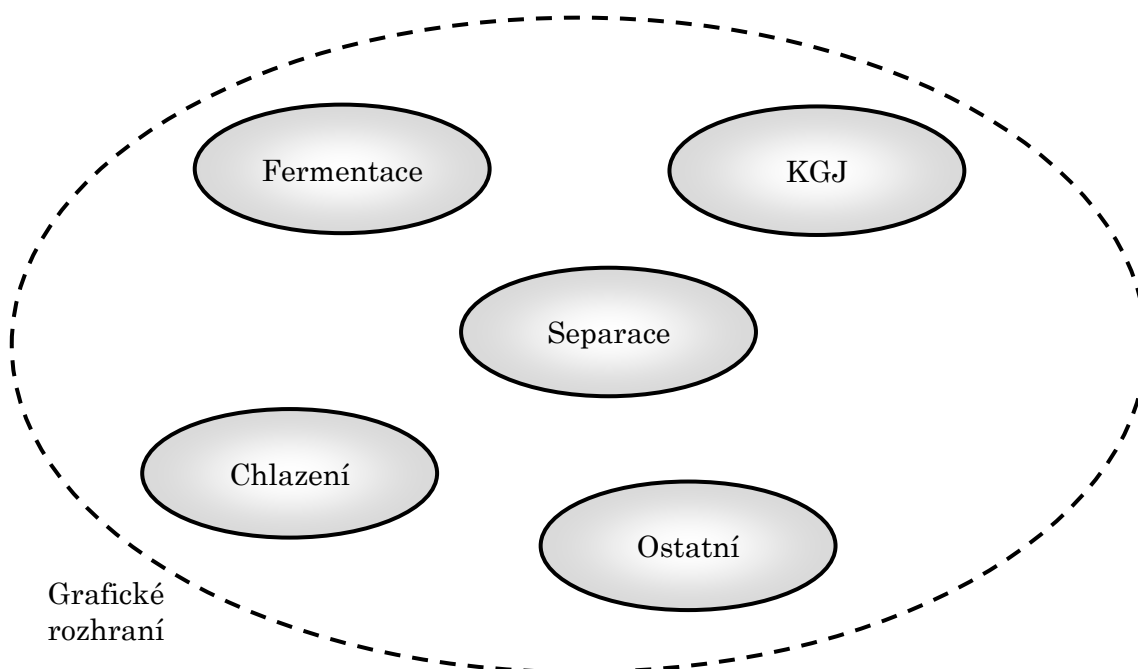
Od zvoleného uživatelského vstupu se již odvíjí i volba způsobu výpisu výsledků při/po provedení výpočtu. Zde byla vybrána kombinace výpisu všech tří způsobů zvažovaných pro vstup, a to dle následujícího klíče:

- a) varování a chyby přímo související s výpočtem budou vypisovány přímo do konzole,
- b) primárně budou výsledky přehledně zobrazeny ve schématu přímo v GUI tak, aby měl uživatel ucelenou představu o procesu,
- c) pro další zpracování výsledků by však bylo nepraktické přepisovat čísla z GUI, proto budou tyto exportovatelné do přehledného sešitu MS Excel.

Po této základní volbě již bylo možné přistoupit k tvorbě jednotlivých částí modelu. Konečné provedení GUI je představeno v kap. 5.8 a 5.9.

5.2 Celkový přehled modelu

Samotný model sestává z celkem šesti samostatných Python skriptů. Pět z nich představuje jednotkové operace (případně ucelený soubor několika jednotkových operací). Jeden, nadřazený a obsahující grafické rozhraní, volá funkce z těchto skriptů na základě uživatelského vstupu a výsledky následně vrací uživateli. Strukturu zjednodušeně ilustruje obr. 5.1.



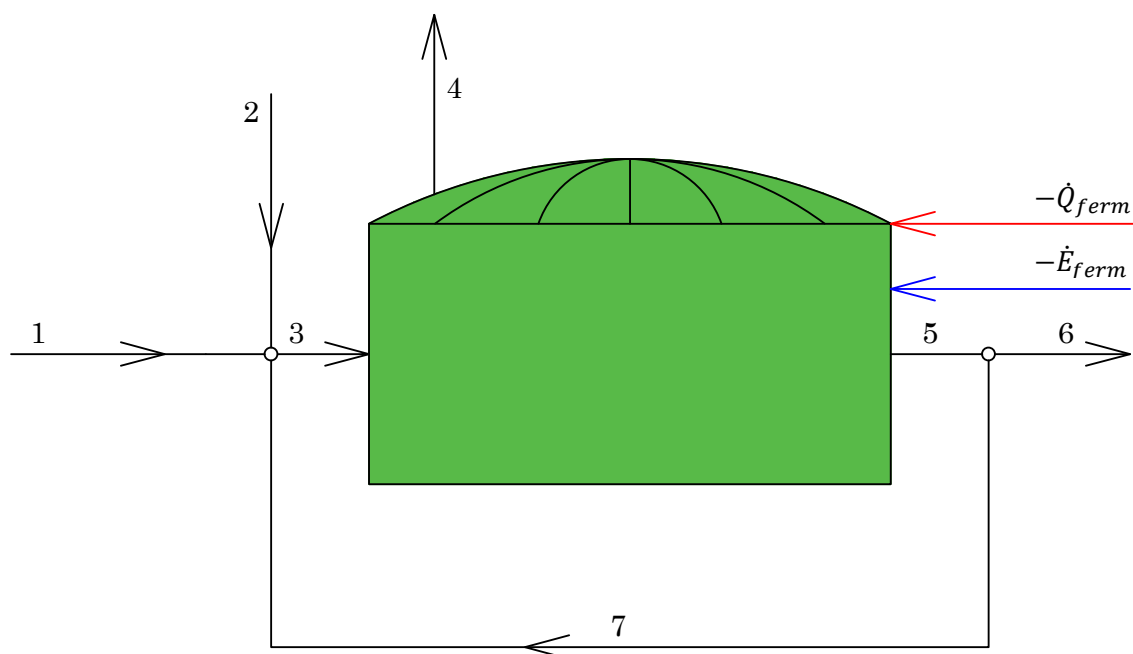
Obr. 5.1 Přehled jednotlivých částí modelu bioplynové stanice včetně zastřešujícího grafického rozhraní.

Dílčí skripty obsahují jednu či dvě funkce, které jsou volány – MatBilance a EnerBilance, pro materiálovou, resp. energetickou bilanci (dále většinou jen „MB“ a „EB“) jednotlivých zařízení či operací. Před hlubším rozbořem dílčích částí je na místě uvést stručnou charakteristiku a rozsah působnosti každého skriptu:

- Fermentace* – řeší přípravu vstupní suroviny, fermentaci, recykl digestátu, vytápění a míchání fermentoru.
- KGJ* – pro danou produkci bioplynu řeší elektrický a tepelný výkon kogenerační jednotky, její účinnosti; dále je u vybraných režimů implementována jednoduchá optimalizace za účelem maximalizace produkce elektřiny či tepla.
- Separace* – zjednodušeně řeší mechanický šnekový separátor.
- Chlazení* – kvantifikuje elektrickou spotřebu potřebnou na maření odpadního tepla.
- Ostatní* – postihuje libovolné spotřeby či produkce BPS nad rámec výše uvedeného.

5.3 Fermentace

Pro tvorbu matematického modelu v této části byl uvažován jeden kontinuálně průtočný vertikální fermentor. Schéma uvažované konfigurace je na obr. 5.2. Vstupní substrát se mísí s vodou a částí fermentačního zbytku (recykl digestátu) za účelem naočkování vstupního substrátu mikroorganismy a dosažení vhodných technologických parametrů. Následně upravený substrát vstupuje do fermentoru, kde dochází ke vzniku bioplynu za současného úbytku sušiny. Pro udržování potřebné teploty je nutné entalpicky kompenzovat vstup čerstvého substrátu a tepelné ztráty, což je prováděno formou vytápění. Kromě toho je materiál ve fermentoru ještě míchán, v úhrnu několik hodin denně.



Obr. 5.2 Schéma fermentační části tak, jak je uvažována v modelu; popis proudů: 1 – vstupní substrát, 2 – přídavek vody, 3 – naočkovaný substrát, 4 – produkovaný bioplyn, 5 – celkový digestát, 6 – odchozí digestát, 7 – recyklovaný digestát.

5.3.1 Materiálová bilance fermentace

Tato podkapitola stručně prezentuje algoritmus výpočtu materiálové bilance fermentace. Bližší informace jsou k dispozici v rámci komentářů zdrojového kódu v Příloze 1, *Skripty\fermentace.py*, funkce `MatBilance`.

Hlavní zjednodušující předpoklady

- Použitý kontinuální provoz není v praxi tak častý jako semikontinuální⁴⁶, avšak bez zřetele času lze kontinuální výpočet chápat jako průměrování toků přes delší časový horizont, bez vzniku znatelné chyby.
- Popis procesu fermentace je zjednodušen na uplatnění měrných výtěžků bioplynu a sušiny dle literatury (viz databáze vypracovaná v kap. 2.1.2).
- Fermentor často bývá doplněn ještě o dofermentor. Bez zohlednění fyzikálně-chemického hlediska fermentace (kinetika procesu) však nemá dofermentor na výsledky žádný vliv.

Výpočtový postup

Řešení materiálové bilance fermentace spočívá v řešení soustavy nelineárních rovnic. Ta zahrnuje hmotnostní bilanci proudů, hmotnostní bilanci sušiny obsažené v proudech a vstupní data:

$$\dot{m}_1 + \dot{m}_2 + \dot{m}_7 = \dot{m}_3, \quad (5.1)$$

$$\dot{m}_3 = \dot{m}_4 + \dot{m}_5, \quad (5.2)$$

$$\dot{m}_5 = \dot{m}_6 + \dot{m}_7, \quad (5.3)$$

kde \dot{m}_i [kg/h] je hmotnostní tok i -tého proudu dle obr. 5.2;

$$\dot{m}_1 x_1 + \dot{m}_2 x_2 + \dot{m}_7 x_7 = \dot{m}_3 x_3, \quad (5.4)$$

$$\dot{m}_3 x_3 = \dot{m}_4 x_4 + \dot{m}_5 x_5, \quad (5.5)$$

$$\dot{m}_5 x_5 = \dot{m}_6 x_6 + \dot{m}_7 x_7, \quad (5.6)$$

kde x_i [hm. zlomek] je obsah sušiny v i -tém proudu dle obr. 5.2;

$$\dot{m}_1 = \sum_{j=1}^n \dot{m}_{subs,j} \quad (5.7)$$

$$\dot{m}_4 = \frac{\rho_{BP}}{\nu_{CH_4}} \sum_{j=1}^n \dot{m}_{subs,j} \cdot x_{subs,j} \cdot q_j, \quad (5.8)$$

$$x_1 = \frac{\sum_{j=1}^n \dot{m}_{subs,j} x_{subs,j}}{\sum_{j=1}^n \dot{m}_{subs,j}}, \quad (5.9)$$

$$m_7 = RD \cdot \dot{m}_5, \quad (5.10)$$

kde:

n ... počet vstupních substrátů [-],

$\dot{m}_{subs,j}$... hmotnostní tok j -tého vstupního substrátu [kg/h],

$x_{subs,j}$... obsah sušiny v j -tém vstupním substrátu [hm. zlomek],

⁴⁶ Dle informací vedoucího této diplomové práce je však častá provozní varianta se spíše vyšší četností dávkování oproti konvenční režimu 1–4× denně.

q_j ... měrný výtěžek metanu z j -tého vstupního substrátu [$\text{Nm}^3 \text{CH}_4/\text{kg}$ suš.],
 v_{CH_4} ... objemový podíl metanu v bioplynu [-], uvažováno 0,62 v souladu
s referenčními podmínkami měrných výtěžků dle [21],
 ρ_{BP} ... hustota bioplynu [kg/m^3], pro daný podíl metanu uvažováno $1,2 \text{ kg}/\text{m}^3$,
 RD ... volený podíl produkovaného digestátu, který je recyklován v procesu [-].

Režimy výpočtu a způsob řešení

Režimy výpočtu se odvíjí od volených parametrů souvisejících se způsobem řízení technologie. Pro lepší pochopení je v následujícím odstavci rozebrána matematická řešitelnost prezentované soustavy rovnic.

Soustava šesti rovnic (5.1)–(5.6) není zřejmě sama o sobě řešitelná, protože obsahuje 14 neznámých. Za předpokladu, že za fermentorem je přítomen prostý dělič, který zachovává složení (tedy obsah sušiny), pak platí $x_5 = x_6 = x_7$, čímž se počet neznámých snižuje na hodnotu 12, ale zároveň klesá počet použitelných rovnic, protože (5.6) přechází do tvaru (5.1). Dále se předpokládá, že ve vodě žádná sušina není a že veškerý úbytek sušiny při fermentaci hmotnostně odpovídá vzniklému bioplynu, tedy $x_2 = 0$ a $x_4 = 1$. Nakonec po zohlednění rovnic (5.7) až (5.10) zůstává soustava pěti rovnic o šesti neznámých. Volbou jednoho z neznámých parametrů lze přistoupit k samotnému řešení.

Škála možných volených parametrů je široká, s ohledem na praxi BPS však byla omezena na následující:

- režim 1: obsah sušiny před fermentorem x_3 ,
- režim 2: obsah sušiny za fermentorem x_5 ,
- režim 3: přídavek vody k substrátu m_2 .

Přístupů, jak vyřešit předkládanou soustavu, existuje celá řada. Vzhledem k různorodosti volených parametrů a přítomnosti recyklu nelze pro všechny režimy jedním obecným řešením dospět k výsledku v jednom kroku. Z tohoto důvodu je využita funkce `fsolve` obsažená v Python knihovně SciPy [76], která soustavu řeší numericky. Výhodou je jednoduchý zápis v Python kódu a velmi rychlá konvergence. Nevýhodou je pak nutnost počátečního odhadu, jehož špatné provedení může způsobit numerickou nestabilitu.

Výstup funkce

Výstupem funkce je čtrnáctičlenné pole proměnných, které obsahuje nejprve hmotnostní toky $\dot{m}_1, \dots, \dot{m}_7$ následované obsahy sušiny x_1, \dots, x_7 .

Pokud pro dané zadání vychází záporný tok vody, což odpovídá dehydrataci substrátu, je uživatel upozorněn výpisem do konzole. Algoritmus následně použije režim 3 při nulovém přídávku vody a provede kalkulaci znovu.

5.3.2 Energetická bilance fermentace

V této podkapitole jsou představeny stěžejní body výpočtu energetických potřeb fermentoru. Celou proceduru lze v případě zájmu, včetně doprovodných komentářů, nalézt v Příloze 1, `Skripty\fermentace.py`, funkce `EnerBilance`.

Režimy výpočtu

Kalkulace energetické bilance fermentoru zohledňuje celkem tři způsoby výpočtu tepelné spotřeby a dva způsoby výpočtu míchání, které prezentuje spotřebu elektrické energie.

Způsoby výpočtu tepelné spotřeby:

- režim 1: tepelné ztráty na základě přenosové rovnice (1.1) (zadání součinitele prostupu tepla, plochy fermentoru vystavené vnějšímu prostředí, vnitřní a venkovní teploty), ohřev substrátu dle rovnice (1.4);
- režim 2: totožný s režimem 1 s výjimkou plochy u tepelných ztrát, která je kalkulována na základě zadané střední zdržné doby a geometrické charakteristiky výška/průměr (H/D) fermentoru;
- režim 3: výpočet tepla na vytápění ve formě daných procent vyprodukovaného tepla.

Způsoby výpočtu elektrické spotřeby na míchání:

- režim A: použití mechanických míchadel,
- režim B: použití hydraulického míchání s využitím čerpadla.

Hlavní zjednodušující předpoklady

- U režimů 1 a 2 je uvažována jediná hodnota součinitele prostupu tepla, což zcela nereflektuje reálnou konstrukci fermentoru. Rovněž je tímto ignorován fakt, že ve válcové části fermentoru je v kontaktu s pláštěm především substrát, zatímco v prostoru střechy především bioplyn. Zároveň jsou tepelně-izolační vlastnosti plynojemu (který navíc může být jedno- či vícemembránový) odlišné od obvodové konstrukce.
- U režimu 2 je zanedbána tepelná ztráta přes dno fermentoru. Do plochy výměny tepla je tak zahrnuta pouze válcová část pláště a střecha, přičemž je zanedbána vlastní tloušťka konstrukce (pracovní objem je tedy ztotožněn s celkovým objemem fermentoru). Střecha je dále zjednodušena na kruhovou plochu, přestože ve skutečnosti se jedná o kulovou úseč.
- U režimů 1 a 2 je pro ohřev substrátu uvažováno, že jeho teplota před vstupem do fermentoru je totožná s teplotou okolí, což nemusí zcela odpovídat realitě z několika důvodů:
 - pro teploty substrátu $< 0\text{ }^{\circ}\text{C}$ by obsažená voda musela být ve formě ledu⁴⁷,
 - za hypotetického předpokladu, že je přidávána voda z vodovodního řádu, pak její teplota jen málo závisí na teplotě okolí,
 - recyklovaný digestát typicky nebude vychlazen na teplotu okolí.
- Režim 3 sám o sobě je zjednodušenou prezentací reálného stavu.
- Režimy A i B vychází z aproximace hodnot dostupných v literatuře [21]. Těchto hodnot je malé množství, což vnáší nejistoty ohledně skutečné elektrické spotřeby při provozních stavech vzdálených od těchto referenčních bodů.
- Do elektrické spotřeby nejsou zahrnuta žádná zařízení mimo uvedená. Z výraznějších spotřebičů se jedná především o čerpadla, jejichž spotřeba se jen obtížně zobecňuje a závisí na dispozici konkrétní BPS (např. převýšení ze vstupní jímky do fermentoru, délky a dimenze potrubí, typ použitého čerpadla). Příkon čerpadel však lze zahrnout v části *Ostatní* (viz kap. 5.7).

Výpočtový postup – spotřeba tepla

V režimech 1 i 2 se pro výpočet tepelných ztrát uplatňuje přenosová rovnice (1.1). Pro ohřev substrátu byla testována interpolace bodů z tab. 1-3, avšak výsledné hodnoty byly jednak značně nadhodnoceny, jednak nikterak nezohledňovaly teplotu vstupního substrátu, která se zejména v závislosti na okolní teplotě mění. Potřeba

⁴⁷ Je vhodné poznamenat, že entalpie potřebná pro fázovou přeměnu, ani odlišná měrná tepelná kapacita ledu není uvažována.

tepla na ohřev vstupního substrátu je proto kvantifikována dle rovnice (1.4). Pro přehlednost jsou obě výše uvedené rovnice v upravené formě, respektující značení proudů z obr. 5.2 a skutečný výpočet, znovu uvedeny:

$$\dot{Q}_{ztr} = \frac{k_{subs-vzd}}{1000} \cdot A_{ferm} \cdot (T_{in} - T_{out}). \quad (5.11)$$

$$\dot{Q}_{ohř} = c_{p,3} \cdot \frac{\dot{m}_3}{3600} \cdot (T_{in} - T_{out}). \quad (5.12)$$

kde:

\dot{Q}_{ztr} ... ztrátový tepelný tok [kWt],

$k_{subs-vzd}$... součinitel prostupu tepla substrát–vzduch [W/(m² · K)],

A_{ferm} ... plocha fermentoru vystavená okolnímu prostředí [m²],

T_{in} ... teplota uvnitř fermentoru [°C],

T_{out} ... teplota vně fermentoru, tedy teplota okolního vzduchu [°C],

$\dot{Q}_{ohř}$... tepelný tok pro ohřev substrátu na teplotní úroveň ve fermentoru [kWt],

$c_{p,3}$... měrná tepelná kapacita proudu 3 za konstantního tlaku [kJ/(kg · K)],

\dot{m}_3 ... hmotnostní tok proudu 3 [kg/h].

Měrná tepelná kapacita substrátu v proudu 3 je počítána dle zdroje [8]:

$$c_{p,3} = c_{p,w}(1 - x_3) + c_{p,DM}x_3,$$

kde:

$c_{p,w} = 4,18 \frac{kJ}{kg \cdot K}$... měrná tepelná kapacita vody za konstantního tlaku,

$c_{p,DM} = 1 \frac{kJ}{kg \cdot K}$... měrná tepelná kapacita sušiny za konstantního tlaku.

Jak již bylo uvedeno, v režimu 2 je plocha fermentoru kalkulována na základně střední zdržné doby a poměru H/D následovně:

$$V_{ferm} = \frac{24 \cdot \dot{m}_3 \cdot t_{stř}}{\rho_3}, \quad (5.13)$$

$$A_{ferm} = \pi \cdot D \cdot H + \frac{\pi \cdot D^2}{4} = V_{ferm}^{\frac{2}{3}} \pi^{\frac{1}{3}} \left[\left(16 \frac{H}{D}\right)^{\frac{1}{3}} + \left(2 \frac{H}{D}\right)^{-\frac{2}{3}} \right], \quad (5.14)$$

kde:

V_{ferm} ... objem fermentoru [m³], výpočet dle [18],

$t_{stř}$... střední zdržná doba ve dnech [d],

ρ_3 ... hustota substrátu vstupujícího do fermentoru [kg/m³], uvažováno 1000 kg/m³,

H ... výška fermentoru [m],

D ... průměr fermentoru [m].

Pomocí výše uvedených rovnic je možno vyčíslit tepelné ztráty a ohřevný výkon pro režim 1 a 2. Pro tepelný výkon, který musí vyvíjet vytápění fermentoru, pak platí:

$$\dot{Q}_{ferm} = \dot{Q}_{ztr} + \dot{Q}_{ohř}. \quad (5.15)$$

V případě režimu 3 platí:

$$\dot{Q}_{ferm} = \frac{PT}{100} \cdot \dot{Q}_{KGJ}, \quad (5.16)$$

kde:

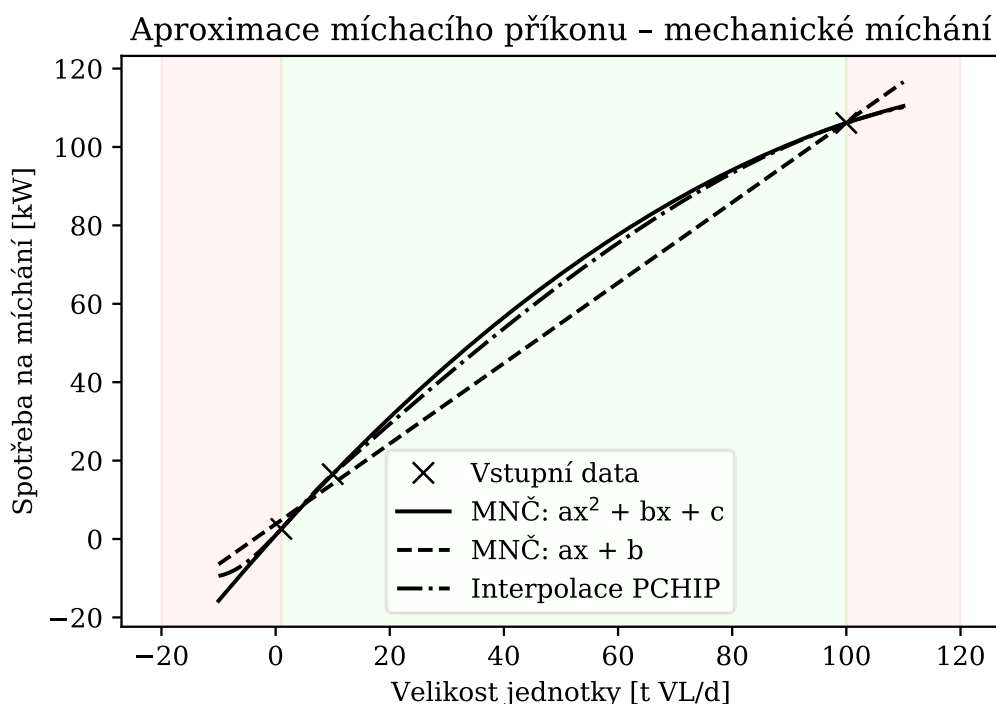
PT ... procenta tepla spotřebovaná na vytápění fermentoru [%],

\dot{Q}_{KGJ} ... teplo vyprodukované kogenerační jednotkou [kWt].

Výpočtový postup – spotřeba elektřiny

Jak již bylo uvedeno ve zjednodušujících předpokladech, elektrická spotřeba fermentoru se v rámci této práce omezuje na míchání, přičemž další zařízení (zejména čerpadla) mohou být zahrnuta v rámci ostatních zařízení (viz 5.7).

Spotřeby elektrické energie byly získány aproximacemi z tab. 1-1 a tab. 1-2. V obou případech byla využita knihovna SciPy [76], přesněji řečeno funkce `curve_fit`, umožňující použít metodu nejmenších čtverců s libovolnou regresní funkcí. Dále byla prostřednictvím funkce `PchipInterpolator` testována také interpolace pomocí Hermitova kubického interpolačního splinu zachovávajícího tvar (dále jen „PCHIP“, z angl. *piecewise cubic Hermite interpolating polynomial*). Často používaný kubický spline nebylo možno uplatnit, protože je zapotřebí alespoň o jeden bod více, než je řád křivky (v tomto případě čtyři body).



Obr. 5.3 Srovnání různých různých metod aproximace/interpolace příkonů mechanických míchadel; plnou čarou zvolená funkce; zeleně platná oblast, červeně oblast mimo rozsah platnosti.

Pro mechanické míchání byla na základě srovnání s lineární regresí a PCHIP vybrána aproximace kvadratickou funkcí, jak ukazuje obr. 5.3. Výsledný tvar funkce s nalezenými regresními koeficienty a, b, c je následující:

$$P = -0,00563764 \cdot DS^2 + 1,61550759 \cdot DS + 0,95956729, \quad (5.17)$$

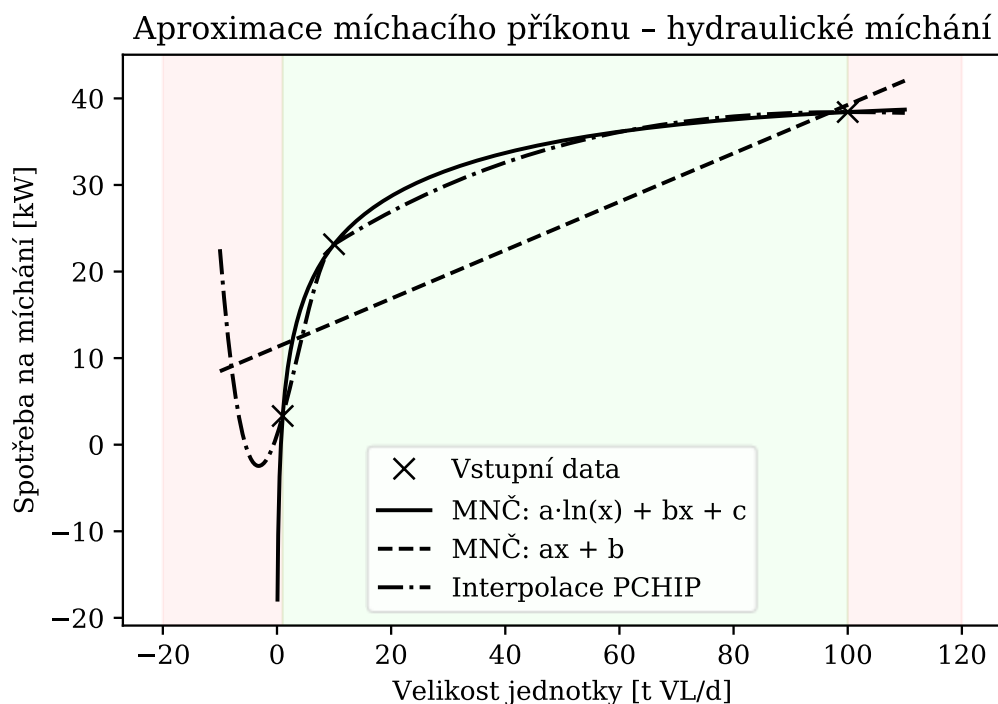
kde:

P ... elektrický příkon na míchání [kWe],

DS ... denní množství zpracované sušiny ve fermentoru [t suš./d].

Pro hydraulické míchání je situace obtížnější, jak ukazuje obr. 5.4. Trend v rozmezí 1–10 t suš./d a v rozmezí 10–100 t suš./d se výrazně odlišuje a volba regresní funkce je zatížena značnou nejistotou. Zvažována byla mj. po částech lineární interpolace, ale nakonec bylo upřednostněno proložení hladkou křivkou. Dříve použitá kvadratická funkce však není pro tento případ vyhovující, protože vede na výrazné lokální maximum mezi body 10 a 100 t suš./d. Pozice bodů naznačuje spíše logaritmický průběh, samotná logaritmická funkce však vede na značná rezidua v prokládaných bodech. Výsledně zvolená funkce, sestávající ze součtu logaritmické a lineární funkce, má pak po dosazení patřičných regresních koeficientů následující tvar:

$$P = 8,83331056 \cdot \log(DS) - 0,05624127 \cdot DS + 3,3710468. \quad (5.18)$$



Obr. 5.4 Srovnání různých metod aproximace/interpolace příkonů hydraulického míchání; plnou čarou tučně zvolená funkce; zeleně platná oblast, červeně oblast mimo rozsah platnosti.

Je vhodné poznamenat, že samotnou volbou regresních funkcí byly rozšířeny zjednodušující předpoklady uvedené na začátku této kapitoly. Již samotný předpoklad, že funkce jsou spojité a hladké, může být lichý, a tyto jednoduché regresní modely míchání lze tak právem označit za přeuročené. Vzhledem k jejich minoritnímu významu v rámci celkové práce však lze tento fakt připustit. Je však zřejmé, že jak u hydraulického, tak u mechanického míchání existuje potenciál pro budoucí upřesnění modelu.

Pro konečné stanovení příkonu na míchání je ještě nutné stanovit denní množství zpracované sušiny v tunách:

$$DS = \frac{24 \cdot \dot{m}_3 \cdot x_3}{1000}, \quad (5.19)$$

a nakonec zohlednit fakt, že míchání zpravidla probíhá pouze několik hodin denně:

$$\dot{E}_{ferm} = \frac{\dot{P} \cdot t_{mich}}{24}, \quad (5.20)$$

kde:

\dot{E} ... průměrný míchací příkon [kWe],

t_{mich} ... denní doba míchání [hod].

Výstup funkce

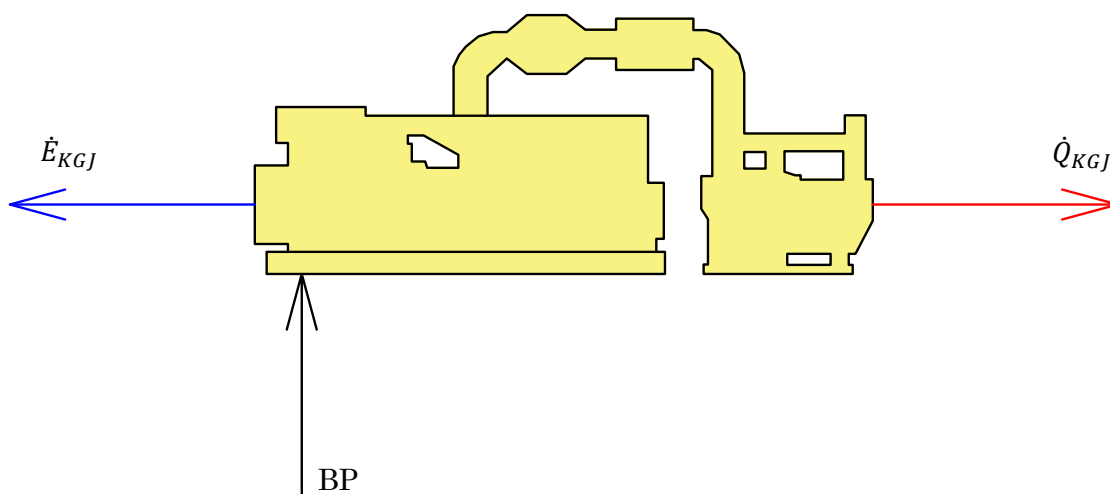
Výstupem funkce je dvoučlenné pole proměnných, které obsahuje elektrickou spotřebu $-\dot{E}_{ferm}$ a tepelnou spotřebu $-\dot{Q}_{ferm}$.

Pokud je některá z regresních funkcí volána mimo rozsah její platnosti, využije se hodnota na hranici intervalu a uživatel je zpraven výpisem do konzole. Například pokud je denní množství zpracované sušiny menší než 1 tuna, pak se za současného upozornění použije hodnota právě 1 t suš./d.

5.4 Kogenerační jednotky

Pro matematický model KGJ je využito především rozsáhlých technických specifikací získaných ze zdroje [53]. Vstupem je v první řadě databáze charakterizující KGJ. Dalším vstupem je pole výsledků MB fermentace, nicméně ze 14 proměnných se využívá pouze tok bioplynu do KGJ. Od této veličiny, volby režimu a počtu kogeneračních jednotek se pak odvíjí EB, tedy stanovení elektrického a tepelného výkonu, jak ukazuje obr. 5.5. Z pohledu chronologie je EB KGJ provedena mezi MB a EB fermentace. Důvodem je, že v případě režimu 3 u EB fermentace je vstupem právě tepelný výkon KGJ.

MB u kogeneračních jednotek uvažována není, a to z toho důvodu, že na dané rozlišovací úrovni neovlivňuje proces. Hypoteticky by se mohla zabývat čištěním bioplynu a jeho následným spalováním. Čištění má však velmi malý energetický a materiálový dopad na proces, spalování je pak již zahrnuto v technických specifikacích.



Obr. 5.5 Jednoduché schéma kogenerační části; proud BP koresponduje s proudem 4 na obr. 5.2, a jedná se tedy o produkováný bioplyn.

Tato podkapitola dále představuje nejdůležitější části výpočtu EB KGJ. Kompletní výpočet doplněný o doprovodné komentáře je součástí Přílohy 1, *Skripty\KGJ.py*, funkce `EnerBilance`.

Režimy výpočtu

Režimy jsou celkem tři – první dává uživateli největší svobodu volby, další dva pak provádí jednoduchou optimalizaci metodou úplné enumerace:

- režim 1: pro daný počet kogeneračních jednotek vybere takové modely KGJ z produktové řady (viz tab. 3-2), které jsou schůdné z hlediska průtoku bioplynu a následně zvolí nejslabší z modelů (z důvodu nižších pořizovacích nákladů a typicky vyšší elektrické účinnosti v režimu vyššího zatížení);
- režim 2: pro daný maximální počet kogeneračních jednotek nalezne takovou kombinaci model-počet, pro který bude účelová funkce (elektrický výkon) maximální;
- režim 3: totožný s režimem 2, avšak účelovou funkcí je tepelný výkon.

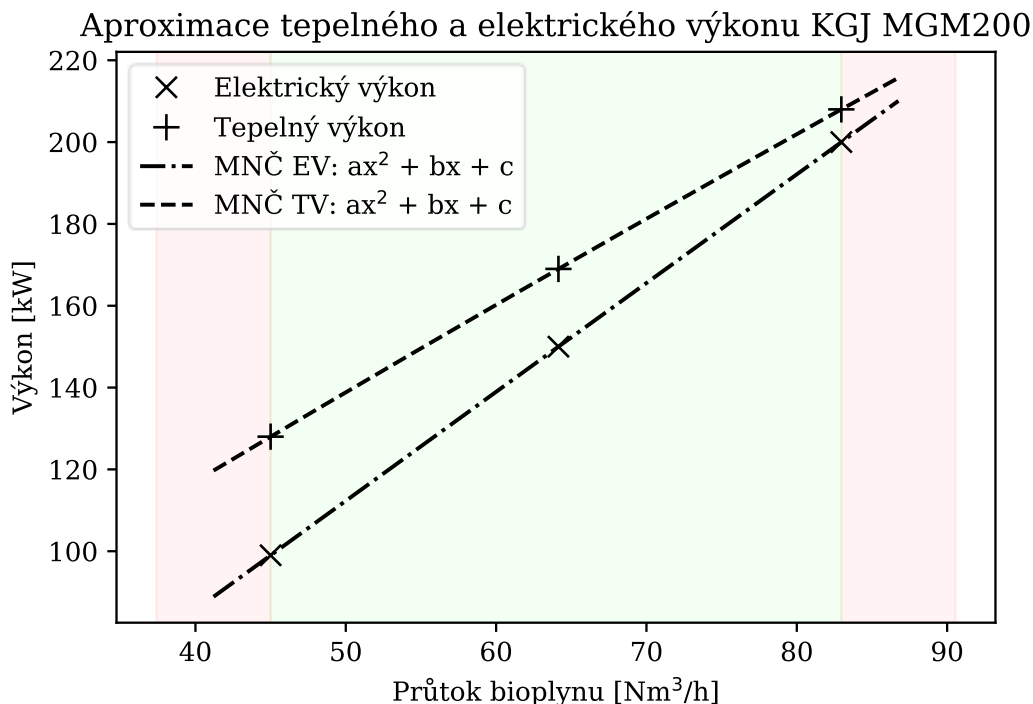
Hlavní zjednodušující předpoklady

- V této fázi je u tepla posuzována pouze míra jeho produkce a není zkoumána jeho kvalita (teplotní hladina) či průtok teplotního média.
- Pozornost není věnována ani tomu, jaká část tepla pochází z chladicího okruhu motoru a jaká část ze spalinového výměníku.
- Technická specifikace uvažuje s obsahem metanu přibližně 61,3 obj.%, zatímco výtěžky bioplynu mají referenční podíl metanu v bioplynu 62 obj.%. Vzhledem k tomu, že se jedná o relativně malý rozdíl, nebude žádným způsobem korigován.
- Do energetické bilance není žádným způsobem zahrnuto doprovodné zařízení KGJ (čištění bioplynu, čerpadla chladících okruhů, měření a regulace, mezichladič technologického okruhu atd.).

Výpočtový postup

Technické specifikace kogeneračních jednotek společnosti MOTORGAS s.r.o. prezentované v tab. 3-3 a tab. 3-4. sice příhodně prezentují tepelné a elektrické výkony pro nižší zatížení, resp. nižší průtoky bioplynu, avšak jedná se pouze o diskrétní hodnoty pro 50, 75 a 100 % elektrického zatížení.

Pro spojitý popis celé škály provozních stavů (průtoků bioplynu) je stejně jako u spotřeb míchání využita metoda nejmenších čtverců, přičemž jako regresní funkce byl zvolen polynom 2. stupně. Na rozdíl od spotřeb míchání však lze konstatovat, že požadavek na spojitost a hladkost regresní funkce je i přes malý počet prokládaných bodů oprávněný. Důvodem je, že u tepelných cyklů zpravidla platí závislost mezi příkonem v palivu a prací/odváděným teplem blízká přímé úměrnosti. To dokládá obr. 5.6, ze kterého je zřejmé, že užitím lineární regrese (přímé úměrnosti) by vznikala spíše malá chyba.



Obr. 5.6 Aproximace elektrického výkonu (EV) a tepelného výkonu (TV) KGJ MOTORGAS MGM200 při nižším než jmenovitém zatížení; zeleně platná oblast, červeně oblast mimo rozsah platnosti.

Grafy zachycující regresní funkce pro zbývající kogeneračních jednotek (MGM100, MGM350, MGM430 a MGM500) obsahuje Příloha B. Jak již bylo uvedeno, regresní funkce pro elektrický, resp. tepelný výkon mají tvar kvadratické funkce:

$$\dot{E}_{KGJ} = a_e \cdot \dot{V}_{BP}^2 + b_e \cdot \dot{V}_{BP} + c_e, \quad (5.21)$$

$$\dot{Q}_{KGJ} = a_q \cdot \dot{V}_{BP}^2 + b_q \cdot \dot{V}_{BP} + c_q, \quad (5.22)$$

kde:

\dot{E}_{KGJ} ... elektrický výkon kogenerační jednotky [kWe],

a_e, b_e, c_e ... regresní koeficienty pro výpočet elektrického výkonu [viz tab. 5-1],

\dot{Q}_{KGJ} ... tepelný výkon kogenerační jednotky [kWt],

a_q, b_q, c_q ... regresní koeficienty pro výpočet tepelného výkonu [viz tab. 5-1],

\dot{V}_{BP} ... objemový průtok bioplynu do jedné KGJ [Nm³/h].

Získané regresní koeficienty a rozsahy platnosti prezentuje tab. 5-1. Hodnoty v této tabulce byly vygenerovány ve formě sešitu MS Excel skriptem, který je dostupný na příloženém datovém médiu v Příloze 2, *Aprox_Interp_KGJ/curve_fit_KGJ.py*. Takto vzniklý sešit je jedním ze vstupů do funkce KGJ prezentované v této kapitole. Vzhledem k tomu, že skript je snadno upravitelný pro technické specifikace jiných KGJ, lze provést s několika málo úpravami výpočet např. pro kogenerační jednotky od různých výrobců.

Tab. 5-1 Přehled regresních koeficientů pro stanovení elektrického a tepelného výkonu kogeneračních jednotek a rozsahy platnosti regresních funkcí.

	MGM100	MGM200	MGM350	MGM430	MGM500
<i>Elektrický výkon</i>					
a_e [kWe · Nm ⁻⁶ · h ²]	-2,4557 · 10 ⁻³	-1,7946 · 10 ⁻⁴	-1,4023 · 10 ⁻³	-6,9848 · 10 ⁻⁴	4,3731 · 10 ⁻⁴
b_e [kWe · Nm ⁻³ · h]	2,82538	2,68340	3,03883	2,90512	2,47145
c_e [kWe]	-19,7556	-21,3898	-51,6510	-66,1191	-28,1589
<i>Tepelný výkon</i>					
a_q [kWt · Nm ⁻⁶ · h ²]	-7,5636 · 10 ⁻³	-1,8185 · 10 ⁻³	-2,1232 · 10 ⁻³	-6,0147 · 10 ⁻⁴	-1,5487 · 10 ⁻³
b_q [kWt · Nm ⁻³ · h]	2,59105	2,33998	2,89387	2,50163	3,06949
c_q [kWt]	21,2327	26,3833	-1,9444	41,0641	-42,0372
$\dot{V}_{BP,min}$ [Nm ³ /h]	24,87	43,69 ⁴⁸	78,05	99,49	110,78
$\dot{V}_{BP,max}$ [Nm ³ /h]	43,69	82,96	143,67	179,18	206,18

Zatím prezentované vztahy jsou platné pro jednu danou kogenerační jednotku. V praxi je však časté, že kogeneračních jednotek je v BPS více a běží současně. Individuální průtok do jedné KGJ se pak spočítá následujícím způsobem:

$$\dot{V}_{BP,celkem} = \frac{\dot{m}_A}{\rho_{BP}}, \quad (5.23)$$

$$\dot{V}_{BP} = \frac{\dot{V}_{BP,celkem}}{n_{KGJ}}, \quad (5.24)$$

kde:

$\dot{V}_{BP,celkem}$... celkový průtok bioplynu [Nm³/h],

n_{KGJ} ... počet kogeneračních jednotek [-].

Pro výpočet účinností KGJ je dále nutné stanovit příkon v palivu:

$$\dot{Q}_{fuel} = \frac{\dot{V}_{BP,celkem} \cdot LHV_{BP}}{3,6},$$

kde:

\dot{Q}_{fuel} ... příkon v palivu [kW],

LHV_{BP} ... výhřevnost bioplynu [MJ/Nm³], dáno 22 MJ/Nm³ technickou specifikací,

V rámci této diplomové práce je uvažována pouze kombinace stejného druhu KGJ, proto pro úhrnný elektrický výkon $\dot{E}_{KGJ,celkem}$ a úhrnný tepelný výkon $\dot{Q}_{KGJ,celkem}$ platí:

$$\dot{E}_{KGJ,celkem} = n_{KGJ} \cdot \dot{E}_{KGJ}, \quad (5.25)$$

$$\dot{Q}_{KGJ,celkem} = n_{KGJ} \cdot \dot{Q}_{KGJ}. \quad (5.26)$$

⁴⁸ Dolní mez, která by dle technické specifikace měla činit 45 Nm³/h, byla v tomto případě rozšířena, aby nedocházelo k nespojitosti mezi MGM100 a MGM200.

Nakonec je možné spočítat elektrickou, tepelnou a celkovou účinnost [%] kogenerace:

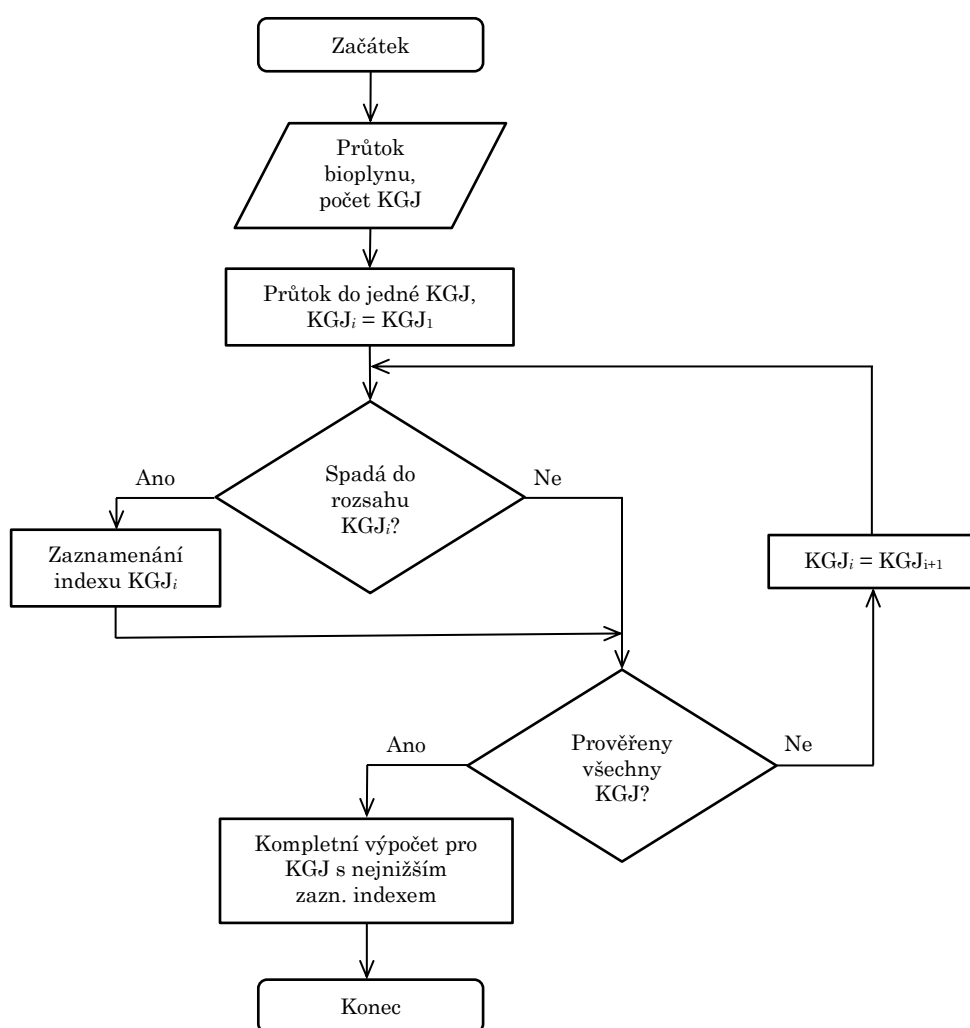
$$\eta_e = \frac{\dot{E}_{KGJ, celkem}}{\dot{Q}_{fuel}} \cdot 100, \quad (5.27)$$

$$\eta_q = \frac{\dot{Q}_{KGJ, celkem}}{\dot{Q}_{fuel}} \cdot 100, \quad (5.28)$$

$$\eta_{celkem} = \eta_q + \eta_e. \quad (5.29)$$

Popis algoritmu

Vzhledem k tomu, že výlučně slovní popis algoritmu KGJ by byl jen stěží srozumitelný, je postup pro režim 1 prezentován vývojovým diagramem na obr. 5.7.



Obr. 5.7 Zjednodušený vývojový diagram EB KGJ, režim 1.

Režimy 2 a 3 částečně z režimu 1 vychází. Rozdíly jsou následující:

- Není iterováno pouze přes modely KGJ, ale také přes počet KGJ v rozmezí $j = 1, \dots, n_{\max}$, kde horní mez představuje uživatelský vstup o maximálním počtu KGJ. To vede v průběhu iterace na měnící se průtok do jedné KGJ.

- b) Pokud je daná kombinace model-počet schůdná z hlediska pracovního rozsahu, jsou načteny regresní koeficienty dané KGJ (pro elektrický výkon v případě režimu 2 a pro tepelný výkon v případě režimu 3). Pokud již byly načteny v některém s předchozích kroků, je načtení přeskočeno a přistoupí se rovnou k výpočtu elektrického (2) či tepelného (3) výkonu pro danou konfiguraci. Ten je následně zaznamenán do pole výsledků na místo o příslušných indexech.
- c) Jakmile je provedena část b) pro všechny kombinace modelů $i = 1, \dots, 5$ a počtů $j = 1, \dots, n_{\max}$, vzniká pole $n_{\max} \times 5$, které je pro schůdné varianty vyplněno elektrickými (2) či tepelnými (3) výkony a pro neschůdné varianty nulami.
- d) V rámci tohoto pole je nalezeno maximum a zaznamenány odpovídající indexy i, j . Tato kombinace model-počet představuje optimum z hlediska elektrického (2) či tepelného (3) výkonu.
- e) Nakonec se načtou regresní koeficienty pro druhý hledaný výkon (tj. ten, který nebyl maximalizován), který se dopočte, stanoví se účinnosti a celý algoritmus je ukončen.

Je vhodné poznamenat, že optima nalezená v režimech 2 a 3 nezohledňují ekonomický aspekt volby konfigurace KGJ a nelze je tedy chápat např. jako nástroj do projekční praxe. Význam těchto režimů tedy neleží ani tak v samotné optimalizaci, jako spíše v demonstraci toho, jak se pro danou produkci bioplynu mohou poměřovat různě velké a různě zatížené kogenerační jednotky z představené databáze.

Výstup funkce

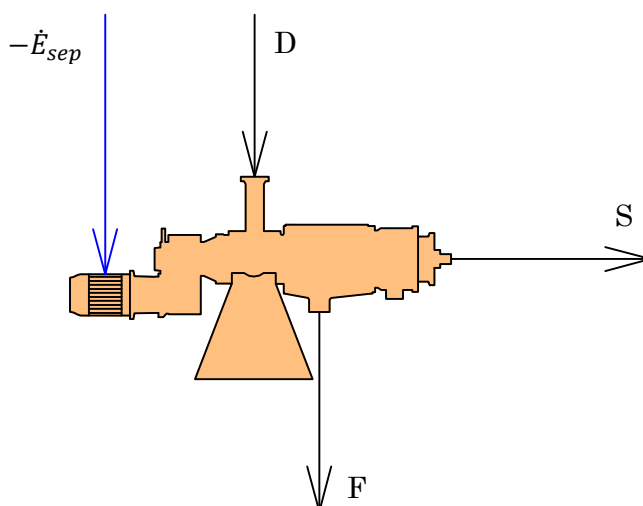
Výstupem funkce je pětičlenné pole, které obsahuje elektrický výkon $\dot{E}_{KGJ, celkem}$, tepelný výkon $\dot{Q}_{KGJ, celkem}$, počet KGJ, textový řetězec s názvem KGJ a na posledním místě je další, trojčlenné pole, obsahující postupně elektrickou, tepelnou a celkovou účinnost.

V případě, že průtok do jedné KGJ je pro danou konfiguraci (příp. pro všechny možnosti konfigurací u režimů 2 a 3) příliš vysoký, nebo naopak příliš nízký, je výstupem pole nul (textový řetězec s názvem KGJ obsahuje „N/A“) a uživatel obdrží varování výpisem do konzole.

5.5 Separace

Tato kapitola pojednává o výpočtovém modelu mechanické separace pomocí šnekového lisu. Obsahuje jak MB, tak EB, avšak druhá zmiňovaná je s ohledem na omezené informace v literatuře značně zjednodušená.

Vstupem do výpočtu separace jsou výsledky MB fermentace, přesněji řečeno hmotnostní tok a obsah sušiny v proudu 6 dle obr. 5.2, tedy odchozím digestátu. V rámci separace se nomenklatura nezachovává a proud 6 je dále označován jako D (digestát). Separací pak vzniká tuhý produkt označovaný S (separát) a tekutý produkt označovaný F (fugát). Celou situaci zachycuje obr. 5.8. V podkapitolách následuje, stejně jako u předchozích procesních souborů, rozbor MB a EB.



Obr. 5.8 Schéma šnekového lisu tak, jak je uvažován v modelu; popis proudů: D – digestát, odpovídá proudu 6 na obr. 5.2, S – separát, F – fugát.

5.5.1 Materiálová bilance separace

V rámci této podkapitoly je představen výpočtový postup mechanické separace pomocí šnekového lisu, specificky materiálové bilance. Má-li čtenář zájem o bližší informace, komentovaný zdrojový kód mu je poskytně – viz Příloha 1, *Skripty\separace.py*, funkce `MatBalance`.

Režimy výpočtu

Režimů výpočtu je celkem šest, avšak reálně je v modelu uplatňován pouze jeden (režim 1) a ostatní lze považovat jako doplňkové, protože jejich použití by vyžadovalo velkou míru ošetření chybových stavů:

- režim 1: vstupem obsah sušiny v S a obsah sušiny ve F,
- režim 2: vstupem obsah sušiny v S a hmotnostní tok F,
- režim 3: vstupem hmotnostní tok S a obsah sušiny ve F,
- režim 4: vstupem obsah sušiny v S a hmotnostní tok S,
- režim 5: vstupem obsah sušiny ve F a hmotnostní tok F,
- režim 6: vstupem obsah sušiny v S, výpočet dle aproximace (4.1).

Hlavní zjednodušující předpoklady

- Obsah sušiny v separátu a fugátu je uživatelským vstupem. Ve skutečnosti se hmotnostní toky i obsahy sušiny v separátu a fugátu odvíjí od celé řady aspektů daných režimem provozu i charakterem samotného zařízení:
 - hmotnostní tok a obsah sušiny v digestátu,
 - charakter částic v digestátu (vláknité podíly),
 - použitá velikost otvorů síta separátoru atd.
- Pro eliminaci vstupu alespoň jedné sušiny byla testována lineární regresní funkce dle [63], avšak tato nakonec použita nebyla, protože přináší několik úskalí:
 - Omezený rozsah platnosti cca 5–10 hm.% sušiny v digestátu není postačující.
 - I v rámci rozsahu platnosti často výsledkem byly nereálně malé či záporné hmotnostní toky.

Výpočtový postup

Materiálová bilance separátoru je založena na stejném principu jako MB fermentace, tedy hmotnostní bilanci celých proudů a hmotnostní bilanci sušiny:

$$\dot{m}_D = \dot{m}_S + \dot{m}_F, \quad (5.30)$$

$$\dot{m}_D x_D = \dot{m}_S x_S + \dot{m}_F x_F, \quad (5.31)$$

kde:

$\dot{m}_D, \dot{m}_S, \dot{m}_F$... hmotnostní tok digestátu, separátu, resp. fugátu [kg/h],

x_D, x_S, x_F ... obsah sušiny v digestátu, separátu, resp. fugátu [hm. zlomek].

Ve dvou rovnicích (5.30) a (5.31) jsou známy pouze veličiny \dot{m}_D, x_D , pro řešení je tedy nezbytné zvolit libovolné dva parametry s výjimkou obou hmotnostních toků \dot{m}_S, \dot{m}_F , které by přeürčily rovnici (5.31). Může se tedy jednat o volbu obou obsahů sušiny, anebo libovolné kombinace hmotnostní tok-sušina. K řešení této jednoduché soustavy dvou rovnic lze snadno dospět analyticky, jak je demonstrováno pro výpočet na základě obsahů sušiny v S a F, při kterém jsou neznámými parametry hmotnostní toky S a F:

$$\dot{m}_S = \dot{m}_D \frac{x_D - x_F}{x_S - x_F}, \quad (5.32)$$

$$\dot{m}_F = \dot{m}_D - \dot{m}_S. \quad (5.33)$$

Výstup funkce

Z funkce vystupuje čtyřčlenné pole proměnných obsahující postupně $\dot{m}_S, \dot{m}_F, x_S, x_F$.

Pokud je zadáno x_F vyšší než x_D vycházející z kalkulace MB fermentace, pak je uživatel varován prostřednictvím konzole a hodnota je změněna na $x_F = x_D - 0,01$, tedy na hodnotu o 1 jeden procentní bod nižší ve srovnání s digestátem. Stejným způsobem je ošetřeno i zadání příliš nízkého x_S (tj. nižšího než x_D). V tomto případě je však před výpočtem hodnota upravena na $x_S = 0,25$.

5.5.2 Energetická bilance separace

Energetická bilance vychází z údajů o reálných šnekových lisech prezentovaných v tab. 4-2. Zdrojový kód je k dispozici v Příloze 1, *Skripty\separace.py*, funkce EnerBilance.

Hlavní zjednodušující předpoklady

- Pro daný model je uvažován konstantní příkon, nezávisle na provozních podmínkách.
- U modelu S855 je uvažováno HD provedení tak, aby pro rostoucí objemový průtok digestátu byl odstupňován elektrický příkon⁴⁹.
- V rámci algoritmu se uplatňují mezní průtoky digestátu udávané výrobcem. Ve skutečnosti se však tento mezní průtok může značně lišit v závislosti na vlastnostech separovaného digestátu.
- S ohledem na to, že maximální průtok udávaný pro model S855 je relativně vysoký a pro drtivou většinu bioplynových stanic by měl postačovat sám o sobě, není uvažována kombinace více separátorů.

Popis algoritmu

Samotný algoritmus vychází z mezních objemových průtoků digestátu prezentovaných v tab. 4-2 pro tři separátory. Jejich překonání vede k tomu, že algoritmus zvolí vyšší model, stavěný na vyšší průtoky.

Objemový průtok je stanoven následovně:

$$\dot{V}_D = \frac{\dot{m}_D}{\rho_D}, \quad (5.34)$$

kde:

\dot{V}_D ... objemový průtok digestátu [m³/h],

ρ_D ... hustota digestátu [kg/m³], uvažováno 1000 kg/m³.

Na začátku procedury je vybrán nejmenší separátor (tj. S300) a jeho mezní průtok ($\dot{V}_{1,max}$) je srovnán s reálným průtokem. Je-li mezní průtok vyšší než reálný, pak je postup ukončen a elektrická spotřeba je stanovena jako jmenovitý příkon S300, tedy 2,2 kW. Je-li mezní průtok nižší než reálný, tedy separátor nepostačuje, pak je vybrán vyšší model (S655). Následně znovu dochází ke srovnání mezního a reálného průtoky a postup se opakuje, dokud není uspokojen požadavek, nebo nejsou prověřeny všechny separátory. Pro elektrický příkon lze tedy zapsat:

$$\dot{E}_{sep} = \dot{E}_i, \quad (5.35)$$

kde i je nejmenší index separátoru, pro který je uspokojena podmínka $\dot{V}_{i,max} \geq \dot{V}_D$.

Je zřejmé, že tepelný příkon separátoru je nulový:

$$\dot{Q}_{sep} = 0. \quad (5.36)$$

Výstup funkce

Funkce vrací pole o dvou proměnných, konkrétně elektrickou spotřebu $-\dot{E}_{sep}$ a nulovou hodnotu odpovídající $-\dot{Q}_{sep}$.

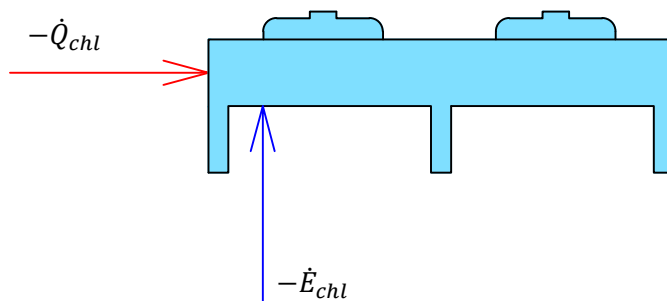
Pokud jsou prověřeny všechny separátory a zároveň není uspokojena podmínka $\dot{V}_{i,max} \geq \dot{V}_D$ pro žádné i , pak je do konzole vypsáno upozornění na tento fakt a doporučeno zahrnutí příkonu dalšího separátoru do ostatních zařízení.

⁴⁹ S855 ve standardním provedení má příkon totožný s nižším modelem S655.

5.6 Chlazení

Začlenění chladičů do výpočtového modelu si klade za cíl kvantifikovat spotřebu elektrické energie potřebnou na maření tepla v bioplynové stanici. MB u chladičů uvažována není a celý algoritmus spočívá v EB ve smyslu zjednodušeného výpočtu elektrické spotřeby založeného na třídách účinnosti cirkulačních chladičů prezentovaných v tab. 3-6. Jedná se tedy o matematicky prostou relaci mezi mařeným odpadním teplem a příkonem ventilátorů chladiče, jak zachycuje obr. 5.9.

Funkce chlazení je vždy volána až v posledním kroku, kdy jsou známy všechny podstatné energetické bilance ostatních zařízení (fermentace, KGJ, ostatní), ze kterých plyne množství odpadního tepla, které je nutno mařit. Zdrojový kód je k vidění v Příloze 1, *Skripty\chlazeni.py*, funkce `EnerBilance`.



Obr. 5.9 Zjednodušená reprezentace vzduchového chladiče, s vyznačením mařeného tepla a spotřebované elektřiny.

Hlavní zjednodušující předpoklady

- Výsledky závisí pouze na jediné uživatelské volbě v podobě faktoru R charakteristického pro danou třídu účinnosti.
- Je uvažováno, že mařené teplo odpovídá jmenovité chladicí kapacitě bez hlubšího zkoumání a korekcí na reálný stav.
- Reálné produktové řady chladičů jsou odstupňovány dle příkonů, různě hlučných provedení apod. Z toho plyne, že příkon při reálném návrhu chladičů má nespojitý charakter. V rámci výpočtu je však uvažována spojitá závislost elektrické spotřeby na množství mařeného tepla.

Výpočtový postup

Jak již bylo predestřeno, výpočet se omezuje na několik jednoduchých kroků. Nejprve je stanoveno množství odpadního tepla \dot{Q}_{chl} k uchlazení:

$$\dot{Q}_{chl} = -\dot{Q}_{ferm} + \dot{Q}_{KGJ} - \dot{Q}_{ost}, \quad (5.37)$$

do něhož vzhledem k nulovosti tepelného toku není zahrnuta separace. Nyní již lze na základě uživatelského vstupu poměru energie R [-], odvíjejícího se od zvolené třídy účinnosti, dopočítat jmenovitou elektrickou spotřebu chladičů [kWe]:

$$\dot{E}_{chl} = \frac{\dot{Q}_{chl}}{R}. \quad (5.38)$$

Výstup funkce

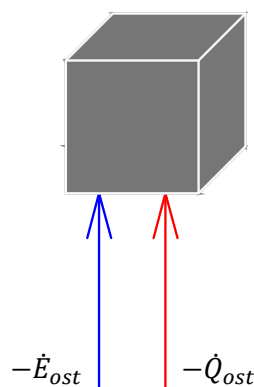
Stejně jako u všech EB s výjimkou KGJ, i zde funkce vrací pole dvou proměnných sestávající z $-\dot{E}_{chl}$ a $-\dot{Q}_{chl}$. Součet tepelných toků ze všech EB po tomto kroku dává hodnotu 0 kW, což značí ustálený tok tepelné energie.

5.7 Ostatní

Z popisů dosavadních částí modelů vyplývá, že tyto nepostihují veškeré zařízení, které se v reálných bioplynových stanicích nachází. Především se jedná o čerpadla, topné systémy administrativních budov, výměníky tepla sloužící k dodávce tepla do centrálního zásobování teplem apod. Za tímto účelem byla implementována právě část ostatních zařízení, díky které lze do celkové EB zahrnout libovolnou elektrickou i tepelnou spotřebu/produkci, a to formou:

- prostých hodnot [kW],
- měrných hodnot vztažených na jmenovitý elektrický výkon BPS [kW/kWe],
- měrných hodnot vztažených na denní zpracovatelskou kapacitu⁵⁰ BPS [kW · d/t].

Úhrn všech ostatních zařízení se tak v rámci modelu tváří jako jeden black box, reprezentovaný jednou elektrickou a tepelnou spotřebou, jak ukazuje obr. 5.10. Je na místě uvést, že díky tomuto přístupu lze nejenom zahrnout ostatní zařízení, ale také provést různorodé korekce odlišností modelu od reálného stavu.



Obr. 5.10 Zjednodušení elektrických a tepelných spotřeb/produkcí všech ostatních zařízení do jednoho bloku.

Vzhledem k tomu, že celá funkce EB ostatních zařízení je zjednodušením reálného stavu, je přistoupeno přímo k představení výpočtového postupu. Zdrojový kód je dostupný v rámci Přílohy 1, *Skripty\ostatni.py*, funkce `EnerBilance`.

Výpočtový postup

Uživatel zadává sumy prostých a měrných spotřeb různého charakteru, prezentovaných v úvodu této podkapitoly. Pokud je v procesu zařízení, které teplo či elektřinu produkuje, lze jej zohlednit s obráceným (tj. záporným) znaménkem. Samotný výpočet je pak již velmi jednoduchý:

⁵⁰ Zpracovatelskou kapacitou se rozumí tuny čerstvého substrátu za den.

$$\dot{E}_{ost} = \sum_{i=1}^l \dot{E}_{ost,i} + \dot{E}_{KGJ} \sum_{j=1}^m \dot{e}_{KGJ,ost,j} + \frac{24 \dot{m}_1}{1000} \sum_{k=1}^n \dot{e}_{t,ost,k}, \quad (5.39)$$

$$\dot{Q}_{ost} = \sum_{i=1}^l \dot{Q}_{ost,i} + \dot{E}_{KGJ} \sum_{j=1}^m \dot{q}_{KGJ,ost,j} + \frac{24 \dot{m}_1}{1000} \sum_{k=1}^n \dot{q}_{t,ost,k}, \quad (5.40)$$

kde:

\dot{E}_{ost} ... úhrnná elektrická spotřeba ostatních zařízení [kWe],

\dot{Q}_{ost} ... úhrnná tepelná spotřeba ostatních zařízení [kWt],

$\dot{E}_{ost,i}$... elektrická spotřeba zařízení i vyjádřená v [kWe],

$\dot{Q}_{ost,i}$... tepelná spotřeba zařízení i vyjádřená v [kWt],

$\dot{e}_{KGJ,ost,j}$... měrná elektrická spotřeba zařízení j vyjádřená v [kWe/kWe],

$\dot{q}_{KGJ,ost,j}$... měrná tepelná spotřeba zařízení j vyjádřená v [kWt/kWe],

$\dot{e}_{t,ost,k}$... měrná elektrická spotřeba zařízení k vyjádřená v [kWe · d/t],

$\dot{q}_{t,ost,k}$... měrná tepelná spotřeba zařízení k vyjádřená v [kWt · d/t].

Výstup funkce

Funkce vrací pole dvou hodnot $-\dot{E}_{ost}$ a $-\dot{Q}_{ost}$.

5.8 Grafické uživatelské rozhraní

Vzhledem k tomu, že grafické uživatelské rozhraní je spíše invencí autora než náplní této diplomové práce (a obecně procesního inženýrství), nebude na rozdíl od předchozích částí modelu důkladně rozebíráno. To by v rámci této podkapitoly ani nebylo dost dobře možné, protože ústřední skript, obsahující GUI, čítá i přes absenci doprovodných komentářů takřka 1500 řádků zdrojového kódu (viz Příloha 1, *BPS_final.py*). Již představené funkce z ostatních skriptů jsou do tohoto ústředního importovány a následně volány, např. `KGJ.EnerBalance` pro EB kogeneračních jednotek.

V následujících podkapitolách bude stručně představena základní struktura GUI, dále použité Python knihovny, a vybrané funkcionality. Demonstrace vzhledu GUI je pak provedena v rámci kap. 5.9 (v podobě mírně odlišné od přiloženého skriptu *BPS_final.py*, který již zahrnuje integraci odparky).

5.8.1 Struktura GUI

Grafické uživatelské rozhraní sestává celkem ze tří základních oken:

- a) *Hlavní okno* (viz obr. 5.12), které obsahuje:
 - zadávání vstupních parametrů,
 - nastavení režimů výpočtu jednotlivých částí modelu,
 - možnost načtení databáze substrátů a regresních koeficientů KGJ z libovolného umístění v počítači,
 - možnost obnovit výchozí podobu (tedy vynulovat zadání),
 - otevření okna editace substrátů,
 - spuštění výpočtu,
 - otevření okna se schématem zobrazujícím výsledky,
 - export výsledků do sešitu MS Excel.
- b) *Úprava substrátu* (viz obr. 5.11), která umožňuje:
 - zobrazení substrátů z načtené databáze ve stromové struktuře (rozdělení do kategorií),

- editaci obsahů sušiny, středních výtěžků metanu a hmotnostních toků u jednotlivých substrátů,
 - možnost obnovit výchozí databázi,
 - možnost exportovat editovanou databázi do libovolně umístěného sešitu MS Excel,
 - možnost zrušit změny,
 - možnost uložit změny a pokračovat v zadávání v hlavním okně.
- c) *Schéma s výsledky* (viz obr. 5.13), které lze uložit do formátu PNG (viz Příloha C) a zobrazuje:
- hmotnostní toky a obsahy sušiny ve všech proudech,
 - objem produkovaného bioplynu,
 - počet a typ kogeneračních jednotek, jejich elektrický a tepelný výkon, stejně jako celkovou účinnost,
 - elektrické a tepelné spotřeby všech zařízení,
 - prodávanou elektrickou energii.

5.8.2 Použité Python knihovny

Kromě již v textu zmiňované knihovny *SciPy* bylo v rámci tvorby GUI i dílčích skriptů využito ještě několik dalších knihoven. Nejčastěji se jednalo o:

PyQt5

Jedná se o Python odnož multiplatformní GUI knihovny Qt. Díky obsaženému Qt Designeru lze dynamicky vytvořit základní strukturu okna (rozvržení, tlačítka, pole pro zadání, přepínače, posuvníky aj.). Takto vzniklé okno je sice nefunkční (tedy neexistují žádné vazby mezi prvky), přesto je celý postup nepoměrně jednodušší ve srovnání s psaním celé struktury formou *PyQt* kódu. Okno převedené z Qt Designeru na Python kód vystupuje jako třída. V rámci této třídy je následně nutno vytvořit metody a přiřadit spouštěcí akce těchto metod (např. kliknutí na tlačítko spustí metodu, která zavře okno). Tvorbou metod a jejich postupným přiřazením všem prvkům pak vzniká okno o požadované funkci. Tento postup byl uplatněn pro všechna okna GUI představená v kap. 5.8.1, přičemž cca 60 % kódu ústředního skriptu je výsledkem Qt Designeru a zbylých 40 % bylo nutno doplnit pro dosažení funkčního stavu.

Pandas

Tato knihovna je určena pro manipulaci s daty. V rámci této diplomové práce se uplatnila zejména pro práci s databází substrátů a regresních koeficientů KGJ, ale také pro import a export⁵¹ sešitů MS Excel. Export sešitu lze navíc provádět i ve formátované formě. *Pandas* umožňuje mj. to, že databáze substrátů nemusí mít pro funkci `fermentace.MatBalance` zcela ustálenou formu, ale postačí v názvu sloupce obsáhnout jednotky stěžejních veličin, tedy „kg/h“ u hmotnostního toku, „%“ u obsahů sušiny, resp. „m³/kg suš.“ u měrných výtěžků.

NumPy

Velmi populární knihovna *NumPy* slouží zejména pro práci s vícerozměrnými poli a maticemi. V rámci této práce byla využita zejména pro možnost nakládat s dvourozměrnými poli stejně snadno jako v programovacích jazycích MATLAB či GNU Octave. Rovněž byla použita funkce logaritmu z této knihovny, a to z důvodu vzájemné provázanosti knihoven *SciPy* a *NumPy*, která při hledání regresní funkce neumožnila použít logaritmus ze standardní knihovny *math*.

⁵¹ Dialogová okna pro získání adresy k danému souboru jsou však vytvořena pomocí PyQt.

Timeit

Umožňuje měřit výpočetní čas určité části kódu. To jednak usnadňuje provedení drobných vylepšení kódu (tedy hledání výpočetně nejrychlejšího způsobu zápisu), jednak lze informovat uživatele o tom, jak dlouho trvala kalkulace, což může naznačit případnou chybu.

5.8.3 Doplnkové funkcionality

Kromě již představené struktury GUI je vhodné zmínit ještě několik funkcionalit/prvků⁵², které zvyšují pravděpodobnost bezproblémového chodu modelu a uživatelský komfort:

- Na základě zvolených režimů u dílčích částí modelu se aktivují a deaktivují pole k vyplnění tak, aby uživatel měl vždy přehled, které veličiny je nutno zadat.
- Součástí ústředního okna je ukazatel průběhu, který sice vzhledem k rychlosti samotného výpočtu nemá význam, je-li vše v pořádku, avšak v případě zaseknutí lze identifikovat, u které části došlo k chybě:
 - 20 % znamená dokončení výpočtu MB fermentace,
 - 40 % dokončení výpočtu EB KGJ,
 - 60 % dokončení výpočtu EB fermentace,
 - 70 % dokončení MB separace,
 - 80 % dokončení EB separace,
 - 90 % dokončení EB ostatních zařízení,
 - 100 % dokončení EB chlazení.
- Pod ukazatelem průběhu se nachází stavový řádek, který v případě chyby upozorní uživatele na nejčastější problémy se zadáním.
- Schéma s výsledky si lze otevřít vícekrát po jednotlivých kalkulacích, takže je možno srovnat, jaký vliv má jistý vstup na celkový proces.

Kromě výše uvedeného je pro správný chod a validní výsledky vhodné sledovat ještě konzolu, ve které jsou vypisovány upozornění přímo z dílčích funkcí (zejména porušení rozsahů platnosti).

5.9 Demonstrace modelu na reálné BPS

Tato kapitola slouží jako ukázka funkce a vzhledu jednotlivých oken GUI, jehož struktura je představena v kap. 5.8. Zároveň je před integrací MSF v následující kapitole nezbytné ověřit funkčnost modelu, aby bylo vyloučeno, že je v algoritmu přítomna hrubá chyba. Pro ověření je použita reálná BPS Bořetice [77]. Schéma této zemědělské BPS je již v práci prezentováno na obr. 1.1. Dále bude krátce popsán proces od vstupní suroviny až po separaci digestátu.

Hmotnostní toky dílčích substrátů jsou k nahlédnutí v tab. 5-2 dále v textu. Sušina ve digestátu se v předmětné BPS pohybuje v rozmezí 10–12 % [77], což poukazuje na poměrně suchý proces s vysokým obsahem sušiny ve vstupním substrátu. To koresponduje s vysokým podílem kukuřičné siláže na vstupu (více než polovina celého substrátu), jejíž sušina se dle vyhotovené databáze substrátu z tab. 2-2 průměrně pohybuje kolem 35 hm.%.

⁵² Termín funkcionalita byl využit jako alternativa k anglickému slovu *feature*, které nemá jednoznačný český ekvivalent.

V BPS Bořetice se nacházejí fermentor (průměr 22 m, výška 6 m) a dofermentor (průměr 24 m, výška 6 metrů) o pracovních objemech 1 970 m³ resp. 2 340 m³ [77]. Každý z nich je zakryt jednomembránovou plachtou z kaučuku sloužící jako plynojem [77].

Fermentor a dofermentor jsou míchány lopatkovými míchadly o příkonu 15 kWe, a to v režimu 2 minut provoz, 30 minut vypnuto [77]. Informace o tepelné potřebě fermentorů k dispozici nejsou, podstatnou informací však je, že v létě se vůbec nevytápějí a teplota procesu se přesto pohybuje těsně pod 50 °C [77]. Část tepelného výkonu ve výši cca 193 kWt je dodávána do přilehlého družstva [77].

Elektrický výkon BPS je přibližně 750 kWe, generovaný trojicí kogeneračních jednotek Schnell se zápalným paprskem (tedy přídatkem lehkého topného oleje) [77]. Elektrická účinnost těchto KGJ je vyšší než v případě jednotek MOTORGAS bez přídatného paliva a pohybuje se údajně až na úrovni 49–52 % [77].

K separaci digestátu je použit šnekový lis o příkonu 2,2 kW, který cca 25 m³/d⁵³ digestátu rozdělí na 5–8 m³/d separátu (20–25 hm.% sušiny) a 17–20 m³/d fugátu (5–8 hm.% sušiny) [77].

5.9.1 Zadání do modelu a výpočet

Prvním vstupem do modelu je složení vstupního substrátu. To bylo zadáno tak, aby co možná nejlépe reflektovalo skutečnost, viz tab. 5-2. Databázi vstupních substrátů včetně hmotnostních toků je možno nahrát formou sešitu MS Excel a dále jej již neupravovat. Chce-li uživatel provést změnu, poslouží mu k tomu okno prezentované na obr. 5.11.

Tab. 5-2 Vstupní substrát do BPS Bořetice, srovnání skutečnosti dle [77] a vstupu do modelu.

Substrát	Skutečnost	Zadáno do modelu
Kukuřičná siláž	28 t/d	28 t/d
Kukuřičný šrot ⁵⁴	2 t/d	2 t/d
Kuřecí podestýlka	4–5 t/d	4 t/d
Fugát ⁵⁵		4,54 t/d
Voda	celkem 20 t/d	7,42 t/d
Kejda		8 t/d
Celkem	54 t/d	53,96 t/d

V případě, že není načtena databáze substrátů z konkrétního souboru, načte se standardní soubor *input.xlsx*⁵⁶, přítomný ve složce s modelem, přičemž je možné běžným způsobem provést editaci v patřičném okně. Platí však, že samotnou editací nedochází k přímé změně souboru a k uložení slouží tlačítko *Exportovat databázi* patrné z obr. 5.11.

⁵³ U tohoto údaje je značná nejistota, popsána +/-10 m³/d.

⁵⁴ Z databáze substrátů dle [21] nejlépe kukuřičnému šrotu odpovídá kukuřice řezaná celá.

⁵⁵ V rámci modelu BPS je recirkulován digestát, nikoliv fugát.

⁵⁶ Tento standardní soubor obsahuje vstup odpovídající modelové BPS o elektrickém výkonu přibližně 400 kWe, která je zkoumána v kap. 6.5.

Úprava substrátu

Zadejte hmotnostní toky jednotlivých složek substrátu, dle potřeby lze upravit také obsah sušiny či výtěžnosti:

Substrát	Sušina [%]	Střední výtěžek metanu [m3/kg suš.]	Spodní hranice	Horní hranice	Hmotnostní tok [kg/h]
> Skot (exkrementy vč. steliva)					
> Prasata (exkrementy vč. steliva)					
Výkrm na kukuřici	24.0	0.32	0.29	0.35	0
Výkrm selat ječmenem	24.0	0.235	0.22	0.25	0
Prase na výkrmu (70 kg)	24.0	0.25	nan	nan	0
Prasnice (170 kg)	24.0	0.19	nan	nan	0
Prasnice se selaty (90 kg)	24.0	0.22	nan	nan	0
Kanci	24.0	0.2	nan	nan	0
Selata malá (10 kg)	24.0	0.41	nan	nan	0
Selata větší (23 kg)	24.0	0.37	nan	nan	0
Prasečí kejda + kal ČOV	4.0	0.35	0.3	0.4	0
Prasečí kejda	5.5	0.38	0.28	0.48	333
> Drůbež (exkrementy vč. steliva)					
Kuřecí trus	42.0	0.2	nan	nan	167
Nosnice (2,2 kg)	42.0	0.28	nan	nan	0
> Odpady					
> Rostlinné odpady					
Kukuřičná nat'	80.0	0.18	nan	nan	0
Kukuřice řezaná celá	35.0	0.4	nan	nan	83
Kukuřičná siláž	35.0	0.37	nan	nan	1167
Pšeničná sláma	91.75	0.15	0.1	0.2	0
Pšeničná sláma (2)	91.75	0.145	0.1	0.19	0
Ječná sláma	90.0	0.15	nan	nan	0
Ovesná sláma	91.75	0.17	nan	nan	0
Jetel sečený	21.5	0.26	nan	nan	0
Tráva čerstvě sečená	22.5	0.31	nan	nan	0
Tráva čerstvá	22.5	0.18	nan	nan	0
Travní senáž	40.0	0.28	nan	nan	0
Stébelnaté trávy a staré seno	91.5	0.19	nan	nan	0
Nat' z cukrové řepy	20.0	0.24	nan	nan	0
Nat' z brambor	60.0	0.31	nan	nan	0
> Biomasa					
> Celulózový odpad					
> Vlastní					

OK (uložit a zavřít) Zrušit změny Obnovit výchozí Exportovat databázi

Obr. 5.11 Okno „Úprava substrátu“ s hodnotami pro BPS Bořetice.

Zadání všech ostatních vstupů se provádí v hlavním okně, které je vidět na obr. 5.12 již po úspěšném provedení výpočtu. Vstupy jsou následující:

- MB fermentace je kalkulována dle obsahu sušiny na výstupu z fermentoru, který byl zvolen na 10 hm.% v rámci rozsahu 10–12 hm.% [77].
- Hodnota recyklu digestátu byla zadána tak, aby odpovídala celkovému množství vstupního substrátu, jak ukazuje tab. 5-2.
- Mechanické míchání v rozsahu 1,5 hodin denně přesně odpovídá míchání v režimu 2 minuty zapnuto / 30 minut vypnuto.
- Součinitel prostupu tepla byl zvolen jako maximální doporučená hodnota pro mezofilní proces dle [18].
- Teplota uvnitř fermentoru odpovídá maximální hodnotě dosahované v létě, snížené o 5 °C. Zadaná venkovní teplota 10 °C je přibližně rovna průměrné dubnové či říjnové teplotě v českých klimatických podmínkách.

Model bioplynové stanice
Diplomový projekt, Václav Miklas 2017/2018

VSTUP

Soubor s databází substrátů: Načten soubor D:/input_Boretice.xlsx

Soubor s databází KGJ: Výchozí: KGJ.xlsx

FERMENTACE

Materiálová bilance:

Výpočet pomocí sušiny na vstupu do fermentoru: % sušiny

Výpočet pomocí sušiny na výstupu z fermentoru: % sušiny

Výpočet pomocí přidávku vody: kg/h

Recykl: % digestátu

Míchání fermentoru:

Hydraulické

Mechanické

Žádné

Denně mícháno [hod]:

Kalkulace tepelné spotřeby:

Přenosová rovnice, zadaná plocha

Přenosová rovnice, plocha dle zdržné doby

Procenta vyrobeného tepla

Souč. prostupu tepla [W/(m²·K)]:

Vnitřní teplota [°C]:

Venkovní teplota [°C]:

Plocha fermentoru [m²]:

Zdržná doba substrátu [den]:

Poměr výška/průměr fermentoru [-]:

Procenta [%]:

KOGENERAČNÍ JEDNOTKY

Dle požadovaného počtu jednotek:

Maximalizace elektrického výkonu při počtu jednotek nejvýše:

Maximalizace tepelného výkonu při počtu jednotek nejvýše:

SEPARACE

Šnekový separátor

Obsah sušiny v separátu [%]:

Žádná separace

Obsah sušiny ve fugátu [%]:

CHLAZENÍ

Poměr mařeného tepla ku spotřebe elektrické energie R [kWt/kWe]:

Třídy účinnosti: A + ... R ≥ 226

A ... R ∈ <169; 226)

B ... R ∈ <109; 169)

C ... R ∈ <69; 109)

D ... R ∈ <37; 69)

OSTATNÍ

	Σ Absolutních spotřeb [kW]	Σ Měrných spotřeb na kW el. výkonu [kW/kWe]	Σ Měrných spotřeb na denní zprac. kapacitu [kW·d/t]
Elektrina	<input type="text"/>	<input type="text"/>	<input type="text"/>
Teplo	<input type="text" value="193"/>	<input type="text"/>	<input type="text"/>

Kalkulace proběhla za 0.0593 sekundy.

Obr. 5.12 Hlavní okno modelu se zadáním odpovídajícím BPS Bořetice, verze před integrací MSF.

- Plocha fermentoru odpovídá rozměrům fermentoru a dofermentoru za předpokladu válcového tvaru a zahrnutí plochy jedné podstavy a pláště.
- Počet kogeneračních jednotek (3) odpovídá reálnému stavu.
- Obsahy sušiny v separátu a fugátu byly zvoleny jako středy předkládaných intervalů sušiny 20–25 hm.%, resp. 5–8 hm.% sušiny.
- Poměr energie R byl zvolen pro průměrný chladič třídy účinnosti B.

Výsledky takto provedené kalkulace jsou prezentovány a diskutovány v následující podkapitole.

5.9.2 Výsledky a diskuze

Kromě vyhodnocení rozdílů mezi modelovým a skutečným stavem tato kapitola zároveň poslouží jako demonstrace funkce tlačítka *Exportovat výsledky* (viz obr. 5.12). Výsledek takového exportu je patrný z tab. 5-3 a tab. 5-4, které jsou přímo zkopírovány z vygenerovaného sešitu MS Excel a pouze mírně stylisticky upraveny v duchu vizuálního stylu této diplomové práce.

Tab. 5-3 Modelem exportované výsledky MB pro BPS Bořetice.

Označení proudu	Tok	Jednotka	Obsah sušiny [hm.%]
Vstupní substrát	1750,0	kg/h	30,05
Přídavek vody	309,0	kg/h	0,00
Substrát do fermentoru	2248,3	kg/h	24,24
Bioplyn	296,3	Nm ³ /h	100,00
Digestát z fermentoru	1892,7	kg/h	10,00
Výstupní digestát	1703,4	kg/h	10,00
Recykl digestátu	189,3	kg/h	10,00
Separát	372,6	kg/h	22,50
Fugát	1330,8	kg/h	6,50

Tab. 5-4 Modelem exportované výsledky EB pro BPS Bořetice.

Zařízení	Elektřina [kWe]	Teplo [kWt]
Fermentor	-1,3	-92,4
KGJ: 3 × MGM350	704,5	789,6
Separátor	-2,2	0,0
Chladiče	-3,6	-504,2
Ostatní	0,0	-193,0
Prodej elektřiny	-696,0	0,0
Kontrola	0,00	0,00

Energetická bilance v sobě přímo obsahuje kontrolu ustálenosti stavu. Ustálenost materiálových toků přes hranici BPS je pak potvrzena platností následujících rovnic pro hmotnostní toky a toky sušiny:

$$\dot{m}_1 + \dot{m}_2 = \rho_{BP} \cdot \dot{V}_{BP,celkem} + \dot{m}_S + \dot{m}_F, \quad (5.41)$$

$$\dot{m}_1 x_1 + \dot{m}_2 x_2 = \rho_{BP} \cdot \dot{V}_{BP,celkem} x_4 + \dot{m}_S x_S + \dot{m}_F x_F, \quad (5.42)$$

Po této základní kontrole již lze přistoupit k diskuzi výsledků. Pro zadaný obsah sušiny za fermentorem vychází sušina ve vstupním substrátu ve výši 24,24 hm.%, což je poměrně vysoké číslo. Vypovídá to o tom, že tuhé kofermenty jsou patrně přidávány přímo do fermentoru, protože substrát o tomto obsahu sušiny by byl jen stěží konvenčními způsoby čerpatelný ze vstupní jímky.

Vypočtený elektrický výkon 704,5 kW je nižší než udávaných 750 kW, což lze však vysvětlit dvěma způsoby:

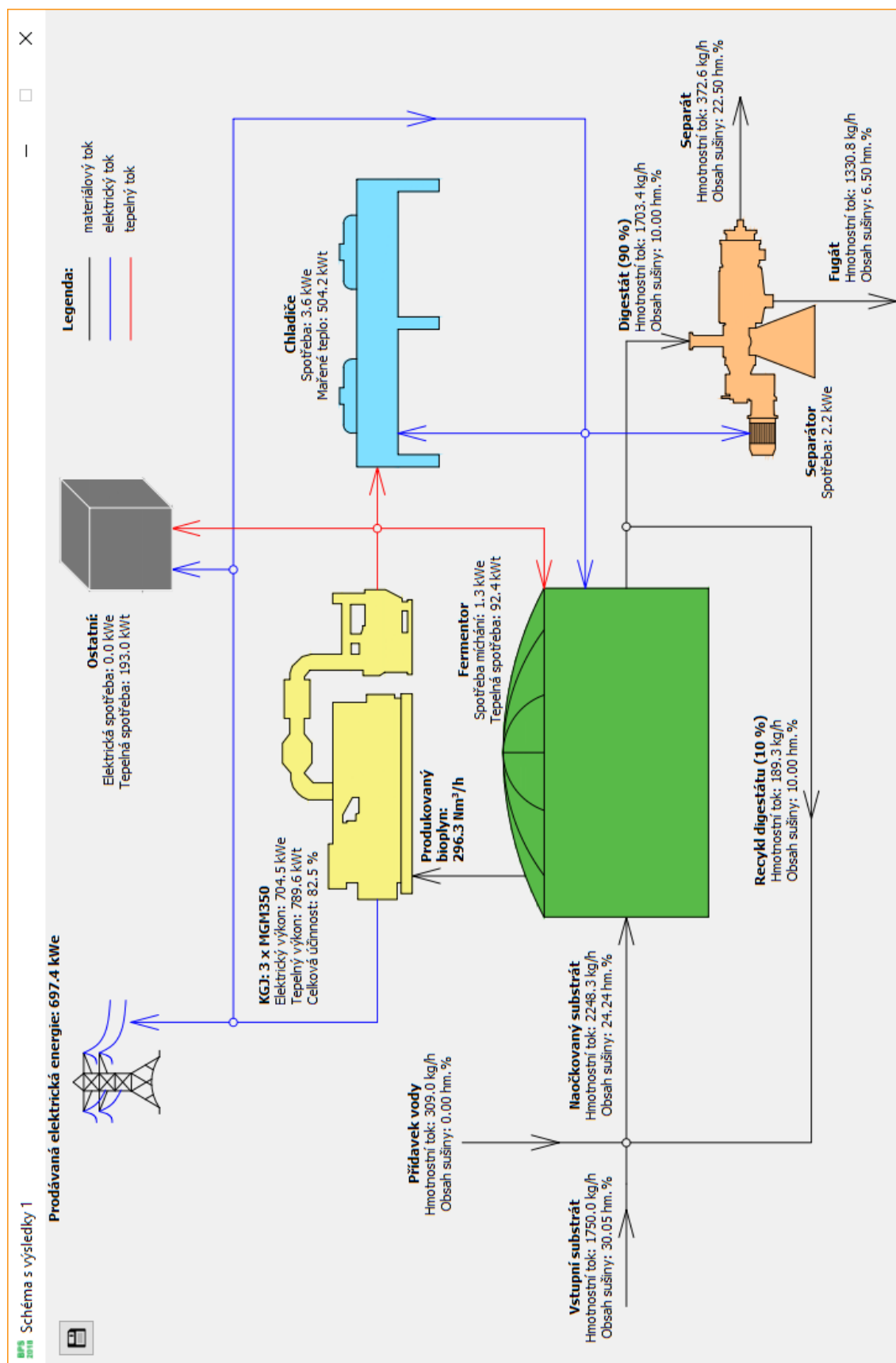
- a) účinnost kogeneračních jednotek v BPS Bořetice je vyšší než u KGJ zahrnutých v modelu,
- b) kombinace fermentoru a dofermentoru vede na vyšší stupeň biodegradabilního rozkladu ve srovnání s referenčními 70 % [21], tedy na vyšší měrné výtěžky bioplynu.

Spotřeba míchadel ve výši 1,3 kWe je denní průměrnou hodnotou. Přepočtem na okamžitý výkon se dospěje k hodnotě 20,8 kWe, což je o téměř 40 % více, než je skutečná hodnota 15 kWe. Důvodem může být, že v modelu je použita aproximace příkonů vrtulových míchadel, oproti kterým jsou v BPS Bořetice použita lopatková míchadla úspornější. Částečně může být rozdíl způsoben také nepřesnostmi způsobenými aproximací, byť zrovna BPS Bořetice leží množstvím zpracované sušiny cca 13 t suš./d poměrně blízko referenční hodnotě 10 t suš./d.

Tepelná spotřeba fermentoru činí poměrně nízkých 92,4 kWt, což odpovídá necelým 12 % vyrobeného tepla KGJ. Tato hodnota je výrazně nižší než běžně udávaných 20–30 % [7]. Vysvětlit to lze vysokým obsahem sušiny, který jednak snižuje měrnou tepelnou kapacitu substrátu, jednak vede na vysoké výtěžky bioplynu v poměru k hmotnostnímu průtoku vstupního substrátu. Ověřovací pokus pro běžnější obsah sušiny 10 % před fermentorem (nikoli za ním) dává výsledek vlastní spotřeby na úrovni 28 % vyrobeného tepla KGJ, což je hodnota realistická.

Navzdory dodávce tepla do přilehlého družstva je vzhledem k nízké tepelné potřebě fermentoru k dispozici značné množství odpadního tepla (504,2 kWt), jehož maření v cirkulačních chladičích spotřebuje 3,6 kWe. Posledním zkoumaným zařízením je separátor, který má shodou okolností stejnou elektrickou spotřebu v modelu i ve skutečnosti, tedy 2,2 kWe. Po odečtení všech uvedených spotřebičů elektrické energie vychází elektřina prodávaná do sítě na úrovni 696 kWe.

Výsledky prezentované v této kapitole ukazují, že model bioplynové stanice velmi dobře reflektuje realitu. Vzniklé odchylky mezi modelem a skutečností nejsou velké, navíc je lze ve většině případů odůvodnit. Závěrem této kapitoly je ještě celý proces s výsledky zachycen na obr. 5.13, který zároveň ukazuje poslední část GUI, okno schématu s výsledky.



Obr. 5.13 Schéma s výsledky; v levém horním rohu je patrná ikona, která slouží k uložení schématu bez rušivého pozadí (viz Příloha C).

6 Případová studie: Zahušťování digestátu pomocí vícestupňové mžikové odparky

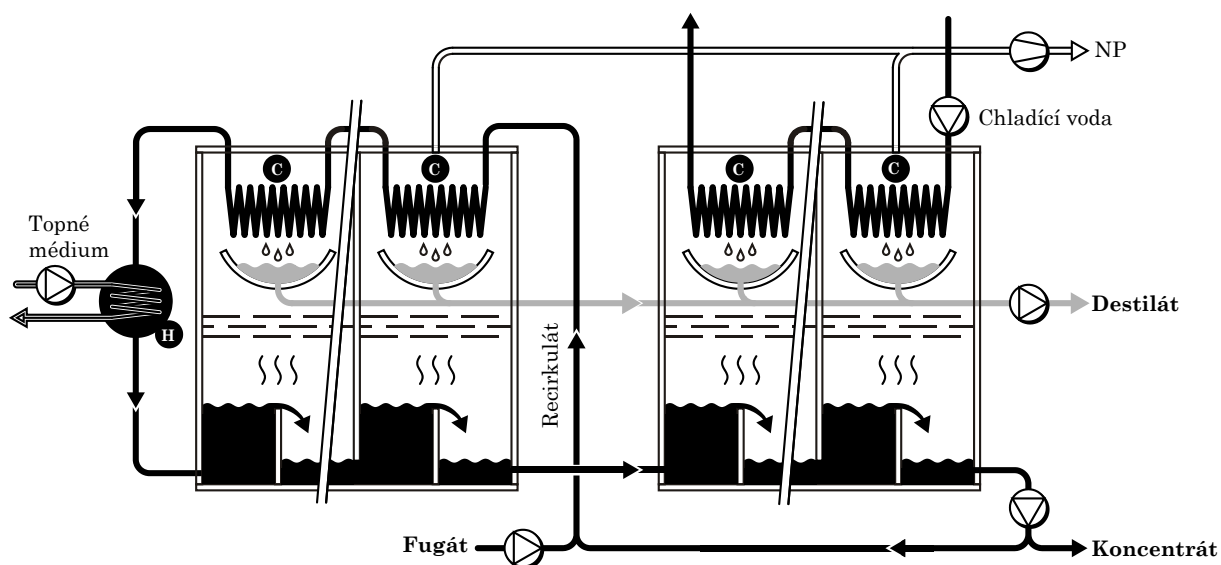
Tato kapitola představuje rozšíření matematického modelu BPS prezentovaného v kap. 5 o technologii vybranou pro zahušťování digestátu. Díky tomuto rozšíření je v poslední části této diplomové práce provedena technicko-ekonomická analýza navrženého způsobu zahušťování digestátu.

Jako předmětné zařízení pro případovou studii v této kapitole byla vybrána vícestupňová mžiková odparka (MSF). Důvody jsou formulovány v kap. 4.4 na straně 68 a zakládají se na předcházejících rešerších nakládání s digestátem a využití odpadního tepla v BPS.

6.1 Princip vyšetřované vícestupňové mžikové odparky

Fungování MSF je stručně popsáno v kap. 4.3.3, pro potřeby případové studie je však princip více rozveden v rámci této podkapitoly.

Požadovaného zahuštění prakticky nelze dosáhnout prostým průchodem fugátu všemi komorami (tzv. once-through provedení). Z tohoto důvodu se v uvažované konfiguraci fugát určený k zahuštění směšuje s chladným recirkulátem, jak ukazuje obr. 6.1. Tato směs se následně ohřívá, a to nejprve formou procesní výměny tepla, kdy slouží jako chladicí médium v kondenzačních sekcích části komor. Následně je požadované teploty na vstupu do první komory dosaženo v ohřevném výměníku, který představuje hlavní tepelný vklad do procesu.



Obr. 6.1 Vícestupňová mžiková odparka (MSF), H a C značí ohřevný výměník, resp. kondenzátory, NP = nekondenzující plyny; převzato z [8] a upraveno.

Vstupem do podtlaku se entalpický přebytek v recirkulátu vykompenzuje mžikovým odpařením. Stoupající páry procházejí přes odlučovač kapek do kondenzační sekce, kde vzniká jeden z koproductů – destilát, který by v optimálním případě měl obsahovat pouze čistou vodu. Postupným průchodem všemi komorami, z nichž každá další má nižší pracovní tlak než předchozí, dochází ke sledu odpařování a recirkulát se tímto zahušťuje. Za poslední komorou je odebírán druhý koproduct – koncentrát,

a to v takovém množství, aby nedocházelo k hromadění hmoty v procesu. K takto redukovánému proudu recirkulátu se opět přimísí vstupní fugát a koloběh se opakuje.

Vyjma uplatnění procesní výměny tepla mezi recirkulátem a kondenzujícími parami jsou v chladnějších komorách⁵⁷ přítomny kondenzační sekce, ve kterých je použita chladicí voda. Kondenzační sekce lze tedy rozdělit na [78]:

- a) odpařovací sekce s využitím kondenzačního tepla (dále většinou jen „HRS“, z angl. heat recovery section),
- b) odpařovací sekce bez využití kondenzačního tepla (dále většinou jen „HJS“, z angl. heat rejection section).

Důvodem přítomnosti HJS je fakt, že teplo dodávané ohřevným výměníkem je nutné pro dosažení ustálenosti tepelné energie opět odebrat. Ve speciálních případech by bylo možné tohoto dosáhnout přiváděním fugátu o velmi nízké teplotě, obecně je však k zajištění teplotního spádu v HRS přítomnost HJS nezbytná.

Kromě již představených částí jsou součástí MSF také spotřebiče elektrické energie:

- a) čerpadla – topného média, chladicí vody, fugátu, recirkulátu, destilátu;
- b) vývěva či soustava vývěv – za účelem vyvození podtlaku v komorách.

Do elektrické spotřeby je rovněž nutno započítat příkon chladiců za účelem maření tepla na okruhu chladicí vody.

6.2 Výpočtový model vícestupňové mžikové odparky

Před sestavením výpočtového modelu je nutné si stanovit cíle kladené na výsledek tohoto počínání:

- a) výpočet pro (v rámci fyzikální realizovatelnosti) libovolný počet komor a HJS,
- b) možnost snadno měnit teplotní poměry v odparce (tj. teplotní rozdíl mezi jednotlivými komorami),
- c) vstupem do výpočtu jsou množství odpadního tepla a parametry fugátu (hmotnostní tok, obsah sušiny),
- d) stanovení teplosměnných ploch kondenzačních sekcí i ohřevného výměníku,
- e) stanovení elektrických příkonů pomocných zařízení.

6.2.1 Výpočtové vztahy

Výpočtové vztahy odpovídají matematickému modelu prezentovanému v [8]. Vzhledem k tomu, že matematický model čítá téměř tři desítky rovnic, nebudou v této práci prezentovány v rámci textu. Formou výňatků z výše uvedeného zdroje je však obsahuje Příloha D. V případě zájmu čtenáře je úplný popis modelu snadno dostupný v [8].

6.2.2 Rozbor problému

Sestavení výpočtového modelu MSF je úlohou komplexní a spíše nesnadnou.

Pro ilustraci je nejprve krátce představen výpočtový postup dle [8]. Pro dané parametry fugátu a požadovaný obsah sušiny koncentrátu je možno dopočítat množství koncentrátu a destilátu, což lze chápat jako řešení MB přes hranici

⁵⁷ Tedy v komorách s vyšší pořadovým číslem, kde je zároveň hlubší vakuum.

zařízení. Tato vnější MB však musí korespondovat s vnitřní MB a EB, která se odvíjí zejména od počtu komor, počtu HJS, teplotního rozložení a průtoku recirkulátu. Pro dané konstrukční řešení a teplotní rozdíl mezi komorami je tedy nutné sestavit výpočtové vztahy popisující celé zařízení a následně nalézt iteračním postupem průtok recirkulátu⁵⁸ tak, aby si množství destilátu z vnější MB a vnitřního popisu odpařování vzájemně odpovídaly.

Situaci v této případové studii komplikuje cíl stanovený v úvodu kap. 6.2, kterým je výpočet na základě daného množství odpadního tepla. Tento způsob výpočtu nelze kombinovat se známým množstvím sušiny v koncentrátu, čímž by byla úloha přeuročena. Na druhou stranu však nelze ani prostým nahrazením jedné známé veličiny (obsah sušiny v koncentrátu) za druhou (výkon ohřevného výměníku) dospět stejně snadno, tedy jedním iteračním postupem, k řešení. Hlavním důvodem je, že výkon ohřevného výměníku je stanoven až v pokročilejší fázi a do jeho výpočtu vstupují:

- a) *Měrná tepelná kapacita recirkulátu* po průchodu všemi HRS, která závisí na obsahu sušiny v tomto místě a zároveň ovlivňuje entalpický obsah při dané teplotě, tedy i míru zahuštění recirkulátu při průchodu komorami. Dále měrná tepelná kapacita závisí na průtoku recirkulátu, potažmo vnější MB, tedy odběru koncentrátu a směšování s fugátem, stejně jako na obsahu sušiny ve fugátu⁵⁹.
- b) *Průtok recirkulátu*, od kterého se odvíjí produkce destilátu. Produkce destilátu pak musí korespondovat s množstvím odebíraného koncentrátu, aby bylo dosaženo ustáleného stavu. Míra odběru koncentrátu ovlivňuje obsah jeho sušiny, který musí jednak korespondovat s obsahem sušiny v recirkulátu, jednak zajišťovat ustálenost toku sušiny přes vnější hranici zařízení.
- c) *Teplota na vstupu do první komory*, která je však typicky dána.
- d) *Teplota recirkulátu po průchodu všemi HRS*, která závisí na latentním teple odevzdaném kondenzujícími brýdovými párami, průtoku a měrné tepelné kapacitě recirkulátu. Produkce brýdových par je současně však ovlivněna body a), b) i c) formulovanými výše.

Z uvedeného plyne, že zvolený cíl výpočtu při požadovaném tepelném toku a neznámém obsahu sušiny v koncentrátu s sebou přináší celou řadu komplikací. Jak byly tyto komplikace řešeny, to vysvětluje další kapitola.

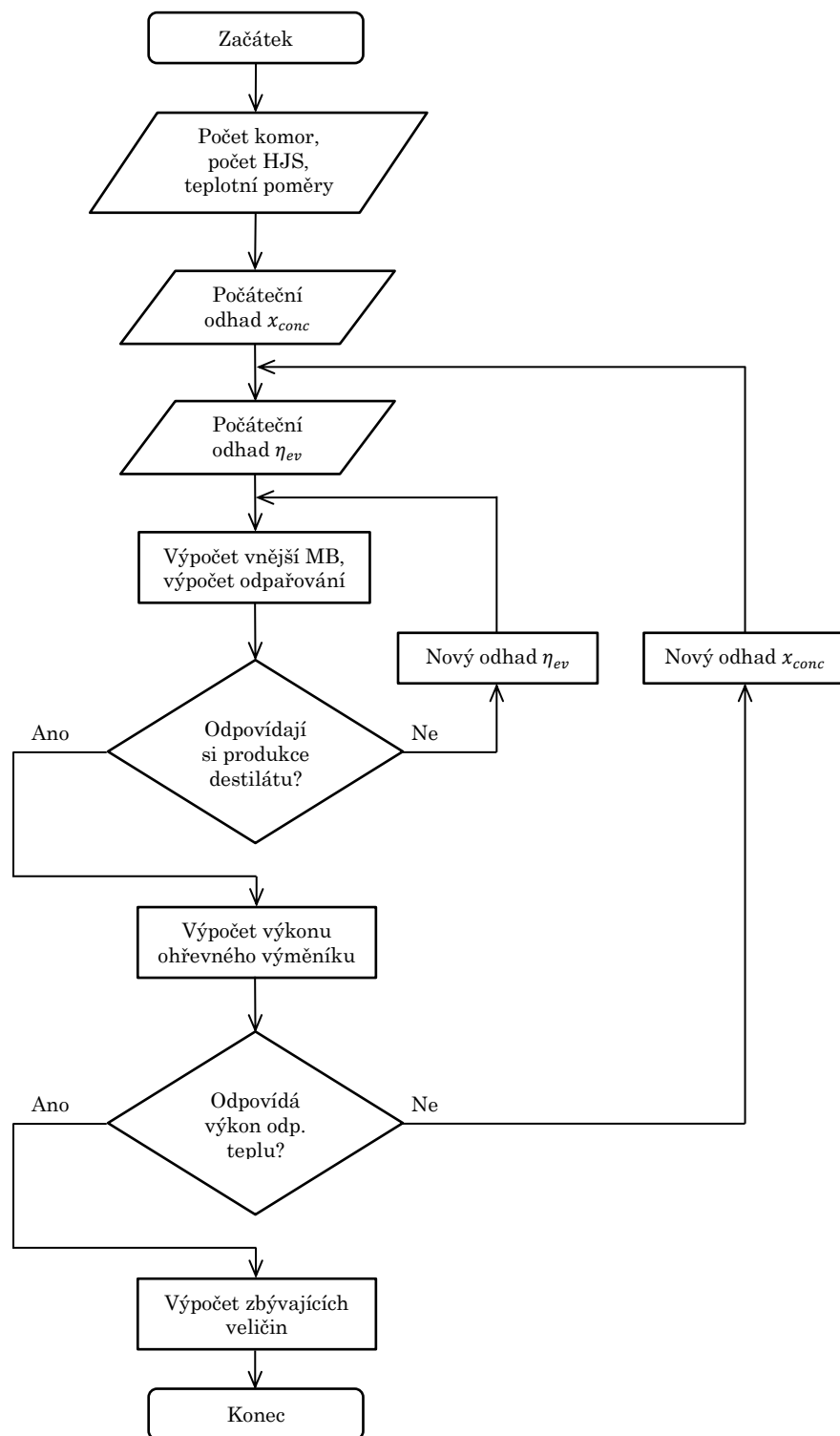
6.2.3 Popis algoritmu

Algoritmus ve finální podobě (viz kap. 6.4) a s komentáři je přiložen na CD, konkrétně v Příloze 1, *Skripty \MSF.py*.

Vzhledem k tomu, že bez obsahu sušiny v koncentrátu nelze vyřešit vnější MB, tedy ani nalézt cílové množství destilátu, byl vytvořen dvoustupňový iterační cyklus, jehož princip zachycuje obr. 6.2.

⁵⁸ Přesněji řečeno byla hledaným parametrem účinnost odpaření, který udává podíl odchozího destilátu ku recirkulátu. Změnou této účinnosti se tedy při dané produkci destilátu mění průtok recirkulátu.

⁵⁹ Při nízkém průtoku recirkulátu a nízkém obsahu sušiny ve fugátu bude recirkulát výrazně zředěn tímto proudem. V limitním případě nulového průtoku recirkulátu po odběru koncentrátu se jedná o once-through provedení.



Obr. 6.2 Zjednodušený vývojový diagram algoritmu MSF pro daný tok odpadního tepla.

Po volbě počtu komor, počtu HJS (tedy zároveň HRS) a teplotních poměrů je v prvním kroku odhadován obsah sušiny v koncentrátu x_{conc} (tedy míra zahuštění), u níž lze předpokládat, že danému množství odpadního tepla odpovídá právě jedna hodnota sušiny (jedno řešení).

Pro odhad x_{conc} je dále odhadnuta účinnost odpařování η_{ev} . Ta udává poměr toku destilátu \dot{m}_{dest} ku toku vstupujícího recirkulátu $\dot{m}_{rec,in}$ a zároveň pro odhadované x_{conc} umožňuje stanovit obsah sušiny v recirkulátu $x_{rec,in}$ před vstupem do první komory. Spolu s úplným popisem vnější MB, ze které plyne cílové \dot{m}_{dest} , je již zcela definován vstup do první komory. Sekvenčně je možno spočítat produkci destilátu ve všech komorách, tedy i kumulativní množství destilátu a tuto hodnotu porovnat s \dot{m}_{dest} z MB, přičemž pro hledané řešení platí, že rozdíl mezi nimi je blízký nule.

Pro uspokojivé řešení vnitřního iteračního výpočtu je dále proveden výpočet odběru koncentráту a směšování s fugátem. Následuje kalkulace tepelných výkonů všech kondenzačních sekcí, který vychází z tepla potřebného pro kondenzaci daného množství brýdových par. Speciálně pro HRS jsou stanoveny teploty, na které je ohříván recirkulát, stejně jako střední logaritmické teplotní rozdíly (dále jen „LMTD“, z angl. logarithmic mean temperature difference) a teplosměnné plochy. Nyní jsou známy všechny hodnoty pro určení tepelného výkonu ohřevného výměníku $\dot{Q}_{ohř}$, který je možno porovnat s daným tepelným výkonem, představujícím odpadní teplo. Pokud není rozdíl mezi nimi blízký nule, je proveden nový odhad x_{conc} a celý postup se opakuje.

V rámci výpočtu odpařování byla použita Python knihovna *iapws* obsahující standardní parní tabulky pro průmyslové použití IAPWS-IF97. Pro iterační výpočty byla využita funkce `newton` z optimalizační sekce knihovny *SciPy*. Ta bez poskytnutí první derivace funkce, u níž je hledán kořen, odpovídá známé metodě sečen [76].

Po nalezení řešení x_{conc} je možno dokončit výpočet, tedy:

- spočítat teploty chladicí vody, LMTD a teplosměnné plochy HJS,
- stanovit LMTD a teplosměnnou plochu ohřevného výměníku,
- určit příkony všech elektrických zařízení.

6.3 Zkoumání vlivu vstupních parametrů a úprava algoritmu

Vytvoření Python modelu MSF je prvním krokem k integraci této odparky do procesu BPS. Z obr. 6.2 je však zřejmé, že existuje hned několik stupňů volnosti ve formě vstupů do algoritmu, a to:

- teplotní poměry,
- počet komor MSF,
- počet HJS.

Pro tyto veličiny lze s výhodou provést citlivostní analýzy, přičemž v následujících podkapitolách je zkoumán jejich vliv na:

- sušinu v koncentráту x_{conc} ,
- celkovou teplosměnnou plochu A (ohřevný výměník a kondenzační sekce),
- průtok vstupujícího recirkulátu $\dot{m}_{rec,in}$,
- celkový příkon elektrické energie \dot{E}_{MSF} .

Pro všechny analýzy je uvažován fugát o průtoku 1500 kg/h, obsahu sušiny 4 hm.% a teplotě 40 °C. Množství disponibilního odpadního tepla pak činí 225 kWt. Toto zadání přibližně odpovídá bioplynové stanici o instalovaném elektrickém výkonu 250–300 kWe.

6.3.1 Teplotní poměry

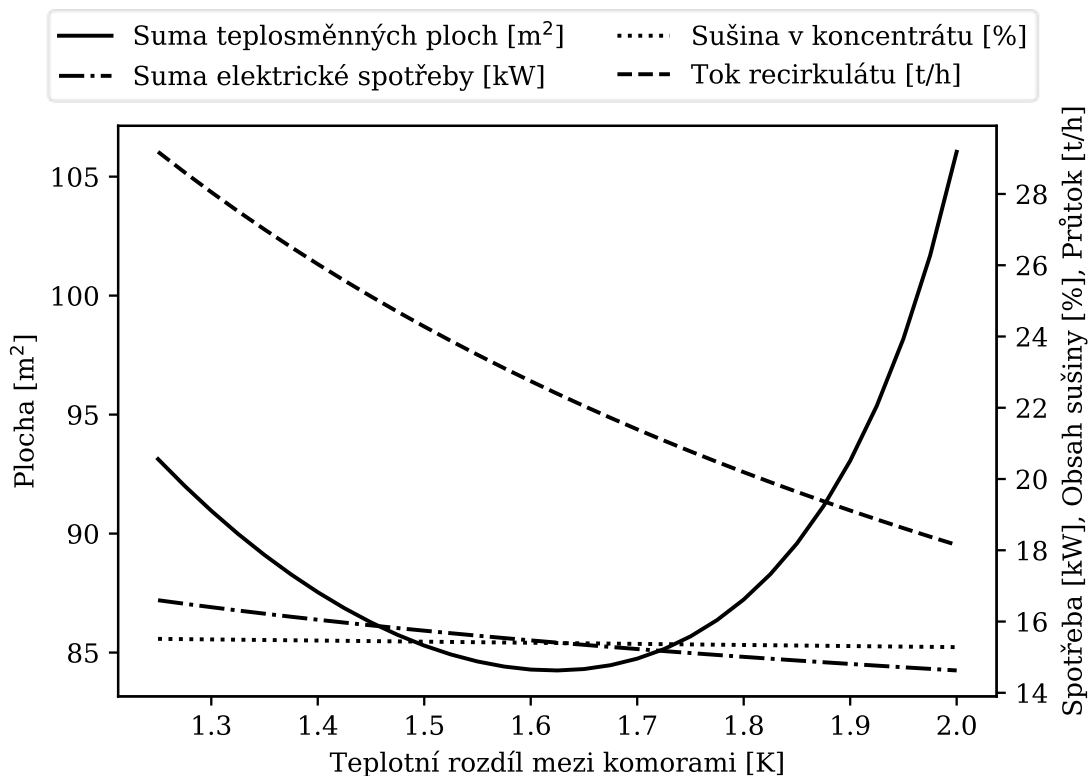
Teplotními poměry se rozumí pracovní teploty nastavené v jednotlivých komorách, které jsou dle fázové rovnováhy svázané s pracovním tlakem. Standardně jsou u MSF teploty voleny tak, že teplotní rozdíl ΔT mezi jednotlivými komorami je konstantní. Hodnota ΔT se v důsledku tohoto pak odvíjí od zvolených teplot v první a poslední komoře (tedy teploty maximální a minimální) a počtu komor.

S přihlédnutím k několika aspektům byl zvolen přístup fixní teploty v poslední komoře 40 °C. Důvody jsou:

- saturovaný tlak pro danou teplotu je přibližně 7 kPa abs., což je hodnota konstrukčně schůdná,
- nižší teplota se pojí s rostoucí viskozitou, která s ohledem na čerpatelnost fugátu není žádoucí,
- možná přítomnost krystalizujících látek může vést na nárůst pevných podílů ve fugátu při snížení teploty.

Pro tuto pevně danou minimální teplotu je pak měněn teplotní rozdíl mezi sousedními komorami, což spolu s počtem komor dává teplotu maximální. Ta je shora omezena kvalitou odpadního tepla, u kterého je v souladu s technickými specifikacemi KGJ uvažován teplotní spád 90/70 °C (vstupní a vratná voda ohřevného výměníku).

Analýza byla provedena pro 20 komor, z nichž 6 je chlazeno vodou (HJS). Zkoumaný rozsah teplotního rozdílu mezi komorami je 1,25–2,00 K, čemuž odpovídá teplot vstupujícího recirkulátu $T_{rec,in}$ v rozmezí 65 až 80 °C.



Obr. 6.3 Analýza průběhu x_{conc} , A , $m_{rec,in}$, \dot{E}_{MSF} v závislosti na ΔT mezi sousedními komorami.

Výsledky analýzy jsou patrné z obr. 6.3. Sušina v koncentrátu teplotním rozdílem mezi komorami téměř není ovlivněna a pohybuje se nad 15 hm.%. Tok recirkulátu a s ní svázaná spotřeba elektrické energie mají monotónně klesající charakter. Zatímco tok recirkulátu klesne na sledovaném intervalu o více než 1/3 původní hodnoty (cca z 29 na 18 t/h), pokles elektrické spotřeby je pouze mírný, přesahující 10 % (přibližně z 16,6 na 14,6 kWe).

Nejzajímavější je průběh teplosměnné plochy. Ta nejprve klesá v důsledku většího teplotního spádu na kondenzačních sekcích, následně strmě roste vlivem teplotního přiblížení v ohřevném výměníku. Celková teplosměnná plocha, představující hlavní veličinu svázanou s investičními náklady MSF, tedy na sledovaném intervalu v právě jednom bodě nabývá lokálního minima. Toto lokální minimum je s největší pravděpodobností suboptimální z pohledu celkových nákladů (tedy investičních a provozních). Hlavním původcem provozních nákladů je však elektrická spotřeba, na níž má ΔT spíše nevýrazný vliv. Proto lze v této fázi technické rozvahy minimum celkové teplosměnné plochy prohlásit za blízké ekonomické optimu.

Výše uvedeného předpokladu je využito pro potřeby dalších citlivostních analýz a začlenění MSF do matematického modelu BPS, nicméně vyžaduje úpravu algoritmu, která kýžený lokální extrém nalezne. Vzhledem k tomu, že se jedná o numerickou optimalizaci účelové funkce jedné proměnné $A = f(\Delta T)$, změna algoritmu není nikterak razantní.

Po počátečních odhadech x_{conc} a η_{ev} je stanoveno rozmezí ΔT , ve kterém je hledáno minimum. Další postup závisí na zvoleném optimalizačním algoritmu, avšak vždy dochází k vyčíslování účelové funkce v určitých bodech, tím pádem je prováděn dvoustupňový iterační cyklus patrný z obr. 6.2. V následném výpočtu je pak stanovována celková teplosměnná plocha, jež je účelovou funkcí. Na základě hodnot účelové funkce je rozmezí ΔT vhodně zúženo a postup opakován. Hledání minima je ukončeno, jakmile je splněno některé ze stop kritérií, které vypovídá o zkonvergovaném stavu.

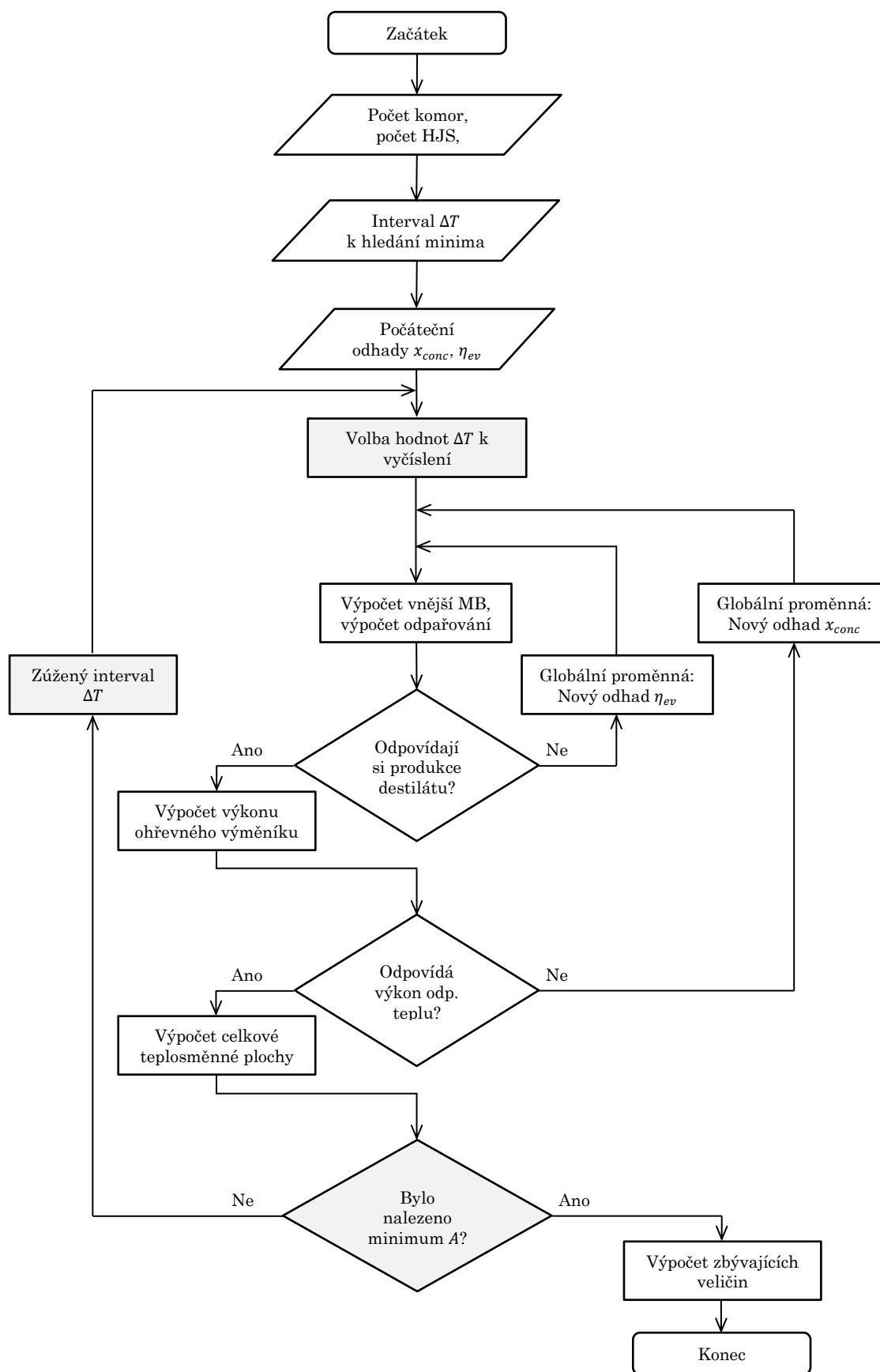
Optimalizace byla provedena funkcí `minimize_scalar` z optimalizační sekce knihovny *SciPy*. Přesněji řečeno byla použita metoda *bounded*, která umožňuje stanovit horní a dolní mez intervalu pro hledání minima. Z pohledu použitého optimalizačního algoritmu se jedná o Brentovu metodu, tedy kombinaci rychle konvergující inverzní kvadratické interpolace a robustní metody zlatého řezu [76].

Konečný algoritmus je třístupňový, což znamená poměrně dlouhý výpočetní čas (bez úprav v řádech nízkých desítek sekund). Z tohoto důvodu bylo přistoupeno ke dvěma úpravám:

- a) Snížení tolerancí funkce `newton` pro oba iterační cykly, avšak pouze do takové míry, aby výsledky byly stále dostatečně přesné.
- b) Vstupní odhady pro iterační cykly se v průběhu optimalizace mění na poslední vypočtenou hodnotu, která je globální proměnnou, jinými slovy se nenulují v každém kroku.

Takto upravený výpočet trvá typicky méně než 5 sekund⁶⁰ a je způsobilý k dalším citlivostním analýzám. Vývojový diagram celého algoritmu je k vidění na obr. 6.4 na další straně.

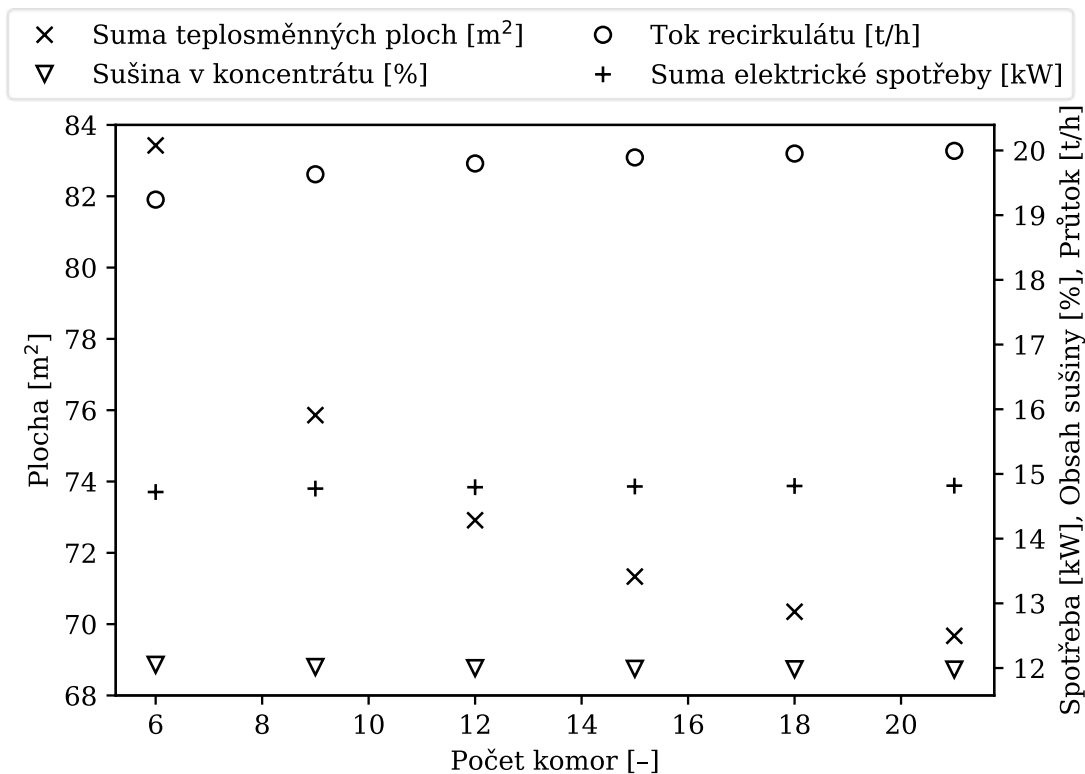
⁶⁰ Hodnoty platné pro stolní počítač s procesorem nižší střední třídy AMD Ryzen 5 1600.



Obr. 6.4 Zjednodušený vývojový diagram upraveného algoritmu MSF; šedě vyznačeny části řízené Brentovým optimalizačním algoritmem.

6.3.2 Počet komor

V závislosti na počtu komor byly zkoumány pomocí upraveného algoritmu stejné veličiny jako v případě teplotního rozložení, tedy x_{conc} , A , $m_{rec,in}$ a \dot{E}_{MSF} . Počet komor byl odstupňován po násobcích čísla 3 v rozmezí 6–21, přičemž právě 1/3 komor byla uvažována jako chlazená vodou. Výsledky tohoto šetření prezentuje obr. 6.5.



Obr. 6.5 Analýza vlivu počtu komor MSF na x_{conc} , A , $m_{rec,in}$, \dot{E}_{MSF} .

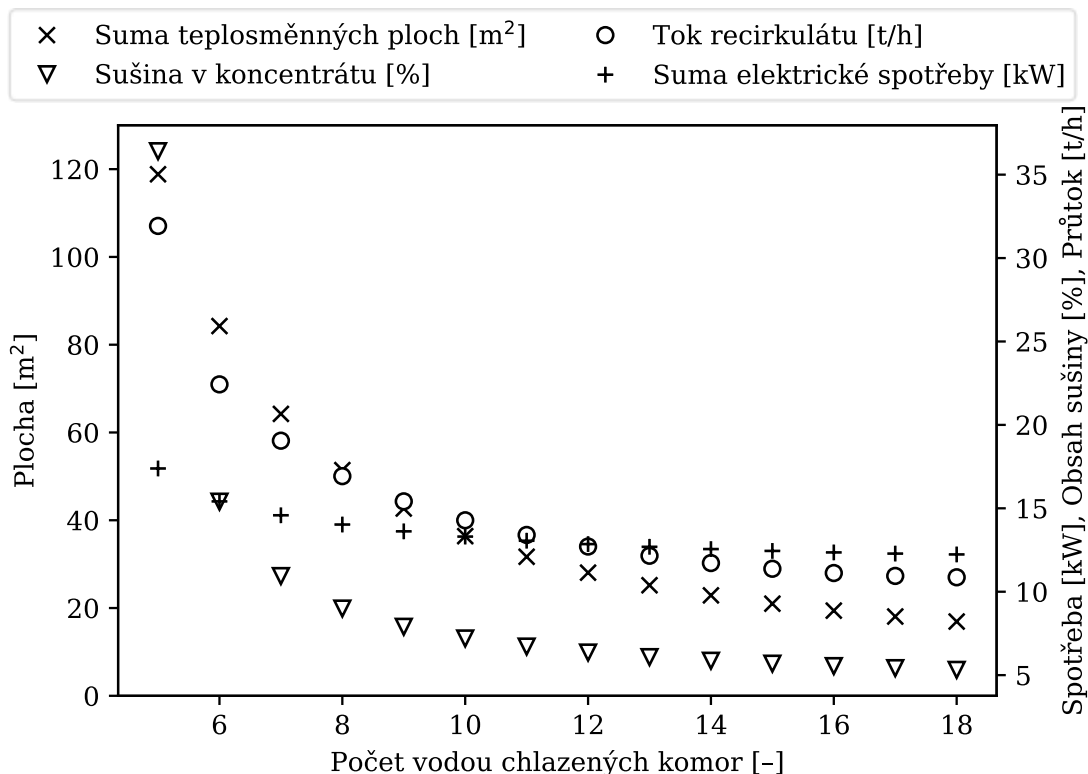
Je zřejmé, že rostoucí počet komor opět téměř nemá vliv na sušinu v koncentrátu x_{conc} . Zde se potvrzuje vzájemná vazba mezi množstvím odpadního tepla a mírou zahuštění, kterou naznačovala již předchozí citlivostní analýza v kap. 6.3.1. Poměrně málo se mění i další dvě veličiny, průtok vstupujícího recirkulátu $m_{rec,in}$ a s ní související spotřeba elektrické energie \dot{E}_{MSF} . První zmiňovaná vzroste při nárůstu komor z 6 na 21 o cca 0,8 t/h na výsledných 20 t/h, což se však jen minimálně odrazí v nárůstu elektrické spotřeby.

Stejně jako v předchozím případě je tak největší měrou ovlivněna teplosměnná plocha, která zvýšením počtu komor z 6 na 9 klesne o téměř 10 %, z cca 83,5 na 75,9 m². Při navýšení počtu komor z 9 na 12 je pokles velikosti teplosměnné plochy již pouze 4% na výsledných 72,9 m². Další zvyšování počtu komor již velikost teplosměnné plochy ovlivňuje podstatně méně.

Je vhodné zdůraznit, že elektrické příkony čerpadel jsou ve výpočtovém modelu počítány na základě odhadovaných rozdílů měrných energií a hmotnostních průtoků. Na základě tohoto je nutné kriticky zhodnotit přesnost výpočtu elektrických výkonů s rostoucím počtem komor, který patrně u reálné odparky bude ovlivněn výrazněji. Dle této technické rozvahy lze označit počet komor 12 za vhodný kompromis mezi malou teplosměnnou plochou a schůdnou reálnou spotřebou elektrické energie.

6.3.3 Počet sekcí chlazených vodou

Vyšetřované veličiny se shodují s citlivostními analýzami v kap. 6.3.1 a 6.3.2. Pro výpočet je uvažován celkový počet komor 20. Počet MJS, tedy sekcí chlazených vodou o uvažovaném teplotním spádu 25/33 °C, je zkoumán v intervalu 5–18 s krokem po jedné. Stejně jako u počtu stupňů se uplatňuje upravený algoritmus, který hledá ΔT , pro nějž je teplosměnná plocha minimální. Tímto postupem byly získány výsledky zřejmé z obr. 6.6.



Obr. 6.6 Analýza změn x_{conc} , A , $m_{rec,in}$, \dot{E}_{MSF} v závislosti na počtu MJS.

Všechny předmětné veličiny s rostoucím počtem vodou chlazených komor klesají. Z citlivostní analýzy jasně plyne, že MSF s pěti MJS by byla jen stěží funkční s ohledem na x_{conc} přesahující 35 hm.%, což je v podstatě nečerpateľný stav. Sušina přidáním pouhé jedné sekce chlazené vodou klesá o více než 20 hm.% na hodnotu cca. 15,5 %. Při sedmi MJS se pohybuje kolem 11 hm.% a od devíti MJS výše je již míra zahuštění spíše malá, s x_{conc} nepřesahující 8 hm. %.

Na rozdíl od obsahu sušiny v koncentrátu je u ostatních veličin pokles žádoucí. V tomto případě se trend investičních nákladů, závisejících zejména na velikosti teplosměnné plochy, a provozních nákladů, reprezentovaných spotřebou elektrické energie, vzácně shodují. To však žádném případě nelze interpretovat tak, že ekonomické optimum leží v oblasti co nejvyššího počtu MJS. Mezi ekonomické aspekty totiž výrazně promlouvají úspory odvíjející se od míry zahuštění.

Počet MJS v podstatě udává, jaká bude míra procesní výměny tepla (reprezentovaná MRS) vůči externímu zdroji chladu (MJS). Pro nalezení skutečného ekonomického optima by bylo nutné jednak model oprostit řady zjednodušení, jednak zohlednit cenové podmínky pro konkrétní BPS a její lokalitu, což v rámci této práce není realizovatelné. Dále proto bude uvažováno, že ekonomická je oblast vysoké míry

zahuštění, která může znamenat značnou úsporu za dopravu fugátu. Dále je nutno brát na vědomí aspekty ekologické – vyšší míra procesní výměny tepla znamená lepší nakládání s energiemi. Zahuštění dále vede k šetření fosilních paliv za jiných okolností spálených při dopravě fugátu, čímž zároveň dochází k redukci emisí.

6.4 Rozšíření modelu BPS

Citlivostní analýzy z kap. 6.3 dávají velmi dobrou představu o tom, jakým způsobem by měla být MSF integrována do procesu, resp. dříve představeného matematického modelu BPS. Po rozšíření modelu je pak možno na reálné BPS Bořetice ověřit, jak její přítomnost v procesu ovlivňuje ostatní zařízení.

6.4.1 Návrh postupu včlenění MSF do procesu

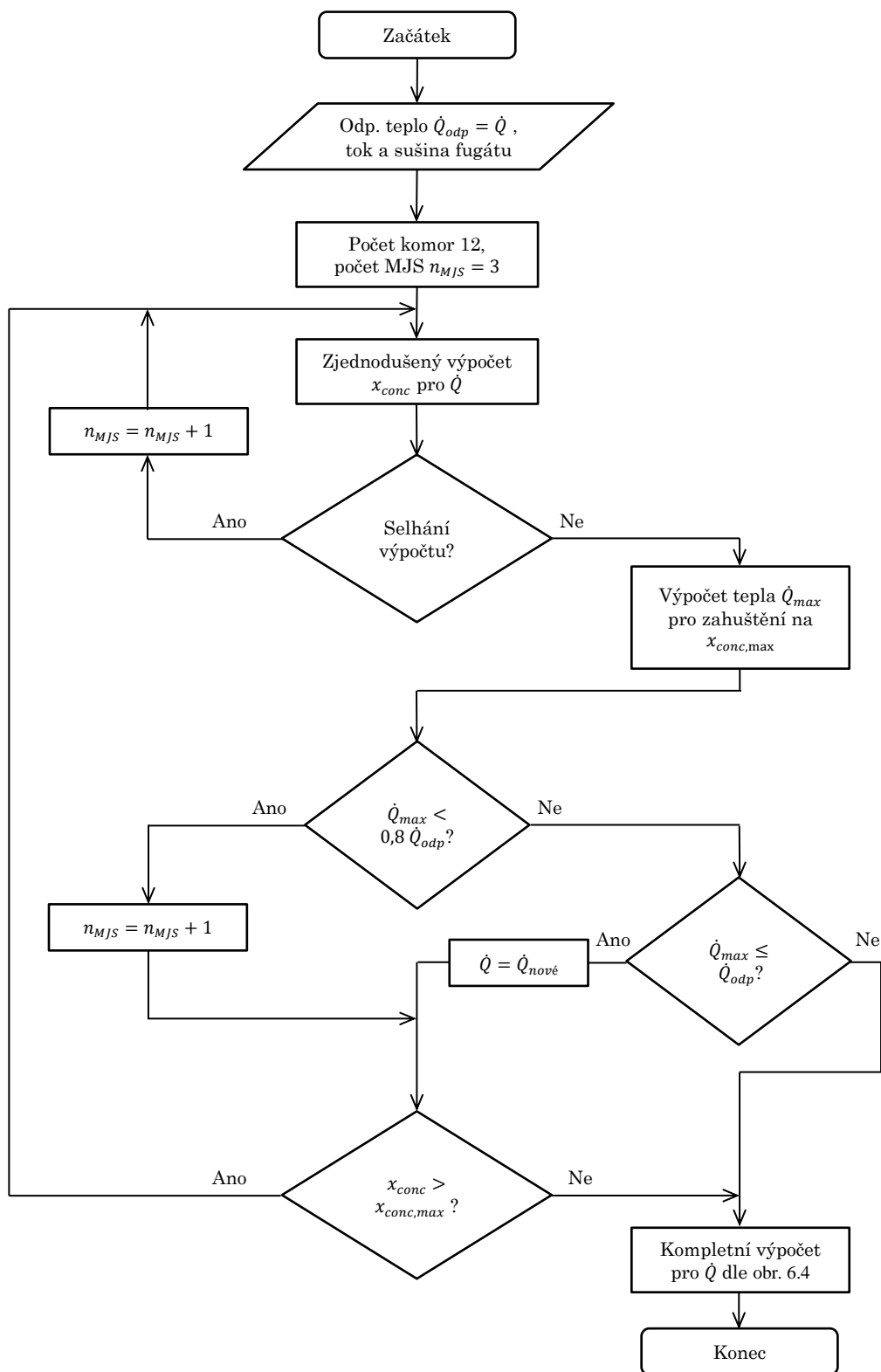
Na základě citlivostních analýz a již prezentovaných technických rozvah lze vyslovit následující zásady pro zařazení MSF do procesu:

- Rozdíl teplot ΔT mezi komorami hledat takové, pro které je celková velikost teplosměnné A plochy minimální. Vzhledem k tomu, že elektrická spotřeba (hlavní provozní náklady) jen málo závisí na ΔT (viz obr. 6.3), lze se domnívat, že minimum A bude blízké ekonomického optimu. Tato zásada již byla zařazena do upraveného algoritmu (viz obr. 6.4).
- Vzhledem k tomu, že v rámci této práce nelze z důvodu nedostatku dat a zjednodušení v modelu provést podrobnou technicko-ekonomickou optimalizaci počtu komor, je tento parametr v podstatě volen na základě inženýrského odhadu. V rámci modelu BPS by se tedy mohlo jednat o uživatelský vstup, nicméně výchozí výpočtový model MSF prezentovaný v [8] je vytvořen pro fixní počet 9 komor. Tomu odpovídají i některá zjednodušení, proto je vhodné se od tohoto počtu příliš nevzdalovat (např. výrazněji přes 20 komor). Z tohoto důvodu byla zvolena pevná hodnota 12 komor, pro níž platí, že další navyšování počtu komor nevede k výraznému poklesu velikosti teplosměnné plochy (viz obr. 6.5).
- Optimální volba počtu MJS by byla stejně jako v předchozím případě možná pouze na základě hlubší technicko-ekonomické optimalizace. Volbu lze však učinit intuitivně na základě faktu, že nižší počet MJS vede k větší míře procesní výměny tepla (tedy předehevů recirkulátu kondenzujícími brýdovými parami) a zároveň vyšší míře zahuštění. To se pozitivně odráží mj. na ekologii dopravy redukováného objemu fugátu. Zároveň však počet MJS musí být takový, aby obsah sušiny v koncentráte x_{conc} nebyl nad hranicí čerpatelnosti, kterou lze uvažovat jako 15 hm.% sušiny.

Z výše uvedeného plyne, že při integraci MSF do procesu je zapotřebí dodržet několik, zčásti protichůdných požadavků:

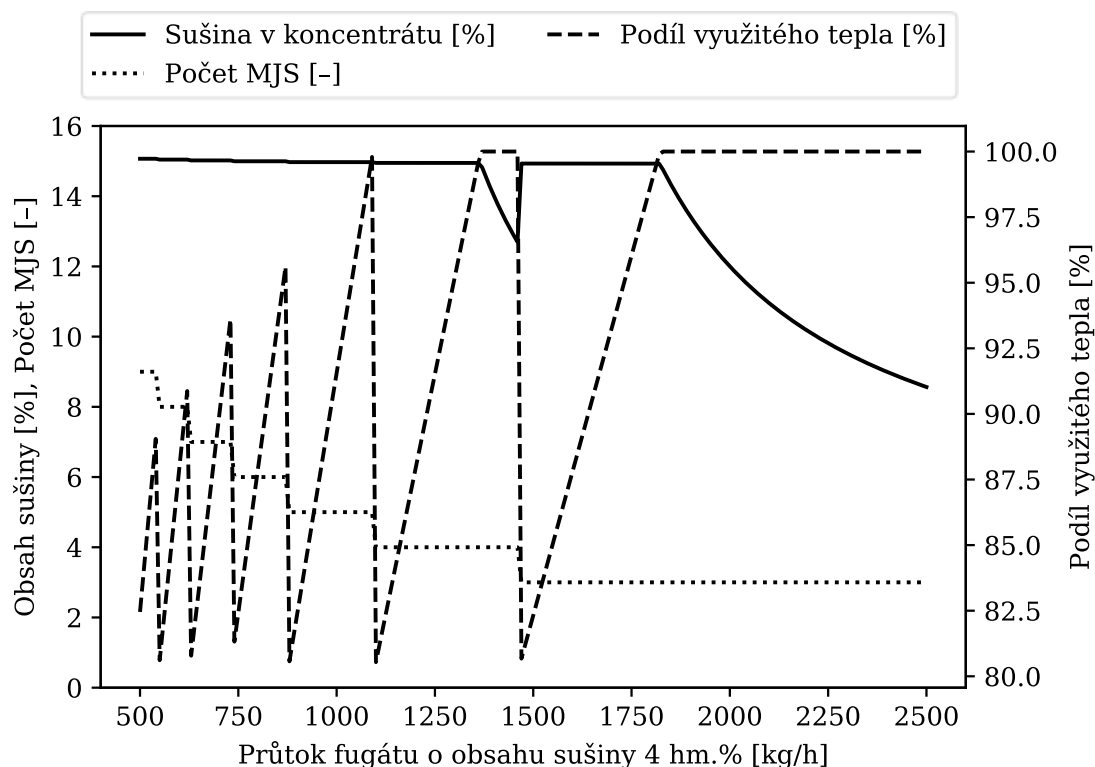
- a) co nejvyšší zahuštění koncentráte (s horní mezí 15 hm.% sušiny),
- b) co nejnižší počet MJS,
- c) co nejvyšší využití odpadního tepla (voleno minimálně 80 % disponibilního tepla).

Zatímco počet MJS ovlivňuje obsah sušiny v koncentráte nespojitě a typicky s výraznými skoky, dodaným množstvím tepla lze x_{conc} měnit prakticky libovolně, s horním limitem daným množstvím disponibilního tepla. Integrace je na základě všech výše uvedených poznatků prováděná dle obr. 6.7.



Obr. 6.7 Zjednodušený vývojový diagram algoritmu pro začlenění MSF do modelu bioplynové stanice.

Výsledný postup je poměrně komplikovaný a existuje prostor pro jeho zlepšení, zejména za účelem zkrácení výpočetního času. Oproti rychlému výpočtu byla prioritou autora stabilita výpočtu, které bylo nesnadné docílit. Například *Selhání výpočtu* patrné z obr. 6.7 je nutno ošetřit. Proto bylo testováním zjištěno, že je toto způsobeno nadbytkem tepla, ústící v překřížení teplotních profilů HRS, a/nebo nereálným zahuštěním. Řešením obojího je přidání jedné (či více) HJS. Zároveň je výpočet citlivý na počáteční odhady, které musí být takové, aby byla zajištěna konvergence při široké škále vstupů do funkce MSF. Tohoto se podařilo docílit, jak dokládá obr. 6.8, zachycující závislosti míry využití tepla, obsahu sušiny v koncentrátu a počtu MJS na průtoku fugátu o obsahu sušiny 4 hm.%. Množství disponibilního tepla je stejně jako u citlivostních analýz v kap. 6.3 uvažováno ve výši 225 kWt.



Obr. 6.8 Vliv průtoku fugátu na míru využití tepla, obsah sušiny v koncentrátu a počet MJS při navrhovaném postupu začlenění MSF do procesu BPS.

Pro lepší pochopení je potřeba se na vývoj dívat spíše zprava doleva. Při vysokém průtoku fugátu je zahuštění menší než 15 hm. %. Jakmile je průtok snížen na určitou mezní hodnotu (v tomto případě cca 1800 kg/h), pak je dosaženo dovoleného $x_{conc,max}$ za současné 100% míry využití tepla. Při dalším snižování průtoku fugátu je nutné snižovat množství dodaného tepla. Při množství fugátu přibližně 1450 kg/h by další snížení dodaného tepla vedlo na porušení podmínky 80% míry využití. Proto je přidán vodou chlazený stupeň, avšak v ten moment 100% využití tepla odpovídá nižšímu než 15% obsahu sušiny. Při následném poklesu průtoku se obsah sušiny vrací zpět na 15 hm.% a následně je opět redukováno využití tepla, až po stav, kdy je opět nutno přidat další MJS. Při nízkých průtocích je při použitém algoritmu již možnost dosažení vyšší míry využití tepla omezena, protože navýšení počtu MJS o jednu nevede k výraznému nárůstu tepelné potřeby. Disponibilní teplo ve výši 225 kWt lze však jen stěží označit za typické pro BPS s produkcí fugátu pod 1000 kg/h.

Na obr. 6.8 lze dále vidět, že x_{conc} pro nízké průtoky zcela neodpovídá předepsanému maximu 15 hm.%. Důvodem je rozdíl mezi zjednodušeným a kompletním výpočtem, jejichž posloupnost je patrná z vývojového diagramu na obr. 6.7. Zjednodušený výpočet vychází z předpokladu, že ΔT mezi sousedními komorami jen málo ovlivňuje výsledné x_{conc} , proto není v dílčích krocích provedena minimalizace velikosti teplosměnné plochy, nýbrž je ΔT položeno rovno středu intervalu standardně používaného pro optimalizační algoritmus. Kompletní výpočet pak již stanoví ΔT , pro které je A minimální.

Posledním zajímavým jevem je, že lokální minima na křivce podílu využitého tepla se nedotýkají pomyslné přímky odpovídající 80 %. Toto je způsobeno tím, že jednotlivá řešení byla pro vykreslení grafu napočítána s krokem 10 kg/h, který se jen s malou pravděpodobností trefí právě do bodu odpovídajícího minimu.

6.4.2 Popis skriptu vícestupňové mžikové odparky v rámci modelu BPS

V této fázi je algoritmus již začleněn do modelu BPS, včetně potřebných úprav ústředního skriptu. Zde je vhodné poznamenat, že v Příloze 1 se nachází pouze tato finální verze včetně MSF. Důvodem je, že model je funkčně i strukturou naprosto shodný s tím, jenž byl demonstrován v kap. 5.9. Samotná část MSF včetně komentářů je k nalezení v rámci Přílohy 1, *Skripty \ MSF.py*.

Výpočet MSF nerozlišuje vzhledem k jejich úzké provázanosti MB a EB. Ve skriptu je tedy obsažena jediná funkce MSF, jejímiž vstupy jsou postupně množství odpadního tepla \dot{Q}_{odp} , pole výsledků MB separace a poměr energie R k výpočtu příkonu cirkulačních chladičů. Pokud není do procesu zařazena separace, do pole výsledků MB separace jsou ústředním skriptem překlopena data o neseparovaném digestátu. Nutno podotknout, že takovýto postup zahuštění odparkami se v praxi neuplatňuje (viz kap. 4.3.3).

Výstupem funkce MSF je třináctičlenné pole proměnných, obsahující:

- hmotnostní tok fugátu \dot{m}_{fug} a obsah sušiny ve fugátu x_{fug} ,
- hmotnostní tok recirkulátu \dot{m}_{rec} a obsah sušiny v recirkulátu x_{rec} ,
- hmotnostní tok koncentrátu \dot{m}_{conc} a obsah sušiny v koncentrátu x_{conc} ,
- hmotnostní tok destilátu \dot{m}_{dest} a obsah sušiny v destilátu $x_{dest} = 0$,
- tepelnou spotřebu $-\dot{Q}_{MSF}$,
- velikost teplosměnné plochy ohřevného výměníku $A_{ohř}$,
- celkovou velikost teplosměnné plochy kondenzačních sekcí $\sum_i A_{cond,i}$,
- spotřebu elektrické energie $-\dot{E}_{MSF}$.

Z výše uvedeného vyplývá, že MSF v rámci modelu BPS nemá v podstatě žádné uživatelské vstupy (s výjimkou poměru energie R , který je však zadáním pro chladiče). Integrace je tedy dvoustavovým vstupem, jak demonstruje následující podkapitola.

6.4.3 Ověření integrace vícestupňové mžikové odparky na reálné BPS

Stejně jako v případě matematického modelu BPS bez začlenění MSF, i v tomto případě je vhodné před dalším postupem ověřit funkčnost sestaveného algoritmu na reálné BPS. Pro tyto účely jsou ve shodě s kap. 5.9 použita provozní data z bioplynové stanice v Bořeticích. Zadání do modelu je zcela totožné, s výjimkou aktivace začlenění odparky, které je patrné z obr. 6.9.

Třída účinnosti: A+ ... R \geq 226
 A ... R \in <169; 226)
 B ... R \in <109; 169)
 C ... R \in <69; 109)
 D ... R \in <37; 69)

VÍCESTUPŇOVÁ MŽIKOVÁ ODPARKA
 Integrovat do procesu odparku

Spotřeba na kW el. výkonu [kW/kWe] Σ Měrných spotřeb na denní zprac. kapacitu [kW·d/t]

Obr. 6.9 Možnost integrace MSF přidaná do GUI oproti verzi na obr. 5.12; před provedením výpočtu je tlačítko „Schéma s výsledky MSF“ neaktivní.

Exportované výsledky oproti původnímu modelu obsahují nikoliv dva, ale tři listy, jejímž obsahem je postupně MB, EB a MSF. Výsledky MB se i nadále omezují na část mimo MSF (fermentace, separace), proto se pro BPS Bořetice integrací odparky nemění a nebudou v této kapitole již opakovány. Výsledky EB v totožné formě jako v kap. 5.9.2 lze vidět v tab. 6-1.

Tab. 6-1 Modelem exportované výsledky EB pro BPS Bořetice po integraci MSF.

Zařízení	Elektřina [kWe]	Teplo [kWt]
Fermentor	-1,3	-92,4
KGJ: 3 × MGM350	704,5	789,6
Separátor	-2,2	0,0
Chladiče	-0,6	-80,2
Ostatní	0,0	-193,0
MSF	-21,2	-424,0
Prodej elektřiny	-679,2	0,0
Kontrola	0,00	0,00

Je patrné, že neužitečného tepla je v tomto případě podstatně méně, konkrétně 80,2 kWt. Snížení spotřeby cirkulačních chladičů je však pouze kosmetické, protože elektrická spotřeba na chlazení vody z MJS je započítána do MSF. Odparka vykazuje elektrickou spotřebu 21,2 kWe, o kterou je redukován prodej elektřiny (přibližně 3 % původní hodnoty). Tepelná spotřeba 424 kWt tvoří 84 % původního odpadního tepla, je tedy splněna podmínka alespoň 80% míry jeho využití. Jiné změny na dané rozlišovací úrovni nejsou z EB patrné.

Výsledky MSF v exportovaném sešitu MS Excel se sice nachází na jednom listu, jsou však taktéž rozděleny na MB a EB.

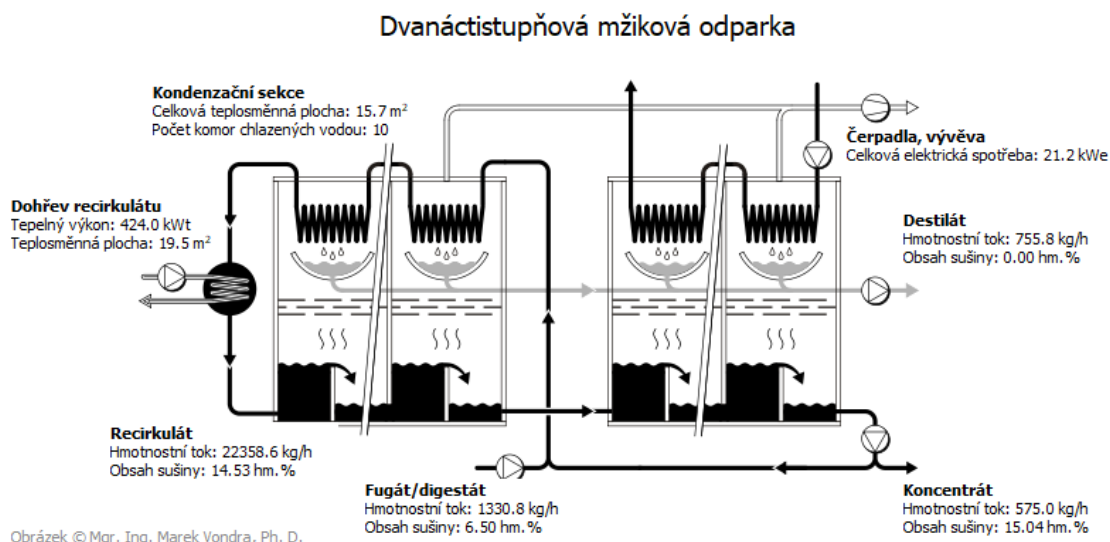
Tab. 6-2 Modelem exportované výsledky MB víceúrovňové mžikové odparky.

Proud	Hmotnostní tok [kg/h]	Obsah sušiny [hm.%]
Fugát/digestát	1330,8	6,50
Recirkulát	22358,6	14,53
Koncentrát	575,0	15,04
Destilát	755,8	0,00

Tab. 6-3 Modelem exportované výsledky EB víceúrovňové mžikové odparky.

Zařízení	Teplosměnná plocha [m ²]	Spotřeba	Jednotka
Dohřev recirkulátu	19,5	-424,0	kWt
Kondenzační sekce (10 x MJS)	15,7	424,0	kWt
Čerpadla, vývěva, chladiče	–	-21,2	kWe

Tlačítkem *Schéma s výsledky MSF* si lze výsledky v tabulkách lépe ilustrovat. Stejně jako v případě schématu s výsledky celkového procesu, i zde je možnost schéma uložit ve formátu PNG. Výsledek je prezentován obr. 6.10.



Obr. 6.10 Obrázek exportovaný z modelu BPS, okna „Schéma s výsledky MSF“ vyvolaného stejnojmenným tlačítkem (neupraveno).

U MB platí ustálenost hmotnostních toků (na vstupu i výstupu 1330,8 kg) i sušiny (na vstupu i výstupu 86,5 kg/h). Pokud se týká EB, teplo kondenzační sekce se obvykle o desítky kWt liší od tepla dodaného, což je ve výsledcích korigováno. Vzhledem k tomu, že teplota fugátu je ve výpočetním modelu uvažována stejná jako

teplota recirkulátu vystupující z poslední komory, tímto směřováním k entalpické dysbalanci docházet nemělo. Jedno z možných vysvětlení může být fakt, že v parních tabulkách je zahrnut vliv tlaku na entalpii.

Z výsledků je patrné, že množství odpadního tepla v BPS Bořetice je opravdu netypicky vysoké. Za účelem dosažení předepsané sušiny algoritmus navýšil počet MJS až na hodnotu 10 a zároveň nevyužívá celé množství disponibilního tepla. V aktuální podobě je tedy odparka do značné míry spíše prostředkem k maření tepla, zároveň však produkuje vysoce zahuštěný koncentrát.

Jednoduchými výpočty lze stanovit, že odparka spotřebuje cca 561 kWh tepla na tunu odpařené vody. Účinnost odpařování ($\dot{m}_{dest}/\dot{m}_{rec}$) je pak pouhých 3,4 %. Vzhledem k těmto parametrům nebude BPS Bořetice použita pro technicko-ekonomickou analýzu, ale místo toho bude použita modelová bioplynová stanice s vyšší vlastní spotřebou tepla.

6.5 Technicko-ekonomická analýza

Jak je již diskutováno v kap. 6.4.1, pro technicko-ekonomickou optimalizaci v rámci integrace MSF do BPS (tj. návrhové fáze již započatého projektu) jsou zapotřebí jednak místně-specifická ekonomická data, jednak výpočetní model MSF s menším množstvím zjednodušení. Z tohoto důvodu je v rámci této práce k technicko-ekonomickým rozvahám přistupováno pouze pasivně, formou analýzy.

Význam technicko-ekonomické analýzy oproti technicko-ekonomické optimalizaci však výše uvedené konstatování nikterak nesnižuje. Analýza vlivu vybraných parametrů na návratnost investice má klíčový význam zejména ve fázi investičního rozhodování. Přístup zvolený v této kapitole a prezentovaný v dalších odstavcích pak umožňuje dospět k relativně obecným závěrům o tom, zda vůbec a případně pro jaké typy BPS je MSF výhodná.

Z kap. 6.4.3 plyne, že na dané rozlišovací úrovni má MSF trojí vliv:

- využití odpadního tepla*, které však vzhledem k legislativě nelze považovat za tzv. užitečné teplo (viz kap. 3.4), proto nepřináší zisk v podobě zelených bonusů na teplo,
- zahuštění fugátu*, které vede k redukci dopravních nákladů, tedy úspoře (příp. umocnění výnosů z prodeje digestátu),
- redukce prodávané elektřiny*, která naopak představuje náklady, resp. snížení výnosů z prodeje.

Body b) a c) závisí na ceně za dopravu, resp. výkupní ceně elektřiny pro danou BPS. S uvažováním jisté výkupní ceny a ceny za dopravu lze pak při známé investiční ceně za MSF stanovit návratnost, která je jedním z nejdůležitějších veličin z pohledu vlivu na výsledné rozhodnutí investora. V podkapitolách následují vstupní hodnoty a metodiky technicko-ekonomické analýzy, výsledky a jejich diskuze.

6.5.1 Vstupní hodnoty a metodika

Stěžejním parametrem pro technicko-ekonomickou analýzu jsou investiční náklady MSF. Ty jsou v literatuře prakticky nedostupné v obecně platném formátu (např. v závislosti na teplosměnné ploše), tak bylo možno ekonomické aspekty spojitě začlenit do vytvořeného matematického modelu BPS.

Z výše uvedených důvodů bude v této kapitole provedena technicko-ekonomická analýza pro jednu případovou studii. V té je využito pořizovacích nákladů jedné konkrétní MSF ze zdroje [78]. Ta je od českého výrobce PBS, o udávané kapacitě 50 m³ destilátu za den a pořizovací ceně 45 000 €. Je nutné podotknout, že tato odparka je určena pro odsolování mořské vody. Pro zohlednění charakteru odpařovaného média a inflace od roku 2014 je cena navýšena přibližně o 50 % na výsledných 1,725 mil. Kč.

V dalším kroku byla vytvořena modelová BPS odpovídající dané produkci destilátu. Volené parametry relevantní z pohledu technicko-ekonomické analýzy jsou patrné z tab. 6-4. Referenční je BPS s vlastní spotřebou 20 % vyrobeného tepla, jejíž produkce destilátu po kalkulaci přibližně odpovídá 50 m³/den.

Tab. 6-4 Důležité vstupní parametry modelové BPS pro technicko-ekonomickou analýzu.

Parametr	Hodnota / Popis
Vstupní substrát	1500 kg/h prasečí kejdy 400 kg/h kuřecí trus s podestýlkami 300 kg/h kukuřičná siláž
Řízení procesu	10 hm.% sušiny na vstupu do fermentoru
Recykl digestátu	10 % produkovaného množství
Vytápění fermentoru	{20, 30, 40} % vyrobeného tepla
Separace	25 hm. % sušiny v separátu, 4 hm. % sušiny ve fugátu

Na základě těchto vstupů byla ve finální verzi výpočtového nástroje BPS provedena kalkulace, a to včetně integrace odparky. Z ekonomického pohledu důležité výsledky jsou shrnuty v tab. 6-5, a to pro tři různé podíly odpadního tepla (doplňk do 100 % k vytápění fermentoru). Pro úplnost: výroba elektřiny a tepla ve zkoumané BPS činí přibližně 400 kWe resp. 440 kWt.

Tab. 6-5 Přehled ekonomicky relevantních výsledků vypočtených matematickým modelem BPS doplněných o pořizovací náklady.

Vypočtená veličina	Podíl odpadního tepla		
	60 %	70 %	80 %
Průtok fugátu [kg/h]	3041,5	3041,5	3041,5
Produkce koncentráту [kg/h]	1467,3	1204,4	940,9
Produkce destilátu [kg/h]	1574,2	1837,1	2100,5
Teplosměnná plocha MSF [m ²]	149,7	174,8	199,9
Spotřeba elektrické energie [kWe]	18,91	21,69	24,55
Pořizovací cena MSF [mil. Kč]	1,480	1,606	1,725

Z tab. 6-5 vyplývá, že rozdílnost produkce destilátu a velikosti teplosměnných ploch pro různé podíly odpadního tepla neumožnila použít pořizovací cenu odvozenou z [78] na všechny tři případy. Z tohoto důvodu bylo přistoupeno k hledání postupu, jak cenu korigovat. Nakonec byl použit mocinný vztah na odhad pořizovacích nákladů

ze [79], u něhož byl zachován exponent a přepočítán koeficient dle vztažné pořizovací ceny:

$$C_{odh} = 104070 A^{0,53}, \quad (6.1)$$

kde C_{odh} [Kč] je odhadovaná pořizovací cena a $A[m^2]$ je celková velikost teplosměnné plochy MSF. Je nutno poznamenat, že tento vztah je určen pro odparky standardního typu s přirozenou cirkulací. Nicméně velká část zařízení uvedených v [79], u nichž pořizovací náklady závisí na teplosměnné ploše, má taktéž mocninný tvar odhadované ceny, s exponenty nejčastěji v rozmezí 0,4–0,6. Z tohoto důvodu se lze právem domnívat, že použitým zjednodušením nevznikne výrazná chyba.

Po stanovení všech potřebných vstupů do technicko-ekonomické analýzy následuje představení metodiky. Nejprve vyčíslení úspor na základě snížených nákladů na dopravu:

$$\text{úsp} = c_{dop} \cdot (\dot{m}_{fug} - \dot{m}_{conc}) \cdot \frac{RF}{1000}, \quad (6.2)$$

kde:

úsp ... roční úspora díky MSF [Kč/rok],

c_{dop} ... jednotková cena za dopravu fugátu/koncentrátu [Kč/t],

\dot{m}_{fug} ... průtok fugátu před zpracováním [kg/h],

\dot{m}_{conc} ... produkce koncentrátu [kg/h],

RF ... roční fond pracovní doby [h/rok], uvažováno 8200 hodin.

Výdaje jsou rovné ušlému zisku ze spotřebované elektrické energie:

$$\text{výd} = c_{el,výk} \cdot \dot{E}_{MSF} \cdot RF, \quad (6.3)$$

kde:

výd ... roční výdaje spojené s MSF [Kč/rok],

$c_{el,výk}$... výkupní cena za elektřinu [Kč/kWh], uvažována 0,9 Kč/kWh pro nedotovanou elektřinu [8] a dále 3,55 a 4,12 Kč/kWh pro v různé míře dotovanou elektřinu (viz tab. 3-5),

\dot{E}_{MSF} ... elektrická spotřeba MSF [kWe].

Z úspor a výdajů lze stanovit peněžní tok CF [Kč/rok] příslušící k MSF, který je pro jednoduchost uvažován konstantní ve všech letech vyšetřovaného intervalu:

$$CF = \text{úsp} - \text{výd}. \quad (6.4)$$

Pro zohlednění ušlé příležitosti vloženého kapitálu je vhodné stanovit diskontovaný peněžní tok DCF [Kč/rok], který je v n -tém roce kalkulován následovně:

$$DCF_n = \frac{CF}{(1 + r_k)^n}, \quad (6.5)$$

kde [80]:

$$r_k = \left(\frac{1+r}{1+m} - 1 \right) \quad (6.6)$$

je reálná (korigovaná) diskontní sazba [–], do jejíhož výpočtu vstupují:
 r ... nominální diskontní sazba [–], uvažována 10 % pro středně rizikový projekt [80],
 m ... průměrná roční míra inflace [–], předpokládána 2,5 %.

S výší investice je za účelem zjištění návratnosti porovnáváno diskontovaný kumulativní peněžní tok $DCCF$ [Kč]:

$$DCCF_n = \sum_{i=1}^n DCF_i. \quad (6.7)$$

Nakonec diskontovaná doba návratnosti DPB [rok] odpovídá nejnižšímu pořadovému číslu roku n , pro který platí podmínka:

$$C_{odh} \leq \sum_{i=1}^n DCCF_i. \quad (6.8)$$

Jelikož doba návratnosti je veličina diskrétní, pro spojitý popis doby návratnosti označovaný v této práci PB [rok] je použita lineární aproximace:

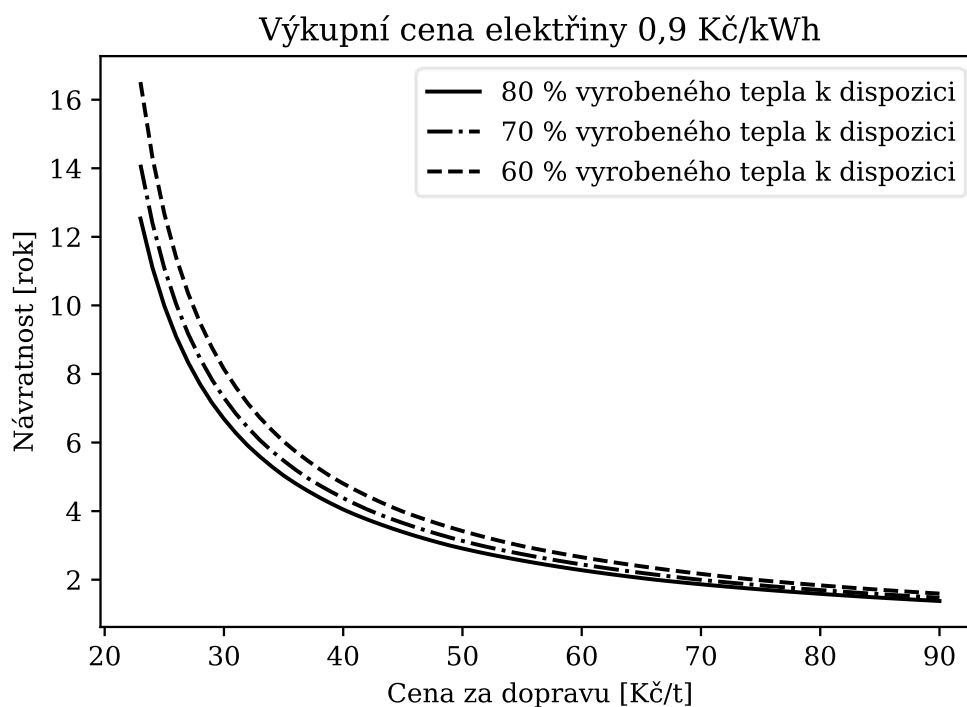
$$PB = DPB - \frac{DCCF_{(DPB)} - C_{odh}}{DCCF_{(DPB)} - DCCF_{(DPB-1)}}. \quad (6.9)$$

6.5.2 Výsledky a diskuze

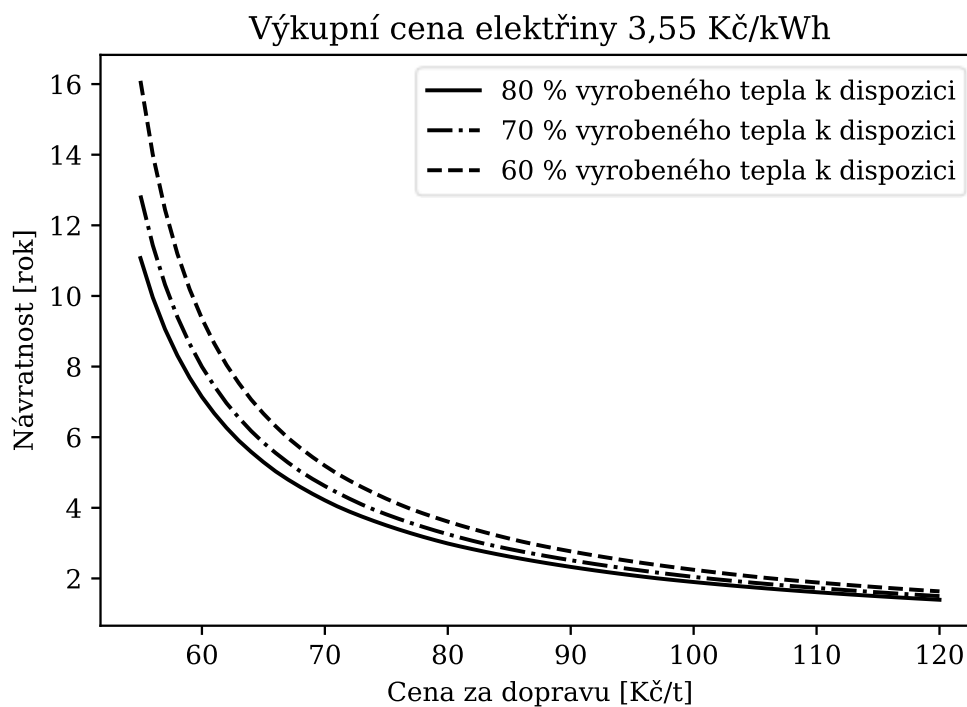
Z popisu vstupních dat v kap. 6.5.1 již vyplývá, že vyšetřovanou veličinou technicko-ekonomické analýzy je návratnost investice, a to v závislosti na:

- a) množství dostupného odpadního tepla v BPS,
- b) ceně dopravy za tunu fugátu/koncentrátu,
- c) výkupní ceně elektřiny.

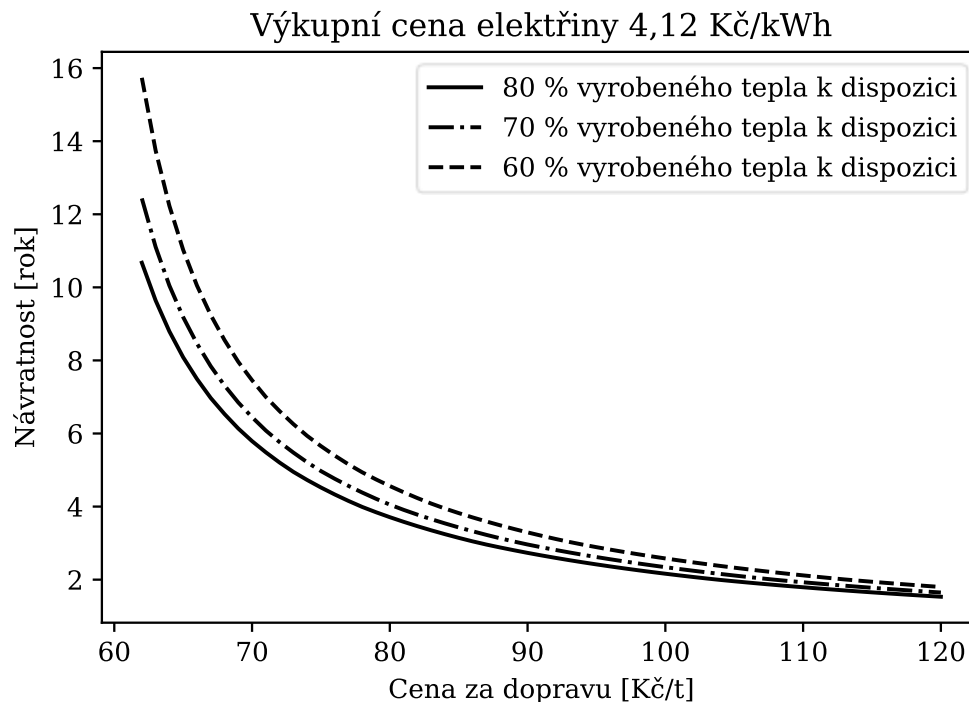
Za účelem vykreslení grafů popisující výše uvedené vlivy a číselného vyjádření ceny dopravy odpovídající dané návratnosti byl na základě rovnic (6.1)–(6.9) vytvořen Python skript, který je součástí práce formou Přílohy 3, *tech_ekon_analyza.py*. Vzniklé grafy, pro vzestupnou výkupní cenu, jsou na obr. 6.11–obr. 6.13.



Obr. 6.11 Závislost diskontované doby návratnosti na ceně za dopravu pro výkupní cenu elektřiny 0,9 Kč/kWh a různý podíl dostupného odpadního tepla.



Obr. 6.12 Závislost diskontované doby návratnosti na ceně za dopravu pro výkupní cenu elektřiny 3,55 Kč/kWh a různý podíl dostupného odpadního tepla.



Obr. 6.13 Závislost diskontované doby návratnosti na ceně za dopravu pro výkupní cenu elektřiny 4,12 Kč/kWh a různý podíl dostupného odpadního tepla.

Z výsledků vyplývá, že pro všechny výkupní ceny existuje mezní hodnota ceny dopravy, pod kterou návratnost razantně roste, tedy úspora za dopravu nedostatečně převyšuje výdaje spojené s elektrickou spotřebou MSF. Pokud by cena dopravy pro zkoumanou BPS ležela pro danou výkupní cenu pod touto hodnotou, lze označit investici do MSF za nevhodnou. Tato mezní hodnota se pohybuje kolem 20 Kč/t v případě nedotované elektřiny, a přibližně 50 Kč/t a 60 Kč/t výkupních cenách 3,55 Kč/kWh, resp. 4,12 Kč/kWh. Z toho plyne, že BPS s nedotovaným výkupem elektřiny (např. nově postavená BPS v roce 2018) je pro integraci odparky výrazně vhodnější než starší BPS s vyšší výkupní cenou.

Dále je možno vidět, že s rostoucí cenou za dopravu návratnost nejprve strmě klesá, přičemž tento trend se směrem k vyšším cenám zpomaluje. Pro všechny zkoumané výkupní ceny platí, že nejkratší návratnosti vykazuje odparka, která má k dispozici největší množství odpadního tepla. Také obecně platí, že s rostoucí výkupní cenou elektřiny se vizuálně rozdíl mezi BPS s různými množstvími odpadního tepla zvětšují. V levé části grafů je rozdíl v návratnosti mezi 60% a 80% využitím vyrobeného tepla pro MSF typicky 1,5–3 roky a směrem doleva se pochopitelně zmenšuje, až na hodnotu poněkud menší než 1 rok.

Výše uvedené grafy poskytují dobrou základní představu o tom, zda o investici má v modelové BPS smysl uvažovat, či nikoliv. Jen obtížně však mohou posloužit k přesnému odečtu hodnot např. ceny dopravy pro požadovanou návratnost. Taková hodnota přitom může posloužit jak pro porovnání se stávající cenou dopravy, tak jako cílová cena dopravy, které má být dosaženo.

Požadovaná návratnost je jedním z typických zadání investora, a to ať už v případě výstavby zcela nového zařízení, nebo rekonstrukce / doplnění stávajícího zařízení.

Nejčastěji je pro druhý případ požadována kratší návratnost, než 2 roky i méně. Naopak u nových zařízení může být s ohledem na předpokládanou životnost zařízení i delší, pro návratnost přibližně v půlce doby technického života se může jednat např. o 10 let.

Cenu dopravy nelze z požadované návratnosti vyjádřit v uzavřeném tvaru, proto je nutné použít iterační výpočet, pro který byla uplatněna již ověřená metoda sečen implementovaná ve funkci `newton` z Python knihovny SciPy. Výsledkem takových kalkulací pro 2, 5 a 10 let požadované návratnosti jsou pak následující tabulky.

Tab. 6-6 Přehled cen za dopravu odpovídající požadované návratnosti 2 roky pro různé výkupní ceny elektřiny a množství disponibilního tepla.

Ceny dopravy [Kč/t] pro požadovanou návratnost 2 roky		Výkupní cena elektřiny [Kč/kWh]		
		0,9	3,55	4,12
Podíl vyrobeného tepla k dispozici [%]	80	66,2	97,1	103,8
	70	69,9	101,2	107,9
	60	74,5	106,3	113,2

Tab. 6-7 Přehled cen za dopravu odpovídající požadované návratnosti 5 let pro různé výkupní ceny elektřiny a množství disponibilního tepla.

Ceny dopravy [Kč/t] pro požadovanou návratnost 5 let		Výkupní cena elektřiny [Kč/kWh]		
		0,9	3,55	4,12
Podíl vyrobeného tepla k dispozici [%]	80	35,2	66,1	72,8
	70	36,9	68,1	74,9
	60	39,0	70,8	77,7

Tab. 6-8 Přehled cen za dopravu odpovídající požadované návratnosti 10 let pro různé výkupní ceny elektřiny a množství disponibilního tepla.

Ceny dopravy [Kč/t] pro požadovanou návratnost 10 let		Výkupní cena elektřiny [Kč/kWh]		
		0,9	3,55	4,12
Podíl vyrobeného tepla k dispozici [%]	80	25,0	56,0	62,6
	70	26,0	57,3	64,0
	60	27,4	59,2	66,1

Z tab. 6-6 lze vidět, že pro danou cenu výkupu elektřiny je odpovídající cena dopravy poměrně výrazně ovlivněna množstvím tepla, které je pro proces k dispozici. Pro 60 % tepla je pro dosažení požadované návratnosti nezbytné, aby cena za dopravu byla o 10 i více % vyšší než pro 80 % tepla, což je poměrně značný rozdíl. Relativně k ceně za dopravu je tento jev výraznější u výkupní ceny 0,9 Kč/kWh, což při pohledu na grafickou reprezentaci na obr. 6.11 není zcela zřejmé. Pro vyšší doby požadované

návratnosti se vliv relativně k ceně za dopravu zmenšuje, což opět z grafů nelze příliš intuitivně odvodit.

Z konkrétních hodnot lze i bez hlubšího zkoumání vyvodit, že pro požadovanou dobu návratnosti 2 i 5 let jsou odpovídající ceny za dopravu u BPS s dotovaným výkupem elektřiny neúnosně vysoké. Zároveň však tyto požadované návratnosti odpovídají právě situaci rekonstrukce BPS vystavené před rokem 2013, u kterých je garantována výkupní cena. Kvůli této protichůdnosti je poslednímu šetření, týkajícímu se dopravní vzdálenosti, podrobena pouze modelová BPS s nedotovaným výkupem elektřiny. Výsledky vycházejí z přepravních nákladů $2 \text{ Kč}/(\text{m}^3 \cdot \text{km})$ [8] a předpokladu hustoty koncentráту $1000 \text{ kg}/\text{m}^3$.

Tab. 6-9 Dopravní vzdálenosti přibližně odpovídající cenám dopravy z tab. 6-6, tab. 6-7 a tab. 6-8 pro výkupní cenu elektřiny $0,9 \text{ Kč}/\text{kWh}$.

Odpovídající dopravní vzdálenosti [km]	Množství disponibilního tepla [%]		
	80	70	60
2	33,1	34,9	37,3
Návratnost [rok]			
5	17,6	18,4	19,5
10	12,5	13,0	13,7

Získané dopravní vzdálenosti nelze jednoznačně posuzovat. Reálné dopravní vzdálenosti se samozřejmě liší případ od případu a je do nich nutné zahrnout i přejezdy zemědělské techniky při aplikaci. Návratnost 2 roky, které odpovídají dopravní vzdálenosti přes 30 km, je však spíše málo realistickým scénářem. Návratnostem do 5 a do 10 let odpovídají maximální dopravní vzdálenosti 17,6–19,5 km resp. 12,5–13,7 km. Tyto hodnoty naznačují, že MSF může být ekonomicky schůdným způsobem zahušťování digestátu, s relativně brzkou návratností. Jak již bylo uvedeno, nejvíce se jeví jako vhodná integrace do nově budovaných BPS bez dotované elektřiny. V takovém případě je možno ve fázi projektu díky integraci MSF redukovat objem skladu digestátu, což se příznivě projeví na investičních nákladech celé stavby. Do budoucna navíc nelze vyloučit, že teplo spotřebované MSF při zahušťování digestátu bude legislativně zařazeno mezi tzv. teplo užitečné, což by umožnilo čerpat zelené bonusy na teplo, a tedy z integrace MSF ještě více profitovat.

Závěrem této kapitoly je ještě nutno dodat, že veškeré výsledky technicko-ekonomické analýzy jsou založené na poměrně vágním odhadu investičních nákladů MSF, tedy zatížené poměrně výraznými nejistotami. Nicméně s ohledem na to, že pro danou aplikaci je MSF funkční zatím pouze v laboratorním měřítku [8], jen obtížně lze nejistoty v této fázi zmenšit. Diplomová práce však předkládá v Příloze 3 nástroj, který synergicky s dříve představeným komplexním modelem BPS umožňuje provádět základní ekonomické rozvahy, jejichž validita může být v budoucnu (např. po pilotní instalaci MSF v BPS) zvýšena přesnějšími vstupy.

Závěr

Ústředním tématem této diplomové práce je zařízení pro zahušťování digestátu a jeho integrace v bioplynové stanici. V rámci této tematiky je formulováno celkem pět dílčích cílů, z nichž první je vypracování teoretického přehledu o problematice nakládání s digestátem v bioplynových stanicích. Základním praktickým cílem je pak tvorba matematického modelu bioplynové stanice s důrazem na materiálovou a energetickou bilanci. Třetí cíl spočívá v návrhu integrace vybrané zahušťovací technologie do bioplynové stanice. V rámci tohoto je také vyžadováno rozšířit matematický model o zahušťovací technologii, což představuje čtvrtý cíl, a na závěr zhodnotit její začlenění do procesu po technické i ekonomické stránce.

Po úvodní rešeršní části byla vybrána zahušťovací technologie pro případovou studii. Z důvodů možnosti využití odpadního nízkopotenciálního tepla, nízké spotřeby energie, spolehlivého provozu a slibných experimentálních výsledků v oblasti zahušťování odpadních vod byla vybrána vícestupňová mžiková odparka (MSF).

Pro efektivní návrh integrace vybraného zařízení do procesu bioplynové stanice bylo nutno vytvořit komplexní matematický model bioplynové stanice. Pro jeho tvorbu byl zejména z důvodu dostupnosti uživatelských knihoven zvolen programovací jazyk Python. Model samotný sestával před integrací MSF z šesti částí – fermentace, kogeneračních jednotek, separace, chlazení, ostatních zařízení a grafického uživatelského rozhraní. Každá z částí představuje samostatný Python skript, jejich vzájemným provázáním vzniká komplexní popis materiálové a energetické bilance procesu. Ústřední částí celého modelu je grafické uživatelské rozhraní, které poskytuje uživatelsky přívětivé prostředí pro zadávání vstupů, výpočet i analýzu výsledků. Ty je rovněž možno exportovat ve formě sešitu MS Excel či obrázku zasazujícího výsledky do přehledného schématu.

Model velmi dobře obstál na testu, kdy byly jeho výsledky srovnávány se skutečností pro vstup odpovídající reálným provozním datům BPS Bořetice. Rozdíly byly nevelké a většinou byla nalezena jejich příčina, například o 6 % nižší výkon kogenerační jednotky lze vysvětlit rozdílnou elektrickou účinností modelového a skutečného kogeneračního zařízení. Všechny výsledky této části a jejich diskuze se nachází v kap. 5.9.2.

Integrace MSF sestávala z několika kroků. V první fázi byl naprogramován iterační výpočtový algoritmus MSF dle zdroje [8]. Tento algoritmus však nepostačoval pro výpočet na cílové množství odpadního tepla, proto byl rozšířen o další iterační cyklus a odladěn pro potřeby dalších analýz.

Na základě zkoumání vlivu teplotního kroku mezi sousedními komorami MSF bylo zjištěno, že celková velikost teplosměnné plochy MSF má na vyšetřovaném intervalu lokální minimum. Zároveň byl vysloven předpoklad, že toto minimum je blízké ekonomickému optimu. Za účelem nalezení tohoto bodu byl prostřednictvím Python knihovny SciPy stávající algoritmus rozšířen o Brentovu metodu pro jednorozměrnou optimalizaci. Takto upravený výpočtový model byl dále použit pro analýzy vyšetřující vliv počtu komor a počtu sekcí chlazených vodou na provozní parametry odparky.

Po provedení uvedených analýz bylo formulováno několik zásad pro integraci a požadavků, které výsledná konfigurace musí splňovat. Na základě toho byl vytvořen rozsáhlý algoritmus pro integraci dvanáctistupňové MSF do procesu BPS a funkčnost tohoto postupu byla ověřena začleněním dílčího Python skriptu do

matematického modelu. Stejně jako u původního matematického modelu, i zde byla funkce otestována na reálných provozních datech BPS Bořetice. Srovnání se skutečností v tomto případě není možné, avšak integrace MSF splňovala všechny formulované zásady, tedy fungovala dle požadavků autora (viz kap. 6.4.3).

V poslední části práce byla provedena technicko-ekonomická rozvaha zkoumající životaschopnost projektu instalace MSF v reálné bioplynové stanici. Na základě dostupné literatury byla odhadnuta pořizovací cena jedné konkrétní MSF tak, aby bylo možno zkoumat návratnost takové investice. Dále byla vytvořena modelová BPS o instalovaném elektrickém výkonu přibližně 400 kWe, pro níž byla s využitím matematického modelu BPS rozšířeného o část MSF provedena kalkulace, a získány tak vstupy pro technicko-ekonomickou analýzu.

Peněžní tok byl kalkulován na základě úspor za dopravu a ušlého zisku vlivem elektrické spotřeby MSF. Vyšetřovány byly diskontované návratnosti pro celkem devět případů: kombinace množství disponibilního tepla 60, 70 a 80 % z vyrobeného a výkupní ceny elektřiny 0,9 Kč (nedotovaná), 3,55 Kč a 4,12 Kč (dotovaná). Měněnou veličinou pak byla cena za dopravu v Kč za tunu. Výsledky naznačují, že pro BPS, které mají garantovanou výkupní cenu, není instalace MSF příliš perspektivní. Požadované návratnosti 10 let odpovídají pro 80 % disponibilního tepla a výkupní cenu 3,55 Kč/kWh dopravní náklady relativně vysokých 56 Kč/t. Pro všechny ostatní kombinace dotovaných BPS jsou pak výsledky ještě méně příznivé.

V kontrastu s výše uvedeným, pro nedotovanou výkupní cenu elektřiny jsou výsledky podstatně pozitivnější. Přibližně stanovené maximální dopravní vzdálenosti činí průměrně cca 18,6 km pro požadovanou návratnost do 5 let a cca 13,1 km pro požadovanou návratnost do 10 let. Všechny výsledky spolu s podrobnějšími úvahami čtenář nalezne v kap. 6.5.2.

Diplomová práce kromě předkládané textové části přináší především celou řadu výpočetních nástrojů, které jsou dostupné v ucelené a uživatelsky přívětivé formě a tvoří jednu z příloh práce. Cílem těchto nástrojů je podpořit výzkum a vývoj v oblasti bioplynových stanic a odparek na Ústavu procesního inženýrství. Výsledkem budoucího vylepšování a zajištěním validnějších vstupů tak může vzniknout všestranný nástroj, s technicko-ekonomickým a optimalizačním přesahem.

Seznam použitých zdrojů

- [1] Statistiky výroby bioplynu. *Česká bioplynová asociace* [online]. [cit. 2017-12-30]. Dostupné z: www.czba.cz/statistiky-vyroby-bioplynu.html
- [2] Vývoj výstavby BPS v ČR od roku 2005. In: *Portál eAGRI - resortní portál Ministerstva zemědělství* [online]. [cit. 2017-11-22]. Dostupné z: eagri.cz/public/web/file/259431/Vyvoj_vystavby_BPS_od_roku_2005.pdf
- [3] *Česká bioplynová asociace* [online]. [cit. 2017-12-30]. Dostupné z: www.czba.cz
- [4] Biogas Barometer 2017. *EurObserv'ER* [online]. 2017 [cit. 2018-03-30]. Dostupné z: www.eurobserv-er.org/pdf/biogas-barometer-2017-en/
- [5] Implementační akční plán pro obor bioplyn. In: *Česká bioplynová asociace* [online]. České Budějovice, 2011 [cit. 2018-03-30]. Dostupné z: [www.czba.cz/files/ceska-bioplynova-asociace/uploads/files/IAP_CzBA_zari_2011_final\(2\).pdf](http://www.czba.cz/files/ceska-bioplynova-asociace/uploads/files/IAP_CzBA_zari_2011_final(2).pdf)
- [6] Cenové rozhodnutí č. 7/2011. *Energetický regulační úřad* [online]. 2011 [cit. 2018-03-30]. Dostupné z: www.eru.cz/-/cenove-rozhodnuti-energetickeho-regulacniho-uradu-c-7-2011
- [7] RUTZ, Dominik, Rita MERGNER a Rainer JANSSEN. *Udržitelné využívání tepla z bioplynových stanic: Příručka* [online]. 2. vyd. Mnichov: WIP Renewable Energies, 2015 [cit. 2018-03-30]. ISBN 978-3-936338-35-5. Dostupné z: www.biogasheat.org/wp-content/uploads/2015/07/BiogasHeat-Handbook-CZ-2.vydani-2015-final.pdf
- [8] VONDRA, M. *Zařízení pro zahušťování odpadní vody z bioplynových stanic*. Brno: Vysoké učení technické v Brně, Fakulta strojního inženýrství, 2017. 138 s. Vedoucí dizertační práce prof. Ing. Petr Stehlík, CSc., dr. h. c.
- [9] ETUWE, Chukwutem, Yusuf MOMOH a Elijah IYAGBA. Development of Mathematical Models and Application of the Modified Gompertz Model for Designing Batch Biogas Reactors. *Waste and Biomass Valorization*. Dordrecht: Springer Netherlands, 2016, 7(3), 543-550. DOI: 10.1007/s12649-016-9482-8. ISSN 1877-2641.
- [10] MUHA, Ivo, Simon ZIELONKA, Andreas LEMMER, Mandy SCHÖNBERG, Bernd LINKE, Alfio GRILLO a Gabriel WITTUM. Do two-phase biogas plants separate anaerobic digestion phases? – A mathematical model for the distribution of anaerobic digestion phases among reactor stages. *Bioresource Technology*. Elsevier, 2013, 132, 414-418. DOI: 10.1016/j.biortech.2012.12.031. ISSN 0960-8524.
- [11] RAHEMAN, H. A mathematical model for fixed dome type biogas plant. *Energy*. Elsevier, 2002, 27(1), 25-34. DOI: 10.1016/S0360-5442(01)00054-8. ISSN 0360-5442.

- [12] SCHIEVANO, Andrea, Michele POGNANI, Giuliana D'IMPORZANO a Fabrizio ADANI. Predicting anaerobic biogasification potential of ingestates and digestates of a full-scale biogas plant using chemical and biological parameters. *Bioresource Technology*. Elsevier, 2008, 99(17), 8112-8117. DOI: 10.1016/j.biortech.2008.03.030. ISSN 0960-8524.
- [13] SINGH, Parm Pal, B.S. GHUMAN a N.S. GREWAL. Computer model for performance prediction and optimization of unheated biogas plant. *Energy Conversion and Management*. Elsevier, 1998, 39(1), 51-63. DOI: 10.1016/S0196-8904(96)00177-X. ISSN 0196-8904.
- [14] SEVEN STŘEDISKO PRO EFEKTIVNÍ VYUŽÍVÁNÍ ENERGIE. Energetická efektivnost bioplynových stanic: Možná opatření pro vyšší stupeň využití bioplynu. In: *Česká bioplynová asociace* [online]. 2012 [cit. 2018-04-21]. Dostupné z: www.czba.cz/files/ceska-bioplynova-asociace/uploads/files/EnEfBPS-komplet.pdf
- [15] SENGUPTA, Sukalyan, Tabish NAWAZ a Jeffrey BEAUDRY. Nitrogen and Phosphorus Recovery from Wastewater. *Current Pollution Reports* [online]. Cham: Springer International Publishing, 2015, 1(3), 155-166 [cit. 2018-04-22]. DOI: 10.1007/s40726-015-0013-1.
- [16] What Is A Biogas Digester? *GLW Energy*. ©2018 [cit. 2018-03-30]. Dostupné z: glwenergy.com/what-is-a-biogas-digester/
- [17] KALTSCHMITT, Martin, Nickolas J THEMELIS, Lucien Y BRONICKI, Lennart SÖDER a Luis A VEGA. Renewable energy systems. Volume 1. New York: Springer, 2013, 161-257. ISBN 978-1-4614-5819-7.
- [18] SCHULZ, Heinz, Andreas KRIEG, Hans MITTERLEITNER a Barbara EDER. *Bioplyn v praxi: teorie – projektování – stavba zařízení – příklady*. Ostrava: HEL, 2004, 167 s. ISBN 80-86167-21-6.
- [19] DEUTSCHES BIOMASSEFORSCHUNGSZENTRUM. *Monitoring zur Wirkung des Erneuerbare-Energien-Gesetz (EEG) auf die Entwicklung der Stromerzeugung aus Biomasse*. 1. Zwischenbericht. Leipzig, 2009.
- [20] STINNER, Walter, Frank SCHOLWIN, Verena MOHRING a Daniela THRÄN. Biogasgewinnung und -nutzung. *Energiotechnologien 2050 - Schwerpunkte für Forschung und Entwicklung - Abschlussbericht*. Stuttgart: Fraunhofer, 2010, s. 444-472.
- [21] STRAKA, František a Michal DOHÁNYOS. *Bioplyn: příručka pro výuku, projekci a provoz bioplynových systémů*. 2., rozš. a dopl. vyd. Praha: GAS, 2006, 706 s. : il. ; 25 cm. ISBN 80-7328-090-6.
- [22] DROSG, B., FUCHS, W., AL SEADI, T., MADSEN M. a B. LINKE. Nutrient Recovery by Biogas Digestate Processing. *IEA Bioenergy* [online]. 2015 [cit. 2018-03-30]. ISBN 978-1-910154-16-8. Dostupné z: www.iea-biogas.net/files/daten-redaktion/download/Technical%20Brochures/NUTRIENT_RECOVERY_RZ_w eb1.pdf
- [23] Zemědělská bioplynová stanice Bořetice. In: *AgriKomp Czech (Czech Republic)* [online]. 2016 [cit. 2018-04-01]. Dostupné z: www.agrikomp.com/images/cs-CZ/pdf/Nauna_stezka_Boetice_I.pdf

- [24] Vstupní suroviny. *DS Agro Energie s.r.o.* [online]. ©2018 [cit. 2018-04-01]. Dostupné z: www.dsenergie.cz/vstupy/
- [25] MEDEK, Jaroslav. *Hydraulické pochody*. Brno: Akademické nakladatelství CERM, 2004, 339 s. ISBN 80-214-2640-3.
- [26] KAPARAJU, Prasad, Inmaculada BUENDIA, Lars ELLEGAARD a Irini ANGELIDAKIA. Effects of mixing on methane production during thermophilic anaerobic digestion of manure: Lab-scale and pilot-scale studies. *Bioresource Technology*. Elsevier, 2008, **99**(11), 4919-4928. DOI: 10.1016/j.biortech.2007.09.015. ISSN 0960-8524.
- [27] PASTOREK, Zdeněk, Jaroslav KÁRA a Petr JEVIČ. *Biomasa: obnovitelný zdroj energie*. Praha: FCC Public, 2004, 286 s. ISBN 80-86534-06-5.
- [28] *Spiral Heat Exchangers /Gooch Thermal* [online]. ©2018 [cit. 2018-04-02]. Dostupné z: www.goochthermal.com/
- [29] TRNAVSKÝ, Jiří. Bioplynové stanice pro farmáře a obce. *Energie 21 | Časopis obnovitelných zdrojů* [online]. 2016 [cit. 2018-04-02]. Dostupné z: energie21.cz/podminky-pro-stavbu-malych-bps-v-cesku/
- [30] CHEN, Y. R. Biogas digester design. *Fuel Gas Systems*. Boca Raton: CRC Press, 1983, 23-60.
- [31] HABIG, Clifford a John H. RYTHER. Some correlations between substrate compositions and biogas yields. *Energy from biomass and wastes VIII, Lake Buena Vista, Florida, USA*. 1984, 817-831.
- [32] HÖLDER D. Anaerobic Digestion for Heat, Cold and Power Generation. In: *Sborník přednášek konference Biomasa zdroj obnovitelné energie v krajině, Průhonice, ČR*. 2000
- [33] MARCHAIM, Uri, Zalman PERACH a Shlomo KIMCHIE. An integrated approach to the anaerobic digestion process. *Fuel gas systems*. Boca Raton: CRC Press, 1983, 141–156.
- [34] ŠŤASTNÝ, M. a H. GRIMOVÁ. Získávání a využití bioplynu. Praha, 1981.
- [35] DOHÁNYOS, Michal, Pavel FIALA, Pavel JENÍČEK, Miroslav KAJAN a Jana ZÁBRANSKÁ. *Anaerobní čistírenské technologie*. Brno: NOEL 2000, 1998, 343 s. ISBN 80-86020-19-3.
- [36] CLARKE, W.P., P. RADNIDGE, T.E. LAI, P.D. JENSEN a M.T. HARDIN. Digestion of waste bananas to generate energy in Australia. *Waste Management*. Elsevier, 2008, **28**(3), 527-533. DOI: 10.1016/j.wasman.2007.01.012. ISSN 0956-053X.
- [37] CLAUSEN, E. C. a J. L. GADDY. Methane production from agricultural residues by anaerobic digestion in batch and continuous culture. *Fuel gas systems*. Boca Raton: CRC Press, 1983, 111-140.
- [38] STEWART, David J. Methane from crop-grown biomass. *CNRE Bulletin (FAO)*, 1988.
- [39] SRIVASTAVA, V. J. a spol. *Methanogenic gasification of wood*. Chicago: Institute of Gas Technology, 1989.

- [40] JERGER, Douglas E., et al. Biogasification of woody biomass. In: *Symposium Papers: Energy from Biomass and Wastes VI*. 1982, 341-372.
- [41] ČR. Vyhláška č. 377/2013 Sb., o skladování a způsobu používání hnojiv.
- [42] VOSTOUPAL, Bohuslav. Zpracování čistírenských kalů na ČOV metodou intenzivního kompostování na technický substrát. In: *Portál eAGRI - resortní portál Ministerstva zemědělství* [online]. České Budějovice, 2009 [cit. 2018-04-15]. Dostupné z: eagri.cz/public/web/file/40507/Zpracovani_cistirenskych_kalu_na_COV___III__FU_2009.doc
- [43] Average Dry Matter Percentages for Various Livestock Feeds. In: *CCOF | Organic certification, education and outreach, advocacy and leadership since 1973* [online]. Santa Cruz, 2015 [cit. 2018-04-15]. Dostupné z: www.ccof.org/sites/default/files/Feed%20Type%20DMI%20Table%20Final.pdf
- [44] Moisture Content. *Forest Fuels* [online]. ©2018 [cit. 2018-04-15]. Dostupné z: www.forestfuels.co.uk/moisture-content/
- [45] KUMAR, Parveen, Diane BARRETT, Michael DELWICHE a Pieter STROEVE. Methods for Pretreatment of Lignocellulosic Biomass for Efficient Hydrolysis and Biofuel Production. *Industrial & Engineering Chemistry Research*. 2009, 48(8), 3713-3729. DOI: 10.1021/ie801542g. ISSN 0888-5885.
- [46] KIELMAS, Maria. Components of a Banana Peel. *EHow* [online]. ©1999-2018 [cit. 2018-04-15]. Dostupné z: www.ehow.com/info_10033568_components-banana-peel.html
- [47] Fyzikální vlastnosti papíru. *ELUC* [online]. [cit. 2018-04-15]. Dostupné z: eluc.kr-olomoucky.cz/verejne/lekce/1776
- [48] GROFOVÁ, Zuzana. Mastné kyseliny. *Medicína pro praxi*. 2010, 7(10), 388-390.
- [49] Strategická výzkumná agenda oboru bioplyn. In: *Česká bioplynová asociace* [online]. 2014 [cit. 2018-04-16]. Dostupné z: http://www.czba.cz/files/ceska-bioplynova-asociace/uploads/files/SVA_CzBA_2014_FINAL.pdf
- [50] Energetická náročnost budov – definice pojmů. *TZB-info* [online]. 2018 [cit. 2018-04-19]. Dostupné z: www.tzb-info.cz/energeticka-narocnost-budov/239-energeticka-narocnost-budov-definice-pojmu
- [51] ČR. Vyhláška č. 37/2016 Sb., o elektřině z vysokoúčinné kombinované výroby elektřiny a tepla a elektřině z druhotných zdrojů.
- [52] TEDOM Quanto. In: *TEDOM - kogenerační jednotky, plynová tepelná čerpadla, trigenerace* [online]. [cit. 2018-04-19]. Dostupné z: www.tedom.com/wp-content/uploads/2017/09/TEDOM-Quanto-SE.jpg
- [53] Data získána v lednu a březnu 2018 e-mailovým kontaktem s Ing. Vladanem Švaňou, jednatelem společnosti MOTOR GAS s.r.o.
- [54] Výše výkupních cen a zelených bonusů: Platnost pro rok 2018. *TZB-info* [online]. 2017 [cit. 2018-04-21]. Dostupné z: www.tzb-info.cz/ceny-paliv-a-energie/91-vyse-vykupnich-cen-a-zelenych-bonusu
- [55] Často kladené dotazy. *Energetický regulační úřad* [online]. 2018 [cit. 2018-04-21]. Dostupné z: www.eru.cz/poze/casto-kladene-dotazy

- [56] MATĚJKA, Jan. Bioplyn v koncích?. In: *TZB-info* [online]. 2014 [cit. 2018-04-21]. Dostupné z: oze.tzb-info.cz/10992-bioplyn-v-koncich
- [57] RS 7/C/008 - 2017: Eurovent Rating Standard for DX Air Coolers, Air Cooled Condensers, Dry Coolers. In: *Air-conditioning and refrigeration certification programs, Eurovent Certification* [online]. 2017 [cit. 2018-04-22]. Dostupné z: www.eurovent-certification.com/fic_bdd/en/1494596601_S02_D04_ECP-HE_2017_RS-7C008.pdf
- [58] ERÚ zveřejnil návrh cenového rozhodnutí pro POZE na rok 2018. Jak se změní podpora?. *Solární Novinky cz* [online]. 2017 [cit. 2018-04-22]. Dostupné z: www.solarninovinky.cz/?zpravy/2017082301/eru-zverejnil-navrh-cenoveho-rozhodnuti-pro-poze-na-rok-2018-dojde-ke-snizeni-zelenych-bonusu
- [59] Výkladové stanovisko Energetického regulačního úřadu č. 3/2013. *Energetický regulační úřad* [online]. 2013 [cit. 2018-04-22]. Dostupné z: <https://www.eru.cz/-/vykladove-stanovisko-energetickeho-regulacniho-uradu>
- [60] MONFET, Evelyne, Geneviève AUBRY a Antonio Avalos RAMIREZ. Nutrient removal and recovery from digestate: a review of the technology. *Biofuels*. Taylor, 2018, **9**(2), 247-262. DOI: 10.1080/17597269.2017.1336348. ISSN 1759-7269.
- [61] Separace. AgriKomp Czech (Czech Republic) [online]. [cit. 2018-04-29]. Dostupné z: www.agrikomp.com/cs/home-cs/komponenty/technologie-pro-bioplynov%C3%A9-stanice/separace
- [62] High Performance Dewatering Squeezer. *Shredding & Dewatering* [online]. 2018 [cit. 2018-04-29]. Dostupné z: shredding-machine.com/index.php/product/dewatering-screw-press/
- [63] BAUER, Alexander, Herwig MAYR, Katharina HOPFNER-SIXT a Thomas AMON. Detailed monitoring of two biogas plants and mechanical solid–liquid separation of fermentation residues. *Journal of Biotechnology* [online]. Elsevier B.V, 2009, **142**(1), 56-63. DOI: 10.1016/j.jbiotec.2009.01.016. ISSN 0168-1656.
- [64] Separation technology. *Röhren- und Pumpenwerk BAUER* [online]. [cit. 2018-04-29]. Dostupné z: www.bauer-at.com/en/products/slurry-technology/separation-technology
- [65] Belt Press Dehydrator. *SWING CORPORATION* [online]. [cit. 2018-04-30]. Dostupné z: www.swing-w.com/eng/products/systems&equipment/s37w38.html
- [66] DE BRUYN, J a D HILBORN. Anaerobic Digestion Basics. In: *Ontario Ministry of Agriculture, Food and Rural Affairs (OMAFRA)* [online]. Toronto: Queen's Printer for Ontario, 2015 [cit. 2018-05-01]. Dostupné z: www.omafra.gov.on.ca/english/engineer/facts/15-031.htm
- [67] HUNG, Chao-Yi, Wen-Tien TSAI, Jie-Wei CHEN, Yu-Quan LIN a Yuan-Ming CHANG. Characterization of biochar prepared from biogas digestate. *Waste Management* [online]. Elsevier, 2017, **66**, 53-60. DOI: 10.1016/j.wasman.2017.04.034. ISSN 0956-053X.
- [68] Anaerobic Digesters: Up and Coming for Small Farms?. *Cornell Small Farms Program* [online]. ©2018 [cit. 2018-05-02]. Dostupné z:

- smallfarms.cornell.edu/2014/07/08/anaerobic-digesters-up-and-coming-for-small-farms/
- [69] Traktor John Deere s cisternou Zunhammer. *DS Agro Košťálov s.r.o.* [online]. ©2018 [cit. 2018-05-02]. Dostupné z: dsagro-kostalov.cz/novinky/traktor-john-deere-s-cisternou-zunhammer_80/
- [70] HRABÁNKOVÁ, Anna. Ochrana vod před dusičnany ze zemědělství. In: *Vodohospodářské technicko-ekonomické informace* [online]. 2016 [cit. 2018-05-02]. Dostupné z: vtei.cz/2016/10/ochrana-vod-pred-dusicnany-ze-zemedelstvi/
- [71] ČR. Vyhláška č. 474/2000 Sb., o stanovení požadavků na hnojiva, v platném znění.
- [72] VANEECKHAUTE, Céline, Violtje LEBUF, Evi MICHELS, Evangelina BELIA, Peter VANROLLEGHEM, Filip TACK a Erik MEERS. Nutrient Recovery from Digestate: Systematic Technology Review and Product Classification. *Waste and Biomass Valorization*. Dordrecht: Springer Science, 2017, 8(1), 21-40. DOI: 10.1007/s12649-016-9642-x. ISSN 18772641.
- [73] Membránové procesy pro úpravu pitné vody. *Čistírny odpadních vod (ČOV), úprava vody a čištění vzduchu | ASIO.cz* [online]. 2012 [cit. 2018-05-02]. Dostupné z: www.asio.cz/cz/74.membranove-procesy-pro-upravu-pitne-vody
- [74] HŘEBÍČEK, Jiří a Michal ŠKRDLA. Úvod do matematického modelování. *Masarykova univerzita, Brno*, 2006.
- [75] Spyder developer community. *Spyder* [počítačový program]. Ver. 3.2.6. 2018 [cit. 2018-05-16]. Dostupné z: www.spyder-ide.org
- [76] *SciPy — SciPy v1.1.0 Reference Guide* [online]. 2018 [cit. 2018-05-15]. Dostupné z: docs.scipy.org/doc/scipy/reference/index.html
- [77] Zápis z návštěvy BPS Bořetice dne 15. 8. 2017 vypracovaný vedoucím práce, Mgr. Ing. Markem Vondrou, Ph.D.
- [78] HÁJEK, Z. *Výzkum zařízení pro úpravu mořské vody a další aplikace*. Brno: Vysoké učení technické v Brně, Fakulta strojního inženýrství, 2014. 148 s. Vedoucí dizertační práce doc. Ing. Zdeněk Jegla, Ph.D.
- [79] SEIDER, Warren D, J. D SEADER a Daniel R LEWIN. *Product and process design principles: synthesis, analysis, and evaluation*. 2nd ed. New York: Wiley, 2004, xviii, 802 s. : il. ; 26 cm. 1 CD-ROM. ISBN 978-0471-21663-6.
- [80] FOTR, Jiří a Ivan SOUČEK. *Podnikatelský záměr a investiční rozhodování*. Praha: Grada Publishing, 2005. Expert (Grada). ISBN 80-247-0939-2.

Seznam zkratk a symbolů

Symbol	Význam	Jednotka
A	velikost teplosměnné plochy	m^2
a, b, c	regresní koeficienty	
c_{dop}	jednotková cena za dopravu	Kč/t
$c_{el,výk}$	výkupní cena za elektřinu	Kč/kWh
c_p	měrná tepelná kapacita za konstantního tlaku	J/(kg · K)
C_{odh}	odhadované investiční náklady	Kč
CF	peněžní tok	Kč/rok
D	průměr fermentoru	m
$DCCF$	diskontovaný kumulativní peněžní tok	Kč
DCF	diskontovaný peněžní tok	Kč/rok
DPB	diskontovaná doba návratnosti	rok
\dot{E}	elektrický tok	kW
f	funkce	
H	výška fermentoru	m
k	součinitel prostupu tepla	W/($m^2 \cdot K$)
LHV	výhřevnost	MJ/Nm ³
m	roční míra inflace	–
\dot{m}	hmotnostní tok	kg/h
n	obecně počet	–
p	tlak	Pa
PB	spojitě popsaná diskontovaná doba návratnosti	rok
PT	procenta výroby tepla na vytápění fermentoru	%
q	měrný výtěžek metanu	Nm ³ CH ₄ /kg suš.
\dot{Q}	tepelný tok/výkon	kW
r	diskontní sazba	–
R	poměr energie	–
RD	podíl recyklovaného digestátu	–
RF	roční fond pracovní doby	h/rok
$t_{stř}$	střední zdržná doba substrátu	den
T	teplota	°C
ΔT	rozdíl teplot mezi sousedními komorami MSF	K
UPE	úspora primární energie	–
úsp	roční úspora	Kč/rok
v	objemový zlomek	–
$výd$	roční výdaje	Kč/rok
V	objem	m ³
x	hmotnostní podíl sušiny	–
α	součinitel přestupu tepla	W/($m^2 \cdot K$)

δ	tloušťka izolační vrstvy	m
η	účinnost	–
λ	tepelná vodivost	W/(m · K)
ρ	hustota	kg/m ³

Index	Význam
<i>BP</i>	bioplyn
<i>D</i>	digestát
<i>DM</i>	sušina
<i>F</i>	fugát
<i>KGJ</i>	kogenerační část procesu
<i>MSF</i>	vícestupňová mžiková odparka
<i>N</i>	normální stavové podmínky
<i>S</i>	separát
<i>celkem</i>	úhrnná veličina
<i>chl</i>	chlazení
<i>conc</i>	koncentrát
<i>cond</i>	kondenzační sekce
<i>dest</i>	destilát
<i>e</i>	elektrická
<i>ev</i>	odpařování
<i>ferm</i>	fermentor / fermentační část procesu
<i>fuel</i>	palivo (bioplyn)
<i>i, j, k</i>	obecně pořadová čísla
<i>in</i>	uvnitř fermentoru / vstup
<i>k</i>	korigovaná (reálná)
<i>max</i>	maximální
<i>ohř</i>	ohřev čerstvého substrátu
<i>ohř</i>	ohřevný výměník
<i>odp</i>	přebytkové / odpadní
<i>ost</i>	ostatní zařízení
<i>out</i>	vně fermentoru / výstup
<i>q</i>	tepelná
<i>r</i>	referenční
<i>rec</i>	recirkulát
<i>sep</i>	separační část procesu
<i>subs</i>	substrát
<i>vzd</i>	vzduch
<i>w</i>	voda
<i>ztr</i>	tepelná ztráta

Zkratka	Význam
BPS	bioplynová stanice
CNG	stlačený zemní plyn
CRC	Clausiův-Rankinův cyklus
ČOV	čistírna odpadních vod
ČR	Česká republika
EB	energetická bilance
EU	Evropská unie
GUI	grafické uživatelské rozhraní
HJS	odpařovací sekce s využitím kondenzačního tepla
HRS	odpařovací sekce bez využití kondenzačního tepla
IDE	vývojové prostředí
KGJ	kogenerační jednotka
KVET	kombinovaná výroba elektřina a tepla
LCFA	mastné kyseliny s dlouhým řetězcem
LMTD	střední logaritmický teplotní rozdíl
MB	materiálová bilance
MF	mikrofiltrace
MNČ	metoda nejmenších čtverců
MS	Microsoft
MSF	vícestupňová mžiková odparka
N/A	není k dispozici
NF	nanofiltrace
ORC	organický Rankinův cyklus
OZE	obnovitelné zdroje energie
PCHIP	Hermitův kubický interpolační spline zachovávajícího tvar
PP	polypropylen
PVC	polyvinylchlorid
RO	reverzní osmóza
SCFA	mastné kyseliny s krátkým řetězcem
UF	ultrafiltrace
VT	výměník tepla

Seznam obrázků

Obr. 1.1 Uspořádání BPS Bořetice společnosti agriKomp Bohemia s.r.o.; převzato z [23] a upraveno.	19
Obr. 1.2 Vstupní jímka otevřeného provedení v BPS v Bělé u Staré Paky [24].	20
Obr. 1.3 Schematické znázornění hlavních částí odstředivého radiálního čerpadla, převzato z [25] a upraveno.	22
Obr. 1.4 Jednoduché vyobrazení plunžrového čerpadla, převzato z [25] a upraveno.	22
Obr. 1.5 Zjednodušený řez vřetenovým čerpadlem typu MONO, převzato z [25] a upraveno.	23
Obr. 1.6 Hydraulické míchání pro případy A [17].	24
Obr. 1.7 Prosté probublávání pro případy A [17].	24
Obr. 1.8 Pneumatické míchání s difuzorem pro případy B [17].	24
Obr. 1.9 Mamutka pro případy B [17].	24
Obr. 1.10 Axiální vrtulové míchadlo pro případy C [17].	24
Obr. 1.11 Ponorná vrtulová míchadla pro případy C [17].	24
Obr. 1.12 Tyčová míchadla pro případy C [17].	24
Obr. 1.13 Lopatková míchadla s vertikální osou pro případy D [17].	24
Obr. 1.14 Lopatková míchadla s horizontální osou pro případy D [17].	24
Obr. 1.15 Axiálně míchaný fermentor s pístovým tokem pro případy D [17].	25
Obr. 1.16 Křížově míchaný fermentor s pístovým tokem pro případy D [17].	25
Obr. 1.17 Míchání s využitím tlaku plynu; vlevo v důsledku vzrůstu tlaku, vpravo v důsledku jeho poklesu [17].	25
Obr. 1.18 Detail teplosměnné plochy spirálového tepelného výměníku [28].	29
Obr. 2.1 Jednoduché vyobrazení klíčového zařízení (fermentoru) a klíčových proudů, tj. procházejících přes kontrolní plochu fermentoru.	31
Obr. 2.2 Přehled vhodnosti zpracování odpadů aerobním či anaerobním procesem; převzato z [18] a upraveno.	33
Obr. 2.3 Schéma zachycující kroky anaerobní fermentace; převzato z [22].	37
Obr. 2.4 Závislost výhřevnosti bioplynu na obsahu metanu; převzato z [27] a upraveno.	40
Obr. 3.1 Render kogenerační jednotky TEDOM řady Quanto spolu se spalínovým výměníkem pro využití odpadního tepla; převzato z [52].	45
Obr. 3.2 Přehled nejčastějších způsobů využití tepla z KGJ v BPS; převzato z [7].	51
Obr. 4.1 Predikce vyčerpání zásob fosforu v průběhu 21. století; převzato z [15]. ...	53

Obr. 4.2 Přehled metod úprav digestátu včetně rozdělení dle daného účelu; převzato z [60].	54
Obr. 4.3 Schéma šnekového lisu s popisem hlavních proudů; převzato z [62] a upraveno.	56
Obr. 4.4 Závislost obsahu sušiny v digestátu na hmotnostním podílu fugát/destilát získaná z experimentálních dat šnekových lisů a rotačních sít; převzato z [63] a upraveno.	57
Obr. 4.5 Dekantační odstředivka s vyprazdňovacím šnekem; převzato z [25] a upraveno.	58
Obr. 4.6 Schéma vakuového pásového filtru; převzato z [22] a upraveno.	59
Obr. 4.7 Schéma tlakového pásového filtru/lisu; převzato z [65] a upraveno.	59
Obr. 4.8 Separát za vynašečem ze šnekového lisu; převzato z [66]	60
Obr. 4.9 Solární sušička kombinující konvekční a kontaktní sušení; převzato z [22] a upraveno.	62
Obr. 4.10 Snímky z rastrovacího elektronového mikroskopu: vlevo nezpracovaný separát, vpravo biouhel vzniklý pyrolýzou separátu; převzato z [67].	63
Obr. 4.11 Vzhled fugátu při ruční aplikaci na půdu; převzato z [68].	63
Obr. 4.12 Sestava hadicového aplikátoru a cisterny, tažená traktorem [69].	64
Obr. 4.13 Idealizovaná ilustrace posloupnosti membránových procesů založených na gradientu tlaku; převzato z [73] a upraveno.	65
Obr. 4.14 Odparka s externím ohřevem a nucenou cirkulací, H a C značí vařák resp. kondenzátor; převzato z [8] a upraveno.	66
Obr. 4.15 Podíl těkavého amoniaku NH_3 v závislosti na pH a teplotě; převzato z [22] a upraveno.	67
Obr. 4.16 Příklad procesu vysrážení struvitu se separací krystalů pomocí odstředivky; převzato z [22] a upraveno.	68
Obr. 5.1 Přehled jednotlivých částí modelu bioplynové stanice včetně zastřešujícího grafického rozhraní.	71
Obr. 5.2 Schéma fermentační části tak, jak je uvažována v modelu; popis proudů: 1 – vstupní substrát, 2 – přírůstek vody, 3 – naočkovaný substrát, 4 – produkováný bioplyn, 5 – celkový digestát, 6 – odchozí digestát, 7 – recyklovaný digestát.	72
Obr. 5.3 Srovnání různých různých metod aproximace/interpolace příkonů mechanických míchadel; plnou čarou zvolená funkce; zeleně platná oblast, červeně oblast mimo rozsah platnosti.	77
Obr. 5.4 Srovnání různých metod aproximace/interpolace příkonů hydraulického míchání; plnou čarou tučně zvolená funkce; zeleně platná oblast, červeně oblast mimo rozsah platnosti.	78
Obr. 5.5 Jednoduché schéma kogenerační části; proud BP koresponduje s proudem 4 na obr. 5.2, a jedná se tedy o produkováný bioplyn.	79

Obr. 5.6 Aproximace elektrického výkonu (EV) a tepelného výkonu (TV) KGJ MOTORGAS MGM200 při nižším než jmenovitém zatížení; zeleně platná oblast, červeně oblast mimo rozsah platnosti.	81
Obr. 5.7 Zjednodušený vývojový diagram EB KGJ, režim 1.	83
Obr. 5.8 Schéma šnekového lisu tak, jak je uvažován v modelu; popis proudů: D – digestát, odpovídá proudů 6 na obr. 5.2, S – separát, F – fugát.	85
Obr. 5.9 Zjednodušená reprezentace vzduchového chladiče, s vyznačením mařeného tepla a spotřebované elektřiny.	88
Obr. 5.10 Zjednodušení elektrických a tepelných spotřeb/produkcí všech ostatních zařízení do jednoho bloku.	89
Obr. 5.11 Okno „Úprava substrátu“ s hodnotami pro BPS Bořetice.	94
Obr. 5.12 Hlavní okno modelu se zadáním odpovídajícím BPS Bořetice, verze před integrací MSF.	95
Obr. 5.13 Schéma s výsledky; v levém horním rohu je patrná ikona, která slouží k uložení schématu bez rušivého pozadí (viz Příloha C).	98
Obr. 6.1 Vícestupňová mžiková odparka (MSF), H a C značí ohřevný výměník, resp. kondenzátory, NP = nekondenzující plyny; převzato z [8] a upraveno.	99
Obr. 6.2 Zjednodušený vývojový diagram algoritmu MSF pro daný tok odpadního tepla.	102
Obr. 6.3 Analýza průběhu x_{conc} , A , m_{rec} , in , $EMSF$ v závislosti na ΔT mezi sousedními komorami.	104
Obr. 6.4 Zjednodušený vývojový diagram upraveného algoritmu MSF; šedě vyznačeny části řízené Brentovým optimalizačním algoritmem.	106
Obr. 6.5 Analýza vlivu počtu komor MSF na x_{conc} , A , m_{rec} , in , $EMSF$	107
Obr. 6.6 Analýza změn x_{conc} , A , m_{rec} , in , $EMSF$ v závislosti na počtu MJS.	108
Obr. 6.7 Zjednodušený vývojový diagram algoritmu pro začlenění MSF do modelu bioplynové stanice.	110
Obr. 6.8 Vliv průtoku fugátu na míru využití tepla, obsah sušiny v koncentrátu a počet MJS při navrhovaném postupu začlenění MSF do procesu BPS.	111
Obr. 6.9 Možnost integrace MSF přidaná do GUI oproti verzi na obr. 5.12; před provedením výpočtu je tlačítko „Schéma s výsledky MSF“ neaktivní.	113
Obr. 6.10 Obrázek exportovaný z modelu BPS, okna „Schéma s výsledky MSF“ vyvolaného stejnojmenným tlačítkem (neupraveno).	114
Obr. 6.11 Závislost diskontované doby návratnosti na ceně za dopravu pro výkupní cenu elektřiny 0,9 Kč/kWh a různý podíl dostupného odpadního tepla.	119
Obr. 6.12 Závislost diskontované doby návratnosti na ceně za dopravu pro výkupní cenu elektřiny 3,55 Kč/kWh a různý podíl dostupného odpadního tepla.	119
Obr. 6.13 Závislost diskontované doby návratnosti na ceně za dopravu pro výkupní cenu elektřiny 4,12 Kč/kWh a různý podíl dostupného odpadního tepla.	120

Seznam tabulek

Tab. 1-1 Spotřeby energie pro míchání vrtulovými míchadly (nepřetržitý provoz), předpoklad 10 % sušiny v substrátu, 5 % sušiny v digestátu; převzato z [21].	25
Tab. 1-2 Spotřeby energie pro hydraulické míchání (3 hodiny denně), předpoklad 10 % sušiny v substrátu, 5 % sušiny v digestátu; převzato z [21].	26
Tab. 1-3 Specifická potřeba energie pro proces ohřevu substrátu s rozdílným obsahem sušiny, předpoklad mezofilního procesu; převzato z [18].	28
Tab. 2-1 Poměr obsahu uhlíku a dusíku v některých substrátech, převzato z [27].	32
Tab. 2-2 Měrné výtěžky metanu; převzato z [21] a doplněno o průměrné sušiny.	35
Tab. 2-3 Měrné výtěžky metanu doplněné o průměrné sušiny – pokračování.	36
Tab. 2-4 Typické obsahy vybraných minoritních složek v bioplynu; převzato z [21] a doplněno o informace o sulfanu z [27].	39
Tab. 2-5 Hustoty, poměrné hustoty, výhřevnosti a stechiometrické poměry pro vybrané složky bioplynu a bioplyn samotný; převzato z [27].	40
Tab. 2-6 Jednoduché srovnání digestátu a statkových hnojiv; údaje z [22].	41
Tab. 2-7 Výsledky analýzy přibližně 1800 vzorků digestátu odebraných v několika členských státech EU mezi lety 2009 a 2012; převzato z [49].	42
Tab. 3-1 Srovnání dvou základních typů plynových motorů používaných v BPS, převzato z [7].	46
Tab. 3-2 Základní cena a jmenovité výkonové parametry (100 % zatížení) u řady kogeneračních jednotek společnosti MOTORGAS s.r.o. [53].	47
Tab. 3-3 Data z technických specifikací KGJ společnosti MOTORGAS s.r.o. [53].	47
Tab. 3-4 Data z technických specifikací KGJ společnosti MOTORGAS s.r.o. [53] – pokračování.	48
Tab. 3-5 Výše výkupní ceny a zeleného bonusu pro bioplynové stanice; převzato z [8] a aktualizováno dle [54].	49
Tab. 3-6 Třídy účinnosti pro cirkulační chladiče dle organizace Eurovent; převzato z [57].	50
Tab. 3-7 Přehled dosažitelných zelených bonusů na teplo u nových BPS; převzato z [54].	51
Tab. 4-1 Typická distribuce složek digestátu mezi fugát a separát při mechanické separaci (tučně zvýrazněno, kde daná složka převažuje); převzato z [22] a upraveno.	55
Tab. 4-2 Produktová řada separátorů BAUER a jejich parametry [64].	57
Tab. 5-1 Přehled regresních koeficientů pro stanovení elektrického a tepelného výkonu kogeneračních jednotek a rozsahy platnosti regresních funkcí.	82
Tab. 5-2 Vstupní substrát do BPS Bořetice, srovnání skutečnosti dle [77] a vstupu do modelu.	93
Tab. 5-3 Modelem exportované výsledky MB pro BPS Bořetice.	96

Tab. 5-4 Modelem exportované výsledky EB pro BPS Bořetice.....	96
Tab. 6-1 Modelem exportované výsledky EB pro BPS Bořetice po integraci MSF.	113
Tab. 6-2 Modelem exportované výsledky MB víceúrovňové mžikové odparky.....	114
Tab. 6-3 Modelem exportované výsledky EB víceúrovňové mžikové odparky.....	114
Tab. 6-4 Důležité vstupní parametry modelové BPS pro technicko-ekonomickou analýzu.	116
Tab. 6-5 Přehled ekonomicky relevantních výsledků vypočtených matematickým modelem BPS doplněných o pořizovací náklady.	116
Tab. 6-6 Přehled cen za dopravu odpovídající požadované návratnosti 2 roky pro různé výkupní ceny elektřiny a množství disponibilního tepla.	121
Tab. 6-7 Přehled cen za dopravu odpovídající požadované návratnosti 5 let pro různé výkupní ceny elektřiny a množství disponibilního tepla.	121
Tab. 6-8 Přehled cen za dopravu odpovídající požadované návratnosti 10 let pro různé výkupní ceny elektřiny a množství disponibilního tepla.	121
Tab. 6-9 Dopravní vzdálenosti přibližně odpovídající cenám dopravy z tab. 6-6, tab. 6-7 a tab. 6-8 pro výkupní cenu elektřiny 0,9 Kč/kWh.....	122

Seznam příloh

Papírové přílohy (viz dále):

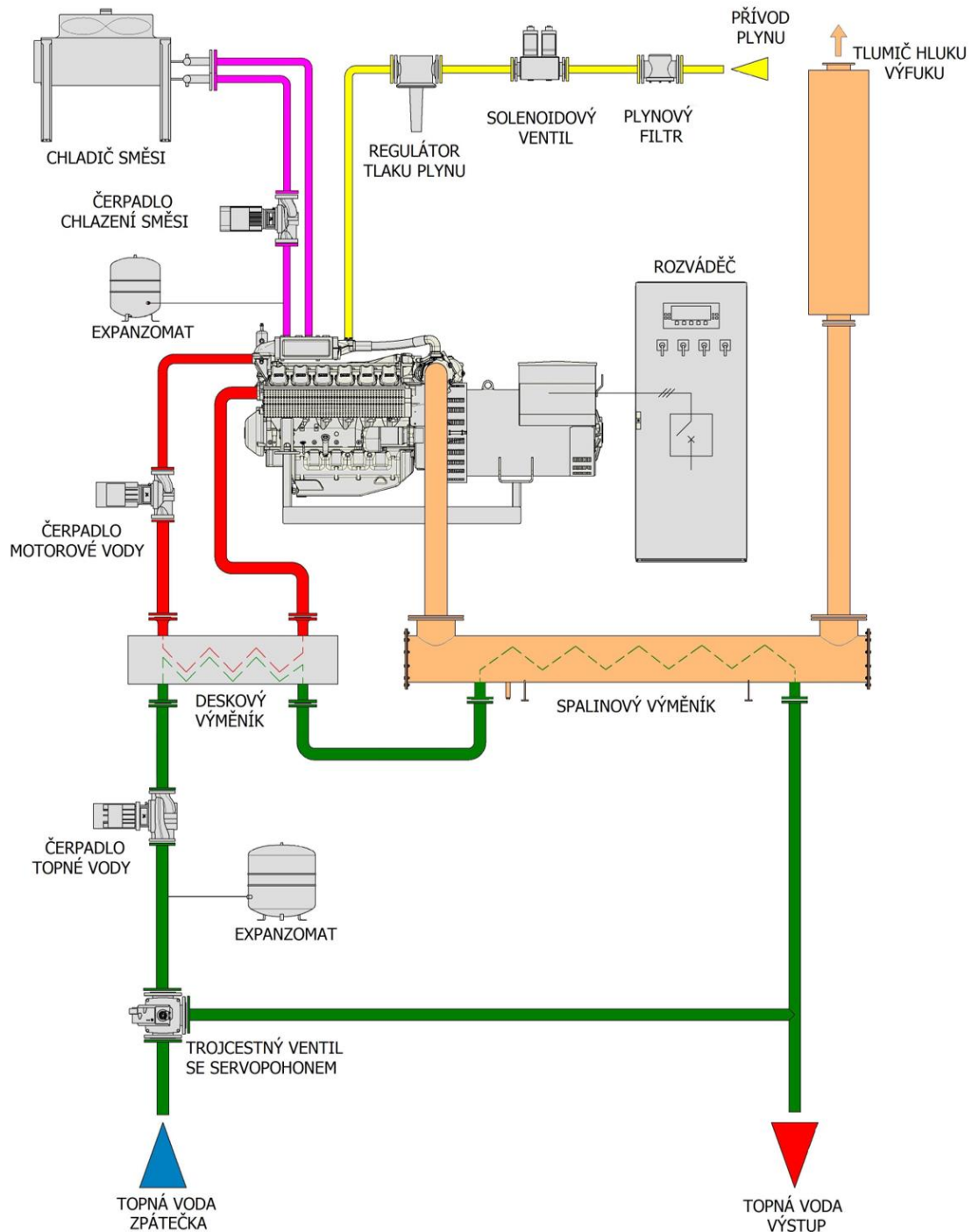
- Příloha A: Funkční schéma kogenerační jednotky s mezichladičem plnicí směsí
- Příloha B: Aproximace elektrických a tepelných výkonů KGJ pro nižší průtoky bioplynu
- Příloha C: Schéma uložené v rámci GUI modelu (neupraveno)
- Příloha D: Výpočtové vztahy matematického modelu MSF

Datové přílohy (viz přiložené CD):

- Příloha 1: Model bioplynové stanice
- Příloha 2: Aproximační algoritmy
- Příloha 3: Technicko-ekonomická analýza

Příloha A

Funkční schéma kogenerační jednotky s mezichladičem plicí směsi

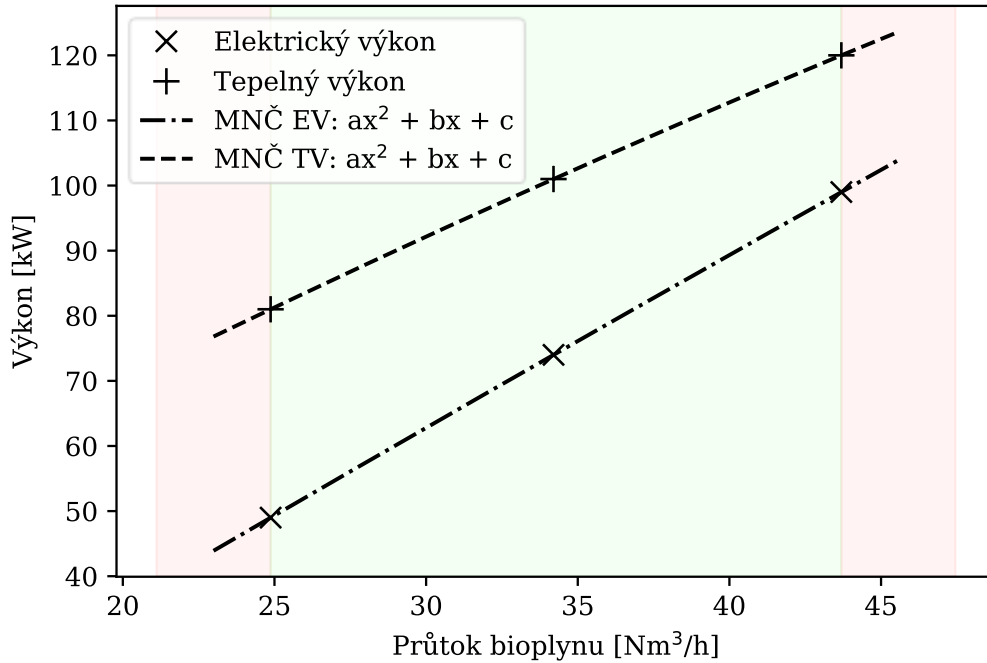


Zdroj: Získáno v březnu 2018 e-mailovým kontaktem s Ing. Vladanem Švaňou, jednatelem společnosti MOTORGAS s.r.o.

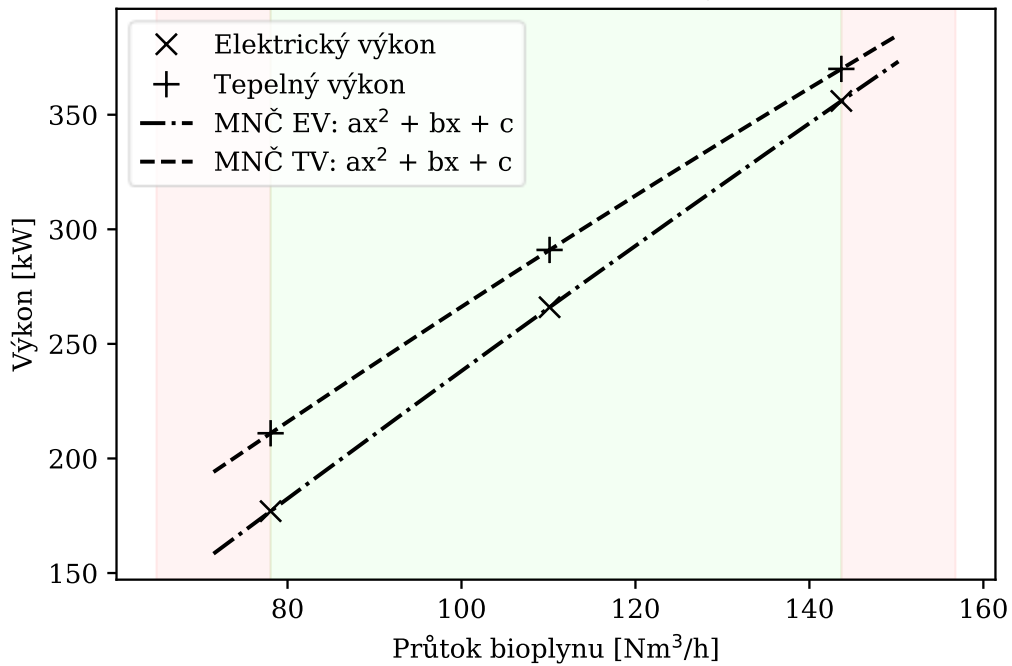
Příloha B

Aproximace elektrických a tepelných výkonů KGJ pro nižší průtoky bioplynu

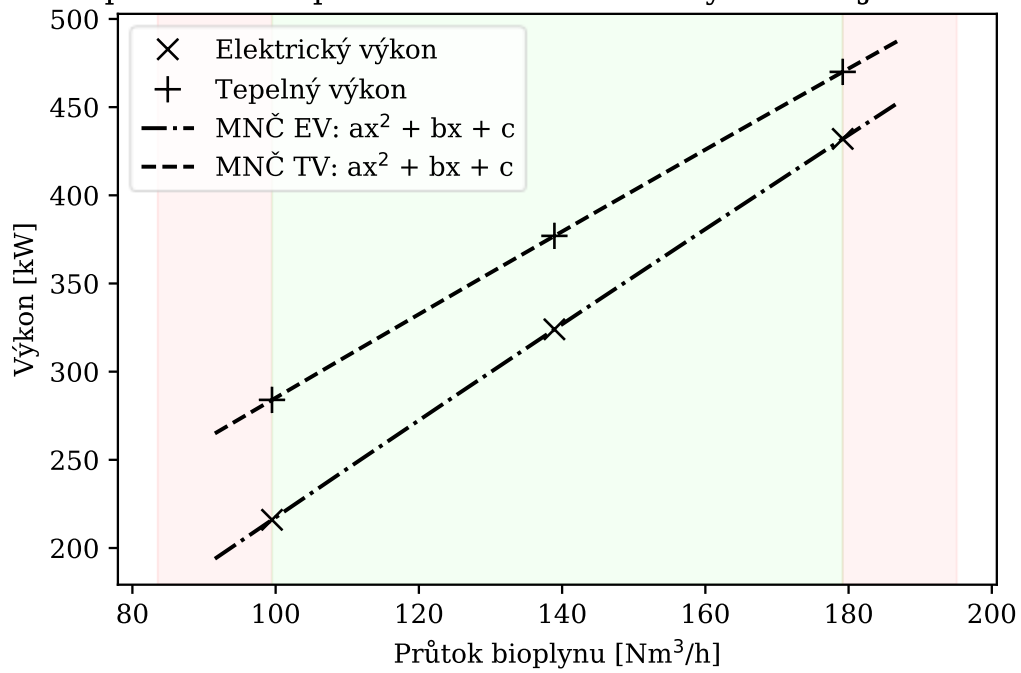
Aproximace tepelného a elektrického výkonu KGJ MGM100



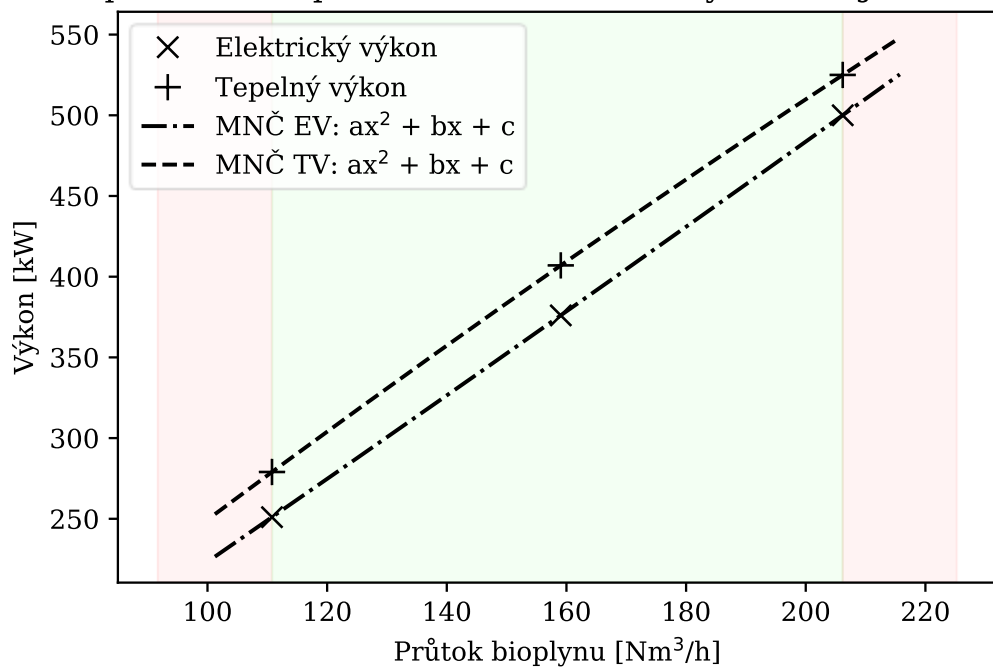
Aproximace tepelného a elektrického výkonu KGJ MGM350



Aproximace tepelného a elektrického výkonu KGJ MGM430

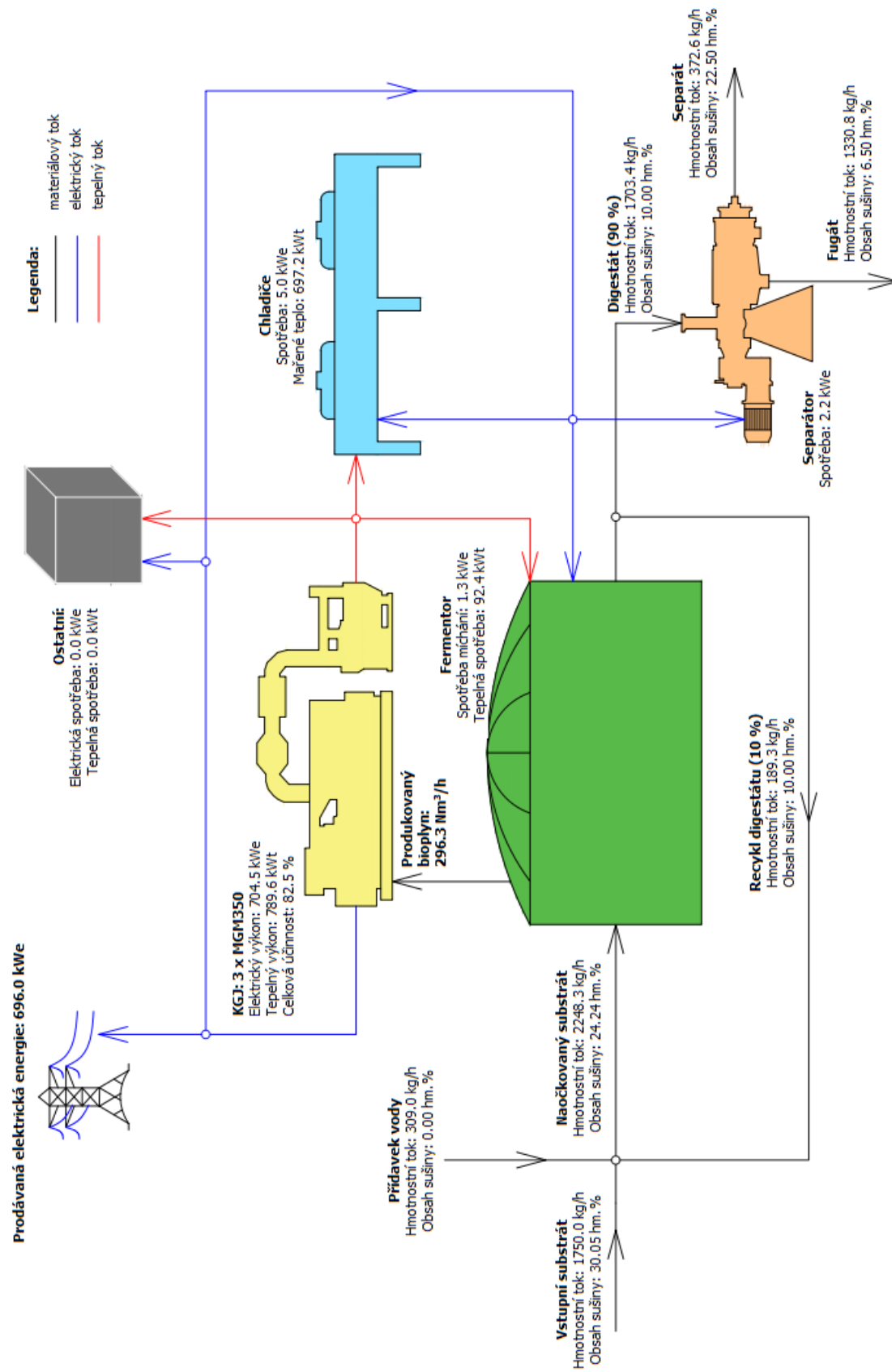


Aproximace tepelného a elektrického výkonu KGJ MGM500



Příloha C

Schéma uložené v rámci GUI modelu (neupraveno)



Příloha D

Výpočtové vztahy matematického modelu MSF

Výňatky ze zdroje:

VONDRA, M. *Zařízení pro zahušťování odpadní vody z bioplynových stanic*. Brno: Vysoké učení technické v Brně, Fakulta strojního inženýrství, 2017. 138 s. Vedoucí dizertační práce prof. Ing. Petr Stehlík, CSc., dr. h. c.

Následující rovnice platí obecně pro všechny typy odparek (FCE, FFE, MSF). Měrná tepelná kapacita byla stanovena dle rov. (35):

$$cp_{fug,i} = cp_v \cdot (1 - x_{fug,i}) + cp_{suš} \cdot x_{fug,i} \quad (35)$$

Součinitel prostupu tepla pro soustavu brýdové páry – voda v kondenzačních sekcích byl stanoven na základě empirického vztahu (rov. (40)), který byl převzat ze zdroje [73]:

$$U_{bp-v} = 1 \cdot 10^{-3} \cdot (1617,5 + 0,1537 \cdot T_{sat} + 0,1825 \cdot T_{sat}^2 - 0,00008026 \cdot T_{sat}^3) \quad (40)$$

Spotřeba elektrické energie u čerpadel byla určena dle rov. (41):

$$P_{el,\check{c}} = Y_{\check{c}} \cdot m / (\eta_{\check{c}} \cdot 3,6 \cdot 10^6) + P_{el,\check{c}}^{mu}, \quad (41)$$

kde m je hmotnostní průtok přepravované kapaliny a $P_{el,\check{c}}^{mu}$ je příkon připadající na mechanickou ucpávku čerpadla, přičemž $P_{el,\check{c}}^{mu} = P_{mu}^{vac}$ při odčerpávání kapaliny z podtlaku a $P_{el,\check{c}}^{mu} = P_{mu}^{atm}$ v ostatních případech.

Elektrický příkon vývěvy byl odhadován na základě rovnic (42) až (46):

$$m_{np} = F_{np}^1 \cdot m_{fug} + \sum_{i=1}^{St} ((F_{np}^2 - p_{sat,i}/100) \cdot m_{dest,i}) \quad (42)$$

$$V_{np} = \frac{(273,15 + T_{sat}(p_c)) \cdot m_{np}}{273,15 \cdot \rho_{np} \cdot p_c} \quad (43)$$

$$P_{výv}^{pol} = n_{pol} \cdot 100 \cdot p_c \cdot V_{np} \cdot ((1/p_c)^{\frac{n_{pol}-1}{n_{pol}}} - 1) / ((n_{pol} - 1) \cdot \eta_{výv} \cdot 3600) \quad (44)$$

$$P_{výv}^v = Y_{výv} \cdot m_{výv}^v \cdot 3,6 \cdot 10^{-6} \quad (45)$$

$$P_{el,výv} = P_{výv}^{pol} + P_{výv}^v + P_{výv}^{mu} \quad (46)$$

Výpočtový model MSF byl vytvořen s využitím rov. (13) a rovnic (35) až (46) spolu s následujícími vztahy. Spotřeba tepla a teplosměnná plocha ohřevné sekce byly stanoveny s využitím rovnic (66) a (67):

$$P_{th} = m_{hv} \cdot cp_v \cdot \frac{(T_{hv}^{in} - T_{hv}^{out})}{3600} = m_{fug,0} \cdot cp_{fug,0} \cdot \frac{(T_{fug,0} - T_{cv,1})}{3600} = A_h \cdot U_{v-fug} \cdot LMTD_h \quad (66)$$

$$T_{fug,0} = T_{fug}^{max} \quad (67)$$

Hmotnostní bilanci v 1. odpařovací komoře určily rovnice (68) s (69):

$$m_{fug,0} \cdot cp_{fug,0} \cdot (T_{fug,0} - T_{fug,1}) = m_{dest,1} \cdot L_v(p_{sat,1}) \quad (68)$$

$$m_{fug,0} = m_{cv,i} = m_{fug} + m_{rec} \quad (69)$$

Pro tepelnou bilanci v kondenzační sekci šestého stupně platí rov. (70):

$$m_{dest,6} \cdot L_v(p_{sat,6}) = m_{fug,0} \cdot cp_{fug,0} \cdot (T_{cv,8} - T_{fug+rec}) \quad (70)$$

Tepelné bilance v kondenzačních sekcích komor 7, 8 a 9 byly stanoveny na základě rovnic (71) až (73):

$$m_{dest,7} \cdot L_v(p_{sat,7}) = m_{cv} \cdot cp_v \cdot (T_{cv}^{out} - T_{cv,8}) \quad (71)$$

$$m_{dest,8} \cdot L_v(p_{sat,8}) = m_{cv} \cdot cp_v \cdot (T_{cv,8} - T_{cv,9}) \quad (72)$$

$$m_{dest,9} \cdot L_v(p_{sat,9}) = m_{cv} \cdot cp_v \cdot (T_{cv,9} - T_{cv}^{in}) \quad (73)$$

Chladicí výkon a teplosměnná plocha v posledních třech komorách (7, 8, 9) byly vypočteny podle rov. (74):

$$CV_i = m_{dest,i} \cdot L_v(p_{sat,i})/3600 = A_{c,i} \cdot U_{bp-v} \cdot LMTD_{c,i} \quad (74)$$

Hmotnostní tok fugátu na výstupu z 9. komory určuje rov. (75):

$$m_{fug,9} = m_{rec} + m_{konc} \quad (75)$$

Teplota směsi recirkulujícího koncentrátu a vstupního fugátu vychází z rov. (76):

$$m_{fug} \cdot cp_{fug} \cdot (T_{fug+rec} - T_{fug}) = m_{rec} \cdot cp_{fug,9} \cdot (T_{fug,9} - T_{fug+rec}) \quad (76)$$

Následující vztahy jsou platné obecně pro odpařovací komoru i . Tepelné bilance, produkce destilátu a teplosměnné plochy v jednotlivých komorách vycházejí z rovnic (77) a (78):

$$m_{fug,i-1} \cdot cp_{fug,i-1} \cdot (T_{fug,i-1} - T_{fug,i}) + \sum_{j=1}^{i-1} m_{dest,j} \cdot cp_v \cdot (T_{sat}(p_{sat,i-1}) - T_{sat}(p_{sat,i})) = m_{dest,i} \cdot L_v(p_{sat,i}) \quad (77)$$

$$m_{cv,i} \cdot cp_v \cdot \frac{(T_{cv,i+1} - T_{cv,i})}{3600} = A_{c,i} \cdot U_{bp-fug} \cdot LMTD_{c,i} = M_{dest,i} \cdot L_v(p_{sat,i})/3600 \quad (78)$$

Saturační tlak v komorách byl stanoven s ohledem na teplotní depresi dle rov. (57). Tepelný spád mezi komorami byl odhadnut pomocí rov. (79):

$$T_{fug,i} = T_{fug,i-1} - (T_{fug}^{max} - T_{fug}^{min})/9 \quad (79)$$

Hmotnostní bilance v odpařovacích komorách určily rovnice (80) a (81):

$$m_{fug,i} = m_{fug,i-1} - m_{fug,i-2} \cdot cp_{fug,i-2} \cdot (T_{fug,i-2} - T_{fug,i-1}) \quad (80)$$

$$m_{fug,i-1} \cdot x_{fug,i-1} = m_{fug,i} \cdot x_{fug,i} \quad (81)$$

Celková produkce destilátu, celková spotřeba elektrické energie, celková teplosměnná plocha a úhrnný chladicí výkon byly vypočteny z rovnic (82) až (85):

$$m_{dest} = m_{fug} - m_{konc} \quad (82)$$

$$P_{el} = P_{el,\check{c}}^{fug,9} + P_{el,\check{c}}^{fug} + P_{el,\check{c}}^{dest} + P_{el,výv} + P_{el,\check{c}}^{hv} + P_{el,\check{c}}^{cv} \quad (83)$$

$$A = \sum_{i=1}^9 A_{c,i} + A_h \quad (84)$$

$$CV = \sum_{i=7}^9 CV_i \quad (85)$$