



VYSOKÉ UČENÍ TECHNICKÉ V BRNĚ

BRNO UNIVERSITY OF TECHNOLOGY

FAKULTA STROJNÍHO INŽENÝRSTVÍ

FACULTY OF MECHANICAL ENGINEERING

ÚSTAV PROCESNÍHO INŽENÝRSTVÍ

INSTITUTE OF PROCESS ENGINEERING

ZAŘÍZENÍ PRO ZAHUŠŤOVÁNÍ ODPADNÍ VODY Z BIOPLYNOVÝCH STANIC

EQUIPMENT FOR THICKENING WASTE WATER FROM BIOGAS PLANTS

DIZERTAČNÍ PRÁCE

DOCTORAL THESIS

AUTOR PRÁCE

AUTHOR

Ing. Mgr. Marek Vondra

ŠKOLITEL

SUPERVISOR

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

BRNO 2017

Abstrakt

Cílem dizertační práce je vývoj technologie, která má přispět k řešení dvou zásadních problémů spojených s provozem bioplynových stanic (BPS). Konkrétně se jedná o nedostatečné využívání odpadního tepla ze spalování bioplynu a nákladné zpracování a využívání fermentačních zbytků, které vznikají ve velkých objemech a jsou svázány řadou legislativních omezení. Na základě rešerše dostupných separačních metod byla jako vhodná technologie zvolena vakuová odparka, mezi jejíž výhody patří jednoduchá konstrukce klíčových zařízení, provozní spolehlivost a robustnost, nízké nároky na předúpravu zahušťovaného média, potenciál k rychlému komerčnímu uplatnění a zejména pak schopnost využít nízkopotenciální odpadní teplo. Primárním účelem této technologické jednotky je redukce objemu fermentačních zbytků. Dalším přínosem jejího provozu je efektivní využívání odpadního tepla z BPS, které by jinak zůstalo nevyužito.

Jako vhodné pro uplatnění v BPS byly identifikovány odparky s nízkou spotřebou elektrické energie, která je hlavním produktem BPS. Tři z těchto technologií byly předmětem důkladnějšího rozboru zahrnujícího tvorbu výpočtových modelů a jejich vyčíslení pro podmínky vzorové BPS. Jako energeticky nejméně efektivní byla zhodnocena jednostupňová odparka s nucenou cirkulací ($680 - 712 \text{ kWh}_{\text{th}}/\text{m}^3$, $25,9 - 30,5 \text{ kWh}_{\text{el}}/\text{m}^3$). Výrazně nižší energetické náročnosti dosáhly třístupňová filmová odparka ($241 - 319 \text{ kWh}_{\text{th}}/\text{m}^3$, $12,0 - 23,6 \text{ kWh}_{\text{el}}/\text{m}^3$) a devítistupňová mžiková odparka ($236 - 268 \text{ kWh}_{\text{th}}/\text{m}^3$, $13,6 - 18,4 \text{ kWh}_{\text{el}}/\text{m}^3$). Pro vývojovou činnost, která je jádrem disertační práce, byla zvolena vícestupňová mžikové odparka (MSF – multi-stage flash). Mezi hlavní důvody této volby patřily nízké požadavky na teplosměnnou plochu, dobré provozní zkušenosti v oblasti odsolování, jednoduchá konstrukce, modularita a odpařování mimo teplosměnnou plochu. Provedeno bylo také důkladné technicko-ekonomické zhodnocení integrace této odparky do BPS.

Hlavní náplní práce byl experimentální vývoj prototypu MSF odparky. Hlavním cílem vývojové činnosti bylo dosažení ustáleného průtoku zahušťované kapalné frakce digestátu, tzv. fugátu a kontinuální tvorby destilátu. Tento cíl nebylo snadné naplnit především kvůli vlastnostem fugátu, který má newtonský charakter a zvýšenou hustotu i viskozitu v porovnání s vodou. Předmětem analýzy byla rovněž pěnovost fugátu. V textu je popsán vývoj odparky i první úspěšný provozní test, při němž bylo nutné použít protipěnicího přípravku. S plně vyvinutým prototypem MSF odparky bylo dosaženo kontinuálního provozu s produkcí destilátu v množství od 5 do 10 kg/h při průtoku fugátu 0,4 až 0,5 m³/h. Hlavním nedostatkem vybrané technologie je znečištění destilátu amoniakálním dusíkem. Proto byly analyzovány základní postupy jeho dodatečné eliminace.

Klíčová slova

Odpařování, digestát, fugát, destilát, bioplynová stanice, odpadní teplo, vícestupňová mžiková destilace, hnojivo, plánovaný experiment

Bibliografická citace práce

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.

Abstract

This dissertation thesis deals with the development of technology which could tackle two major issues related to biogas plants. These issues concern the insufficient use of waste heat from biogas combustion and its subsequent processing. It also concerns the use of the fermentation residues which are formed in large quantities and whose use is restricted by law. Based on a literary search of separation methods, a vacuum evaporator was selected as the most suitable technology. Its advantages include its simple construction, operational reliability and robustness, low costs of thickening medium pre-treatment, potential for a quick commercial application and, especially, the chance to use a low-potential waste heat. A primary purpose of this technological unit is the reduction in the volume of fermentation residues. Other benefits include the efficient use of waste heat from a biogas plant, which would otherwise be wasted.

Evaporators with a low consumption of electrical energy (which is a main product of a biogas plant) seem to be the best option for applications in the biogas plants. Three of these technologies were subjected to a more thorough analysis, which included the development of computational models and their quantification for conditions in a sample biogas plant. A one-stage evaporator with a forced circulation ($680 - 712 \text{ kWh}_{\text{th}}/\text{m}^3$, $25.9 - 30.5 \text{ kWh}_{\text{el}}/\text{m}^3$) was evaluated as the least suitable option in terms of energy demands. The energy intensity of a three-stage evaporator with a falling film ($241 - 319 \text{ kWh}_{\text{th}}/\text{m}^3$, $12.0 - 23.6 \text{ kWh}_{\text{el}}/\text{m}^3$) and a nine-stage flash evaporator ($236 - 268 \text{ kWh}_{\text{th}}/\text{m}^3$, $13.6 - 18.4 \text{ kWh}_{\text{el}}/\text{m}^3$) is significantly lower. A multi-stage flash evaporator (MSF) was then chosen for development and will form the central focus of this thesis. The reasons for the choice are as follows: the low requirements on the heat transfer surface, good operational experience in the field of desalination, its simple construction, modularity and evaporation outside the heat transfer surface. A thorough technical-economic evaluation was also performed on the integration of the evaporator into the biogas plant.

The main part of the work included the experimental development of a MSF evaporator prototype. The main objective of this development was to achieve a stable flow rate of the thickening liquid digestate fraction and the continuous formation of the distillate. This was not an easy objective to achieve, especially due to the properties of the liquid digestate, which has a non-newtonian characteristic and increased density and viscosity compared to water. The tendency of the liquid digestate to form foam was also the subject of analysis. The development of the evaporator and first successful operational test are described in the thesis in detail. This required the use of an anti-foaming product. A fully-developed prototype of the MSF evaporator allowed us to achieve continuous operation with a distillate production, reaching from 5 to 10 kg/h at a liquid digestate flow rate of 0.4–0.5 m³/h. The main drawback of this technology is the pollution of the distillate with ammonia nitrogen, and it is for this reason that the basic procedures of its subsequent elimination was selected for further analysis.

Keywords

Evaporation, liquid digestate, distillate, biogas plant, waste heat, multi-stage flash evaporation, fertilizer, design of experiment

Prohlášení

Prohlašuji, že jsem dizertační práci vypracoval samostatně pod vedením školitele prof. Ing. Petra Stehlíka, CSc., dr. h. c., na základě vlastních poznatků získaných při studiu a konzultací s odborníky a že jsem veškeré literární a obrazové prameny správně a úplně citoval.

V Brně dne 14. dubna 2017

Ing. Mgr. Marek Vondra

Tato práce vznikla za podpory a na přístrojovém vybavení NETME Centre, regionálního výzkumného a vývojového centra vybudovaného z finančních prostředků Operačního programu Výzkum a vývoj pro inovace v rámci projektu NETME Centre (Nové technologie pro strojírenství), Reg. č.: CZ.1.05/2.1.00/01.0002 a podporovaného v navazující fázi udržitelnosti prostřednictvím projektu NETME CENTRE PLUS (LO1202) za finančního přispění Ministerstva školství, mládeže a tělovýchovy v rámci účelové podpory programu „Národní program udržitelnosti I“.

This thesis was elaborated with support and by using research equipment of NETME Centre, regional research and development centre, built with the financial support from the Operational Programme Research and Development for Innovations within the project NETME Centre (New Technologies for Mechanical Engineering), Reg. No. CZ.1.05/2.1.00/01.0002 and in the follow-up sustainability stage, financially supported through NETME CENTRE PLUS (LO1202) by the Ministry of Education, Youth and Sports under the „National Sustainability Programme I“.

Poděkování

Rád bych na tomto místě poděkoval všem, kteří mi byli oporou po odborné i osobní stránce a bez nichž by tato práce v současné podobě nemohla nikdy vzniknout. Děkuji mému školiteli a autorovi projektu NETME Centre prof. Ing. Petru Stehlíkovi, CSc., dr. h. c. za cenné připomínky a zejména za to, že mi představil ten „správný“ obor. Děkuji svým kolegům Ing. Vítězslavu Mášovi, Ph. D. a Ing. Petru Bobákovi, Ph. D. za všestrannou technickou i osobní podporu a za zajištění špičkového výzkumného zázemí. Děkuji i dalším kolegům, kteří se přímo či nepřímo podíleli na mé práci, a to Ing. Pavlu Kubovi, Ing. Martinu Havláskovi, Ing. Vladimíru Brummerovi, Ing. Lucii Houdkové, Ing. Davidu Jechovi a Aleši Humlíčkovi. Děkuji Ing. Janu Matulkovi, skutečnému odborníkovi na průmyslové odpady, který se se mnou neváhal podělit o svoje celoživotní zkušenosti a znalosti. Děkuji zástupcům společnosti PBS POWER EQUIPMENT, s.r.o., která byla klíčovým partnerem mé výzkumné činnosti, jmenovitě Ing. Karlu Pléhovi, MBA, Ing. Jaroslavu Kovaříkovi a Ing. Janu Němcovi. Děkuji odborníkům na bioplynové stanice Ing. Karlu Vyškovskému a Ing. Janu Gavlíkovi.

Zvláštní poděkování patří mé rodině a přítelkyni Kristýně. Jste skvělí.

Práci věnuji mému dědečkovi plk v.v., doc. Ing. Daliboru Vondrovi, CSc., in memoriam.

Obsah

1	Úvod	7
1.1	Motivace výzkumné činnosti	7
1.2	Struktura, zaměření a charakter dizertační práce	9
2	Současný stav poznání v oblasti produkce a zpracování fermentačních zbytků	10
2.1	Provoz bioplynových stanic a nakládání s digestátem	10
2.1.1	Provoz bioplynových stanic	11
2.1.2	Produkce tepla a jeho využití	13
2.1.3	Produkce digestátu a jeho využití	14
2.1.4	Zahušťovací potenciál	18
2.1.5	Požadavky na kvalitu produktů zahušťování	19
2.2	Postupy pro zahušťování procesních a odpadních vod	20
2.2.1	Membránové metody	21
2.2.2	Tepelné metody	26
2.2.3	Mechanické metody	29
2.2.4	Další metody	31
2.3	Zhodnocení současného stavu poznání a volba technologického postupu	32
3	Cíle práce a metodika	35
3.1	Hlavní cíl	35
3.2	Dílčí cíle teoretické	36
3.3	Dílčí cíle experimentální	36
3.4	Metodika dizertační práce	37
4	Teoretická část práce a matematické modelování	39
4.1	Popis teoretických základů odpařování	39
4.2	Současný stav poznání v oblasti odpařování procesních a odpadních vod	46
4.2.1	Průmyslové odparky odpadních vod	46
4.2.2	Odpařování zemědělských odpadních vod jako předmět výzkumné činnosti	48
4.3	Tvorba matematických modelů, porovnání odparek a volba technologie	50
4.3.1	Volba porovnávaných odparek	51
4.3.2	Odparka s nucenou cirkulací	52
4.3.3	Odparka s padajícím filmem	54
4.3.4	Vícestupňová mžiková odparka	56
4.3.5	Vstupní data a okrajové podmínky výpočtů	58
4.3.6	Výsledky a diskuze	59
4.3.7	Volba technologie pro další vývoj	64
4.4	Návrh integrace odparky do BPS a její hodnocení	64

4.4.1	Umístění odparky v technologickém celku	64
4.4.1	Dopad integrace na ekonomiku BPS	65
5	Experimentální část práce a představení prototypu MSF odparky.....	71
5.1	Experimentální základna.....	71
5.2	Stanovení vybraných fyzikálních vlastností fugátu	72
5.2.1	Původ a vlastnosti vzorků.....	72
5.2.2	Obsah sušiny.....	73
5.2.3	Hustota.....	73
5.2.4	Viskozita.....	74
5.2.1	Pěnění	75
5.3	Experimentální vývoj odparky.....	82
5.3.1	Logika vývojové činnosti	83
5.3.1	Etapa 1 – Úvodní analýza technologie MSF	84
5.3.2	Etapa 2 – Úspěšná destilace slané vody	87
5.3.3	Etapa 3 – Kontinuální destilace fugátu.....	97
5.3.4	Diskuze a hodnocení	116
6	Budoucí práce.....	118
7	Závěr.....	120
8	Seznam použitých zdrojů	123
9	Seznam použitých zkratk a symbolů	132
10	Přehled publikační, pedagogické a tvůrčí činnosti	136
11	Seznam příloh.....	138

1 Úvod

Předkládaná dizertační práce je výsledkem čtyřleté výzkumné a vývojové činnosti, která směřovala k vývoji provozuschopné technologie pro zahušťování (snižování objemu, zakoncentrování) odpadních vod (digestátu) z bioplynových stanic (BPS). Touto technologií byla vícestupňová mžiková (expanzní) odparka, která je v anglické terminologii známa pod zkratkou MSF (Multi-Stage Flash). Mezi hlavní důvody pro volbu této technologie patří její konstrukční jednoduchost, provozní spolehlivost a zejména schopnost upotřebit nízkopotenciální odpadní teplo, kterého je v BPS přebytek. Přestože se jedná o provozně ověřenou technologii, je její užití v BPS zcela novou myšlenkou. Společným jmenovatelem výzkumných a vývojových aktivit, jež budou v dalším textu podrobněji rozebrány, byla snaha identifikovat, popsat a eliminovat jednotlivé překážky pro její provozní využití. Výsledkem systematického vývoje je plně funkční prototyp MSF odparky, jenž potvrdil použitelnost této technologie pro zahušťování fugátu a přiblížil výzkum k poslednímu cíli, kterým je pilotní instalace v BPS.

Vývojová činnost probíhala ve spolupráci se společností PBS POWER EQUIPMENT, s. r. o. Výzkumný záměr byl podpořen Technologickou agenturou ČR v rámci Programu na podporu aplikovaného výzkumu a experimentálního vývoje EPSILON pro roky 2017 až 2019.

1.1 Motivace výzkumné činnosti

Jednou z největších výzev současné společnosti je zajištění jejího dalšího **rozvoje** při zachování **příznivých životních podmínek** i pro následující generace. Světovým tahounem v oblasti ekologické zodpovědnosti je **Evropská unie**, která přijala tzv. **Strategii 20-20-20**, jejímž cílem je do roku 2020 snížit emise oxidu uhličitého o 20 % (oproti úrovni z roku 1990), zvýšit podíl obnovitelných zdrojů v energetickém mixu na 20 % a konečně navýšit účinnost využívání energetických zdrojů o 20 % ve srovnání s projekcemi z roku 2007 [1].

Jedním z důsledků politiky EU je významný **nárůst počtu BPS**, kterých bylo v Evropě v roce 2015 již více než 17 tisíc, s celkovým instalovaným výkonem přesahujícím 8,3 GW_{el}. Jde o více než dvojnásobnou kapacitu v porovnání s rokem 2010 [2]. V České republice byla v roce 2015 výroba elektřiny z bioplynu na úrovni 2 608 GWh za měsíc, což je více než desetinásobek hodnoty z roku 2008 [3]. Rozmach BPS byl mimo jiné zapříčiněn výraznou finanční podporou, která činila z BPS atraktivní investici a tím usnadnila plošné prosazení této ekologicky šetrné technologie. Spalování bioplynu, jenž vzniká v BPS anaerobní fermentací vhodné biomasy, je jedním ze způsobů zvyšování podílu obnovitelných zdrojů na výrobě elektrické energie a tepla. Přes nesporná pozitiva je s provozem BPS spojena celá řada problémů. Jedním z nich je **přebytek tepla** vznikajícího při kogeneraci.

Efektivní využívání energetických zdrojů totiž neznamená pouze zvyšování účinnosti jednotlivých technologií, ale i procesu jako celku, mimo jiné s důrazem na **minimalizaci odpadního tepla**, které by jinak zůstalo nevyužito. Významnou složkou výstupních procesních proudů v průmyslu je teplo nízkopotenciální, jež může tvořit více než 50 % veškerého odpadního tepla [4]. Přestože se autoři v definicích nízkopotenciálního tepla rozcházejí a ohraničují ho různými horními teplotními mezemi (232 °C [4], 370 °C [5]), lze konstatovat, že toto teplo představuje součást jakéhokoli odpadního proudu přesahujícího teplotu okolí a jeho zastoupení je tedy výsadní. **Nedostatek vhodných technologií** je však důvodem, proč většina nízkopotenciálního tepla není využita, čímž dochází nejen k tepelnému ovlivnění okolního prostředí [6], ale i k plýtvání zdroji energie.

V BPS se část odpadního tepla sice využívá pro inicializaci fermentačního procesu, zbytek je však zpravidla bez užitku mařen [7]. Nelze přitom tvrdit, že by provozovatelé neměli k upotřebení tepla motivaci. Při účelném využití tepla mohou v mnoha členských státech

dosáhnout na zvýšené výkupní tarify za elektřinu a tím podpořit své příjmy. Nalézt ekologicky a ekonomicky smysluplné uplatnění odpadního tepla je nicméně z mnoha důvodů nelehkým úkolem [8].

Častou nesnáz pro provozovatele představuje **nakládání s velkým množstvím digestátu** (odpadní vody), který je vedlejším produktem anaerobní fermentace [9]. Digestát tvoří zejména nerozložený a částečně rozložený podíl zpracovávané biomasy. Uchovávají se v něm všechny minerální látky z původního materiálu, a je tedy vhodný k využití jako hnojivo. Koncentrace živin v digestátu je ovšem poměrně nízká. Na výstupu z fermentoru digestát běžně obsahuje pouze kolem 8 % sušiny a zbytek jeho objemu tvoří voda. K odstranění vody z digestátu a tím zmenšení jeho objemu (zahuštění) a zvýšení koncentrace živin mají provozovatelé hned několik důvodů. Jedním z nich jsou náklady na přepravu a uskladnění. Pro malé a střední BPS představují náklady na přepravu až 40 % všech nákladů, a jejich minimalizace je tedy vysoce žádoucí [10]. Podobně mohou být zkráceny investiční náklady na výstavbu skladovacích nádrží a provozní náklady spojené s promícháváním uskladněného digestátu. Dalším podnětem je legislativa, která s ohledem na kvalitu povrchových a podzemních vod limituje množství hnojiva, jež je možné na zemědělské půdě použít [11]. V některých oblastech s intenzivní živočišnou a rostlinnou výrobou proto vzniká digestátu přebytek a provozovatelům nezbyvá, než digestát převážet na vzdálenější pozemky nebo ke zpracování do čistíren odpadních vod [12]. Obě varianty jsou poměrně nákladné. Zahuštění digestátu je obzvláště zajímavé pro ty BPS, které nedisponují zemědělskou půdou (např. čistírny odpadních vod), a potřebují uvádět na trh digestát (hnojivo) v lépe obchodovatelné formě [13]. Tímto způsobem lze částečně nahradit syntetická hnojiva i na těch částech trhu (např. zahradnictví), kde to dosud nebylo možné [14]. Uvedený problém je přitom obecnější a dlouhodobě platí i pro nakládání s živočišnou kejdou z velkochovů, jejíž nadměrná aplikace v minulosti způsobila nejedno zamoření povrchových a podzemních vod [15].

Koncentrace živin má smysl rovněž z ekologického pohledu. Snížení nároků na přepravu digestátu znamená pokles spotřeby fosilních paliv, která slouží jako pohonné hmoty pro pojezdovou a aplikační techniku. Zahuštění digestátu a zvýšení koncentrace živin zpřístupní toto přírodní hnojivo širšímu okruhu subjektů. Jedná se o žádoucí stav, který zachová přirozenou cirkulaci živin v ekosystému a přispěje ke snížení spotřeby umělých hnojiv, jejichž vliv na životní prostředí je značně negativní. Výroba a produkce hlavních složek minerálních hnojiv (dusík, fosfor, draslík) je spojena s vysokou energetickou náročností (dusík), omezenými světovými zásobami surovin (fosfor) a rozsáhlými zásahy do životního prostředí (draslík) [14]. Dusík je pro plodiny jednou z nejdůležitějších živin. Komerční hnojiva stojí za 40 až 60 % roční potravinové produkce [16], ovšem jen zhruba polovina dusíku z těchto hnojiv je plodinami spotřebována [17]. Zbytek je uvolňován do ovzduší (NH_3 , NO , N_2O , N_2) nebo odveden vodními ekosystémy ve formě dusičnanů (NO_3^-). Přitom k výrobě hnojiv ročně směřuje kolem 85 % veškerého uměle produkovaného dusíku [18]. Hromadění tzv. reaktivního dusíku (mimo inertní N_2) v přírodních ekosystémech je spojeno s celou řadou negativních efektů, mj. ohrožuje lidské zdraví [19], způsobuje eutrofizaci vod, jejich okyselení a snížení přirozené biodiverzity [20], v neposlední řadě potom přispívá k oslabování ozónové vrstvy a globálnímu oteplování [21]. Dle studie [22] je do atmosféry z dusíkatých hnojiv ročně uvolněno mezi 10 a 12 mil. tun NH_3 .

Zahuštění digestátu bude mít smysl pouze tehdy, bude-li oddělená voda splňovat požadavky na vypouštění do povrchových vod, případně na využití jinde v technologii BPS. Pouze v takovém případě dojde ke skutečnému snížení objemu odpadní vody a nákladů pro provozovatele. Dosažené úspory by mohly být ještě výraznější, pakliže by se podařilo k zahušťování využít dostupného odpadního tepla. Vzhledem k uvedenému lze konstatovat, že vhodně upravená odpařovací technologie, schopná snižovat objem digestátu při současné produkci čisté vody, slibuje nejen benefity pro provozovatele BPS, ale zároveň určitý příspěvek v boji za dlouhodobě udržitelný rozvoj lidské společnosti.

1.2 Struktura, zaměření a charakter dizertační práce

Hlavním cílem práce je dosažení ustáleného průtoku fugátu (kapalná frakce digestátu) a kontinuální produkce destilátu ve vyvíjené odpařovací technologii. Dílčí cíle práce potom sestávají z teoretických a experimentálních činností, které podporují jednak dosažení cíle hlavního a jednak doplňují současný stav poznání v oblasti zahušťování fermentačních zbytků z BPS. Dílčí teoretické a experimentální činnosti nebyly realizovány odděleně, ale navzájem se přirozeně doplňovaly a ovlivňovaly. Podrobněji se cílům práce věnuje kapitola 3.

Dizertační práce je členěna do tří stěžejních oddílů. První část je věnována **úvodu do problematiky BPS** a nakládání s fermentačními zbytky. Pozornost je rovněž zaměřena na vybrané metody pro zahušťování digestátu a separaci hnojivých látek. Druhá významná část práce je zasvěcena **teoretickým cílům** a souvisejícím výsledkům. Jedná se o popis teoretických základů odpařování, rešerši současného stavu poznání v oblasti odpařování zemědělských odpadních vod, tvorbu matematických modelů a hodnocení integrace odpařovací technologie do BPS. Třetí část práce pak stojí na **experimentálních základech**. Představeny jsou experimentálně ověřené vlastnosti fugátu a systematická vývojová činnost prototypu vícestupňové mžikové odparky.

Úvod do problematiky vychází především z rešerše odborných publikací. Vlastní přínos práce zde tkví ve výběru a utřídění podstatných faktů. Teoretické a experimentální výsledky jsou naopak převážně vlastním přínosem práce, přičemž zdrojem vstupních poznatků byly jak převzaté informace, tak vlastní výzkumná činnost. Část experimentálních výsledků byla realizována v rámci diplomových prací vedených autorem.

Charakter vědecké činnosti byl **na pomezí aplikovaného výzkumu a experimentálního vývoje**. Získávání nových poznatků bez ověřování jejich fundamentální podstaty (aplikovaný výzkum) bylo reprezentováno například analýzou fyzikálních vlastností fugátu nebo identifikováním nových jevů spojených se zahušťováním fugátu v experimentální odparce. Získané poznatky (vlastní i převzaté, teoretické i experimentální, z aplikovaného i základního výzkumu) pak byly využity při systematické činnosti směřující ke zdokonalení konkrétního zařízení (experimentální vývoj), kterým byla vícestupňová mžiková odparka.

Z hlediska odborného zaměření je práce na pomezí strojního a chemického inženýrství. Částečně se rovněž dotýká zemědělských a environmentálních věd. Teoretických i experimentálních výsledků bylo dosaženo s využitím matematických vztahů a fyzikálních zákonů a principů z oblasti termomechaniky, hydromechaniky a fyzikální chemie. Spojovacím článkem veškeré výzkumné a vývojové činnosti v rámci této práce je multidisciplinární obor **procesního inženýrství**. Z jednotlivých disciplín procesního inženýrství se řešená problematika týká hydraulických, tepelných a difuzních pochodů. Z hlediska funkce lze zkoumanou technologii zařadit mezi separační procesy. Předmětem zkoumání jsou především ustálené stavy systému.

Práce cíleně nezmiňuje některé podrobné konstrukční a provozní detaily vyvíjené technologie, jejichž zveřejnění by mohlo poškodit oprávněné zájmy spolupracujícího průmyslového partnera.

2 Současný stav poznání v oblasti produkce a zpracování fermentačních zbytků

Problematika zpracování kapalných odpadů či vedlejších produktů ze zemědělské činnosti není novým tématem. V Evropě začala nabývat na významu v 90. letech s intenzifikací živočišné výroby. Snaha zvýšit produktivitu a snížit náklady vedla zemědělce k zakládání velkofarem a chovu hospodářských zvířat na malých územích, což vedlo k přetěžování a znečišťování zemědělské půdy a povrchových vod některými nutrienty, zejména dusíkem a fosforem [15]. Na tuto situaci reagovala Evropská unie přijetím tzv. Nitrátové směrnice (91/676/EHS), která omezovala množství dusíku, jenž může být na zemědělskou půdu aplikován [23]. S rozmachem BPS na počátku 21. století se situace dále zhoršovala. BPS se staly místy, které koncentrují na živiny bohatý odpad rostlinného a živočišného původu, tzv. digestát. Ačkoliv je jeho závadnost pro životní prostředí výrazně eliminována fermentačním procesem a digestát je považován za vynikající hnojivo, lze ho do přírody navracet jen v omezeném množství. Není proto s podivem, že se zpracování digestátu stalo tématem široké vědecko-výzkumné činnosti.

Předkládaná kapitola shrnuje nejdůležitější poznatky na poli provozu bioplynových stanic a zahušťování procesních a odpadních vod obecně. Uvedené informace a závěry byly výchozím podkladem pro volbu vhodné zahušťovací technologie a následné směřování výzkumných a vývojových aktivit.

2.1 Provoz bioplynových stanic a nakládání s digestátem

Bioplynové stanice (*obr. 1*) jsou důvěrně známými a ověřenými zařízeními na zpracování biomasy a jiných látek rostlinného či živočišného původu. Cílem této kapitoly není podrobný rozbor provozu bioplynových stanic, ale sumarizace poznatků důležitých z hlediska následného zpracování digestátu a s ním souvisejícími environmentálními a provozními překážkami.

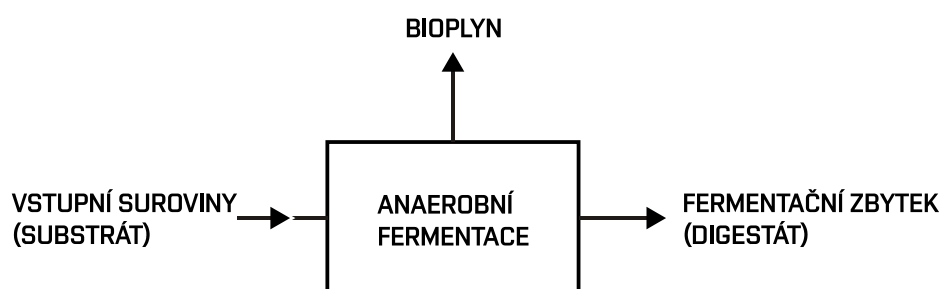


obr. 1: Bioplynová stanice v Kostelci na Hané s charakteristickými fermentačními nádržemi (vpravo).

2.1.1 Provoz bioplynových stanic

Základním principem při výrobě bioplynu je tzv. **anaerobní fermentace** (či digesce), při které dochází za zvýšených teplot a bez přístupu kyslíku k biologickým procesům, jejichž výsledkem je vytvoření směsi plynů, tzv. **bioplynu**. Ten tvoří asi ze dvou třetin metan a z jedné třetiny oxid uhličitý, zanedbatelný poměr pak zaujímají vodík, sulfan, amoniak a ostatní stopové prvky [24].

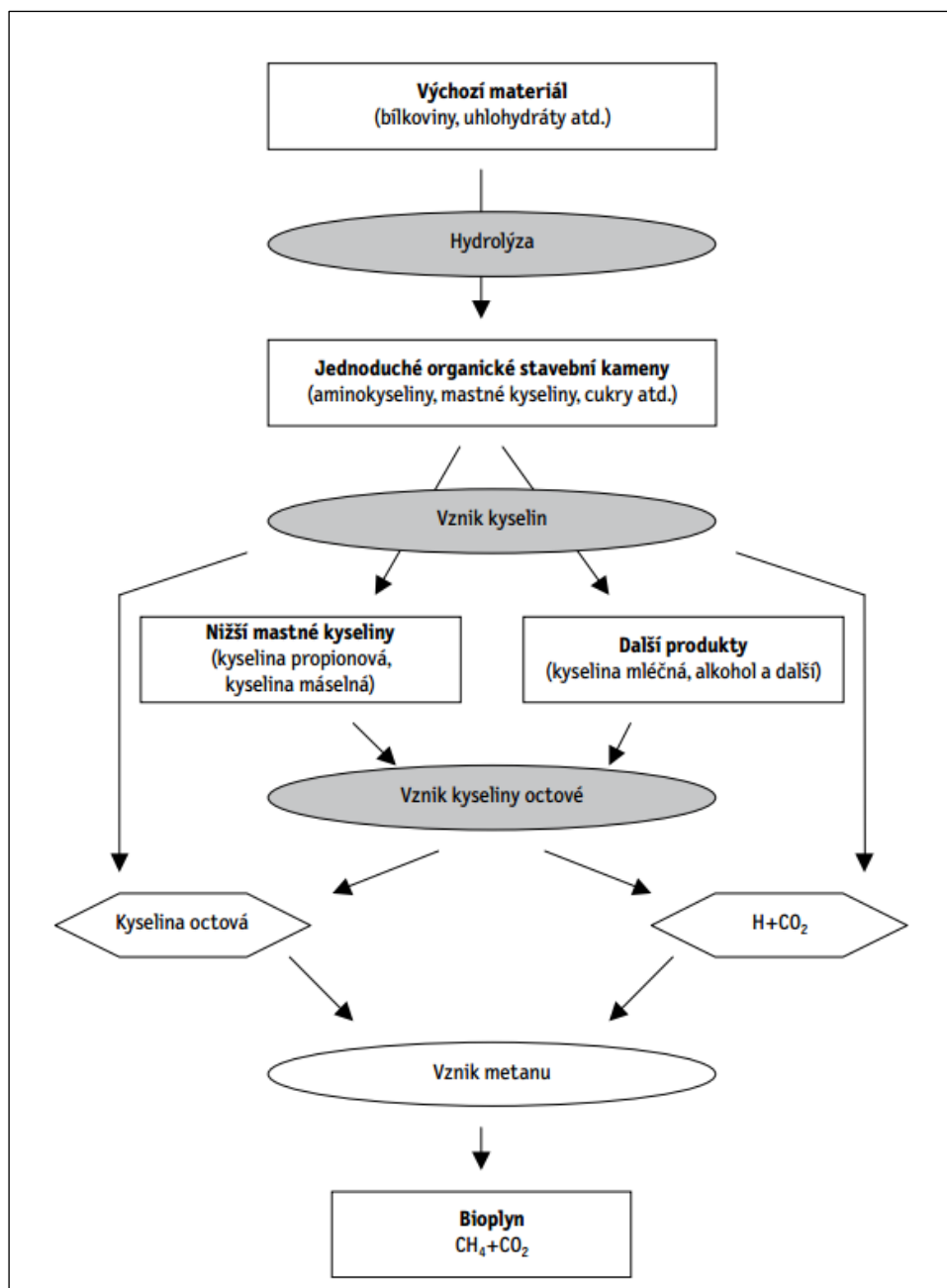
K výrobě bioplynu je možno využít celé řady **vstupních surovin**, souhrnně označovaných jako **substrát**. Patří mezi ně statková hnojiva a kejda, rostlinné suroviny, cíleně pěstovaná biomasa, čistírenské kaly, biologicky rozložitelný odpad nebo vedlejší produkty živočišného původu [25]. Zbytek po fermentačním procesu je označován jako **digestát**. Tvoří ho zejména nerozložený a částečně rozložený podíl zpracovávaného substrátu (konečný poměr závisí na kultivačních podmínkách) a mikroorganismy účastníci se fermentace [13]. Zjednodušené schéma materiálových toků nabízí *obr. 2*.



obr. 2: Základní schéma toku materiálu v BPS.

V první fázi fermentačního procesu dochází s přispěním bakterií k biochemickému rozkladu komplexních sloučenin obsažených ve vstupním materiálu (polysacharidy, bílkoviny, tuky). Výsledkem jsou jednodušší organické sloučeniny, například aminokyseliny, monosacharidy či mastné kyseliny. Tyto meziprodukty jsou dále působením kyselinotvorných bakterií rozkládány na nižší mastné kyseliny, oxid uhličitý a vodík [24]. V další fázi jsou přeměňovány vyšší organické kyseliny, a to na kyselinu octovou, oxid uhličitý a vodík. Součástí posledního kroku je především tvorba metanu, který vzniká buď rozkladem kyseliny octové, nebo ho vytvářejí hydrogenotrofní bakterie z vodíku a oxidu uhličitého. Z uvedeného je patrné, že proces anaerobní fermentace je poměrně složitý a závislý na správné činnosti bakterií, jimž je mimo jiné nutné přizpůsobit dávkování substrátu a velikost a konstrukci fermentoru [26]. Schéma celého procesu je naznačeno na *obr. 3*.

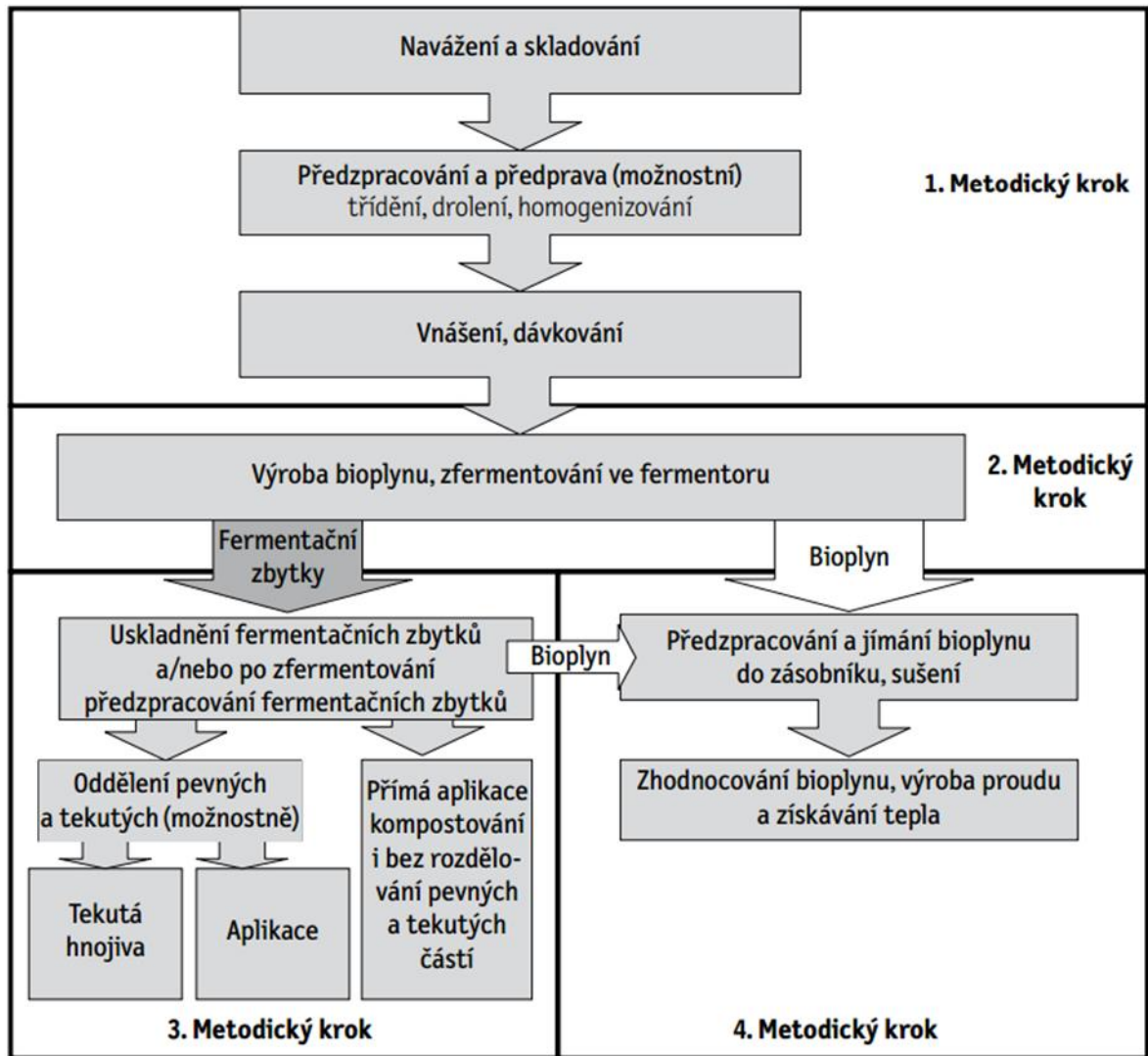
Pro zúčastněné skupiny bakterií existují různá optimální teplotní rozmezí. Proces nejčastěji probíhá v tzv. mezofilním teplotním rozmezí (32 – 42 °C), při kterém je dosahováno relativně vysokých výtěžků plynu a zároveň dobré procesní stability. Pro některé účely bývá užíváno termofilních bakterií s teplotou mezi 50 a 57 °C. V takovém případě jsou výtěžky plynu vyšší, ale roste energetická náročnost procesu. V obou provozních režimech je třeba počítat s izolací a externím vytápěním fermentoru. Dalšími důležitými faktory jsou hodnota pH a správné složení substrátu včetně přítomnosti inhibitorů, tedy látek brzdících fermentační proces. Optimálních ekonomických výsledků lze dosáhnout vhodným nastavením zatížení fermentoru a doby zdržky [24]. Snaha maximalizovat produkci metanu může vést ke zkracování zdržky materiálu ve fermentorech na dobu, která není dostatečná pro stabilizaci digestátu. Důsledkem mohou být zvýšené emise pachových látek, obsah toxických organických látek a patogenů v digestátu jeho a fytoxicita [27].



obr. 3: Schématické znázornění anaerobního rozkladu [24].

Z pohledu obsahu vody ve zfermentovávaném substrátu se proces někdy dělí na mokrou (obsah sušiny do 12 – 15 %) a suchou fermentaci (obsah sušiny 16 a více %) [24]. Ve druhém případě se již materiál považuje za tzv. nepumpovatelný, což je z hlediska dalších úvah o zahušťování velice podstatná informace.

Dle zdroje [24] může být chod bioplynové stanice rozdělen do čtyř postupových kroků, které jsou nezávislé na specifických způsobech provozu. Postupové kroky ilustruje obr. 4. Kroky 2 a 4 spolu souvisí ještě o něco těsněji, než je naznačeno – krok 4 poskytuje teplo pro krok 2, přičemž v drtivé většině případů jde o teplo z kombinované výroby elektřiny a tepla získané spalováním bioplynu v kogeneračních jednotkách. Nutno opět podotknout, že množství vyrobeného tepla pravidelně převyšuje požadavky na fermentaci [7], [28]. Uspořádání konkrétní bioplynové stanice záleží v první řadě na složení substrátů, které zároveň určují charakter a vlastnosti fermentačních zbytků. Těm bude věnována následující kapitola.



obr. 4: Metodické kroky bioplynové stanice [24].

2.1.2 Produkce tepla a jeho využití

Spalování bioplynu probíhá zpravidla ve spalovacích motorech při souběžné výrobě elektřiny a tepla, jedná se tedy o tzv. **kogeneraci**. Množství vyrobené energie závisí na účinnosti kogenerační jednotky (obr. 5) a na složení bioplynu, které je zase výsledkem složení substrátu a podmínek fermentačního procesu. Typická výhřevnost bioplynu se pohybuje v rozmezí 5,5 až 6,0 kWh/Nm³, tj. 21,5 až 23,5 MJ/Nm³ [8]. Elektrická účinnost kogeneračního soustrojí leží v rozmezí 35 až 40 %. Tepelná účinnost je přibližně 1,2 násobkem elektrické účinnosti a zpravidla se nachází mezi 45 až 50 % [29], [30]. Jedná se o maximální výkony udávané výrobcí, které jsou však v praxi dosahovány jen zřídka. Hlavními zdroji tepla jsou chlazení motoru (chladičí kapalina) a výfukové plyny (spaliny). Teplota chladičí kapaliny dosahuje typicky 80 až 90 °C a přes deskové výměníky poskytuje 30 až 40 % z celkově dostupného tepla [8]. Spaliny z kogenerační jednotky o teplotě 450 až 550 °C bývají chlazeny nerezovými trubkovými výměníky typu vzduch-voda [24] a představují 50 až 60 % vyrobeného tepla. Menší energetické příspěvky lze získat z chlazení oleje (1 až 3 % tepla, 80 až 90 °C). Sálání stojí za 3 až 5 % tepelných ztrát [8].



obr. 5: Kogenerační jednotka TEDOM Cento T160 v BPS..

Účelné využití tepla je jedním z předpokladů nezbytných k minimalizaci dopadů BPS na životní prostředí [31]. Teplo vzniklé spalováním bioplynu je však zpravidla využíváno jen z části (pro provoz stanice), zbytek je **bez užitku vypouštěn do okolí** [32]. Hlavním a často jediným spotřebitelem tepla jsou fermentační nádrže, jejichž tepelný příkon kolísá v závislosti na ročním období, a to mezi 20 a 40 % z celkově dostupného tepla [8]. Rozvody teplé vody jsou proto celoročně připojeny na nouzové chladiče (obvykle vzduchové), které zajišťují maření dostatečného množství tepla dle aktuálních potřeb BPS [24].

Mnohé evropské státy přišly s podněty v podobě mimořádných bonusů a zvýhodněných výkupních tarifů pro ty provozovatele, kteří dokáží vznikající teplo účelně využít [32]. Možností, jak teplo účelně využít, je teoreticky mnoho. Kromě obligatorního vytápění fermentoru se nabízí například napojení na systém dálkového vytápění měst a obcí, ohřev skleníků, sušení digestátu, kalů nebo dřevní štěpky, chlazení či dodatečná výroba elektřiny prostřednictvím ORC (organický Rankinův cyklus) nebo Kalinova cyklu [8]. Ideálním scénářem je využití tepla v přidružené průmyslové nebo zemědělské výrobě. Mezi důvody, proč se často žádá z možností neuplatní, lze jmenovat vyšší vzdálenost většiny BPS od průmyslových či obydlených oblastí (odběratelé tepla musí být do vzdálenosti 1 km, jinak je provoz nerentabilní [24]), kvantitu a kvalitu tepla, sezónní výkyvy v odběru tepla (nejvíce tepla je dostupné v létě), vysoké náklady na některé způsoby využití (ORC) nebo nízké ceny fosilních paliv [8]. Účelné využití tepla přitom nemá přínos pouze pro ekonomiku provozu BPS, ale podporuje smysluplnost celého konceptu výroby a využití bioplynu. To platí zejména tam, kde jsou hlavní vstupní surovinou účelově pěstované energetické plodiny.

2.1.3 Produkce digestátu a jeho využití

Problematika nakládání s digestátem je často podceňována a při návrhu nových bioplynových stanic opomíjena [13]. Je nutné si uvědomit, že množství vzniknuvšího digestátu v podstatě odpovídá objemu zpracovávaného substrátu. Ačkoliv nejsou k dispozici přesné statistiky, udává se průměrná roční produkce digestátu v rozmezí 15 až 20 tisíc m³ na 1 MW_{el} instalovaného výkonu v BPS zpracovávajících rostlinnou biomasu [13]. Dosahuje-li současná kapacita BPS v EU 27, Švýcarsku, Chorvatsku a Srbsku celkem 8,3 GW_{el} [2], potom je v těchto zemích ročně produkováno více než 120 mil. m³ digestátu.

Digestát je hrubou suspenzí vody a zbytků biologického materiálu, který se nerozložil během procesu anaerobní digesce. Chemické složení digestátu je silně závislé na složení

substrátu [27] a je tedy v každé BPS jiné. Typické zastoupení vybraných látek v digestátu zemědělských BPS je zřejmé z *tab. 1*. Obsah sušiny v digestátu se běžně pohybuje v jednotkách procent a je důležitým údajem vzhledem k jeho zahušťování. Z pohledu vlivu BPS na životní prostředí je využívání fermentačních zbytků jako hnojiva klíčovým požadavkem [31]. Přestože je bez pochyby digestát kvalitním hnojivem, koncentrace hlavních hnojivých látek (N, P, K) je v něm v porovnání s minerálními hnojivy nízká, pohybuje se v řádu několika procent sušiny. Při aplikaci stejného množství živin na plošnou jednotku si digestát vyžádá několikanásobný přejezd aplikační techniky, čímž se zvyšuje časová náročnost, náklady na pohonné hmoty a údržbu strojů, nemluvě o možném poškození půdní struktury [33]. Přeprava může být obzvláště problematická pro BPS, které nemají k dispozici zemědělské pozemky nebo produkují nadbytek digestátu. To platí typicky pro BPS, které zpracovávají zbytky z živočišné výroby [34], nebo provozy, jejichž vznik byl motivován vysokými výkupními tarify za výrobu elektrické energie a které nemají vazbu na přidruženou zemědělskou výrobu. Potenciál pro uplatnění nevyužitého digestátu z BPS představuje i zahrádkářství. Před vstupem na spotřebitelský trh však musí být digestát vhodně upraven. Především musí vykazovat dostatečnou koncentraci živin, tj. je potřeba ho zbavit přebytečné vody [14].

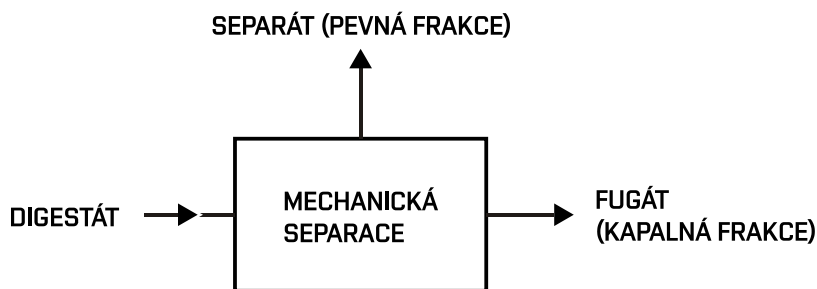
Parametr	Jednotka	Hodnoty	Zdroj
pH	-	7,5 – 8,1	[35], [36], [37]
Sušina	%	1,7 – 11,5	[36], [37], [38]
Organická hmota	% sušiny	62,1 – 77,0	[36], [39], [37]
Popel	% sušiny	23,0 – 37,9	[36]
Celkový org. uhlík	g/kg sušiny	273 – 374	[35], [36]
Celk. Kjeldahlův dusík CKD	g/kg sušiny	44 – 120	[35], [36], [37]
Amoniakální dusík NH ₄ -N	g/kg sušiny	20 – 95	[35], [36], [37]
NH ₄ -N/CKD	%	46,2 – 79	[35], [36], [37]
Fosfor	g/kg sušiny	8 – 42	[35], [40]
Draslík	g/kg sušiny	28 – 95	[35], [40]
Síra	g/kg sušiny	2,9 – 14,7	[35], [40]
Vápník	g/kg sušiny	9 – 65,8	[35], [40]
Hořčík	g/kg sušiny	4,1 – 24,6	[35], [40]
Sodík	g/kg sušiny	0,68 – 24,6	[35], [40]
Chlor	g/kg sušiny	15 – 57	[35]
Železo	g/kg sušiny	0,46 – 7,9	[35], [40]
Mangan	g/kg sušiny	0,24 – 1,1	[35]
Zinek	g/kg sušiny	0,072 – 2,2	[35], [40]
Měď	g/kg sušiny	0,014 – 0,27	[35], [40]

tab. 1: Složení digestátu ze zemědělských BPS, ve kterých byl zpracováván hnůj, kejda, energetické plodiny, zbytky z rostlinné výroby a zemědělské odpady, tabulka převzata z [41].

U některých typů rostlin může být hnojení digestátem výnosnější než hnojení konvenčními minerálními hnojivy. Toto tvrzení ale neplatí obecně a lze spíše říci, že co do výnosnosti se digestát pohybuje mezi syntetickými hnojivy a živočišnou kejdou. Vždy bude záležet na konkrétním složení digestátu a požadavcích pěstovaných plodin. Účinnost hnojení digestátem je také závislá na způsobu jeho skladování a aplikace [27]. Krátkodobé studie ukázaly,

že aplikace digestátu do půdy může mít pozitivní vliv na její fyzikální vlastnosti, jako je snížení sypné hmotnosti, zvýšení nasycené hydraulické vodivosti a zlepšení schopnosti půdy zadržovat vlhkost. Nevýhodami digestátu jako hnojiva jsou vysoké pH a obsah amoniaku ($\text{NH}_3/\text{NH}_4^+$), které zvyšují riziko emisí amoniaku a oxidu dusného do atmosféry, stejně jako riziko znečištění podzemních a povrchových vod. Alkalická povaha digestátu je mimo jiné důsledkem degradace těkavých mastných kyselin během fermentačního procesu a přítomností amoniaku [41]. Dlouhodobou hrozbou je zamoření půdy těžkými kovy (Cu, Zn, Mn) z digestátu, který pochází ze zpracování živočišné kejdy [27]. V oblastech s vlhkým podnebím a častými srážkami může aplikace na vodu bohatého digestátu vést až k převlhčení půdy, což je další motivace pro hledání účelné zahušťovací technologie [11].

Digestát může být na půdu aplikován přímo, nebo je vhodným způsobem zpracováván a upravován. Základním způsobem zpracování digestátu je jeho **separace na pevnou a kapalnou část** (obr. 6). Za tímto účelem se používají pásové a šnekové lisy nebo dekantáčnické odstředivky [42]. Pevná část (tzv. **separát**) běžně obsahuje více než 18 % sušiny v závislosti na použité technologii. V separátu je dusík převážně v organické (stabilní) formě, která je rostlinám nepřístupná [43]. Nestabilní organické látky se již ve fermentoru rozložily. Takový dusík se v půdě mineralizuje jen pomalu (hydrolyzuje) a v zimě se obvykle vyplaví [44]. Separát se proto používá především pro provzdušňování půdy [43], kompostování [13] nebo jako podestýlka pro hospodářská zvířata. Dále může být sušen [11] a energeticky využit při spalování [34], pyrolýze nebo karbonizaci [41].



obr. 6: Dělení digestátu na pevnou a kapalnou frakci.

V kapalně části (tzv. **fugátu**, obr. 7) zůstává většina živin, a to včetně dusíku v nestabilní (minerální) formě, která je rostlinám dobře přístupná [44]. Fugát má kolem 3 % sušiny a zaujímá většinu původního objemu. Výše uvedené problémy související s velkým množstvím digestátu tak platí i pro jeho kapalnou frakci. Přes vysoký obsah vody je výhodou fugátu jeho relativní čistota. Během mechanické separace je zbaven pevných částic větších rozměrů. Při použití šnekového lisu se velikost pevných částic pohybuje do 1 mm [11]. Takto upravený fugát je možné přepravovat konvenčními odstředivými čerpadly a je snáze zpracovatelný dalšími technologiemi. Cílem následné úpravy fugátu je buď separace vybraných hnojivých látek, nebo jejich zakoncentrování při současném odvodnění fugátu. Za tímto účelem jsou využívány membránové technologie [16] (mikro a ultrafiltrace, reverzní osmóza, membránová destilace [45]), stripování, srážení struvitu, iontová výměna nebo odpařování [11]. Fugát může být rovněž přímo aplikován na pole, využit při ředění substrátu nebo pro pěstování biopaliv v podobě vodních řas [43].



obr. 7: Fugát ve skladovací jímce BPS.

Legislativní omezení nakládání s digestátem

Obecně platí, že pravidla pro nakládání s digestátem jsou velice podrobná a přísná. Směřují k minimalizaci jeho svévolného použití. Přestože někteří autoři považují digestát za slabé minerální hnojivo [44], klasifikují právní předpisy ČR digestát jako hnojivo organické [46]. Toto zařazení platí výhradně pro digestát, který vznikl anaerobní fermentací statkových hnojiv nebo krmiv, má obsah sušiny v rozmezí 3 a 13 % a minimální obsah celkového dusíku 0,3 %. Za organické hnojivo jsou dle stejné vyhlášky považovány i fugát a separát. Rozdíl je pouze v požadavcích na obsah dusíku a sušiny. Hnojiva odpovídající uvedenému složení jsou řazena mezi typová a k jejich aplikaci na zemědělskou půdu stačí pouhé ohlášení příslušnému úřadu. Musí přitom dodržet limitní hodnoty rizikových prvků stanovené vyhláškou [46]. Přehled požadavků na hnojiva ze statkových hnojiv a krmiv včetně dovolených aplikačních dávek uvádí tab. 2. Je třeba mít na zřeteli, že kategorizace fermentačních zbytků pro účely vyhlášky je v rozporu s publikační praxí, která za fugát a separát považuje obecně produkty mechanické separace bez požadavků na jejich složení.

	Podíl sušiny	Min. obsah dusíku	Limitní hodnoty rizikových prvků v mg/kg sušiny									Max. aplikační dávka v průběhu 3 let
			Cd	Pb	Hg	As	Cr	Cu	Mo	Ni	Zn	
Fugát	< 3 %	0,1 %	2	100	1,0	20	100	250	20	50	1200	10 tun sušiny/ha
Digestát	3–13 %	0,3 %	2	100	1,0	20	100	150	20	50	600	20 tun sušiny/ha
Separát	> 13 %	0,5 %	2	100	1,0	20	100	150	20	50	600	20 tun sušiny/ha

tab. 2: Přehled požadavků na hnojiva ze statkových hnojiv a krmiv [46].

Jinou kategorií hnojiv jsou digestáty, které vznikly z biologicky rozložitelného odpadu či vedlejších produktů živočišného původu. Použití takových hnojiv předpokládá náročný proces registrace a jejich výroba i následné využití je zatíženo přísnějšími podmínkami [47]. To stejné platí pro BPS zpracovávající čistírenské kaly, kde se zbytek po fermentaci ani neoznačuje jako digestát [25].

Z pohledu ochrany podzemních a povrchových vod, které se nacházejí v tzv. zranitelných oblastech (zdroje pitné vody, oblasti již znečištěné dusičnany nebo ke znečištění náchylné), považují právní předpisy digestát za hnojivo s rychle uvolnitelným dusíkem [48]. Skladování a aplikace takového hnojiva podléhá zvláštním pravidlům nařízení vlády [48], do nichž se promítají požadavky nitrátové směrnice [23]. Vodní zákon považuje digestát za závadnou látku a nařizuje provozovatelům přijímat taková opatření, která zabrání znečištění podzemních a povrchových vod [49]. Tato opatření konkretizuje vyhláška o skladování a způsobu používání hnojiv [50], jež stanoví povinnost skladovat digestát v nepropustných nadzemních, popřípadě částečně zapuštěných nádržích nebo v zemních jímkách. Podobně například nařizuje zpracovat

tekutá organická hnojiva (digestát, fugát) do půdy do 24 hodin po jejich aplikaci. Přípustnou míru obtěžování zápachem musí BPS dodržovat podle zákona o ochraně ovzduší [51], prakticky půjde o použití uzavřených odsávaných zásobníků a fermentorů [25]. Jestliže není digestát využit žádným ze zákonem tolerovaných způsobů, zůstává provozovateli jediné řešení, a to likvidace v souladu se zákonem o odpadech [52], kterýmžto se nezužitkováný fermentační zbytek stává.

Ačkoliv je uvedená legislativa závazná pouze pro Českou republiku, vychází ze společných předpisů Evropských společenství a v ostatních členských státech platí jen s drobnými obměnami.

2.1.4 Zahušťovací potenciál

Tato kapitola rámcově kvantifikuje problematiku zahušťování fermentačních zbytků z BPS v ČR a zdůrazňuje ekonomickou motivaci k hledání odpovídajícího technického řešení. Úvaha zahrnuje několik zjednodušení. Patří mezi ně předpoklad lineární závislosti mezi instalovaným výkonem a produkcí digestátu (včetně produkce nezávislé na složení vstupního substrátu), naplnění predikcí Ministerstva průmyslu a obchodu, konstantní obsah sušiny v digestátu, fugátu i separátu a úmysl provozovatelů v každém případě fermentační zbytky zahušťovat. Poslední předpoklad má silnou podporu v závěrech kapitoly 2.1.3, nicméně nebude platit vždy. Pro některé BPS nemusí dávat zahušťování fermentačních zbytků ekonomický smysl. Rovněž nelze vyloučit objev nových technologií nebo způsobů využití fermentačních zbytků. Uvedená zjednodušení nemají zásadní dopad na interpretaci výsledků výpočtů.

Při průměrné roční produkci 15 tis. m³ digestátu na 1 MW_{el} instalovaného výkonu [13] a předpokládaném celkovém instalovaném výkonu bioplynových stanic 403 MW_{el} v roce 2020 [53], **bude v tomto roce vyprodukováno zhruba 6 mil. m³ digestátu.** Uvažujeme-li snahu všech provozovatelů dělit tento digestát na pevnou a kapalnou frakci, průměrný obsah sušiny v digestátu 6 % (objemových), ve fugátu 3 % a schopnost mechanických separátorů oddělit tuhou frakci s 25% obsahem sušiny, dostaneme s využitím rovnic (1), (2) a (3) předpokládané roční množství fugátu V_F .

$$V_{dig} = V_{fug} + V_{sep} \quad (1)$$

$$V_{dig} \cdot v_{dig} = V_{fug} \cdot v_{fug} + V_{sep} \cdot v_{sep} \quad (2)$$

$$V_{fug} = V_{dig} \cdot \frac{v_{sep} - v_{dig}}{v_{sep} - v_{fug}} = 6,0 \cdot 10^6 \cdot m^3 \cdot \frac{0,25 - 0,06}{0,25 - 0,03} = 5,2 \cdot 10^6 m^3 \quad (3)$$

Z uvedeného vyplývá, že nebude-li do roku 2020 k dispozici technologie pro další zahušťování (splňující podmínky stanovené kapitolou (2.1.5), **budou v tomto roce muset provozovatelé nějakým způsobem naložit s 5,2 mil. m³ fugátu.** Tento obrovský objem kapalného hnojiva bude nutné nákladně aplikovat na zemědělskou půdu, jiným způsobem upotřebit anebo zlikvidovat.

Alternativně uvažujeme použití vhodné technologie pro zahušťování fugátu. V rámci této úvahy omezíme její schopnost zahušťovat na 16 % sušiny, což je teoretická hranice, kdy je možné koncentrovanou frakci ještě pumpovat [24]. S využitím rovnic (4),(5) a (6) získáme objem odloučené vody, jež budou moci provozovatelé použít znovu v procesu, k zavlažování nebo ji jednoduše vypustí do povrchových vod. Rovnice (7) potom vyjadřuje, kolik procent z původního objemu fugátu je nyní zaujímáno zahuštěnou frakcí (koncentrátem).

$$V_{fug} = V_{sv} + V_{konc} \quad (4)$$

$$V_{fug} \cdot v_{fug} = V_{konc} \cdot v_{konc} \quad (5)$$

$$V_{sv} = V_{fug} \cdot \left(1 - \frac{v_{fug}}{v_{konc}}\right) = 5,2 \cdot 10^6 \cdot m^3 \cdot \left(1 - \frac{0,03}{0,16}\right) = 4,2 \cdot 10^6 m^3 \quad (6)$$

$$\frac{V_{konc}}{V_{fug}} \cdot 100 \% = \left(1 - \frac{V_{sv}}{V_{fug}}\right) \cdot 100 \% = 1 - \frac{4,2 \cdot 10^6 \cdot m^3}{5,2 \cdot 10^6 \cdot m^3} \cdot 100 \% = 19,2 \% \quad (7)$$

Uvedené výsledky naznačují, že **úspěšné zahuštění fugátu by provozovatelům ušetřilo přes 4 mil. m³ vody ročně a zároveň snížilo objemové požadavky pro nakládání s fugátem na pětinu.** O tuto hodnotu by se snížily prostorové a časové nároky na skladování, přepravu a případně aplikaci koncentrátu obsahujícího veškerou sušinu včetně původních živin. Nejedná se přitom pouze o finanční úsporu pro provozovatele BPS, ale také o související benefity pro životní prostředí a udržitelný rozvoj, jako jsou úspory primárních energetických zdrojů a vody či snížení emisí skleníkových plynů spojených s pojezdem aplikační techniky.

2.1.5 Požadavky na kvalitu produktů zahušťování

Dříve než budou představeny technologie, které mají předpoklady pro využití při snižování objemu digestátu/fugátu, je nutné definovat požadavky na kvalitu výsledných produktů. Těmi jsou separovaná voda a koncentrát s následujícími vlastnostmi:

1. **Separovaná voda** splňuje požadavky na vypouštění odpadních vod do vod povrchových nebo kanalizace, v České republice vymezené nařízením o ukazatelích a hodnotách přípustného znečištění povrchových vod a odpadních vod [54],
2. **Koncentrát** zaujímá několikanásobně menší objem než původní surovina (nezahuštěný digestát), přičemž v sobě koncentruje drtivou většinu původně obsažených živin a je dále použitelný jako hnojivo či materiál k jeho výrobě.

Voda, která změnila svoji jakost (složení nebo teplotu) použitím v průmyslových nebo zemědělských zařízeních se automaticky stává vodou odpadní [49]. To bude i případ uvažované **separované vody**. Odmítneme-li situaci, kdy provozovatel odpadní vodu skladuje a přepravuje k vypouštění na vzdálená místa (což je varianta ekonomicky identická se současným stavem), zbývá jen možnost jejího vypouštění do povrchových vod, nebo kanalizace. Druhé z řešení očividně nekoresponduje s umístěním většiny BPS, které budou mít ke kanalizaci omezený přístup. Typickým požadavkem provozovatele tak zůstane možnost vypouštění separované vody do povrchových vod, případně podzemních, tzn. přímo do vodních toků nebo na zemědělskou půdu. Nejvýše přípustné hodnoty množství a znečištění povrchových nebo podzemních vod stanoví příslušný vodoprávní úřad v povolovacím procesu. Vázán bude mimo jiné ukazateli a hodnotami již zmiňovaného nařízení vlády [54], jehož konkrétní čísla pro BPS uvádí *tab. 3*. Limity je ovšem třeba brát jako orientační. Vodoprávní úřad je může upravovat s ohledem na současnou situaci na vodním toku či s poukazem na specifická bezpečnostní omezení jednotlivých provozů. Pro BPS navíc neexistuje soubor samostatných limitů, proto byly převzaty nejnižší hodnoty z příbuzných průmyslových provozů (rostlinná a živočišná výroba, výroba hnojiv a úprava odpadů).

Požadavky na kvalitu **koncentrátu** souvisí se způsobem jeho následného využití. Bude-li sloužit jako zemědělské hnojivo, což se předpokládá, pak je nutné zvolit takovou zahušťovací technologii, která zabezpečí přenos významné většiny živin (zejména N, P, K) z původního materiálu (digestátu, fugátu) a zároveň neznehodnotí koncentrát jinými nežádoucími látkami. Hnojivé látky musí být vázány v chemické formě, která je zachována pro rostlinstvo dostupnými a v půdě dobře rozložitelnými. Koncentrát musí být přepravitelný a dávkovatelný běžně dostupnou zemědělskou technikou. Na koncentrát bude pravděpodobně nahlíženo jako na

separát (obsah sušiny nad 13 %), tedy typové organické hnojivo, které musí vyhovět limitním hodnotám rizikových prvků obsažených v sušině dle příslušné vyhlášky (tab. 2).

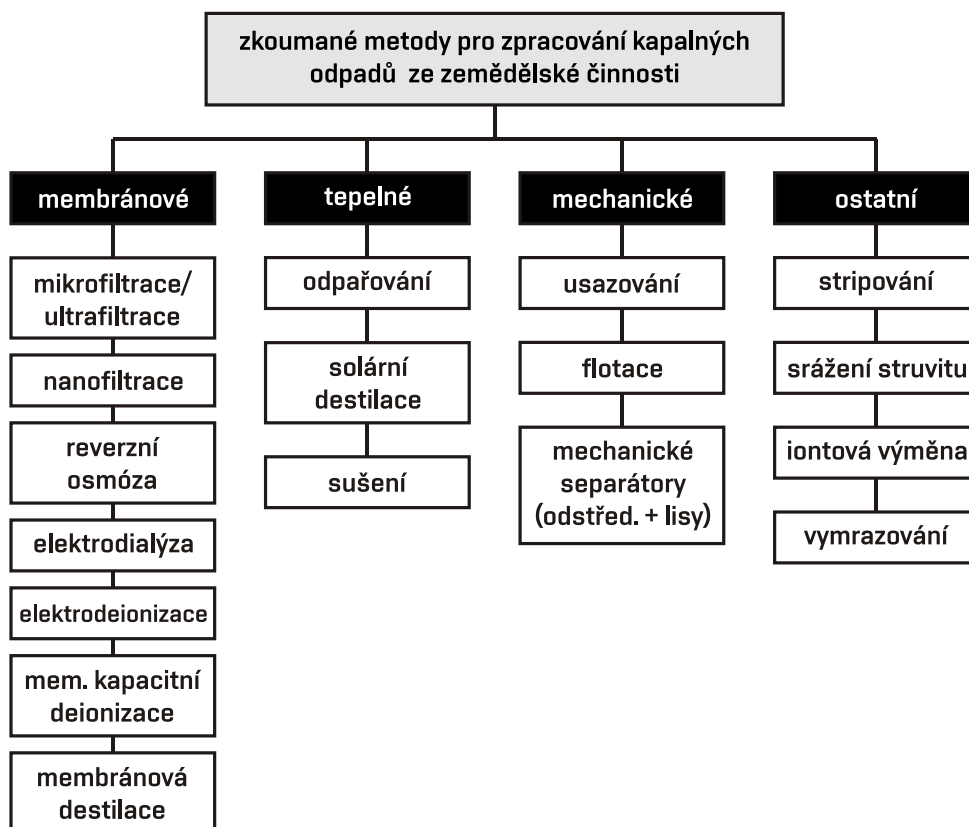
Sledovaný ukazatel	pH	CHSK _{Cr}	BSK ₅	NL	N _{CELK}	N-NH ₄ ⁺	N-NO ₃ ⁻	P _{CELK}
Přípustná hodnota (mg/l)	6,5 – 8,5	200	50	80	40	20	50	10

tab. 3: Orientační limity vybraných ukazatelů pro odpadní vody z bioplynových stanic [54]. (CHSK_{Cr} – chemická spotřeba kyslíku, BSK₅ – biologická spotřeba kyslíku, NL – nerozpuštěné látky, N_{CELK} – celkový dusík, N-NH₄⁺ – amoniakální dusík, N-NO₃⁻ – dusičnanový dusík, P_{CELK} – celkový fosfor)

2.2 Postupy pro zahušťování procesních a odpadních vod

Tato kapitola představuje technologické postupy, které přicházejí do úvahy při hledání optimální metody pro zahušťování fermentačních zbytků. Cílem textu je poskytnout přehled o současném stavu poznání a vytvořit základnu pro kvalifikované rozhodnutí o volbě vhodné metody a jejím dalším vývoji.

Představené technologické postupy nalézají uplatnění v mnoha průmyslových odvětvích, přes čištění komunálních a průmyslových odpadních vod, odsolování vod slaných a brakických, potravinářský, chemický a farmaceutický průmysl, až po nakládání s vedlejšími produkty zemědělské výroby. Jejich společnou vlastností je schopnost separace vybraných látek z kapaliny, respektive suspenze. V praxi se lze setkat se spojením dvou a více separačních metod, které dohromady tvoří vhodný systém pro zpracování konkrétní procesní nebo odpadní vody. Grafický přehled zkoumaných metod prezentuje obr. 8.



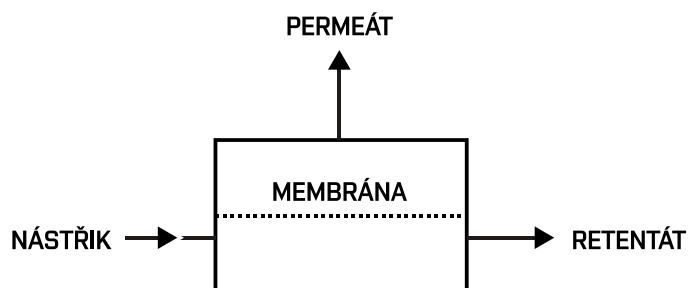
obr. 8: Přehled zkoumaných separačních metod.

2.2.1 Membránové metody

Membránové procesy využívají rozdílných vlastností oddělovaných složek, které jsou selektivně transportovány přes částečně propustné membrány. K prostupu přes membránu je nutná přítomnost hnací síly, která se vyskytuje ve formě gradientu tlaku, koncentrace nebo elektrického potenciálu (tab. 4). Přitom platí, že k překonání protichůdných sil je nutné vynaložit tím větší množství energie, čím vyššího stupně vyčištění má být dosaženo. Proud vstupní znečištěné vody (**nástrík**) se dělí na **permeát**, který prošel skrze membránu, a **retentát**, jenž membránou neprošel, přičemž každý z proudů může být požadovaným produktem procesu [55]. Schematicky operaci znázorňuje obr. 9.

Hnací síla	Typ membrány	Proces
Gradient tlaku	Neporézní polymerní nebo pórovitá s póry < 1 nm	Reverzní osmóza (RO)
	Pórovitá 1 – 2 nm	Nanofiltrace (NF)
	Pórovitá 2 – 50 nm	Ultrafiltrace (UF)
	Pórovitá 0,05 – 10 μm	Mikrofiltrace (MF)
Gradient elektrického potenciálu	Pórovitá hydrofobická 0,1 – 1 μm	Membránová destilace (MD)
		Elektrodialýza (ED)
	Iontově-selektivní	Membránová elektrolyza
		Elektrodeionizace (EDI)
Gradient koncentrace		Membránová kapacitní deionizace (MKD)
	Pórovitá, iontově-selektivní	Dialýza

tab. 4: Přehled a základní rozdělení membránových metod [55], [56], [57].



obr. 9: Základní schéma membránového procesu.

Hlavními důvody, proč význam a rozšíření membránových metod neustále narůstá, jsou nízká energetická náročnost a šetrnost vůči separovaným látkám, stejně jako rychlost a účinnost procesu separace [55]. Hlavní nevýhodou membránových technologií je náchylnost k ucpávání a zanášení membrán, což může výrazně snížit jejich životnost nebo naopak zvýšit požadavky na předúpravu zpracovávané kapaliny. Zanášení a ucpávání membrán vede k poklesu produkce a nárůstu spotřeby energií [58]. Účinnost každého typu membrány je navíc omezena velikostí pórů a selektivními vlastnostmi. Z těchto důvodů je často uplatňována kombinace membránových technologií, kdy např. ultrafiltrace odstraní rozpuštěné a koloidní látky, bakterie, viry a enzymy a reverzní osmóza následně eliminuje tenzidy, kovové ionty

a rozpuštěné soli. Membránové technologie jsou již v praxi k zahušťování digestátu používány, a to právě například v podobě spojení ultrafiltrace a třístupňové reverzní osmózy. Jedná se však o extrémně drahé technologie, které jsou součástí moderních zpracovatelských komplexů v Německu, Švýcarsku a Rakousku. Kromě významných investičních a provozních nákladů je jejich nevýhodou i fakt, že pouze 50 % vstupního digestátu odchází v podobě čisté vody [11].

Mikrofiltrace a Ultrafiltrace

MF a UF jsou tlakové membránové metody, které mají nejbližší ke klasické filtraci. Oproti RO pracují s relativně malými tlaky (<2 bar u MF, < 5 bar u UF) [55], které snižují energetickou náročnost filtrace a požadavky na mechanickou odolnost membrán. Obě metody se často využívají pro předúpravu čištěné vody před jejím následným zpracováním RO, NF nebo ED [16]. Uplatnění nalézají ve farmaceutickém průmyslu, v potravinářství, strojírenství nebo metalurgii [55].

Na poli úpravy kapalných odpadů ze zemědělství (digestát, kejda) jsou MF a UF používány právě jako účinný způsob pro předčištění, přičemž z nástřiku mimo jiné izolují fosfor, který je vázaný na větší částice. Pro zachycení amoniaku nebo draslíku tyto technologie nestačí [59]. Pro správnou funkci a dlouhodobou provozuschopnost musí být i nástřik do MF a UF vhodně upravený tak, aby písek nebo jiné drobné částice membrány neucpali či nepoškodili. Nejčastěji se tak děje vhodnou mechanickou metodou (odstředivka, šnekový lis, usazování), hrubějšími filtry (60 až 500 μm) [16] nebo jejich kombinací [11]. Membrány jsou keramické nebo z polymeru. Keramické membrány jsou odolnější a méně se zanášejí, ale vzhledem k jejich pořizovací ceně a pravidelným požadavkům na výměnu membrán jsou upřednostňovány spíše membrány polymerické [16].

Nanofiltrace

Vlastnosti NF se pohybují mezi UF a RO. NF membrány mají typickou velikost pórů kolem 1 nm, což odpovídá maximální molární hmotnosti separovaných částic mezi 300 až 500 g/mol. V kontaktu s vodnými roztoky jsou NF membrány částečně nabitě, což je způsobeno ionizačními skupinami obsaženými v membránách (karboxylová sk., sulfoskupiny) nebo adsorpcí nabitých rozpuštěných látek. Podobně jako u RO odstraňují NF membrány anorganické soli a malé organické molekuly [58]. Odlišností je nízká účinnost při zachytávání jednomocných iontů (60 %), vysoká účinnost u dvoumocných iontů (98 %) a vyšší celková propustnost v porovnání s RO [55]. Hlavními příčinami rozmachu NF v posledních letech byly klesající ceny membrán, nižší energetické nároky a prodloužená životnost membrán. Uplatnění nachází při úpravě podzemních, povrchových a odpadních vod a při odsolování. Méně tradičním využitím je odstraňování arsenu, persistentních organických látek (POPs), zbytků léčiv a hormonů. Podobně jako u jiných membránových metod zůstává největší slabinou NF zanášení membrán, a je proto hlavním předmětem výzkumu v této oblasti [58].

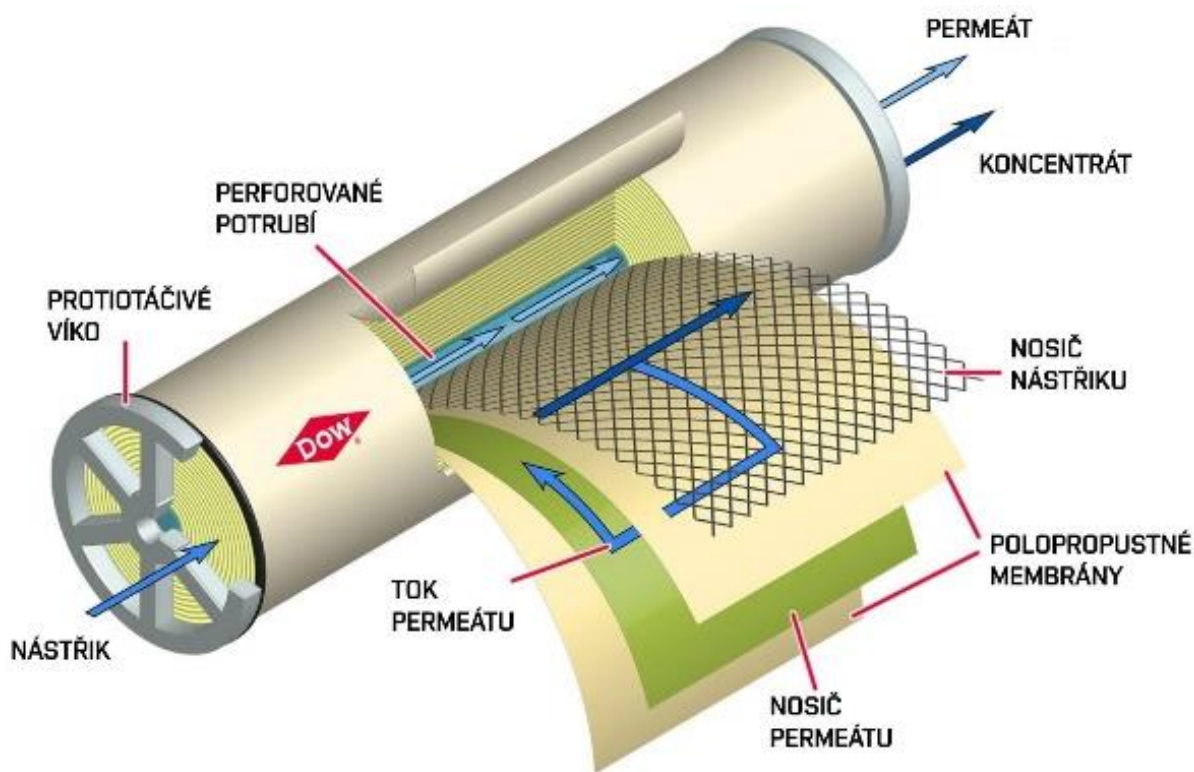
Vzhledem k relativně vysoké propustnosti jednomocných iontů nebyla NF při zpracování zemědělských odpadních vod příliš uplatňována [59] a nelze ji pro tento účel označit za vhodnou. NF není příliš efektivní při separaci draselných iontů ani amoniaku, pokud se vyskytuje v podobě iontů (NH_4^+) nebo izolovaných molekul (NH_3) [16]. Do určité míry lze propustnost amoniaku regulovat úpravou pH nástřiku, ale ani v takovém případě nemá permeát potřebnou kvalitu a vyžaduje další úpravy. Z živin se pomocí NF nejučinněji zachytávají sloučeniny fosforu (až 98 %) [60].

Reverzní osmóza

Základem RO je polopropustná membrána, přes kterou prochází voda z oblasti s vyšší koncentrací znečišťujících látek do oblasti s koncentrací nižší. Tohoto nepřírodního děje je

dosaženo obrácením tzv. osmotického jevu, a to vytvářením tlaku většího, než je právě tlak osmotický. Ten může dosahovat až **80 bar** v závislosti na koncentraci znečišťujících látek. RO je tedy náročná jak na elektrickou energii potřebnou pro čerpadla (zpravidla odstředivá), tak na mechanickou odolnost membrán. RO umožňuje zachycení nízkomolekulárních látek [55] a rozpuštěných solí s účinností od 95 do více než 99 %. Teoreticky dochází k separaci všech organických látek a rozpuštěných solí s molární hmotností větší než přibližně 100 g/mol [59]. Díky tomu je uplatnění RO opravdu široké. Využívá se při odsolování mořských a brakických vod, při výrobě pitné vody a extrémně čisté vody ve farmacii a elektrotechnice, pro zahušťování v potravinářství a chemickém průmyslu a pro čištění odpadních vod z mnoha průmyslových procesů [55].

Technologie se obvykle skládá ze čtyř hlavních částí, a to předúpravny čištěné vody, tlakovacího systému, membránových modulů a pokud je nutné, tak i z úpravy produktu [61]. V první fázi prochází čištěná voda systémem sít a filtrů (česle, gravitační a mikronové filtry, MF/UF), které odstraní hrubé nečistoty, rozpuštěné pevné látky a částice větší než 1 – 10 μm [59]. Předúprava často zahrnuje chemické zásahy pro odstranění nežádoucích složek a její konkrétní podoba závisí na mnoha faktorech, jako je složení vody či typ membrány. Jejím hlavním cílem je ochrana membrán před poškozením, respektive rychlým zanášením. Membrány jsou vyráběny z triacetátové celulózy nebo polyamidu a mohou být uspořádány různým způsobem, například spirálově (*obr. 10*). Důležité je, aby odolávaly vysokým tlakům. Přestože část solí vždy membránou projde, má permeát parametry k tomu, aby se po dalších chemických úpravách (desinfekce, úprava pH, odstranění rozpuštěných plynů) dal považovat za pitnou vodu.



obr. 10: Řez trubici pro RO se spirálově uloženou membránou [62].

Provozní náklady byly u RO sníženy vývojem membrán s prodlouženou životností a integrací zařízení pro využití odpadní tlakové energie. Ta jsou umístěna za výstupem z membrán a využívají faktu, že koncentrát ztratil pouze málo (1 – 4 bary) z původního tlaku.

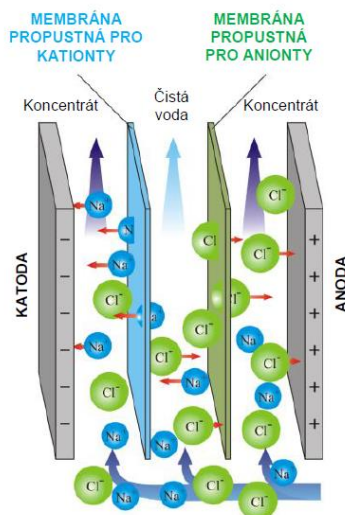
Zpravidla se jedná o mechanická zařízení převádějící tlakovou energii na rotační (turbíny, čerpadla). Typická energetická spotřeba velkokapacitního odsolovacího závodu na bázi RO je 6 – 8 kWh/m³ permeátu. S využitím odpadní energie pak 4 – 5 kWh/m³. Energetické nároky přitom rostou se salinitou vody. Největší výhodou RO je levný provoz a nízké pořizovací náklady (oproti tepelným metodám). Problémem RO zůstává zanášení membrán, které jsou citlivé na biologické znečištění a zvyšují nároky na provoz [63].

Při čištění kapalných odpadů ze zemědělské výroby již byla RO s úspěchem provozována. Pakliže je zavedena recirkulace permeátu nebo jeho úprava zeolitem či iontovou výměnou, dosahuje vyčištěná voda parametrů, které umožňují vypouštění do povrchových vod [16]. Nezbytným předpokladem k dosažení požadované kvality permeátu a výkonnosti RO je důkladná předúprava nástříku. Z pohledu oddělování hnojivých látek se největší problémy objevují ve spojitosti s amoniakálním dusíkem. Amoniak se v roztocích vyskytuje ve dvou formách. Jednak jako amonný kation (NH₄⁺), nebo jako rozpuštěný plyn (NH₃). Zastoupení těchto dvou forem je proměnné a závisí především na teplotě roztoku a jeho pH. S klesajícím pH převládá NH₄⁺, který tvoří komplexní sloučeniny s rozpuštěnými anionty, díky čemuž je membránou snadněji zadržován. Oproti tomu NH₃ je velice malou (17 g/mol), neionizovanou a těkavou molekulou, která ve většině případů (60 – 90 %) membránou projde. K odstranění NH₃ je nutná recirkulace permeátu nebo snížení pH nástříku [59].

Elektrodialýza

ED je elektrochemickou metodou úspěšně využívanou pro odsolování brakických vod. Využívá skutečnosti, že z látek rozpuštěných ve vodě se uvolňují elektricky nabitě částice (ionty). Těmi jsou nejčastěji chloridy, sodík, hořčík, sírany a vápník [64]. Při ED dochází k pohybu iontů v elektrickém poli skrze iontově selektivní membrány, jež jsou umístěny mezi dvěma elektrodami. Záporně nabitě ionty rozpuštěné ve slané vodě (anionty) jsou přitahovány anodou a prostupují anoxová membránou, zatímco katexová membrána je odpuzuje. Kladně nabitě ionty (kationty) jsou přitahovány katodou a prostupují katexovými membránami (*obr. 11*). V kanálcích, jež jsou oddělené jednotlivými membránami, tak vznikají jak proudy se zvýšenou koncentrací (**koncentrát**), tak proudy s koncentrací nízkou (**diluát**). Oba z proudů mohou být požadovanými produkty v závislosti na typu aplikace [55]. Reálné uspořádání bude zpravidla zahrnovat více opačně nabitých membrán vedle sebe.

Energetická náročnost procesu výrazně narůstá s koncentrací rozpuštěných látek, kdy je potřeba většího napětí mezi elektrodami. Již při nízkých hodnotách salinity (6000 mg/l) přestává být ED oproti RO konkurenceschopná, a proto je její využití omezeno na slabě koncentrované brakické vody. Zároveň není možné metodu aplikovat na slabé roztoky (pod 400 mg/l), neboť klesá vodivost prostředí a tím efektivita procesu. ED trpí stejnými nedostatky jako RO, a to zejména nutností důsledné předúpravy vstupní vody, která zamezí bakteriálnímu znečištění a zanášení membrán. Výhodou ED je možnost pravidelně měnit polaritu elektrod a tím zpomalovat usazování iontů na membránách [64]. ED je zřejmě schopná separovat NH₄⁺ a další ionty z kapalných odpadů zemědělské produkce, i když v této oblasti mnoho výzkumu neproběhlo [16]. Podle zdroje [65] je při separaci amoniaku limitujícím nedostatkem rozdíl v koncentracích NH₄⁺ mezi diluátovými a koncentrátovými proudy, který se projevuje osmózou, tj. transmembránovým přestupem vody do proudu s vyšší koncentrací separované látky. Přestože bylo ED odděleno 95 % amoniakálního dusíku, kvalita diluátu nebyla dostačující.



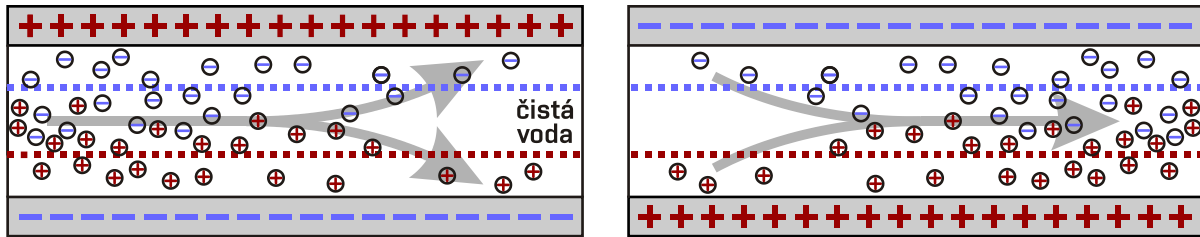
obr. 11: Schéma principu ED [63].

Elektrodeionizace

Elektrodeionizace je v podstatě modifikovaným procesem ED, který se používá pro přípravu extrémně čisté vody o koncentracích, při nichž již ED přestává efektivně fungovat (salinita pod 400 mg/l). Hlavním rozdílem v porovnání s ED je přítomnost ionexového lože (pryskyřice) v mezimembránovém prostoru, které zvyšuje elektrickou vodivost a tím prostop iontů skrze selektivní membrány [55]. EDI vyžaduje předúpravu napájecí vody na hodnotu jednotek $\mu\text{S}/\text{cm}$ a v praxi je často provozována ve spojení s RO. Další nevýhodou jsou chemické a energetické nároky na regeneraci ionexového lože. EDI nalézá využití při výrobě extrémně čisté vody pro energetiku, farmacii, biotechnologie nebo laboratorní účely [66]. Účinnost EDI při separaci NH_4^+ z odpadních vod byla experimentálně prokázána [67], nicméně, stejně jako u ED, je otázkou úspěšnost při odstraňování amoniaku ve formě NH_3 . Bez úpravy pH pravděpodobně nebude separace možná.

Membránová kapacitní deionizace

Membránová kapacitní deionizace pracuje, stejně jako elektrodialýza, na principu extrakce iontů ze slané roztoku působením elektrického pole. Při této metodě se zachycené ionty hromadí v porézních elektrodách pokrytých selektivními membránami a deionizovaná voda pokračuje dále v procesu. Jakmile jsou elektrody nasyceny, přichází na řadu jejich regenerace. Ta spočívá v obrácení nábojů na elektrodách a vypuzení shodně nabitých iontů. Schéma procesu ilustruje obr. 12. Teoretickou výhodou je nízká energetická náročnost vycházející z faktu, že odlučovány jsou ionty a ne vodní masa, jako je tomu v případě jiných technologií [56]. MKD pracuje za nízkých tlaků a při pokojové teplotě. Zajímavou možností je využití nashromážděného elektrického potenciálu k výrobě elektrické energie [66]. Konceptně se pracuje i s možností vybíjení elektrod při současném nabíjení sousedních buněk [56]. Metoda kapacitní deionizace je zkoumána v mnoha uspořádáních, přičemž některé konfigurace mohou být bezmembránové. Tato technologie slibuje široké uplatnění v mnoha oborech, nicméně je stále svázána množstvím technických problémů, jako je nalezení levných a spolehlivých materiálů pro elektrody, zanášení a stabilita deionizačního procesu [64]. Metoda je vhodná pouze pro slabě znečištěné vody [66].

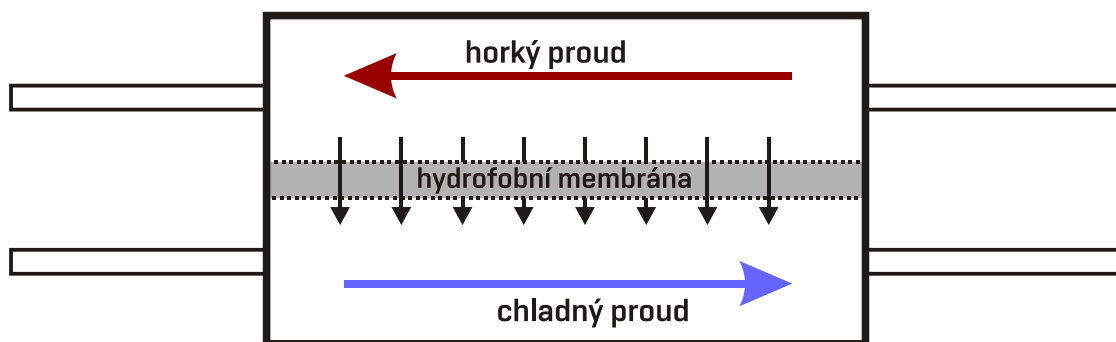


obr. 12: Schéma procesu MKD. Ionty prochází přes selektivní membrány a hromadí se v opačně nabitých porézních elektrodách (vlevo). Při regeneraci se změnila polarita elektrod a ionty jsou vypuzeny do koncentrovaného odpadního proudu (vpravo).

Membránová destilace

MD leží na pomezí mezi membránovými a tepelnými metodami. S ohledem na rozměr membránových pórů lze mluvit o mikrofiltračním procesu. Během membránové destilace dochází k oddělení plynných molekul, které jediné jsou schopné projít přes speciální typy mikroporézních hydrofobních membrán. Hnací silou k průchodu plynu přes membránu je rozdíl v parciálních tlacích separované látky před a za membránou. Rozdíl v parciálních tlacích je především důsledkem rozdílných teplot a koncentrací separované látky v nástřiku a permeátu. Rovněž technologie MD je zkoumána v mnoha různých konfiguracích (tzv. „direct contact“, „air gap“, „sweeping gas“, „vacuum“) [57]. Schematicky je proces znázorněn na obr. 13.

Výhodami MD jsou teoreticky 100 % separace anorganických iontů, makromolekul a dalších nevolatilních látek, relativně nízké provozní teploty (typická teplota nástřiku je mezi 40 a 70 °C [57]), nízké provozní tlaky v porovnání s konvenčními membránovými procesy (v řádech nižších stovek kPa [57]), se kterými jsou spojeny nižší provozní náklady a menší požadavky na mechanické vlastnosti membrán [68]. Póry membrán jsou relativně velké (v porovnání s NF nebo RO) a trpí proto méně zanášením a úsadami, přesto jsou tyto jevy významným problémem. Dalšími nevýhodami jsou poměrně drahá výroba a nízká permeabilita membrán, která je citlivá na provozní podmínky [57]. Hlavní překážkou ke komerčnímu uplatnění MD je vysoká energetická náročnost [68]. MD byla opakovaně úspěšně použita pro experimentální separaci amoniaku z vedlejších produktů zemědělské výroby (kejda, digestát) [16], [69].



obr. 13: Schéma membránové destilace v tzv. „direct contact“ uspořádání. Plynné molekuly přecházejí z oblasti s nižším parciálním tlakem (horký proud) přes hydrofobní membránu do oblasti s nižším parciálním tlakem (chladný proud).

2.2.2 Tepelné metody

Společnou vlastností tepelných metod je využití tepla jako hlavního zdroje energie k separaci čisté vody z vod mořských, brakických, odpadních atd. Dodané teplo poskytuje části molekul vody dostatečnou kinetickou energii k překonání vazeb v kapalině a k jejímu opuštění

v podobě vodní páry (brýdové páry). Praktická uplatnitelnost tepelných metod je závislá především na množství a ceně spotřebované tepelné energie. Dostupnost odpadního tepla, jako je tomu v BPS, je v tomto směru nespornou výhodou. Z používaných tepelných metod bude blíže popsáno zejména odpařování, ale také solární destilace a základní postupy sušení. Mezi tepelné metody lze částečně zařadit i membránovou destilaci, která je blíže popsána v kapitole 2.2.1.

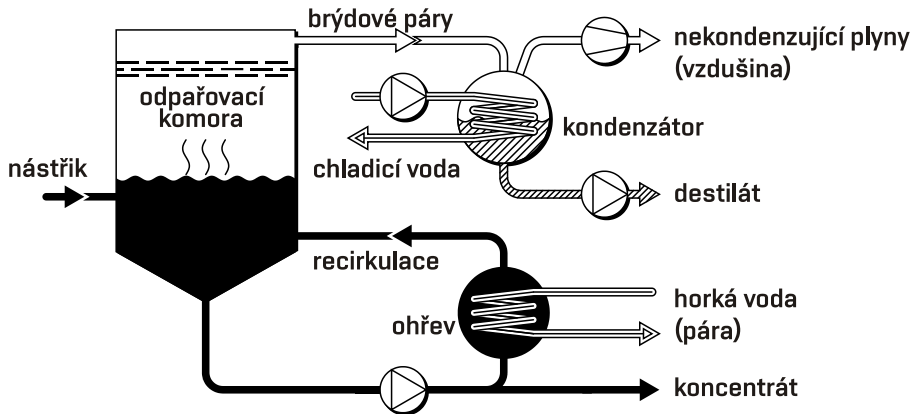
Odpařování

Odpařování je dlouho známou a prověřenou technologií, která se využívá k zahušťování (koncentrování, snižování objemu) mnoha typů procesních a odpadních vod. V zařízení zvaném **odparka** dochází k odlučování nejtěkavější složky z roztoku, suspenze nebo emulze. Tímto způsobem se buďto získává nejtěkavější složka směsi (nejčastěji voda) nebo je cílem zahuštění roztoku. Vstupní proud (**nástřík**) se v odparkách dělí na **destilát** a **koncentrát**. Destilát vzniká kondenzací odloučených par v kontaktu s chladicí vodou, kterou může být v některých případech přehříváný nástřík. Zdrojem tepla je horká voda, pára, tepelné čerpadlo nebo mechanická komprese páry. Odparky mohou být jedno či vícestupňové, s cirkulací směsi nebo bez, pracující za atmosférických podmínek i za sníženého tlaku (vakuové), s kontinuálním nebo vsádkovým provozem [70]. Výhodou vakuových odparek je provoz za relativně nízkých teplot (< 100 °C), který je umožněn snížením bodu varu kapaliny. Nízké provozní teploty jsou spojeny s menším zanášením funkčních ploch a menšími tepelnými ztrátami. S rostoucím počtem stupňů (odpařovacích komor) klesá měrná energetická náročnost procesu. Schéma jednostupňové odparky zachycuje *obr. 14*.

Proces odpařování se používá např. k zahušťování mléka, ovocných šťáv nebo k výrobě koncentrovaných kapalných hnojiv [71]. Uplatnění nalézá také v petrochemickém, papírenském, potravinářském, farmaceutickém nebo kovodělném průmyslu. Nejrozšířenější aplikací odparek je však odsolování mořské vody, jež neustále nabývá na významu. V roce 2013 překročila celosvětově instalovaná kapacita odsolovacích jednotek hranici 80 mil. m³ čerstvé vody za den [72]. Přestože vůbec nejrozšířenější metodou je v současnosti RO, zaujímají odpařovací technologie v odsolovacím průmyslu nezastupitelnou roli, a to především tam, kde je potřeba zpracovávat vysoce slanou vodu s proměnlivými vlastnostmi. Patří mezi ně vícestupňová mžiková destilace (MSF), vícestupňové odpařování (MED) a komprese páry (MVC) [73].

Hlavní výhodou odparek je provozní spolehlivost a robustnost, vysoká kvalita destilátu a nižší nároky na předúpravu čištěné vody (oproti membránovým metodám). Mezi nevýhody patří problémy s korozí a zanášením teplosměnných ploch. Největší nevýhodou je vysoká náročnost na spotřebu energií, zejména pak energie tepelné, a to v řádu stovek kWh na m³ destilátu. V optimalizovaných velkoobjemových odsolovacích závodech se spotřeba tepla pohybuje v řádu desítek kWh/m³ [61]. V prostředí BPS, kde je tepla přebytek a je dostupné v podstatě zadarmo, se však tento nedostatek stává výhodou. Pro využití odpařování v BPS je výhodou rovněž nízkoteplotní charakter odpadního tepla, které je nejčastěji dostupné ve formě horké vody z chlazení kogeneračních jednotek o teplotě 85 až 90 °C. Takováto teplota je pro vakuové odpařování dostačující.

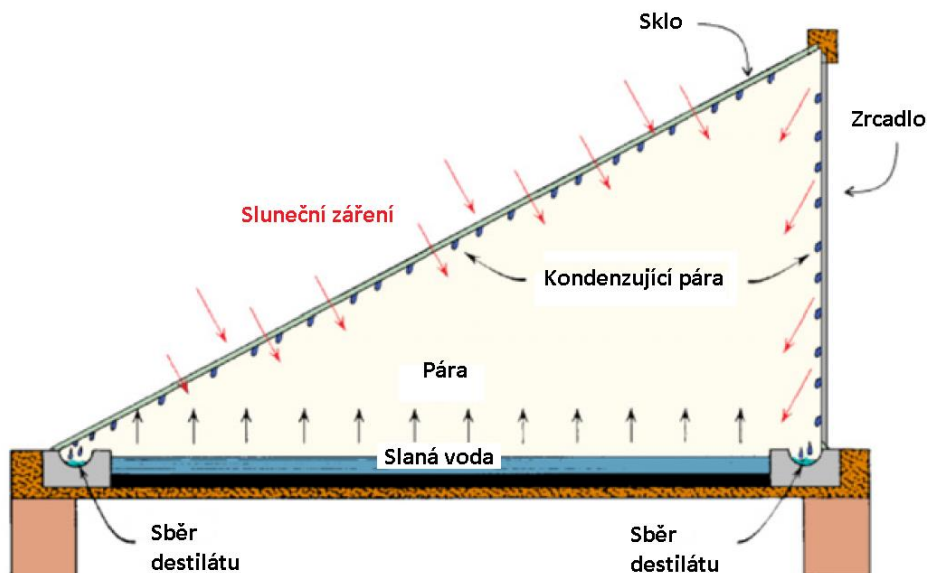
Pro zahušťování digestátů nebo kejdy se nejčastěji používají odparky s nucenou cirkulací, ale výjimkou není ani cirkulace přirozená. Tyto typy odparek jsou schopné zpracovávat suspenze s větším obsahem sušiny. Pro předúpravu čištěné vody se většinou volí mechanické separátory typu šnekových lisů a odstředivek, které ze suspenze odstraní většinu hrubých nečistot a vláknitých látek, které by mohly způsobovat zanášení teplosměnných ploch. Pro odstranění amoniaku, který je hlavní znečišťující látkou v destilátu, je nutné snížit pH nástříku nebo amoniak dodatečně z destilátu odstranit [11].



obr. 14: Schéma jednostupňové odparky s nucenou cirkulací.

Solární destilace

Proces solární destilace je podobný přirozenému koloběhu vody v přírodě, kdy je voda ohřívána teplem ze slunečního záření a odpařená pára kondenzuje na chladnějším povrchu. Technických řešení využívajících k odsolování energii slunečního záření existuje mnoho, nicméně nejsou schopny překonat související obtíže, mezi které patří vysoké požadavky na zastavěnou plochu (sběr záření), vysoké investiční náklady, závislost na příznivém počasí a nízká produktivita, která je typicky v rozmezí 0,5 – 2,5 kg destilátu na m² výparné plochy [74]. V podmínkách České republiky jde jistě o variantu, která je pro velkoobjemové zahušťování digestátu nevhodná. Přestože je zde tepelná energie k dispozici zdarma, vyžaduje technologie další energetické zdroje k pohonu čerpadel a pomocného zařízení [61]. Výhodami solární destilace jsou jednoduchost, spolehlivost a provoz s minimálními požadavky na obsluhu a údržbu [74]. Schéma tzv. asymetrické solárně-destilační jednotky ilustruje obr. 15. Zrcadlo na svislé stěně zařízení intenzifikuje odpařování a zvyšuje výtěžnost technologie.



obr. 15: Zařízení na solární destilaci slané vody, tzv. asymetrický skleník [75].

Sušení

Maximálního odvodnění odpadních kalů lze dosáhnout sušením. K suspenzi je buďto přiváděn horký plyn nebo je zahřívána samotná suspenze. V obou případech dochází k narušení termodynamické rovnováhy a k difuzi molekul vody ze suspenze do okolního vzduchu. Sušení může probíhat jako **přímé** či **nepřímé**. Při přímém sušení je k odpadní vodě přiváděn horký plyn (konvekční sušení). Příkladem technologií pracujících tímto způsobem jsou skleníkové solární sušení a rotační bubnové, pásové a fluidní sušárny. Zástupcem nepřímého sušení, při němž je teplo k sušenému materiálu přinášeno prostřednictvím teplosměnných ploch (kontaktní sušení), je disková sušárna. Ve všech případech se sušením zpracovává již odvodněný kal. Důvodem je fakt, že proces sušení je velice energeticky nákladný a úprava suspenze do obsahu sušiny cca 40 % je ekonomicky efektivnější s využitím mechanických separátorů, jako jsou odstředivky a lisy. Výhodou sušení je výrazné snížení objemu kalů až na 90 % sušiny, nevýhodou je zejména drahý provoz [76]. Při sušení odpadních vod často nedochází ke kondenzaci par, tj. zachytávání a dalšímu čištění destilátu. Z tohoto důvodu se během sušení zemědělských odpadních vod do ovzduší uvolní téměř všechny amonné dusíky, který je však hodnotnou hnojivou látkou. Vedlejším efektem je navíc zvýšený pach v okolí sušárny. Sušení digestátu proto není obecně doporučováno jako vhodná alternativa [77].

2.2.3 Mechanické metody

Mechanické metody využívají ke své činnosti působení externích sil, a to buď přirozeně se vyskytujících (gravitace) nebo uměle vyvolaných (dostředivé a tlakové síly). Mechanické metody jsou zpravidla poměrně spolehlivé, ale nejsou schopné dosáhnout potřebné kvality produktů. V praxi proto slouží jako předstupně dalších metod a jejich cílem je především odstranění hrubých nečistot. Uvedené metody nalézají uplatnění zejména v čistírnách odpadních vod při oddělování a zpracování odpadních kalů.

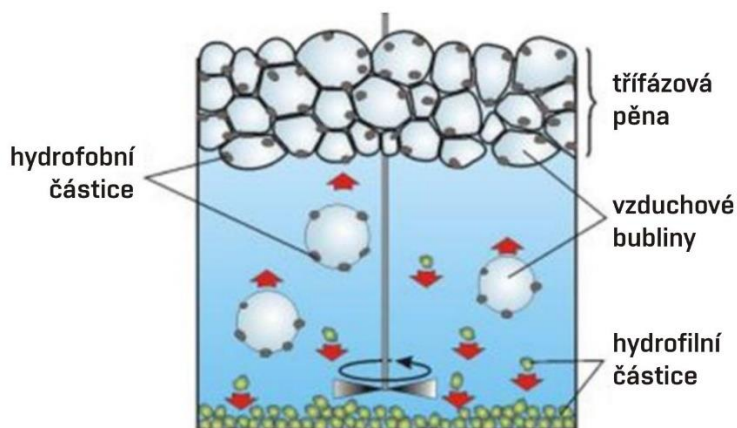
Usazování

Gravitační zahušťování (usazování) je v čistírenském procesu prvním způsobem, jak zvýšit koncentraci tuhých částic v kalu. Je založen na principu rozdílného působení gravitační síly na dispergované částice a tekutou fázi, což je způsobeno jejich odlišnými fyzikálními vlastnostmi. Usazování je zpravidla realizováno v kruhových usazovacích nádržích s kuželovitým dnem, z něhož je kal odtahován. Výhodou technologie je její spolehlivý a levný provoz. Nevýhodami vysoké investiční náklady, relativně nízká zahušťovací schopnost (do 8% podílu sušiny) a nízká kvalita odloučené vody [76].

Flotace

Další metodou využívající působení gravitačních sil je flotace, při níž kalové částice navázané na bublinu plynu stoupají vzhůru směrem k hladině (*obr. 16*). Důvodem je nižší hustota tohoto spojení a tedy menší působení gravitace v porovnání s vlivem na okolní tekutinu. K tomu, aby se částice navázala na bublinu plynu, musí disponovat nízkou smáčivostí (být hydrofobní). V opačném případě se bude spojovat jen těžko a její schopnost flotovat musí být podpořena vhodným flotačním činidlem [78]. Flotace může probíhat jako volná, s podtlakem nebo jako tlaková. Poslední způsob je nejčastěji používaným a probíhá v otevřené nádrži. Předtím je však kal v tlakové nádobě nasycen vzduchem, což při jeho vypuštění do atmosférického tlaku způsobuje vznik jemných vzduchových bublin, které vynášejí kalové částice na povrch [76]. Na hladině vytvořená flotační pěna je mechanicky odváděna. K výhodám flotace patří schopnost oddělit částice o velikosti desítek μm , což má pozitivní dopad na následné separační stupně. Dále poměrně vysoký stupeň odloučení zákalu, barvy a především biologických látek a menší nároky na zastavenou plochu (v porovnání například s usazováním). Nevýhodami jsou

vysoká energetická náročnost (proces vyžaduje kontinuální provoz dmychadel a čerpadel) a s tím spojené zvýšené nároky na servis. Obsah sušiny v odvodněném kalu se pohybuje od 0,2 do 6 % v závislosti na provozních požadavcích [79].



obr. 16: Schéma pěnové flotace [76].

Mechanické separátory

Pro vyšší efektivitu odvodňování odpadních kalů jsou využívána zařízení, která dispergované částice mechanicky vystavují působení sil, jež umožní separaci i drobných částic pouhou gravitací neoddělitelných. Mezi takové technologie patří dekantální odstředivky (vytvářející odstředivé síly), šnekové a síťové lisy a kalolisy (využívající tlakových sil) [80]. Uvedená zařízení se běžně používají i v BPS pro dělení digestátu na fugát a separát. Společnou nevýhodou těchto technologií z pohledu cíle disertační práce je fakt, že ve skutečnosti neumožňují snížení objemu materiálu, jež zákon považuje za hnojivo. Obecně lze říci, že odstředivky (obr. 17) mají vyšší účinnost separace (poměr objemů separovaného a původního materiálu) a jsou schopny spolehlivě oddělovat i menší částice ($> 0,02$ mm) na rozdíl od šnekových lisů (> 1 mm), které ale mají nižší energetické nároky (0,6 – 1,2 kWh/tunu) oproti odstředivkám (2,5 – 5,6 kWh/tunu) [81].

Provozní parametry mechanických separátorů hrají důležitou roli v následných separačních procesech, neboť umožňují tvorbu kapalných frakcí o odlišných vlastnostech. Jde o procesní prvek přímo ovlivňující charakter fugátu, který bude pro každou BPS specifický. Výrobci nejvýkonnějších zařízení slibují až 40% podíl sušiny v tuhé frakci [24], [82]. Účinnost separace lze navýšit přidáním vhodného polymeru, který ale znamená dodatečné provozní náklady.



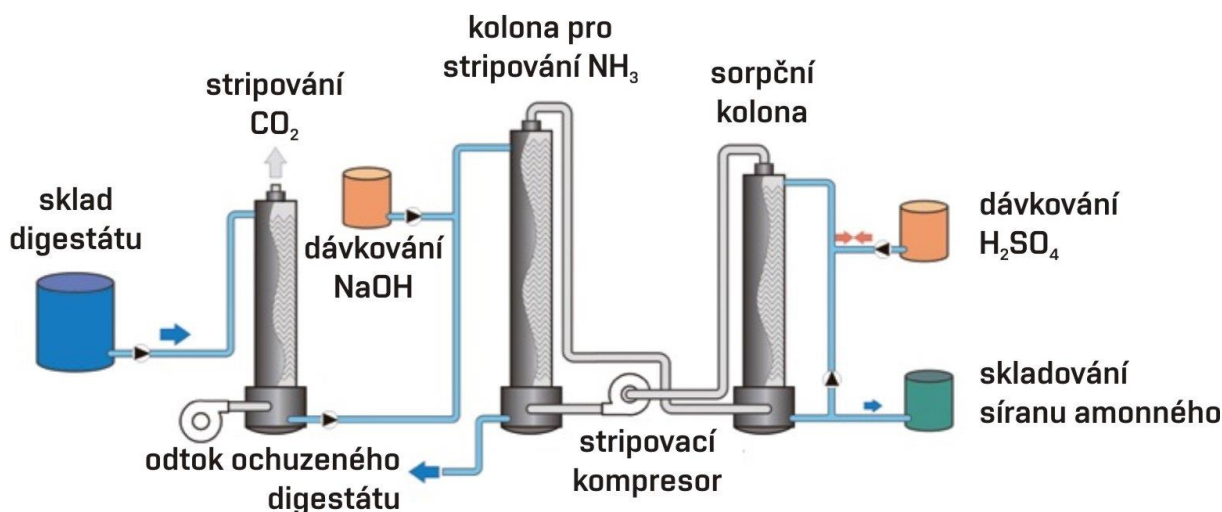
obr. 17: Dekantální odstředivka Hercules 4703 [83].

2.2.4 Další metody

Tato podkapitola uvádí technologie, které jsou z pohledu zahušťování fermentačních zbytků zajímavé, ale jejich zařazení do některé z předchozích skupin není adekvátní. Patří mezi ně stripování, srážení struvitu, iontová výměna a vymrazování. Tyto separační metody nejsou schopné sami o sobě zajistit dostatečnou kvalitu výsledných produktů, ale jako dílčí součást technologického celku mohou být zvažovány.

Stripování

Stripování je proces, při němž jsou těkavé látky unášeny z kapaliny pomocí vhodného plynného média, kterým jsou nejčastěji vzduch nebo pára [11]. Stripování probíhá většinou ve vertikálních kolonách, do kterých čistěná voda vstupuje v horní části a stripovací plyn v dolní části (protiproudé uspořádání) [84]. Přestup hmoty lze intenzifikovat přítomností speciálních kolonových výplní (např. Raschigových kroužků), které zvyšují plochu fázového rozhraní. V oblasti zpracování zemědělských odpadních vod se stripování používá za účelem separace amoniaku v podobě NH_3 . Hlavními řídicími parametry procesu jsou pH a teplota čištěné vody, které jsou klíčové z hlediska rovnováhy mezi amonnými ionty (NH_4^+) a amoniakem v podobě rozpuštěného plynu (NH_3). Typická hodnota pH je mezi 9 a 10. Teplota nepřestoupí $100\text{ }^\circ\text{C}$ při stripování vzduchem, naopak je tomu při parním stripování [84]. Odloučený amoniak je zachytáván absorpcí v sekundární koloně pomocí vhodné kyseliny (H_2SO_4 , HNO_3) za vzniku amonných solí (stripování vzduchem, obr. 18). V případě parního stripování je produktem čpavková voda s koncentrací NH_3 až 35 %, která vzniká současnou kondenzací vodní páry a amoniaku a nevyžaduje další kolonu [11]. U obou variant je výsledkem hodnotný produkt, který lze dále využít. Nevýhodou stripovacích kolon jsou problémy se zanášením výplně (nutná předúprava nástřiku), vysoké energetické nároky (pokud není dostupné odpadní teplo) a schopnost separovat pouze těkavé látky (nelze použít pro separaci dalších živin).



obr. 18: Schéma technologie pro stripování amoniaku vzduchem [11].

Srážení struvitu

Srážením struvitu se myslí krystalizace dusíku a fosforu ve formě tzv. struvitu ($\text{MgNH}_4\text{PO}_4 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$), který je hodnotným hnojivem s pomalu se uvolňujícími živinami. Je také známý pod pojmem MAP (magnesium ammonia phosphate). Srážení struvitu je iniciováno dávkováním hořčíku (Mg^{2+}) ve vhodných poměrech [84]. Proces si rovněž vyžaduje úpravu pH (optimálně na hodnotu mezi 8,5 až 9) a dávkování kyseliny fosforečné, která vyvažuje přebytek amoniaku. Srážení struvitu předpokládá dávkování chemie, promíchání směsi, krystalizaci

a oddělení struvitu buďto usazením nebo s využitím odstředivky [11]. Podobně jako u stripování lze touto metodou separovat pouze vybrané látky (N, P). Ochuzená odpadní voda musí být dále upravována. Další nevýhodou je vysoká spotřeba chemikálií, která je zátěží pro provozní náklady. Výhodou je jednoduchý a spolehlivý provoz [16].

Iontová výměna

Principem této metody je výměna nabitých částic mezi iontoměničem (ionexem) a čištěnou kapalinou. Látky, které jsou schopné vyměňovat ionty, mohou být organického i anorganického původu. Jedná se o makromolekulární sloučeniny tvořící trojrozměrný skelet, na němž jsou zabudovány funkční skupiny, které disociací poskytují fixované ionty [55]. Na jeden uvolněný iont z ionexu připadá jeden stejně nabitý iont přijatý z odpadní vody. Iontoměniče obsahují velké množství pórů a dutin, které dohromady vytváří velkou plochu pro přestup a výměnu hmoty. Jakmile je ionex nasycen (nemá kapacitu k další látkové výměně), musí být regenerován s využitím vhodného regeneračního činidla (např. NaCl) [11]. Iontová výměna nalézá uplatnění při změkčování, dekarbonizaci, deionizaci a demineralizaci vody a při odstraňování těžkých kovů a dusičnanů z odpadních vod [55]. Pro účely zpracování kapalných zemědělských odpadů je tato technologie využívána zřídka, a to kvůli požadavkům na vysokou čistotu upravované vody [11]. V úvahu připadá konečné dočišťování vody (odstranění amoniaku) pomocí iontové výměny po předchozí úpravě membránovou nebo tepelnou metodou.

Vymrazování

Při vymrazování se využívá principu oddělování krystalizující sladké vody od nezamrzajícího slaného koncentrátu. Kritickým bodem metody je složitá separace ledových struktur ze suspenze, která je ve většině případů komplikovaná a snižuje širší komerční využitelnost technologie [61]. Sesbíraný led je umýván, rozdrčen a po rozmrazení využíván jako sladká voda. Vymrazovací technologie se dělí na přímé, kdy je napájecí voda v přímém kontaktu s chladičem (injektáž vyexpandovaného plynu do roztoku), a nepřímé, při kterých chladič cirkuluje v chladicím okruhu a teplo z napájecí vody odebírá prostřednictvím tepelného výměníku. Ledové krystaly jsou seškrabávány přímo ze stěn výměníku nebo se tvoří nukleací v roztoku. Technologii lze rovněž použít pro čištění odpadních vod nebo pro zahušťování potravinářských směsí. Výhodami jsou malé energetické nároky, minimální problémy s korozí a usazováním pevných látek [85]. Nevýhodou složitá manipulace s ledem a fakt, že se dosud tato metoda nedočkala komercializace.

2.3 Zhodnocení současného stavu poznání a volba technologického postupu

Předchozí kapitola představila technologické postupy (metody), které připadají v úvahu pro zahušťování fermentačních zbytků z BPS. Přestože odlišných separačních metod existuje velké množství, lze učinit závěr, že **žádná z nich není schopna samostatně zajistit zahuštění digestátu a zároveň dostát požadavkům na kvalitu výsledných produktů**, tj. separované vody a koncentrátu. K tomuto cíli je možné dospět pouze vhodnou kombinací separačních metod. Za tímto účelem byly jednotlivé metody rozděleny do 4 skupin, které zohledňují:

- a) **dospělost metody**, tedy praktickou provozuschopnost technologie ověřenou v průmyslovém měřítku;
- b) **pozici metody v řetězci separačních operací**, která zohledňuje možnosti technologie z pohledu vlastností (kvality) vstupních a výstupních proudů.

Výsledek třídění prezentuje *tab. 5*. Prvním krokem při zpracování digestátu musí být oddělení hrubých nečistot, bez kterého nemůže být materiál dále upravován. K této fázi zpracování digestátu („**předúpravě**“) jsou z představených metod vhodné pouze usazování, flotace a mechanické separátory. Do kategorie „**meziúprava**“ byly zařazeny ty metody, které

umožňují separaci určitého množství vybraných znečišťujících (hnojivých) látek, ale výsledná kvalita ochuzeného proudu neumožňuje jeho vypouštění do povrchových vod, potřebuje dočištění. Zároveň tyto metody nemohou zpracovávat digestát přímo a vyžadují předúpravu, která může zahrnovat i více kroků (např. mechanickou separaci a MF). Ve skupině „**dočištění**“ jsou technologie, které mohou dosáhnout požadovaných kvalit separované vody, ale zároveň vyžadují vysokou čistotu vstupního proudu, jež nemůže být dosažena metodami uvedenými ve skupině „předúprava“. Uvedené neplatí pro odpařování, které v určitých případech (vhodné složení digestátu, snížené pH) dokáže požadované kvalitě produktů dostat, a to bez důkladné předúpravy. Jako „**nevhodné**“ jsou potom označeny ty separační metody, jejichž provoz nebyl dosud v průmyslovém měřítku uspokojivě ověřen (MKD, MD, vymrazování), nebo je pro daný účel nelze považovat za vyhovující (sušení, solární destilace).

Předúprava	Flotace, Mechanické separátory, Usazování
Meziúprava	MF, UF, NF, Stripování, Srážení struvitu, Odpařování, ED
Dočištění	Iontová výměna, RO, EDI, Odpařování
Nevhodné	MKD, MD, Vymrazování, Sušení, Solární destilace

tab. 5: Třídění metod pro zahušťování fermentačních zbytků z pohledu jejich dospělosti a separačních možností.

Stanovit optimální kombinaci technologií pro zahušťování fermentačních zbytků je takřka nemožné. Do úvahy vstupují desítky faktorů spojených s provozními podmínkami BPS (kapacita, složení zpracovávané biomasy, množství odpadního tepla, způsob využití digestátu atd.), požadavky jejich provozovatelů, legislativními omezeními, specifiky dané lokality, celkovou situací v zemědělství a na trhu se zemědělskými hnojivy, cenou a výkonnostními parametry jednotlivých separačních technologií.

Při **volbě metody** nebo kombinace metod, která budou předmětem dalšího výzkumu a vývoje, byla uplatněna kritéria, která autor a spolupracující průmyslový partner považují za klíčová z hlediska komerčního uplatnění v podmínkách ČR. Jsou jimi:

- jednoduchá konstrukce**, která se pozitivně promítne do pořizovacích nákladů zařízení;
- provozní spolehlivost a robustnost**, jež se odrazí v nárocích na údržbu a omezí požadavky na investice do měřicí a regulační techniky;
- využití odpadního tepla**, které umožní dosáhnout na zvýšené výkupní tarify za prodej elektřiny do rozvodné sítě, čímž lze částečně kompenzovat ztráty BPS spojené s navýšením vlastní spotřeby elektrické energie; zároveň se jedná o ekologicky relevantní požadavek;
- rychlá aplikace a komercializace řešení**, které jsou v souladu s obchodními zájmy průmyslového partnera a se zaměřením výzkumného a vývojového centra NETME Centre, jež pro výzkumnou činnost poskytlo zázemí; toto kritérium vyloučilo z volby technologie vyskytující se na hranici základního a aplikovaného výzkumu.

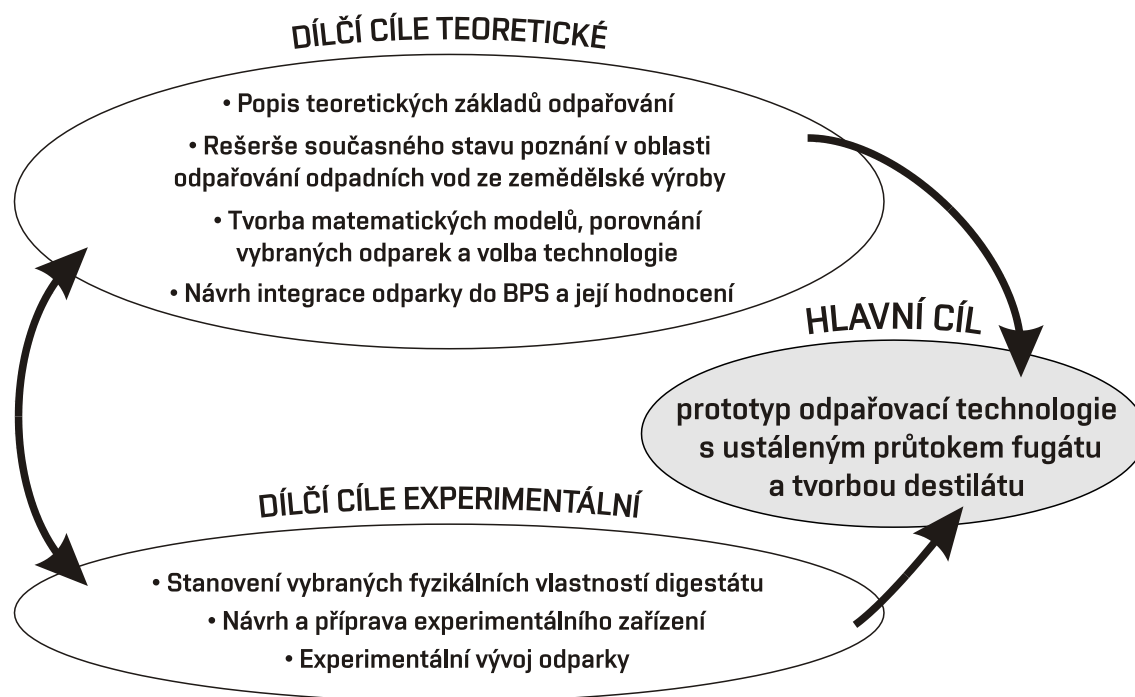
Za cílový segment trhu byla zvolena množina **zemědělských BPS**, jejichž provoz je velkým množstvím digestátu zatížen významně a pro něž i méně účinná zahušťovací technologie představuje možnost podstatných úspor. Typická BPS tohoto druhu nemá k dispozici zemědělské pozemky a je nucena fermentační zbytky transportovat na velké vzdálenosti. Z tohoto důvodu již zpravidla BPS provozuje mechanický separátor (šnekový lis, odstředivku), který částečně redukuje náklady na následné skladování a přepravu digestátu, a to jeho dělením na separát a fugát. Vstupní materiál pro vybranou zahušťovací technologii (**fugát**) je tedy již zbaven hrubých nečistot a nerozložených částí biomasy do průměru cca 1 mm.

Vzhledem k uvedeným požadavkům byla logickou **volba odpařovací technologie**. Ta by měla být schopná fugát zahušťovat bez další předúpravy. Jedná se o časem a mnoha aplikacemi prověřenou metodu, která jako hlavní zdroj energie dokáže upotřebit nízkopotenciální odpadní teplo dostupné v BPS. V případě BPS, které jsou nuceny transportovat fugát na velké vzdálenosti, je volba odpařování také ekonomicky opodstatněná, jak dokládá například srovnání ve zdroji [11]. V neposlední řadě je odpařování separační metodou, která již v minulosti byla předmětem výrobní činnosti průmyslového partnera. Vývoj prototypu tedy nebude zahájen bez předchozí zkušenosti. S ohledem na výsledky výzkumné činnosti bude pravděpodobně zvažováno propojení odpařování s některou z metod na dočištění digestátu (fugátu). Tato již ale přesahuje rámec dizertační práce.

3 Cíle práce a metodika

Rámec výzkumné a vývojové činnosti, která byla předmětem dizertační práce, byl definován jednotlivými cíli a metodikou práce. Rozsah a cíle práce byly omezeny dostupnými časovými, finančními a materiálovými prostředky a požadavkem na rychlé zavedení výsledné technologie (odparky) do praxe. Kombinace těchto faktorů vytvořila tlak na upřednostnění cílů, které jsou z pohledu provozuschopnosti zařízení a jeho integrace v BPS maximálně efektivní a účelné. Nebyly proto podrobně zkoumány a popisovány všechny děje a jevy s odpařováním spojené, nebyl vytvořen kompletní teoretický popis zařízení. Takový přístup by ani nebyl v možnostech jediné dizertační práce. Místo toho byl kladen důraz na experimentální činnost a řešení vývojových úloh, které se odvíjely od zjištěných provozních nedostatků technologie. Tento přístup se rovněž promítl do zvolené metodiky.

Dílčí cíle dizertační práce lze rozdělit na teoretické a experimentální, přičemž oba typy výzkumné a vývojové činnosti se navzájem ovlivňovaly a doplňovaly (*obr. 19*). Teoreticky získané poznatky se promítaly do uspořádání a konstrukce technologie a do plánování experimentů. Prakticky získanými informacemi byly upřesňovány teoretické předpoklady a rozšiřována znalostní základna. Naplnění dílčích cílů bylo předpokladem k dosažení cíle hlavního.



obr. 19: Vztah mezi dílčími cíli a hlavním cílem dizertační práce.

3.1 Hlavní cíl

Primárním cílem předkládané dizertační práce je dospět ve vývoji **odpařovací technologie** do stavu, kdy je **schopná ustáleného průtoku fugátu a kontinuální tvorby destilátu**, při současném využívání nízkopotenciálního odpadního tepla. Tento cíl musí být podepřen ověřenou výpočtovou a znalostní bází, na základě které bude možné odpařovací technologii přenést do průmyslového měřítka. Naplnění hlavního cíle je v souladu s ambicí dizertační práce, totiž podpořit dlouhodobě udržitelný provoz BPS.

3.2 Dílčí cíle teoretické

K naplnění dílčích teoretických cílů bylo využito dostupných odborných publikací, účasti na tematicky zaměřených konferencích, návštěv BPS, konzultací s odborníky z oboru odpařovacích technologií a BPS a vlastních zkušeností s provozem experimentální odparky. Teoretickou práci lze částečně popsat jako přípravnou fázi na následující experimentální činnost (popis, rešerše, výpočtové modelování, komparace), částečně se jedná o aplikaci experimentálně získaných znalostí (návrh integrace odparky, upřesnění modelů).

Popis teoretických základů odpařování

K vytvoření představy o fyzikálních základech odpařovacího procesu a jeho pochopení na úrovni, která umožňuje tvorbu výpočtového modelu, byly zevrubně zkoumány a popsány vybrané principy a jevy. Získané poznatky se rovněž promítly do konstrukce prototypové odparky a nastavení provozních podmínek jednotlivých experimentů.

Rešerše současného stavu poznání v oblasti odpařování odpadních vod ze zemědělské výroby

Součástí tohoto kroku bylo seznámení se s nejnovějšími vědeckými poznatky a experimentálními výsledky, které souvisejí s využitím odpařovacích technologií pro zahušťování fermentačních zbytků, případně jiných typů kapalných odpadů ze zemědělství. Předmětem rešerše byly rovněž komerčně nabízené odparky procesních a odpadních vod, se zaměřením na jejich provozní parametry a energetické nároky. Načerpáné informace našly uplatnění při upřesňování matematických modelů a volbě konkrétní odpařovací technologie pro následnou vývojovou činnost.

Tvorba matematických modelů, porovnání vybraných odparek a volba technologie

V rámci tohoto cíle byly sestaveny bilanční matematické modely pro tři vybrané typy průmyslových odparek, které byly zhodnoceny jako vhodné pro zahušťování fugátu. Získané poznatky potvrdily volbu konkrétní odpařovací technologie, kterou se stala vícestupňová mžiková destilace (MSF). Výpočtové modely a odvozené výsledky mohou být využity provozovateli BPS či investory, kteří potřebují zhodnotit dopad integrace odparky na provoz BPS.

Návrh integrace odparky do BPS a její hodnocení

Smyslem tohoto kroku bylo nalézt optimální způsob začlenění odparky do BPS a předběžně odhadnout dopad, který bude mít vybraná zahušťovací technologie na ekonomiku provozu. Za tímto účelem byl sestaven zjednodušený bilanční model vzorové BPS zahrnující i zvolené odpařovací zařízení (MSF). Do provedených výpočtů a úvah se promítly některé experimentálně osvojené poznatky.

3.3 Dílčí cíle experimentální

K naplnění experimentálních cílů práce bylo využito infrastruktury výzkumného centra NETME Centre, blíže popsané v kapitole 5.1. Experimentální činnost probíhala v logicky na sebe navazujících krocích, které směřovaly k lepšímu pochopení probíhajících dějů a k nalézání slabých míst a nedostatků odpařovacího zařízení. Získaných poznatků bylo využito při upřesňování teoretických předpokladů, při konstrukčních úpravách odpařovací technologie a hledání vyhovujících provozních podmínek.

Stanovení vybraných fyzikálních vlastností fugátu

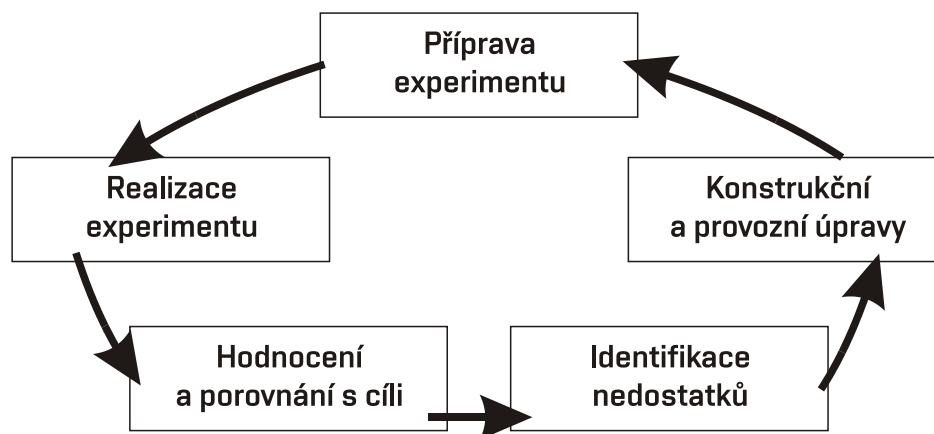
K upřesnění výpočtového modelu a pochopení probíhajících dějů bylo nutné experimentálně stanovit vybrané vlastnosti zpracovávaných fermentačních zbytků. Důležitost této činnosti vyplývá z faktu, že vlastnosti fermentačních zbytků jsou závislé na složení substrátu vstupujícího do fermentačního procesu a jako takové se mohou výrazně lišit. Fyzikální vlastnosti ovlivňují přesnost výpočtového modelu a jejich znalost může předejít provozním komplikacím. Podrobně zkoumanými vlastnostmi byly koncentrace sušiny, hustota, viskozita a pěnivost fugátu. Během experimentů bylo dále zjišťována pH a vodivost fugátu.

Návrh a příprava experimentálního zařízení

Významná část vývojové činnosti byla věnována přípravě experimentálního zařízení. Tato aktivita zahrnovala práci na odpařovací jednotce a na všech přidružených systémech a technologiích, bez kterých by testování odparky nemohlo probíhat. K úspěšnému zprovoznění zařízení bylo nutné doplnění odpařovací jednotky o všechny procesní okruhy, skladovací nádoby, zdroj tepla a elektrické energie. Bylo zajištěno měření klíčových veličin a integrace měřidel do měřicí ústředny laboratoře. Celý experimentální aparát byl neustále upravován a doplňován s ohledem na požadavky právě plánovaných testů a identifikovaných nedostatků. Návrhová a přípravná činnost byla přirozenou součástí experimentálního vývoje.

Experimentální vývoj prototypu odparky

Stěžejní činností dizertační práce byl vývoj experimentální odpařovací jednotky na bázi vícestupňové mžikové destilace (MSF). Vývojová činnost byla uzavřeným cyklem příprav a realizací experimentů, jejich hodnocení a porovnávání se stanovenými cíli, identifikací nedostatků a jejich zohlednění v konstrukčních a provozních úpravách. Vývojový cyklus ilustruje *obr. 20*. Výsledky experimentů umožnily posouzení energetické náročnosti procesu, zhodnocení kvality separované vody a koncentráту a upřesnění teoretických modelů. Hranicí vývojové činnosti v rámci předkládané dizertační práce bylo dosažení hlavního cíle, tj. ustáleného průtoku fugátu a tvorby destilátu.



obr. 20: Schéma vývojové činnosti.

3.4 Metodika dizertační práce

Vědecký základ dizertační práce tvořila posloupnost logicky na sebe navazujících výzkumných metod, jejichž cílem bylo ověřit teoretické předpoklady a ze získaných výsledků odvodit odpovídající závěry.

Výchozím souborem znalostí byl **současný stav poznání** (viz následující kapitola), který umožnil zúročení již provedených vědeckých prací a zamezil opakování prověřených postupů a slepých vývojových směrů. Podkladem byly vědecké práce z oblastí:

- Anaerobní fermentace,
- Zpracování odpadů ze zemědělské činnosti,
- Odsolování slaných a brakických vod,
- Čištění procesních a odpadních vod,
- Vakuového odpařování.

Na základě současného stavu poznání byl proveden **teoretický popis** procesu zahušťování (odpařování). K rozkladu problému na dílčí části (odpařování a kondenzace vodních par, přestup tepla, materiálové a energetické bilance vybraných uzlů, apod.) byla využita metoda **analýzy**. Pro popis jevů dosud dostatečně neprozkoumaných (odpařování fugátu, tokové vlastnosti zahuštěného fugátu) posloužila metoda **analogie**, vycházející z obdobných vlastností čisté vody.

Získané teoretické poznatky byly základem k vytvoření **výpočtového modelu**, který představoval výchozí **vědeckou hypotézu**. Tou je schopnost systému (procesu zahušťování v experimentální odparce) vykazovat fyzikální parametry předpovídané matematickým modelem. Postup tvorby modelu je popsán v kapitole 4.3. Ověřování hypotézy probíhalo s využitím metody **experimentu**. Získaná data byla zpracována **statistickými metodami** a vyhodnocena s výsledkem „odpovídá“ či „neodpovídá“ hypotéze (modelu). Pakliže nebyly výsledky v souladu s modelem, bylo přistoupeno k jejich analýze a nalezené příčiny byly metodou **komparace** porovnány s teoretickými poznatky a modelem. Následně došlo buďto k úpravě experimentálního zařízení či provozních podmínek a k opakování experimentu, nebo ke korekci výpočtového modelu. Model (hypotéza) byl poté znovu podroben procesu ověřování. Zároveň bylo snahou vyvozovat z dílčích poznatků obecné závěry (**metoda syntézy**) a tímto přispět k doplnění současného stavu poznání spojeného se zahušťováním fermentačních zbytků. Dílčí poznatky byly mimo jiné získávány v průběhu experimentů s využitím metod **pozorování a měření**.

Různorodost výzkumných a vývojových činností byla důvodem k uplatnění široké palety výzkumných metod. Převažující metody, které byly charakteristické pro dílčí cíle práce, shrnuje *tab. 6*.

Dílčí cíl	Převažující výzkumné metody
Popis teoretických základů odpařování a rešerše současného stavu poznání v oblasti odpařování odpadních vod ze zemědělské výroby	analýza, teoretický popis
Tvorba matematických modelů, porovnání vybraných odparek a volba technologie	modelování, komparace
Návrh integrace odparky do BPS a její hodnocení	modelování, analýza
Stanovení vybraných fyzikálních vlastností fugátu	experiment, měření
Návrh a příprava experimentálního zařízení a experimentální vývoj prototypu odparky	experiment, měření, pozorování

tab. 6: Dílčí cíle dizertační práce a převažující výzkumné metody.

4 Teoretická část práce a matematické modelování

Teoretická část práce zahrnuje teoretický popis základů odpařování, řešení a srovnání komerčně dostupných odparek pro procesní a odpadní vody, tvorbu matematických modelů pro vybrané typy odpařovacích technologií včetně jejich vyčíslení pro typické provozní podmínky v BPS, zhodnocení a porovnání výsledků, návrh integrace MSF odparky do BPS a její ekonomické zhodnocení. Rozsah a zaměření probírané teorie odpovídá požadavkům prováděné výzkumné a vývojové činnosti.

4.1 Popis teoretických základů odpařování

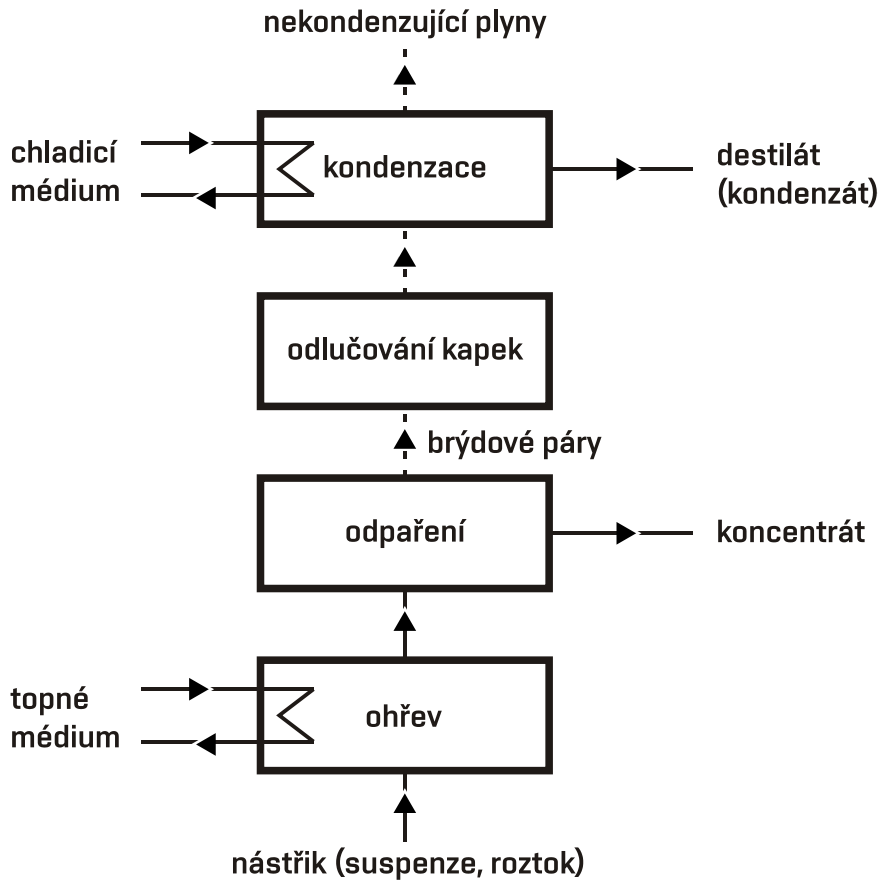
Odpařováním (anglicky „evaporation“) se zpravidla rozumí **odstraňování rozpouštědla v podobě páry** z roztoku, suspenze nebo emulze. Odlučovaným rozpouštědlem je nejčastěji voda. Cílem odpařování je obvykle zahuštění netěkavých látek v roztoku, méně pak získání rozpouštědla, jako je tomu například při odsolování mořské vody. Odpařování je svým principem velice blízké procesům označovaným jako destilace, sušení nebo krystalizace. Snahou odpařování není oddělení jednotlivých složek páry, což je rozdíl oproti destilaci. Od sušení odlišuje odpařování skupenství zahuštěného materiálu (roztoku, suspenze), které, přestože může být vysoce viskózní, je vždy kapalné. Na rozdíl od krystalizace je cílovým produktem odpařování zahuštěný roztok (suspenze), nikoliv krystaly rozpuštěných látek [86].

Klasický inženýrský přístup zavádí praktickou dekompozici technologických celků na dílčí kroky (tzv. operace), které se v různých technologických linkách chemického inženýrství pravidelně opakují. Z tohoto pohledu lze proces odpařování (odlučování rozpouštědla z roztoku) označit za samostatnou **jednotkovou operaci**. Odpařování probíhá v zařízeních zvaných **odparky** (dříve také „odpařovák“, anglicky „evaporators“), přičemž odpařování není jedinou jednotkovou operací, kterou lze v rámci technologického celku odparek identifikovat. Dalšími jednotkovými operacemi jsou **výměna tepla**, **doprava tekutin** a **dělení heterogenní soustavy** pára-kapalina (odlučování kapek). Jednotlivé operace mohou probíhat odděleně, ale i současně.

Odpařování zpravidla probíhá jako **kontinuální** proces, ale setkat se lze i s provozy vsádkovými. Na kontinuální odpařování se obvykle hledí jako na proces **ustálený** (stacionární), při kterém dochází jen k minimálním výkyvům v provozních parametrech. Stejný pohled na věc byl uplatňován při bilančních výpočtech v rámci této práce. Najíždění či odstavování technologie, podobně jako vsádkové odpařování, je naproti tomu nutné označit za procesy neustálené (dynamické). V průběhu odpařování se lze setkat s jednofázovými (destilát, brýdová pára), dvoufázovými (suspenze, pára-kapalina) i trojfázovými (pěna) soustavami. Odpařovací technologie je tedy **heterogenním** systémem.

Na vstupu do odparky je kapalný materiál, který má být zahušťován (tzv. **nástřík**), ohřán pomocí **teplonosného média** (vody nebo páry) na teplotu, která je potřebná pro následné **odpařování** rozpouštědla z nástříku. K tomu dochází v **odpařovací komoře** (tělo odparky), jichž může mít odparka jednu a více (vícestupňové odpařování). Ohřev a odpařování mohou, ale nemusí, probíhat zároveň v rámci jedné operace. Odloučené rozpouštědlo v plynné fázi (tzv. **brýdové páry**) je z komory odsáváno přes **odlučovač kapek**, který z proudu tekutiny odstraní drobné kapičky rozpouštědla. Brýdové páry jsou následně ochlazeny chladicím médiem a kondenzují za vzniku **destilátu (kondenzátu)**. Chlazení může obstarat externí chladicí zdroj (chladicí voda, vzduch) ale i nástřík v případě, že je kondenzace využita jako předehřev. Z prostoru kondenzátoru jsou odtahovány **nekondenzující plyny** (vzdušina), které se do systému dostaly vlivem netěsností, anebo byly rozpuštěny v nástříku. Tímto způsobem je rovněž ve vakuových odparkách udržován podtlak. Zbytek nástříku po odpaření se označuje

jako **koncentrát** a při vícestupňovém odpařování slouží jako nástřik pro další stupeň. Schematicky je návaznost jednotlivých fází procesu znázorněna na *obr. 21*.



obr. 21: Schéma odpařovacího procesu v jednokomorové odparce.

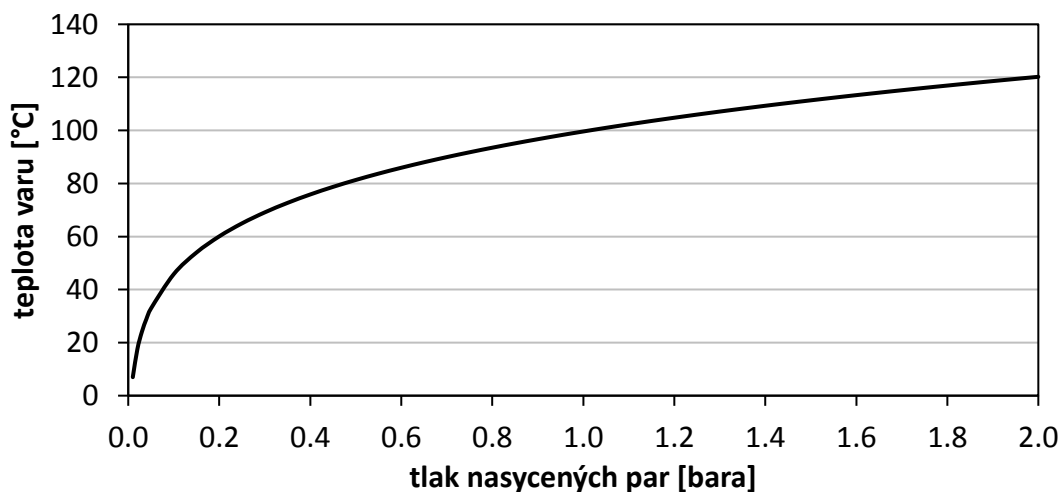
Fázový přechod látky z kapalného do plynného skupenství je v širším smyslu označován jako vypařování. V užším smyslu se za **vypařování** považuje situace, kdy ke změně fáze, tj. přechodu molekul z kapaliny do plynu, dochází pouze na povrchu kapaliny (např. ve filmových odparkách [87]). **Varem** se potom rozumí změna skupenství, která probíhá v celém objemu kapaliny. Var je charakteristický tvorbou bublin páry, které vlivem nižší hustoty plynu stoupají vzhůru objemem kapaliny a na jejím povrchu expandují do plynné fáze. Pakliže k varu dochází ve velkém objemu kapaliny, kde je prostup hmoty zajišťován pouze přirozenou konvekcí, mluví se o tzv. **objemovém varu**. Ten může mít několik režimů, přičemž tzv. **bublínkový var** (nucleate boiling) a **stabilní filmový var** (stable-film-boiling) jsou preferovány [88]. Dalším typem vypařování je var v potrubí při **nuceném proudění** kapaliny, jehož průběh je od objemového varu odlišný. Pod pojmem **odpařování** bude v dalším textu zahrnuto jak vypařování v užším slova smyslu, tak var kapaliny.

Odpařování lze označit za difúzní separační proces, při kterém vlivem nerovnovážného stavu dochází k přestupu hmoty (rozpuštědla) z kapalně do plynné fáze. Molekuly rozpuštědla o dostatečné kinetické energii překonávají mezimolekulární vazby uvnitř kapaliny a přecházejí do plynné fáze přímo na hladině roztoku (vypařování), nebo v podobě bublin vytvořených v objemu kapaliny (var). Množství brýdové páry ve směsi plynů nad hladinou roztoku se projevuje ve formě **parciálního tlaku**, který roste spolu s teplotou rozpuštědla. Jakmile se parciální tlak brýdových par vyrovná s tlakem okolí, dochází k varu kapaliny. Teplota, při které se parciální tlak kapaliny vyrovná tlaku okolí působícího na kapalinu, se nazývá **teplota varu** (také **saturační teplota**) a je pro každou látku jiná. Parciální tlak

kapaliny, který odpovídá dané teplotě varu, se označuje jako **tlak nasycených par** (také **saturační tlak**). Vztah teploty varu a tlaku nasycených par lze zjednodušeně vyjádřit například pomocí Antoineovy rovnice (rov. (8)):

$$\log_{10} p_{sat} = A - \frac{B}{C + T_{sat}} \quad (8)$$

kde p_{sat} (kPa, mmHg) je tlak nasycených par, T_{sat} (°C) je teplota varu a A, B, C jsou tabelované empirické konstanty, které jsou pro každou látku jiné. Uvedená rovnice platí jen pro jednosložkovou soustavu. Znalost této závislosti je klíčová pro nastavení optimálních tlakových poměrů v odpařovacích komorách odparky. Při zahušťování fugátu nás bude zajímat závislost teploty varu vody na tlaku nasycených vodních par, který musí odpovídat tlaku uvnitř odparky. Tuto závislost ilustruje graf 1, který byl sestaven s využitím parních tabulek IAPWS 1997 [89].



graf 1: Závislost teploty varu na tlaku nasycených par pro čistou vodu.

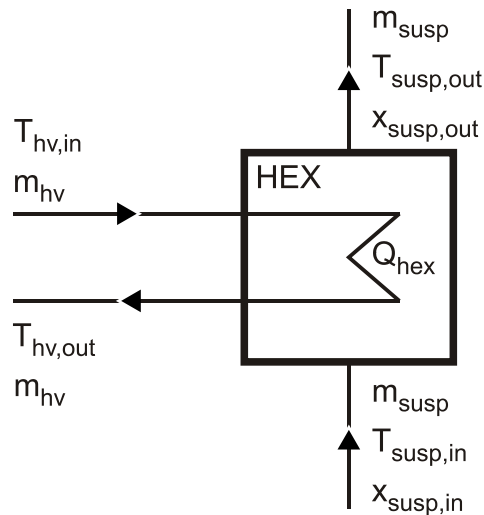
Při odpařování roztoků a suspenzí dochází k varu při vyšších teplotách, než by tomu bylo v případě čistého rozpouštědla. Mluví se o tzv. **zvýšení bodu varu** („boiling point elevation“). Důvodem je přítomnost nevolatilních látek (rozpuštěné látky, dispergované částice), které snižují celkovou tenzi par roztoku (suspenze) při dané teplotě. Zvýšení bodu varu je zpravidla lineárně závislé na koncentraci rozpuštěných látek, přičemž teplotní rozdíl v bodech varu klesá se snižujícím se tlakem. Teplota brýdových par odpovídá teplotě varu rozpouštědla při daném tlaku. Rozdíl mezi teplotou varu roztoku (suspenze) a teplotou brýdových par se nazývá **teplotní deprese**. Opravné koeficienty pro známé roztoky jsou tabelované, pro složitější směsi látek je lze jen odhadovat. Teplotní depresi podporuje také hydrostatický tlak sloupce kapaliny a u vícečlenných odparek i tlakové ztráty mezi komorami (hydraulická deprese) [90]. Pro účely dizertační práce bude zvýšení bodu varu fugátu odhadováno na základě zkušeností s odpařováním odpadních vod podobných vlastností. Zvýšení bodu varu lze demonstrovat s využitím rovnice (9). Teplota suspenze (T_{susp}) je při varu větší než saturační teplota (T_{sat}) a teplota brýdových par (T_{bp}), a to právě o hodnotu teplotní deprese (T_{bpe}).

$$T_{susp} = T_{sat} + T_{bpe} = T_{bp} + T_{bpe} \quad (9)$$

Během odpařování opouštějí roztok (suspenzi) molekuly rozpouštědla s největší kinetickou energií. Tím klesá celková hodnota kinetické energie molekul, které zůstávají v kapalně fázi, tj. klesá její vnitřní energie a teplota. Kontinuální odpařování a tvorba brýdových par proto vyžadují **tepelný zdroj**, který zajistí konstantní přísun energie pro zachování požadované teploty kapaliny a udrží soustavu kapalina-plyn v nerovnovážném stavu. Zdrojem tepla pro odpařovací proces bývá nejčastěji **vodní pára**, ale může jim být i **horká voda**, jako je tomu

v případě BPS. Přenos tepla do zahušťovaného roztoku probíhá převážně prostřednictvím **tepelných výměníků**, které jsou konstruovány s ohledem na typ odparky a charakter zahušťovaných látek. Tepelné výměníky jsou zpravidla tvořeny svazkem trubek, které jsou umístěny uvnitř nebo vně odpařovacích komor. Uložení trubek může být horizontální, vertikální i šikmé. Zahušťovaný roztok (suspenze) se pohybuje vně nebo uvnitř trubek, přičemž je jeho pohyb výsledkem přirozené nebo nucené konvekce [86]. Konkrétních uspořádání a konstrukcí tepelných výměníků v odparkách existuje celá řada, stejně jako fyzikálních vztahů a empirických pravidel pro kontrolní a návrhové výpočty zařízení. Výkonnost tepelných výměníků je závislá na průtoku a vlastnostech topného a ohřivaného média (viskozita, tepelná vodivost, povrchové napětí), vstupních a výstupních teplotách pracovních látek (teplotní spád), velikosti, geometrii a materiálu teplosměnné plochy a charakteru proudění (turbulentní, laminární). Podrobný rozbor výpočetních vztahů není předmětem této práce. Pro účely **energetické a materiálové bilance** lze teplosměnné operace odparek rozdělit na dva případy, a to na **výměnu tepla beze změny fáze** a **se změnou fáze** zahušťovaného roztoku.

Výměna tepla beze změny fáze je v podstatě ohřevem zahušťovaného roztoku (suspenze) na požadovanou teplotu, která je nižší než teplota varu odpovídající tlaku v systému. Je-li ohřevním médiem pára (zpravidla sytá), může na horké straně výměníku docházet k její kondenzaci. Ohřevná pára může pocházet z externího zdroje, nebo se může jednat o páru brýdovou. Pro účely disertační práce bude za teplonosnou látku považována pouze horká voda, což odpovídá situaci v BPS. Při této operaci platí rovnost mezi tepelným výkonem výměníku (Q_{hex}), energií odevzdanou horkou vodou a energií přijatou ohřivanou suspenzí (roztokem). Tepelné ztráty výměníku můžeme vzhledem k nízkoteplotnímu charakteru ($> 95\text{ }^{\circ}\text{C}$) procesu zanedbat. Rovnost dokumentují rovnice (10), (11) a (12). Schematicky je operace znázorněna na obr. 22.



obr. 22: Operace výměny tepla beze změny fáze zahušťované suspenze.

$$Q_{hex} = m_{hv} \cdot (h_{hv}^{in} - h_{hv}^{out}) = m_{hv} \cdot cp_{hv} \cdot (T_{hv}^{in} - T_{hv}^{out}) \quad (10)$$

$$Q_{hex} = m_{susp} \cdot (h_{susp}^{out} - h_{susp}^{in}) = m_{susp} \cdot cp_{susp} \cdot (T_{susp}^{out} - T_{susp}^{in}) \quad (11)$$

$$Q_{hex} = A \cdot U \cdot LMTD \quad (12)$$

Rozměry výměníku, respektive teplosměnné plochy (A), budou ovlivněny součinitelem prostupu tepla (U) a středním logaritickým teplotním rozdílem ($LMTD$), který lze při předpokládaném protiproudém uspořádání toků stanovit dle rovnice (13). Výpočet součinitele prostupu tepla je poměrně složitý úkon, a to tím více, čím je složení zahušťovaného materiálu

heterogennější. V případě suspenzí s vysokým obsahem sušiny a proměnlivým složením (jako je například fugát), které mají nenewtonský charakter a vysokou, měnící se viskozitu, je v podstatě jediným účinným způsobem **experimentální stanovení U** na konkrétní geometrii výměníku. V rámci předkládané dizertační práce nebylo přesné stanovení součinitele prostupu tepla vyžadováno. Pro některé úvahy bylo využito hodnot U , které byly získány při experimentech s procesními vodami podobných fugátu (obsahem sušiny, viskozitou).

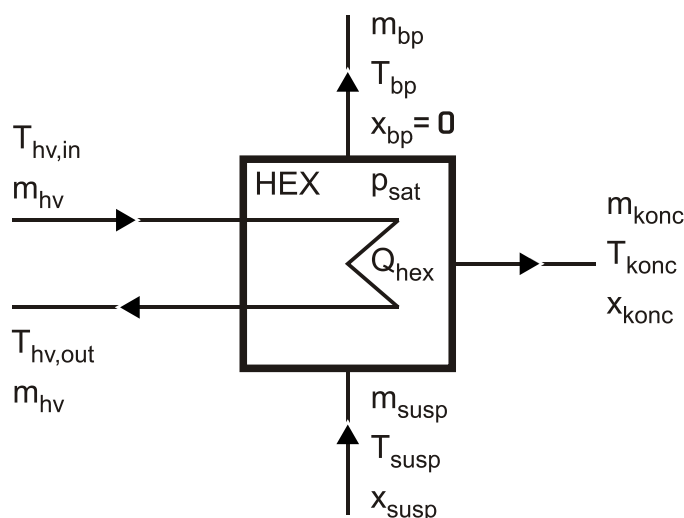
$$LMTD = (\Delta T_{max} - \Delta T_{min}) / \ln(\Delta T_{max} / \Delta T_{min}) \quad (13)$$

Z pohledu zahušťování suspenzí je důležitým parametrem obsah sušiny (x), jenž se při pouhém ohřevu suspenze samozřejmě nemění ($x_{susp}^{in} = x_{susp}^{out}$). **Sušinou** se rozumí hmotnostní podíl látek, které zbydou po úplném vysušení suspenze při teplotě 105 °C. Obsah sušiny má vliv na termofyzikální vlastnosti suspenze. Ovlivňuje mimo jiné její hustotu, měrnou tepelnou kapacitu a zejména viskozitu, která s přibývajícím obsahem sušiny narůstá. U suspenzí nenewtonského charakteru je viskozita proměnlivou veličinou závislou na hodnotě smykového napětí, mluví se o tzv. **zdánlivé viskozitě**. Vliv na viskozitu má rovněž teplota suspenze. Obecně platí, že s rostoucí teplotou viskozita kapalin klesá. Těchto závislostí lze využít v závěrečných etapách zahušťovacího procesu, kdy má suspenze vysokou koncentraci sušiny a nízkou teplotu (vysokou viskozitu). Snížení viskozity je možné dosáhnout upravením (zvýšením) smykové rychlosti pomocí čerpadla.

Měrná tepelná kapacita (cp) suspenze (roztoku) může být odhadnuta s využitím znalosti měrných tepelných kapacit a hmotnostních koncentrací jejích jednotlivých složek. Pro účely této práce byl výpočet cp omezen na složkové zastoupení vody (index sv) a sušiny (index sus), které zaujímají převážnou část objemu fugátu, přičemž byl zanedbán teplotní vliv a hodnoty cp byly považovány za konstantní (rov. (14)).

$$cp_{susp} = cp_{sv} \cdot (1 - x_{susp}) + cp_{sus} \cdot x_{susp} \quad (14)$$

Za **výměnu tepla se změnou fáze** je považována operace, při které se ze suspenze (roztoku) odpařuje část rozpouštědla v podobě brýdových par, přičemž hnací silou odpařování je teplo předávané teplonosným médiem (horkou vodou). Začátku odpařování může a nemusí předcházet dohřev zahušťované suspenze (roztoku) na požadovanou teplotu varu. V druhém případě má zahušťovaná suspenze teplotu odpovídající bodu varu při daném tlaku již na vstupu do operace. Zahuštěná suspenze na výstupu z odparky se označuje jako **koncentrát**. Schematicky je operace znázorněna na obr. 23.



obr. 23: Operace výměny tepla se změnou fáze zahušťované suspenze.

Při zanedbání tepelných ztrát platí rovnost mezi tepelnou energií odevzdanou horkou vodou (rov. (10)), energií přijatou zahušťovanou suspenzí (rov. (15)) a tepelným výkonem výměníku (rov. (12)).

$$Q_{hex} = m_{susp} \cdot (h_{konc} - h_{susp}) + m_{bp} \cdot Lv(p_{sat}) = \\ = m_{susp} \cdot cp_{susp} \cdot (T_{konc} - T_{susp}) + m_{bp} \cdot Lv(p_{sat}) \quad (15)$$

Výstupní teplota koncentráту (T_{konc}) odpovídá teplotě varu (T_{sat}) rozpouštědla (vody) při daném tlaku v odparce (p_{sat}) navýšené o teplotní depresi (T_{bpe}). Teplota brýdových par (T_{bp}) odpovídá saturační teplotě (T_{sat}) při daném tlaku v odparce (p_{sat}). Matematicky tyto vztahy vyjadřují rovnice (16) a (17).

$$T_{konc} = T_{sat}(p_{sat}) + T_{bpe} \quad (16)$$

$$T_{bp} = T_{sat}(p_{sat}) \quad (17)$$

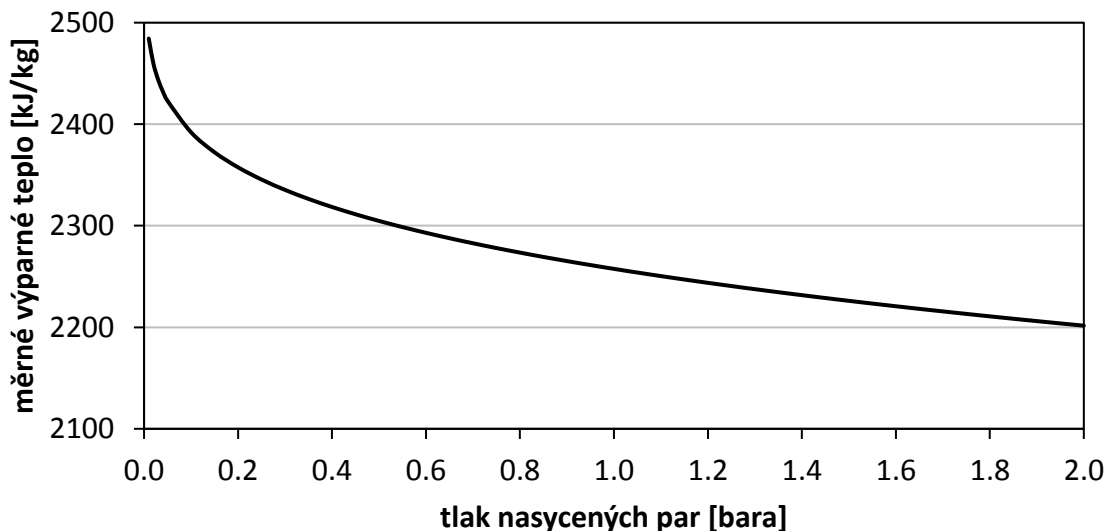
Množství brýdových par (m_{bp}) souhlasí s úbytkem rozpouštědla v suspenzi (rov. (18)). Při odpařování se předpokládá nulový přestup sušiny do brýdových par (destilátu), tj. celkové množství sušiny v suspenzi se nemění (rov. (19)).

$$m_{bp} = m_{susp} - m_{konc} \quad (18)$$

$$m_{susp} \cdot x_{susp} = m_{konc} \cdot x_{konc} \quad (19)$$

Měrné výparné teplo rozpouštědla lze stanovit jako rozdíl měrných entalpií látky na mezích sytosti kapalně a plynné fáze (rov. (20)). Pro vodu, která bude odlučována při zahušťování fugátu, platí, že její měrné výparné teplo roste s klesajícím tlakem nasycených par (graf 2).

$$Lv(p_{sat}) = h_{sat}^{vap}(p_{sat}) - h_{sat}^{liq}(p_{sat}) \quad (20)$$

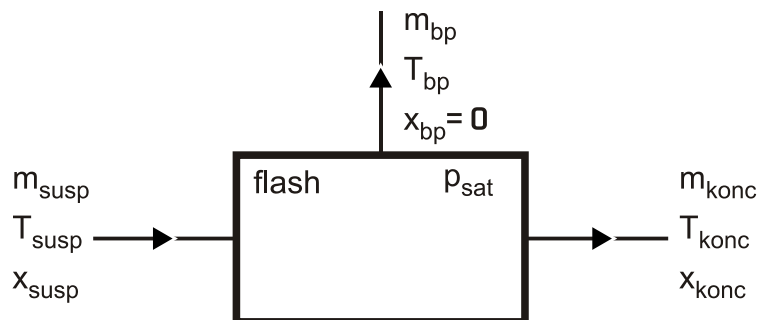


graf 2: Závislost měrného výparného tepla vody na tlaku nasycených par.

Ke **změně fáze** zahušťované suspenze (roztoku) může v odparkách docházet i **mimo teplosměnnou plochu**. Děje se tak prostřednictvím **mžikového odpaření** (tzv. flash), které lze označit za adiabatickou změnu fáze. K mžikovému odpaření dochází tam, kde přehřátá kapalina vstupuje do oblasti s tlakem nižším, než je tlak nasycených par kapaliny, tj. bod varu v dané oblasti je nižší než aktuální teplota kapaliny. Schematicky je operace znázorněna na obr. 24. Mžikové odpařování je jevem, při kterém dochází k bouřlivému odpaření části rozpouštědla

v celém objemu suspenze (roztoku). Jeho intenzita a množství vzniknuvších brýdových par jsou závislé především na stupni přehřátí kapaliny, tedy tzv. **efektivním teplotním spádem**, který je definován jako rozdíl mezi teplotou vstupující suspenze (T_{susp}) a teplotou varu (T_{sat}) v odpařovací komoře (rov. (21)). Negativní vliv na množství odpařeného rozpouštědla má teplotní deprese (T_{bpe}).

$$\Delta T = T_{susp} - T_{sat}(p_{sat}) - T_{bpe} \quad (21)$$



obr. 24: Schéma operace mžikového odpaření.

Při zanedbání tepelných ztrát platí, že teplo odevzdané suspenzí bylo spotřebováno na odpaření brýdových par (rov. (22)). Teplota koncentráту odpovídá saturační teplotě v odpařovací komoře navýšené o teplotní depresi (rov. (16)).

$$m_{susp} \cdot c_{p_{susp}} \cdot (T_{susp} - T_{konc}) = m_{bp} \cdot Lv(p_{sat}) \quad (22)$$

Pro materiálovou bilanci platí vztahy uvedené v rovnicích (18) a (19). Při mžikovém odpaření je rovněž předpokládán nulový obsah sušiny v brýdových parách ($x_{bp} = 0$). Vzhledem k bouřlivosti děje je v případě mžikového odpaření ještě poněkud naléhavější otázka skutečné čistoty brýdových par. Během odpařování jsou unikajícím plynem strhávány částice kapaliny, které mají potenciál znečistit výsledný produkt – destilát. Ke strhávání kapek dochází především ve fázi kolapsu filmu kapaliny, který obklopuje bubliny páry [86]. K **separaci kapek** jsou v odparkách instalovány vhodné odlučovače. Ty mohou být umístěny uvnitř i vně odpařovací komory a pracovat například na principu odstředivých sil (cyklóny, odstředivky), Brownova pohybu nebo gravitace (usazovací nádrže) [86]. Odlučovače z tvarovaných plechů (vane) nebo sítě drátů (wire mash), které využívají přímého kontaktu s unášenými kapičkami, jsou označovány taky jako tzv. **demistry**. Společnou vlastností odlučovačů kapek je, že do systému odparky zavádí dodatečnou tlakovou ztrátu, která snižuje kondenzační teplotu brýdových par. Důsledkem je pokles teplotního spádu (zpravidla do 1 °C) na kondenzačním potrubí a nárůst požadavků na velikost teplosměnné plochy [91]. V bilančních výpočtech, které byly předmětem této práce, je tlaková ztráta na demisterech zanedbána.

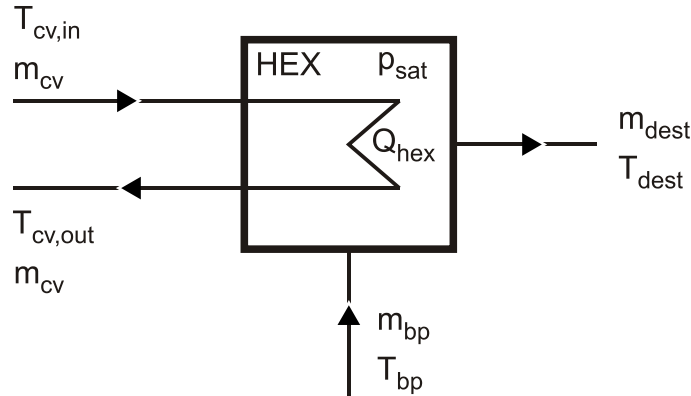
Brýdové páry kondenzují za vzniku destilátu v kondenzačních sekcích. Ta může být v rámci odparky jediná, ale může jich být i několik. Při kondenzaci se předpokládá, že veškeré odpařené brýdové páry zkondenzují, tj. jejich množství odpovídá množství destilátu (rov. (23)).

$$m_{susp} - m_{konc} = m_{bp} = m_{dest} \quad (23)$$

Teplo uvolněné kondenzací brýdových par je rovno teplu přijatému chladicím médiem (vodou) a výkonu výměníku - kondenzátoru (rov. (24)). Tepelné ztráty lze opět zanedbat, stejně jako vliv nekondenzujících plynů na bilanci procesního uzlu. Teplota destilátu je shodná s teplotou brýdových par a saturační teplotou (rov. (25)). Schematicky je operace znázorněna na obr. 25.

$$Q_{hex} = m_{cv} \cdot (h_{cv}^{out} - h_{cv}^{in}) = m_{cv} \cdot cp_{cv} \cdot (T_{cv}^{out} - T_{cv}^{in}) = m_{bp} \cdot Lv(p_{sat}) \quad (24)$$

$$T_{dest} = T_{bp} = T_{sat}(p_{sat}) \quad (25)$$



obr. 25: Bilanční schéma kondenzace brýdových par.

4.2 Současný stav poznání v oblasti odpařování procesních a odpadních vod

Další výzkumný krok teoretického charakteru je již plně zaměřen na využití odparek při zahušťování fugátu v BPS. V rámci dílčího cíle, jehož výsledky jsou předmětem této kapitoly, byla důsledně prověřena

- situace na trhu s průmyslovými odparkami**, které jsou komerčně nabízeny pro zahušťování procesních a odpadních vod;
- a **vědecké poznatky** v oblasti zahušťování kapalných odpadů ze zemědělské činnosti.

Situace na trhu s průmyslovými odparkami byla monitorována s cílem identifikovat a porovnat běžně používané technologie a vyhodnotit jejich výkonnost. Do srovnání průmyslových odparek byly zařazeny jen ty odparky, které jsou výrobci výslovně označeny jako vhodné pro odpadní vody (ne nutně pro BPS). Analyzovány byly jak provozní parametry skutečně realizovaných instalací, tak „papírové“ parametry inzerované výrobcem v reklamních materiálech. Zdrojem k průzkumu byly výhradně veřejně dostupné materiály, zejména internetové stránky a produktové brožury.

Rešerše vědeckých poznatků byla zaměřena na experimentální výsledky a závěry vědeckých studií, které byly orientovány přímo na odpařování kapalných odpadů ze zemědělství. Vzhledem k omezenému množství dostupných studií a podobným vlastnostem zahušťovaných látek byla pozornost věnována jak odpařování fugátu, tak i digestátu a kejdy hospodářských zvířat.

Získané výsledky a poznatky byly využity při tvorbě matematických modelů, při konstrukčních a provozních úpravách experimentální jednotky a při rozhodování o směřování dalšího vývoje.

4.2.1 Průmyslové odparky odpadních vod

Zahušťování fugátu je v mnoha ohledech podobné odpařování běžných typů odpadních a procesních vod. Hlavním cílem odpařování je oddělit z odpadní (procesní) suspenze vodu, a tím snížit objem kapaliny a zvýšit koncentraci netěkavých látek. Na trhu s průmyslovými odparkami se pohybuje velké množství výrobců, kteří nabízejí široké spektrum odparek pro různé typy odpadních a procesních vod. Pro viskózní a na teplo citlivé kapaliny jsou používány

zejména odpary s vertikálně loženými dlouhými trubkami s **padajícím** (popř. rovněž splývajícím nebo klesajícím) **filmem** nebo odpary s **nucenou cirkulací** kapaliny a externě uloženým výměníkem tepla. Odparky s **přirozenou cirkulací** (bez využití čerpadla) jsou vhodné pro méně viskózní kapaliny. Pro látky náchylné k pění jsou využívány odpary se **stoupajícím** (popř. rovněž šplhajícím) **filmem** [92]. Pro zahušťování suspenzí s vysokým obsahem sušiny lze uvažovat o využití **rotorové odparky** [87], která dokáže snižovat vysokou viskozitu kapaliny pomocí vnitřního míchadla. Myslitelné jsou také další typy odparek s **mechanickými prvky**. Zdroj tepla pro odpařování může být externí v podobě **horké vody** (HV) nebo **vodní páry** (VP). Teplo k odpařování může být dále dodáváno s využitím **mechanické komprese páry** (MVC) nebo **tepelného čerpadla** (HP). Pakliže je k dispozici odpadní teplo, nejsou poslední dvě z možností příliš ekonomické. Odparky mají obvykle 1 až 3 odpařovací stupně, ale mohou mít i více. Obecně platí, že s rostoucím počtem stupňů roste účinnost odpařování. Drtivá většina průmyslových odparek pracuje v podtlakovém režimu (**vakuové odparky**), který umožňuje zahušťování suspenzí i při nízkých teplotách (< 100 °C). Podtlak zároveň brání úniku nežádoucích plynných látek do okolí. Do kategorie vakuových odparek patří i prototyp vyvíjený pro BPS, kde má dostupné odpadní teplo kolem 90 °C.

Uvedené technologické varianty odparek mohou být různým způsobem kombinovány a doplňovány o různé prvky, které mají za cíl zvyšovat efektivitu procesu (by-pass, přehřev, recirkulace). Třídění a porovnávání nabízených odparek je proto poměrně složité. Za rozhodující parametry pro účely srovnání komerčně dostupných odparek tak byly zvoleny typ tepelného zdroje, počet odpařovacích stupňů a výrobní kapacita odpary. Výsledky srovnání shrnuje *tab. 7*. Měrné spotřeby energií byly stanoveny jako průměrné hodnoty pro danou kategorii odparek. **Rešerše zahrnuje více než 300 modelů odparek odpadních a procesních vod, které jsou v nabídce od 18 lokálních a světových výrobců.** Zpracovaná data bohužel vycházejí převážně z marketingových materiálů výrobců, nikoliv z reálných provozních podmínek. Prezentované výsledky se vztahují k odpadním vodám obecně a nezohledňují specifické fyzikální vlastnosti fugátu. Úplný přehled odparek zahrnutých do porovnání, a to včetně podrobných provozních parametrů, je uveden v Příloze č. 1.

Zdroj tepla	Počet stupňů St [–]	Produkce destilátu m_{dest} [kg/h]	Měrná spotřeba elektřiny sP_{el} [kWh/m ³]	Měrná spotřeba tepla sP_{th} [kWh/m ³]	Celková měrná spotřeba energií sP_{el+th} [kWh/m ³]
HP	1	<1000	180,3	0	180,3
HP	1	=>1000	147,5	0	147,5
MVC	1	<1000	86,1	0	86,1
MVC	1	=>1000	37,3	0	37,3
MVC	2-4	=>3000	28,2	0	28,2
HV, VP	1	<1000	26,8	670,9	741,2
HV, VP	1	=>1000	12,3	599,0	685,1
HV, VP	2	<1000	26,2	372,0	398,6
HV, VP	2	=>1000	15,1	360,0	390,0
HV, VP	3	<1000	24,2	251,4	275,0
HV, VP	3	=>1000	15,4	248,5	264,6

tab. 7: Vybrané parametry odparek pro zahušťování odpadních a procesních vod; měrné spotřeby energií jsou vztaženy na m³ destilátu.

Z výsledků v *tab. 7* lze vyvodit několik závěrů. Energeticky nejefektivnější jsou obecně odpary využívající mechanické komprese páry (až 28,2 kWh/m³). Následovány jsou jednotkami, do kterých je teplo dodáváno tepelným čerpadlem (až 147,5 kWh/m³). Energetická náročnost odparek typu HV a VP klesá s rostoucím počtem stupňů, přičemž hlavní díl spotřeby

případá na energii tepelnou, která se pohybuje v rozmezí 248,5 až 670,9 kWh/m³ kondenzátu. Pakliže je k dispozici odpadní teplo, vychází naopak provoz odparek typu HV a VP nejlépe, neboť spotřeba elektřiny není zvyšována dodatečnými technologiemi, jako v případě MVC a HP. Měrná spotřeba elektřiny při vysokých výkonech a jednostupňovém uspořádání dosahuje až 12,3 kWh/m³ u typu HV a VP. Odparky typu HP a MVC proto nelze obecně k využití v BGP doporučit. Spotřeba elektřiny je u těchto strojů enormní (platí zejména pro typ HP) a jde proti zájmu provozovatelů prodat co největší množství elektrické energie do sítě. Uvedené hodnoty je třeba brát pouze informativně a ne jako pravidlo. Výkonnost a efektivita odparek závisí vždy na jejich konkrétním uspořádání a provozních podmínkách a může se v rámci zvolených kategorií lišit. Obecně platí, že s rostoucí kapacitou odparek měrná spotřeba energií klesá.

4.2.2 Odpařování zemědělských odpadních vod jako předmět výzkumné činnosti

Dostupné studie a články zabývající se využitím vakuových odparek v zemědělství zpravidla uvádějí odpařování jako jeden ze způsobů zahušťování fugátu nebo kejdy, ale o provozních parametrech či typu odparek poskytují jen strohé informace. Rehl a Müller (2011) hodnotí odpařování digestátu z pohledu životního cyklu (life-cycle assessment), ale provozní informace naprosto chybí [93]. Stejně je tomu u studie Heviánkové et al. (2014), která uvádí možnost redukce objemu fugátu odpařováním až na 15 % původní hodnoty [43]. Flotats et al. (2009) informuje o ekonomice provozu zařízení na zpracování živočišné kejdy, jehož součástí je vakuové odpařování, ale žádné technické informace k odpařování neposkytuje [94]. Hjorth et al. (2009) upozorňuje na možnost úniku amoniaku a těkavých mastných kyselin do kondenzátu [42] a zmiňuje možnost redukce objemu živočišné kejdy prostřednictvím jedno nebo více stupňové vakuové odparky až o 92 %, se spotřebou tepla až 120 – 130 kWh/t zpracované kejdy (dle závěrů Pedersena (2009) [95]).

Melse a Verdoes (2005) zkoumali ekonomiku a kvalitu produktů ze zpracování kapalné frakce prasečí kejdy spojením vakuové odparky (s kompresí páry), mechanické separace a stripování amoniaku [96]. Toto spojení je hodnoceno jako finančně nejnáročnější, ale žádná konkrétní data z provozu odparky nejsou uvedena. Drog et al. (2015) považuje odpařování za smysluplné jen tam, kde je k dispozici odpadní teplo [11]. Za nejčastější typ odparek pro zahušťování fugátu jmenuje odparky s nucenou nebo přirozenou cirkulací, které mohou být uspořádány ve třech stupních s teplotním spádem 80 až 55 °C. Tímto způsobem lze redukovat původní objem digestátu o 50 % s koncentrací sušiny 10 až 12 % (max. 15 %) a spotřebou tepla ve výši 300 až 350 kWh/m³ destilátu. I přes snížení vstupního pH na 4,5 obsahuje kondenzát malé množství dusíku a organických látek a nemá kvalitu k vypouštění do povrchových vod.

Tampio et al. (2016) porovnávala odpařování jako součást několika scénářů (se stripováním a reverzní osmózou) [97]. Pro stanovení materiálové a energetické bilance odpařování bylo využito specifických spotřeb uváděných jinými autory. Před odpařením byl fugát ohříván na 80 °C, přičemž specifická spotřeba elektřiny byla zvolena 5 kWh na tunu zpracovaného fugátu. Kombinace odpařování a reverzní osmózy byla zhodnocena jako energeticky nejefektivnější, což může dále umocnit rostoucí přepravní vzdálenost. Flotats et al. (2011) popisuje vakuové odpařování jako jednu z mezitechnologií pro zpracování kejdy, přičemž jako typické uvádí dvou a více komorové odparky [84]. Studie uvádí výstupní koncentraci sušiny až 30 % a měrné spotřeby pilotní jednotky: 21 kWh_{el} a 107 až 353 kWh_{th} na m³ zpracované kejdy při průtoku 0,5 m³/h. Odhad pro vyšší kapacity (6 – 8 m³/h) pak hovoří o spotřebě 250 až 280 kWh/m³, ale není zřejmé, zda tato hodnota nezahrnuje i elektrickou spotřebu. Pro udržení více než 98 % dusíku v koncentrátu vyžaduje studie snížení pH vstupní suroviny pod hranici 5,5.

Další studie popisují přímo výsledky provedených experimentů. Guercini et al. (2014) referují o semi-kontinuálním provozu pilotní jednotky přímo v BPS [32]. Jdstupňová odparka s nucenou recirkulací a padajícím filmem měla dosáhnout spotřeby 0,87 kWh tepla na

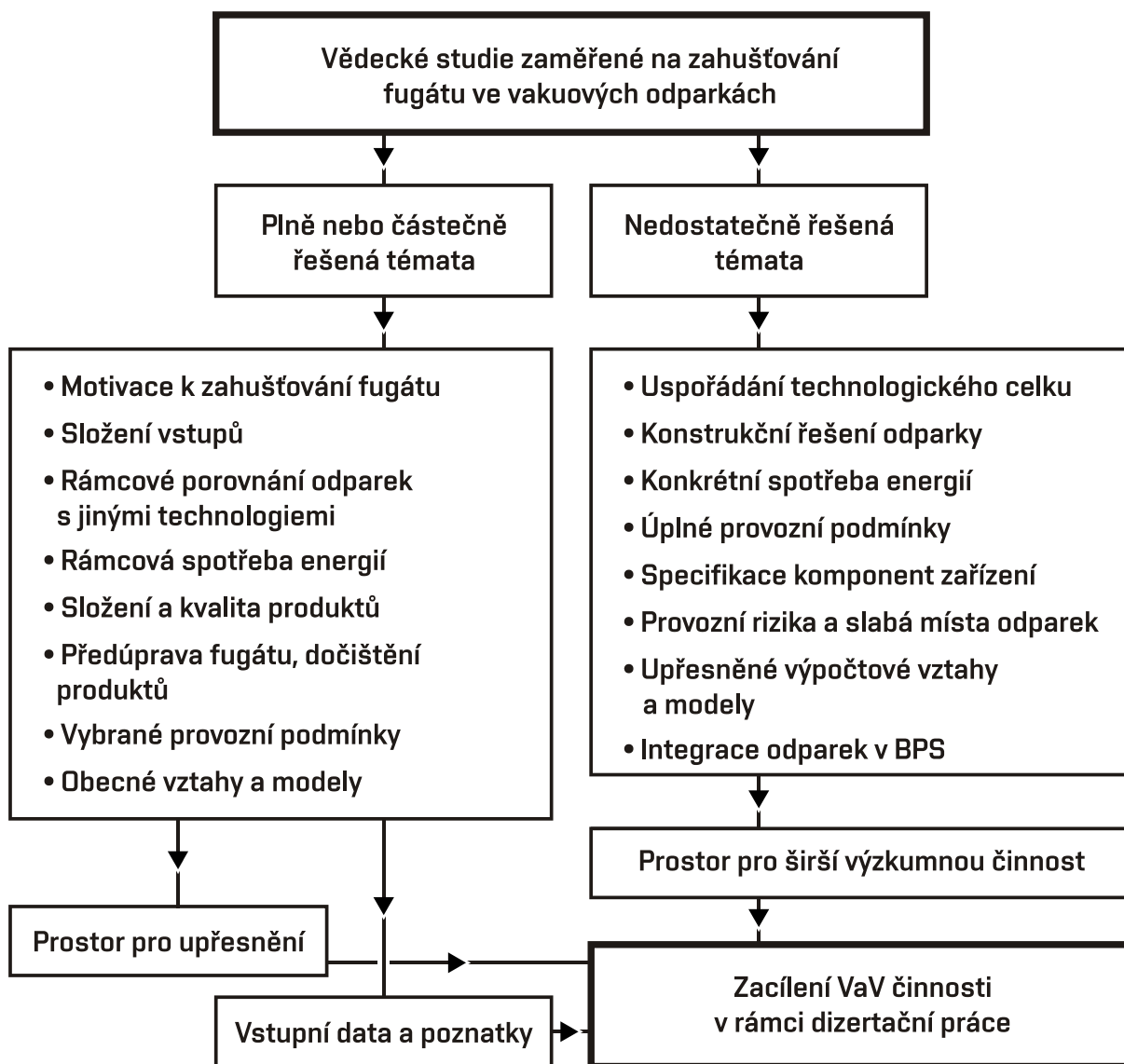
kg kondenzátu, přičemž výsledná koncentrace sušiny byla 12 %, oproti 4,2 % na vstupu. Fugát měl průměrný průtok 140 kg/h a byl ohříván chladicí vodou o teplotě 90 °C. Z článku není zřejmé, jaká byla teplota fugátu na vstupu do odpařovací komory, ani které spotřebiče jsou zahrnuty do celkového příkonu pilotní jednotky 14 kW_{el}. Autoři připouštějí, že účinnost odpařování byla snížena zanášením teplosměnné plochy. Provoz laboratorní semi-kontinuální odparky byl sledován ve studii Chiumenti et al. (2013), a to zejména z pohledu kvality produktů odpařování [98]. Byl zkoumán jednostupňový i dvoustupňový provoz. Konstrukce každého stupně byla rozdílná s objemy 100 a 25 litrů. Vstupní fugát z digesce prasečí kejdy a kukuřičné siláže byl zahušťován s úpravou i bez úpravy pH. Přijatelnou kvalitu ovšem vykazoval pouze kondenzát z upraveného fugátu. Obsah sušiny v koncentráte prvního stupně (bez míchadla) dosahoval 15 %. K odpařování docházelo při teplotě 35 °C. Přestože nelze výsledky porovnávat s plnohodnotnými odparkami v průmyslových provozech, odhadují autoři specifickou spotřebu elektřiny na 5 až 8 kWh na m³ fugátu a tepla na 350 kWh na m³ kondenzátu. Studie Bamelis et al. (2015) deklaruje spotřebu 165 kW_{th} u vakuové odparky, jež denně v plném provozu zpracuje 25 m³ fugátu [99]. Uváděnou spotřebu elektřiny 0,025 kWh/m³ fugátu nelze považovat za věrohodnou.

Další experimentální práce se věnovaly primárně kvalitě produktů bez podrobnějšího zaměření na energetickou náročnost procesu. Palatsi et al. [100] hodnotil kvalitu kondenzátu s ohledem na obsah těkavých mastných kyselin ve fugátu a stupeň acidifikace. Vliv úpravy pH na kvalitu kondenzátu ze zahušťování fugátu v laboratorní odparce zjišťoval i Li et al. [101]. Bonmatí a Flotats [102] zkoumali vliv acidifikace a anaerobní fermentace na kvalitu kondenzátu z odpařování prasečí kejdy. Semi-kontinuální test probíhal při teplotě 55 °C a tvorbě kondenzátu rychlostí 43,0 ml/h. Ve všech případech bylo potvrzeno, že hlavním znečišťujícím prvkem v destilátu je amonný dusík, přičemž jeho koncentrace s klesajícím pH fugátu klesá.

Uvedené studie **potvrzují, že vakuové odpařování je reálně použitelnou metodou pro zahušťování fugátu z BPS** a za tímto účelem je také již v mnoha provozech využíváno. Dosažení požadované kvality produktů přitom není možné bez předchozí úpravy fugátu (snížení pH) nebo následného zpracování destilátu v dalších technologiích (reverzní osmóza, stripování amoniaku). Přestože dostupné studie jako celek poskytují mnoho zajímavých údajů a závěrů, je jejich přenositelnost do provozního měřítka omezená a poskytuje provozovatelům BPS pouze obecný informační rámec. Je zřejmé, že **pro posouzení integrace odparky do BPS jsou tyto informace nedostatečné**. Za tímto účelem potřebuje provozovatel/projektant komplexní sadu informací a výpočtových vztahů, které zohlední specifika konkrétní BPS a zvoleného typu odparky. Často uváděné specifické spotřeby energií jsou vypovídající pouze tehdy, jsou-li doplněny o konkrétní způsob uspořádání odparky, její zapojení v BPS, zvolené provozní podmínky a vlastnosti zpracovávaného fugátu. Bez těchto informací nelze provést odpovídající hmotnostní a energetickou bilanci, která je nezbytná pro ekonomické hodnocení technického řešení.

Sledované vědecké práce se rovněž blíže nevěnují konkrétnímu uspořádání zahušťovacích technologií, konstrukčnímu řešení odparek, specifikacím jednotlivých komponent zařízení (čerpadla, vývěvy, ventily atd.) a obecně se téměř nezmiňují o provozních obtížích a nedostacích, které jsou s odpařováním fugátu spojeny. Z tohoto pohledu tedy **existuje množství nezodpovězených otázek**, které jsou ovšem pro výrobu a dlouhodobě úspěšný provoz odparky v BPS nezbytné.

Mezery v současném stavu poznání byly podnětem k zacílení výzkumné a vývojové činnosti v rámci předkládané dizertační práce. Schematicky tento vztah ilustruje *obr. 26*.



obr. 26: Vliv současného stavu poznání na zacílení dizertační práce.

4.3 Tvorba matematických modelů, porovnání odparek a volba technologie

Tato kapitola poskytuje znalostní bázi pro výpočet hmotnostní a energetické bilance vybraných typů vakuových odparek, včetně základních konstrukčních a provozních parametrů. Za tímto účelem je představen princip činnosti vybraných odparek, způsob jejich zapojení a základní výpočtové vztahy pro tvorbu matematických modelů. Dále jsou specifikovány okrajové podmínky výpočtů, tj. provozní parametry vakuových odparek, které lze z pohledu odpařování fugátu a integrace do BPS považovat za typické. Výsledky výpočtů pro zvolené provozní podmínky jsou pak zhodnoceny a srovnány s parametry komerčně dostupných odparek. Podkladem pro tuto kapitolu byla studie prezentovaná autorem v publikaci [103] a poznatky nabyté během experimentální činnosti se zahušťováním fugátu. Popis experimentální činnosti je předmětem kapitoly 5.

Matematické modely vybraných vakuových odparek, které byly shledány vhodnými pro zahušťování fugátu, byly sestavovány s úmyslem zhodnotit energetickou a částečně i investiční náročnost těchto technologií. Dalším motivem bylo doplnění odborné literatury o upřesněné výpočetní vztahy a modely, které reflektují provozní podmínky BPS a specifické vlastnosti fugátu. Na základě poskytnutých informací by měl být provozovatel (investor) schopen

stanovit, jaké jsou skutečné energetické nároky odparek v konkrétních provozních podmínkách a zda integrace do BPS dává technický a ekonomický smysl. V neposlední řadě byly výsledky tohoto dílčího cíle použity při experimentálním vývoji odparky a napomohly volbě konkrétního vyvíjeného prototypu.

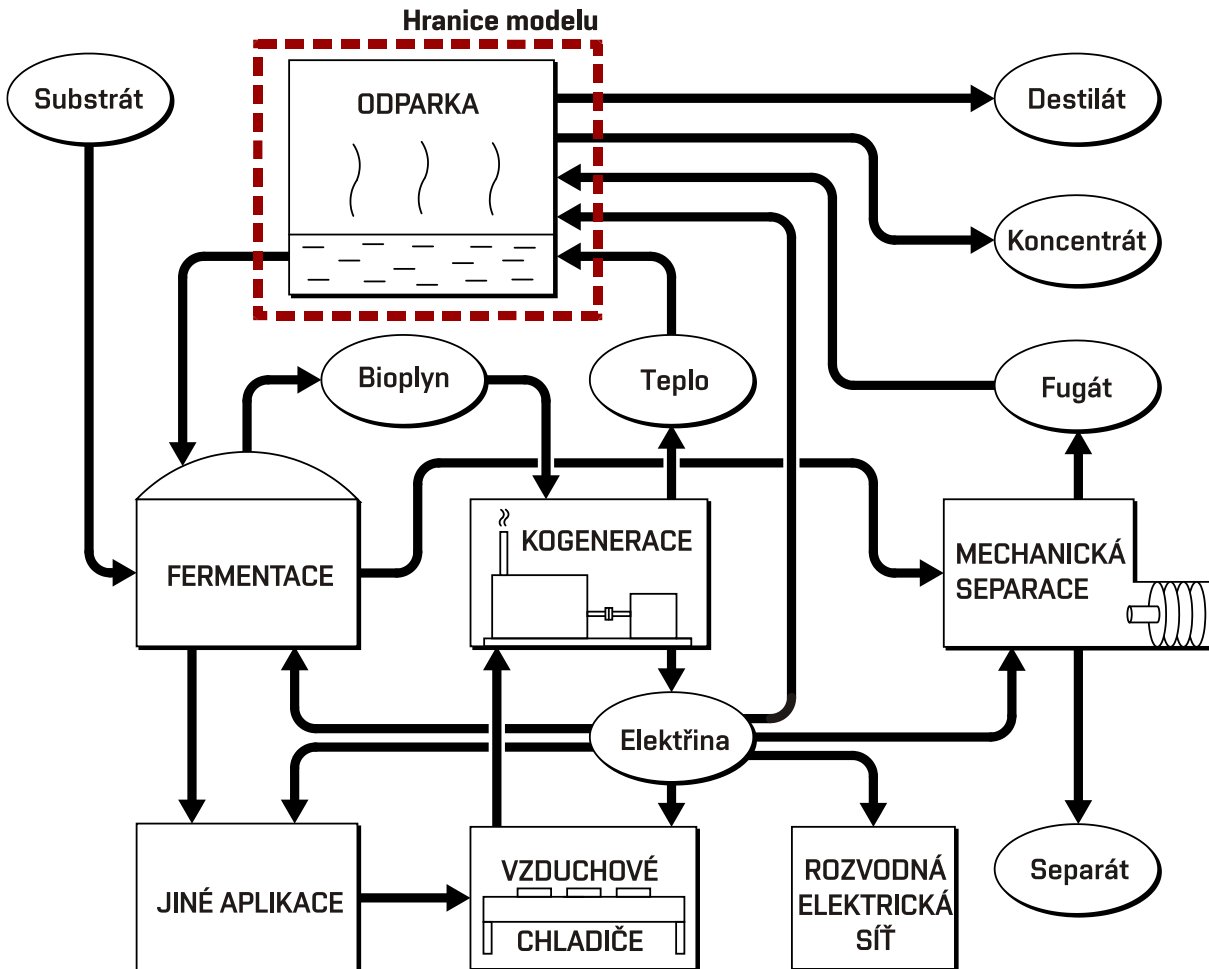
V rámci předložené práce bylo zkoumáno pouze zapojení samotných vakuových odparek bez uvažování kombinace s jinými technologiemi (RO, stripování). Do bilančních výpočtů nevstupuje použití pomocné chemie, jako jsou protipěnicí přípravky a kyseliny pro snižování pH suspenze. Vzhledem k jejich množství jde o zanedbatelnou chybu. Tepelné ztráty odparek a nedokonalosti v odpařování (například tzv. “net equilibrium allowance” [104]) nejsou uvažovány. Jejich vliv je vzhledem k nízkým teplotám procesu zanedbatelný. Studie se nezabývá dlouhodobým provozem odparek, který může být ovlivněn zanášením funkčních ploch, odstávkami atd. Nebere v potaz konkrétní geometrii, materiály a pevnostní parametry aparátů. Předmětem práce není ani rozbor potenciální kvality a složení produktů odpařování (destilátu a koncentrátu). Za tímto účelem lze využít například zdroje [98], [101] a [102]. Vlastnosti fugátu a typické provozní parametry odparek byly získány buďto z odborné literatury, na základě vlastních zkušeností s odpařováním fugátu anebo konzultací s odborníky z praxe, kteří mají zkušenosti s odpařováním jiných látek s podobnými fyzikálními vlastnostmi.

Předkládané výsledky hodnotící provoz vybraných typů vakuových odparek byly získány na základě matematického modelu, který vychází z uvedených výpočtových vztahů a definovaných vstupních podmínek. Matematický model byl sestaven v programu MS Excel 2013 a lze ho označit za analytický a statický. Model se omezuje na technologii vybraných odparek. Nepopisuje pohyb látek a energií jinými technologickými uzly a větvemi v BPS. Rozsah modelu je zřejmý z obrázku *obr. 27*.

4.3.1 Volba porovnávaných odparek

Pro účely srovnání odparek vhodných k zahušťování fugátu byly vybrány jen ty technologie, jejichž uspořádání umožňuje **využití odpadního tepla** v podobě horké vody. Do výběru nebyly zařazeny odparky využívající kompresi páry, tepelného čerpadla nebo mechanických prvků (např. míchadla, škrabky), které by neúměrně zvyšovaly spotřebu elektrické energie. Technologické uspořádání průmyslových odparek, které využívají odpadní teplo, se může lišit v mnoha ohledech. Stejně tak se liší pořizovací náklady a energetické nároky na provoz, které ovlivňují celkovou návratnost investice. Protože kompletní srovnání všech dostupných odparek lze provést jen stěží, zaměřuje se tato práce na porovnání 3 vybraných typů.

Jedná se o dva typy odparek vhodných pro viskózní kapaliny, a to odparku s **nucenou cirkulací kapaliny** (FCE) a odparku s **padajícím filmem** (FFE). První jmenovaná bude zkoumána v jednodukomorovém uspořádání, které je investičně nejméně náročné. Odparka s padajícím filmem bude uvažována ve třístupňovém provedení, které je energeticky úsporné a je ještě součástí modelových řad některých výrobců. Třetí zkoumanou technologií je **vícetupňová mžiková** odparka (MSF), která není za účelem zpracování odpadních vod běžně používána, ale ve které vidí autor řadu výhod, jež budou dále zmíněny. Vzhledem k principu MSF odparky a dostupnému teplotnímu spádu při zahušťování fugátu (70 až 40 °C) bylo zvoleno uspořádání s devíti odpařovacími komorami. Vybraná uspořádání technologií nelze považovat za ta energeticky nejefektivnější, ale jedná se o zařízení, jež jsou k zahušťování fugátu vhodné. Nalezení optimální konfigurace jednotlivých typů odparek může být předmětem samostatného výzkumu.



obr. 27: Hranice matematického modelu a z něj odvozených výsledků. Předpokládá se umístění odparky za mechanickou separací a využívání tepla z kogenerace.

4.3.2 Odparka s nucenou cirkulací

Jednostupňová odparka s nucenou cirkulací (FCE) je ze zvolených technologií konstrukčně nejjednodušší, ale zato energeticky nejméně efektivní. Konkrétní uspořádání uvažované v této práci je zřejmé z obr. 28. Odpařovací komora (1) je doplněna okruhem pro ohřev fugátu (H) a kondenzační sekci (C). Externí umístění tepelného výměníku zaručuje jeho snazší údržbu. Urychlení cirkulace kapaliny skrze čerpadlo zajišťuje snížení zdánlivé viskozity fugátu a intenzivnější přestup tepla. Přehřátá kapalina vstupuje do komory (1) se sníženým tlakem a mžikově se odpařuje. Vzniknuvší pára prochází přes odlučovač kapek (DEM) do kondenzátoru (C), kde předá kondenzační teplo chladicí vodě (CV). Neodpařená kapalina je z části vracena čerpadlem do oběhu (REC) a z části odchází v podobě koncentráту (KONC). Vzdušina (nekondenzující plyny – NP) je ze systému odváděna vodokružní vývěvou (VÝV). Čím větší je požadavek na zakoncentrování kapaliny, tím větší je průtok cirkulační větvi.

Matematický model FCE byl sestaven z níže uvedených rovnic. Tepelná a materiálová bilance odpařovací komory vychází z rovnic (26) až (30):

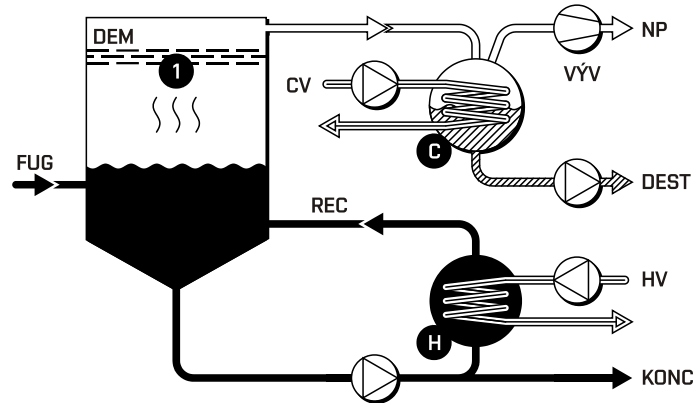
$$m_{fug} \cdot cp_{fug} \cdot (T_{konc} - T_{fug}) + m_{dest} \cdot L_v(p_{sat}) = m_{rec} \cdot cp_{fug} \cdot (T_{fug}^{max} - T_{konc}) \quad (26)$$

$$m_{fug} = m_{konc} + m_{dest} \quad (27)$$

$$m_{fug} \cdot x_{fug} = m_{konc} \cdot x_{konc} \quad (28)$$

$$T_{konc} = T_{fug}^{min} \quad (29)$$

$$p_{sat} = f(T_{konc} - T_{bpe}) \quad (30)$$



obr. 28: Uspořádání odparky s nucenou cirkulací tak, jak bylo uvažováno v modelu.

Spotřeba tepla a teplosměnná plocha výměníku v ohřevné větvi odparky byly stanoveny s pomocí rov. (31):

$$P_{th} = m_{rec} \cdot cp_{fug} \cdot \frac{T_{fug}^{max} - T_{konc}}{3600} = m_{hv} \cdot cp_v \cdot \frac{(T_{hv}^{in} - T_{hv}^{out})}{3600} = A_h \cdot U_{v-fug} \cdot LMTD_h \quad (31)$$

Chladicí výkon odparky a teplosměnná plocha kondenzátoru byla získána z rov. (32):

$$CV = m_{dest} \cdot \frac{L_v(p_{sat})}{3600} = m_{cv} \cdot cp_v \cdot \frac{T_{cv}^{out} - T_{cv}^{in}}{3600} = A_c \cdot U_{bp-v} \cdot LMTD_c \quad (32)$$

Celková spotřeba elektřiny a celková teplosměnná plocha FCE byly vypočteny na základě rovnic (33) a (34):

$$P_{el} = P_{el,č}^{konc+rec} + P_{el,č}^{dest} + P_{el,výv} + PS_{el,č}^{hv} + PS_{el,č}^{cv} \quad (33)$$

$$A = A_c + A_h \quad (34)$$

Následující rovnice platí obecně pro všechny typy odparek (FCE, FFE, MSF). Měrná tepelná kapacita byla stanovena dle rov. (35):

$$cp_{fug,i} = cp_v \cdot (1 - x_{fug,i}) + cp_{suš} \cdot x_{fug,i} \quad (35)$$

Měrné spotřeby energií a měrná teplosměnná plocha byly vypočteny s použitím rovnic (36) až (39):

$$sA = A \cdot 998,2/m_{dest} \quad (36)$$

$$sP_{th} = P_{th} \cdot 998,2/m_{dest} \quad (37)$$

$$sP_{el} = P_{el} \cdot 998,2/m_{dest} \quad (38)$$

$$sCV = CV \cdot 998,2/m_{dest} \quad (39)$$

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):

$$m_{np} = F_{np}^1 \cdot m_{fug} + \sum_{i=1}^{St} ((F_{np}^2 - p_{sat,i}/100) \cdot m_{dest,i}) \quad (42)$$

$$V_{np} = \frac{(273,15 + T_{sat}(p_c)) \cdot m_{np}}{273,15 \cdot \rho_{np} \cdot p_c} \quad (43)$$

$$P_{výv}^{pol} = n_{pol} \cdot 100 \cdot p_c \cdot V_{np} \cdot ((1/p_c)^{\frac{n_{pol}-1}{n_{pol}}} - 1) / ((n_{pol} - 1) \cdot \eta_{výv} \cdot 3600) \quad (44)$$

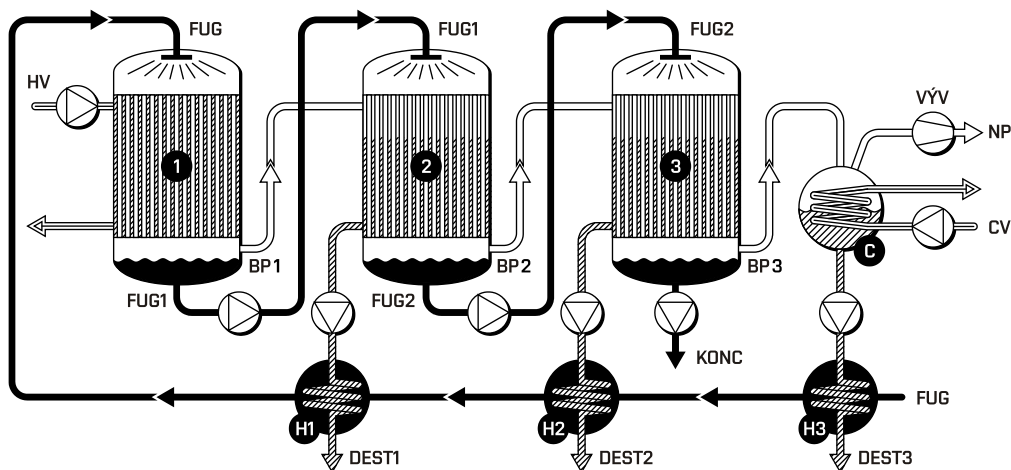
$$P_{výv}^v = Y_{výv} \cdot m_{výv}^v \cdot 3,6 \cdot 10^{-6} \quad (45)$$

$$P_{el,výv} = P_{výv}^{pol} + P_{výv}^v + P_{výv}^{mu} \quad (46)$$

Pro výpočet středního logaritmického teplotního rozdílu byla využita rov. (13).

4.3.3 Odparka s padajícím filmem

Odparky s padajícím filmem (FFE) jsou vhodné pro látky, které jsou citlivé na vysoké teploty a vyžadují krátký kontakt s teplosměnnou plochou [87]. Díky tomu jsou široce využívány v potravinářství, papírnickém a chemickém průmyslu [105], uplatnění ale naleznou i při odsolování mořské vody [61]. Odpařování ve filmu je zajímavé také tím, že snižuje intenzitu pění. To je výhoda zejména u látek jako je fugát, které jsou k pění náchylné. Pro účely této práce bylo zvoleno sériové (forward feed) třístupňové uspořádání odparky bez recirkulace v jednotlivých stupních (komorách), tzv. jednopřechodová konfigurace (once-through). Uspořádání odparky ilustruje obr. 29.



obr. 29: Uspořádání 3-stupňové odparky s padajícím filmem tak, jak bylo uvažováno v modelu.

Fugát (FUG) je před vstupem do první komory (1) předehříván (H1, H2, H3) destilátem (DEST 1-3) z jednotlivých stupňů. Na vstupu do odpařovací komory je kapalina (FUG) rovnoměrně rozvedena do trubkového prostoru. Kapalina v tenké vrstvě (filmu) stéká po stěnách potrubí, odebírá teplo od ohřevného média (vody nebo páry) a vlivem odpařování

vody se postupně zahušťuje. Neodpařená část fugátu (FUG1, FUG2) je přečerpána do další komory, kde se stejný proces opakuje při nižším tlaku a teplotách. Pára (BP) z jednoho stupně slouží jako ohřevné médium pro stupeň následující, ve kterém zároveň kondenzuje za vzniku destilátu (D). Pára z posledního stupně (BP3) předává teplo chladicí vodě (CW) v kondenzátoru (C). Při návrhu odparky je třeba dbát na to, aby byl povrch trubek neustále smočený. V opačném případě hrozí zanášení trubek a snížení výkonu odparky. Nedostatečný průtok lze částečně řešit recirkulací koncentrátu. Energetickou náročnost lze snížit přidáním dalších stupňů. Odlučovač kapek na výstupu par z jednotlivých komor není na obrázku znázorněn.

Výpočtový model FFE byl vytvořen s využitím rov. (13) a rovnic (35) až (46) spolu s následujícími vztahy. Spotřeba tepla a teplosměnná plocha v 1. odpařovací komoře odparky byly stanoveny s pomocí rovnic (47) až (49).

$$P_{th} = m_{fug} \cdot cp_{fug} \cdot (T_{fug,1} - T_{fug,1}^{h,1})/3600 + m_{dest,1} \cdot L_v(p_{sat,1})/3600 \quad (47)$$

$$P_{th} = m_{hv} \cdot cp_v \cdot (T_{hv}^{in} - T_{hv}^{out})/3600 = A_{ok,1} \cdot U_{v-fug} \cdot LMTD_{ok,1} \quad (48)$$

$$T_{fug,1} = T_{fug}^{max} \quad (49)$$

Teplota fugátu na odtoku z 2. komory byla získána z rov. (50):

$$T_{fug,2} = (T_{fug}^{max} + T_{fug}^{min})/2 \quad (50)$$

Chladicí výkon a teplosměnná plocha kondenzátoru vychází z rov. (51):

$$CV = m_{dest,3} \cdot \frac{L_v(p_{sat,3})}{3600} = m_{cv} \cdot cp_v \cdot \frac{(T_{cv}^{out} - T_{cv}^{in})}{3600} = A_c \cdot U_{bp-v} \cdot LMTD_c \quad (51)$$

Teplota a hmotnostní tok fugátu na výstupu z 3. odpařovací komory byly určeny s pomocí rovnic (52) a (53):

$$T_{fug,3} = T_{fug}^{min} = T_{konc} \quad (52)$$

$$m_{fug,3} = m_{konc} \quad (53)$$

Předehřev fugátu destilátem ze 3. komory popisuje rov. (54):

$$m_{fug} \cdot cp_{fug} \cdot (T_{fug,3}^{h,3} - T_{fug})/3600 = A_{h,3} \cdot U_{v-fug} \cdot LMTD_{h,3} \quad (54)$$

Následující rovnice se vztahují obecně k odpařovací komoře i . Tepelnou bilanci, produkci destilátu a velikost teplosměnné plochy bylo možné získat z rovnic (55) a (56):

$$m_{dest,i} \cdot L_v(p_{sat,i})/3600 = A_{ok,i+1} \cdot U_{bp-fug} \cdot LMTD_{i+1} \quad (55)$$

$$m_{dest,i-1} \cdot cp_{fug,i-1} \cdot (T_{fug,i-1} - T_{fug,i}) + m_{dest,i-1} \cdot L_v(p_{sat,i-1}) = m_{dest,i} \cdot L_v(p_{sat,i}) \quad (56)$$

Saturační tlak v komoře byl stanoven s ohledem na teplotní depresi dle rov. (57):

$$p_{sat,i} = f(T_{fug,i} - T_{bpe,i}) \quad (57)$$

Tepelné bilance a teplosměnné plochy výměníků v předehřívacích sekcích byly určeny s využitím rovnic (58) až (60):

$$m_{fug} \cdot cp_{fug} \cdot (T_{fug,i}^{h,i} - T_{fug,i}^{h,i-1})/3600 = A_{h,i} \cdot U_{v-fug} \cdot LMTD_{h,i} \quad (58)$$

$$m_{fug} \cdot cp_{fug} \cdot (T_{fug,i}^{h,i} - T_{fug,i}^{h,i-1}) = m_{dest,i} \cdot cp_v \cdot (T_{sat}(p_{sat,i}) - T_{dest,i}^{h,i}) \quad (59)$$

$$T_{dest,i}^{h,i} = T_{fug,i}^{h,i-1} + T_{ttd} \quad (60)$$

Hmotnostní bilance v odpařovacích komorách vycházely z rovnic (61) a (62):

$$m_{fug,i} \cdot x_{fug,i} = m_{fug,i+1} \cdot x_{fug,i+1} \quad (61)$$

$$m_{fug,i} = m_{fug,i-1} - m_{dest,i} \quad (62)$$

Celková produkce destilátu, celková spotřeba elektrické energie a celková teplosměnná plocha pak byly stanoveny na základě rovnic (63) až (65).

$$m_{dest} = \sum_{i=1}^3 m_{dest,i} = m_{fug} - m_{konc} \quad (63)$$

$$P_{el} = \sum_{i=1}^3 P_{el,\check{c}}^{fug,i} + \sum_{i=1}^3 P_{el,\check{c}}^{dest,i} + P_{el,v\acute{y}v} + P_{el,\check{c}}^{hv} + P_{el,\check{c}}^{cv} \quad (64)$$

$$A = A_c + \sum_{i=1}^3 A_{ok,i} + \sum_{i=1}^3 A_{h,i} \quad (65)$$

4.3.4 Vícetupňová mžiková odparka

Vícetupňové mžikové odparky (MSF) nalézají uplatnění převážně v odsolovacím průmyslu. Přestože se jedná o dlouho známou technologii, její místo při velkokapacitním odsolování je nezastupitelné a MSF je stále předmětem výzkumu a vývoje [106]. Hlavními výhodami jsou jednoduchá konstrukce a spolehlivý provoz [73]. MSF technologie obvykle není k zahušťování odpadních a procesních vod využívána. Oproti technologii FFE má ovšem jednu zásadní výhodu, a to, že k odpařování nedochází na teplosměnné ploše, ale přímo v kapalně lázni vlivem sníženého tlaku. Tím se výrazně snižují problémy se zanášením a úsadami. Na druhou stranu je odpařování v lázni stimulem pro tvorbu pěny, která musí být potlačována protipěnicími přípravky.

Pro účely této práce bylo zvoleno uspořádání s 9 odpařovacími komorami (*obr. 30*). Počet stupňů byl volen s ohledem na dostupný teplotní spád: 70 – 40 °C a typický teplotní rozdíl 3 až 4 °C mezi sousedními komorami. Cirkulace koncentráту je u tohoto typu odparky nutná pro dosažení požadované koncentrace sušiny [103]. Na jeden průchod není vyšší stupeň zahuštění dosažitelný, protože poměr vyrobeného destilátu ke vstupnímu objemu kapaliny je obvykle 0,05 až 0,1. Fugát (FUG) je na vstupu do odparky smíchán s částí koncentráту a společně (FUG+REC) slouží jako chladicí médium (CV1-CV6) v kondenzačních sekcích jednotlivých komor (1 – 6). Před vstupem do první komory je kapalina ohřata (H) z externího zdroje, v tomto případě horkou vodou (HV) z kogenerační jednotky BPS. Přehřátá kapalina vstupuje do podtlaku a mžikově se z ní část vody odpaří. Vytvořená pára odchází přes demistry (DEM) a kondenzuje v horní části odparky. Odtud je přes další komory odváděna čerpadlem destilátu (DEST). Zahuštěný fugát pokračuje do dalších komor, kde vlivem soustavného poklesu tlaku znovu expanduje a ztrácí na objemu. Brýdové páry v posledních 3 komorách (7 – 9) jsou chlazeny externí chladicí vodou (CV). Tímto způsobem je snížena teplota cirkulujícího koncentráту (REC) a chlazení v komorách 1 až 6 je efektivnější.

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):

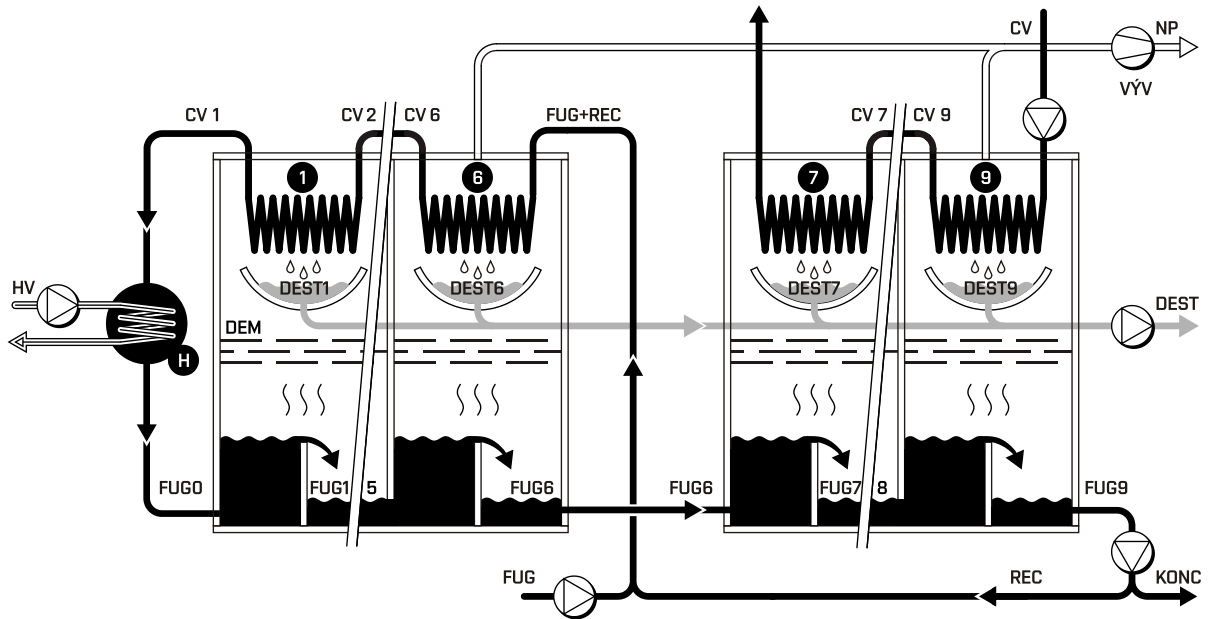
$$P_{th} = m_{hv} \cdot cp_v \cdot \frac{(T_{hv}^{in} - T_{hv}^{out})}{3600} = m_{fug,0} \cdot cp_{fug,0} \cdot \frac{(T_{fug,0} - T_{cv,1})}{3600} = A_h \cdot U_{v-fug} \cdot LMTD_h \quad (66)$$

$$T_{fug,0} = T_{fug}^{max} \quad (67)$$

Hmotnostní bilanci v 1. odpařovací komoře určily rovnice (68) s (69):

$$m_{fug,0} \cdot cp_{fug,0} \cdot (T_{fug,0} - T_{fug,1}) = m_{dest,1} \cdot L_v(p_{sat,1}) \quad (68)$$

$$m_{fug,0} = m_{cv,i} = m_{fug} + m_{rec} \quad (69)$$



obr. 30: Uspořádání 9-stupňové MSF odparky tak, jak byla uvažována v modelu.

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):

$$m_{dest,7} \cdot L_v(p_{sat,7}) = m_{cv} \cdot cp_v \cdot (T_{cv}^{out} - T_{cv,8}) \quad (71)$$

$$m_{dest,8} \cdot L_v(p_{sat,8}) = m_{cv} \cdot cp_v \cdot (T_{cv,8} - T_{cv,9}) \quad (72)$$

$$m_{dest,9} \cdot L_v(p_{sat,9}) = m_{cv} \cdot cp_v \cdot (T_{cv,9} - T_{cv}^{in}) \quad (73)$$

Chladičí 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):

$$m_{dest} = m_{fug} - m_{konc} \quad (82)$$

$$P_{el} = P_{el,\check{c}}^{fug,9} + P_{el,\check{c}}^{fug} + P_{el,\check{c}}^{dest} + P_{el,v\check{y}v} + P_{el,\check{c}}^{hv} + P_{el,\check{c}}^{cv} \quad (83)$$

$$A = \sum_{i=1}^9 A_{c,i} + A_h \quad (84)$$

$$CV = \sum_{i=7}^9 CV_i \quad (85)$$

4.3.5 Vstupní data a okrajové podmínky výpočtů

Za účelem srovnání vybraných odparek pro zahušťování fugátu byla zvolena vstupní data a okrajové podmínky, které reflektují technické možnosti odparek, fyzikální vlastnosti fugátu a typické provozní podmínky v BPS. Tyto parametry lze rozdělit do tří kategorií v souladu s tab. 8. Typ A tvoří parametry, které jsou fyzikálně dané a ověřené a jejich upřesnění může mít jen minimální dopad na konečné výsledky. Týká se to měrné tepelné kapacity vody (cp_v), polytropického exponentu (n_{pol}), hustoty nekondenzujících plynů (ρ_{np}) a termofyzikálních vlastností vodní páry, jako je saturační teplota, měrné výparné teplo atd. Ty byly stanoveny dle IAPWS IF-97 [89].

Parametry typu B souvisí zejména s fyzikálními vlastnostmi fugátu. Byly stanoveny na základě zkušeností spolupracujících odborníků s odpařováním odpadních vod obdobných vlastností [107]. Ty se liší v závislosti na účinnosti mechanické separace a zejména složení substrátu, který BPS zpracovává. Stanovení přesných vlastností fugátu je poměrně obtížné a otevírá prostor pro mnohá experimentální upřesnění. Měrná tepelná kapacita sušiny ($cp_{suš}$) byla odhadnuta na základě studie [108], která zkoumala vlastnosti odpadních kalů. Maximální teplota fugátu (T_{fug}^{max}) byla stanovena s ohledem na udržitelnost provozu. Fugát je organická látka a jako taková při vyšších teplotách intenzivně zanáší teplosměnnou plochu. Teplota 70 °C je rovněž přijatelná pro zachování dostatečného teplotního spádu při ohřevu fugátu 90°C horkou vodou. Minimální teplota fugátu (T_{fug}^{min}) je určena s ohledem na viskozitu, která při nízkých teplotách a vyšších koncentracích sušiny enormně roste. Teplota je rovněž výhodná pro zachování teplotního spádu v kondenzační sekci. Součinitel prostupu tepla (U) se určuje velice obtížně a nabízí velký potenciál pro experimentální upřesnění. Závisí především na viskozitě, která je vzhledem k newtonskému charakteru fugátu proměnlivá a těžko předvídatelná. Zvolené hodnoty U však dle názoru autora výsledky zásadním způsobem nezkrslují. Vliv mají pouze na velikost teplosměnné plochy (A) a budou důležité hlavně při

návrhových výpočtech. Veličiny spojené s výkonem čerpadel a vývěvy ($\eta_{\check{c}}, \eta_{výv}, P_{mu}^{atm}, P_{mu}^{vak}, P_{mu}^{výv}, m_v^{výv}$) se mohou lišit v závislosti na vlastnostech konkrétních výrobků. Výtlačná energie čerpadla (Y) bude v praxi upřesněna konkrétní geometrií odparky a požadavkem provozovatele na dopravní výšku. Koeficienty F_{np}^1, F_{np}^2 korigují množství nekondenzujících plynů (vzdušiny), jež budou odváděny z prostorů odparky. Závisí na množství plynů rozpuštěných ve fugátu a na kvalitě utěsnění celého systému. Teplotní deprese (T_{bpe}) závisí na složení fugátu a pro vodné roztoky a suspenze se pohybuje v řádu desetin nebo nízkých jednotek °C. Konečný teplotní rozdíl (T_{ttd}) ovlivňuje požadavky na velikost teplosměnné plochy tepelných výměníků a je předmětem návrhové optimalizace.

Parametry typu A		$\eta_{výv}$	0,5	-
cp_v	4,18 kJ/(kg.K)	P_{mu}^{atm}	0,2	kW
n_{pol}	1,3	-	P_{mu}^{vak}	0,5 kW
ρ_{np}	1,293 kg/m ³	$P_{výv}^{mu}$	0,5	kW
Vlastnosti vody a vodní páry		F_{np}^1	5×10^{-5}	-
Parametry typu B		F_{np}^2	0,011	-
T_{fug}^{max}	70 °C	$m_{\check{c}}^v$	5400	kg/h
T_{fug}^{min}	40 °C	T_{ttd}	5	°C
U_{v-fug}	0,8 kW/(m ² .K)	Parametry typu C		
U_{bp-fug}	1,2 kW/(m ² .K)	m_{fug}	1500	kg/h
$cp_{suš}$	1 kJ/(kg.K)	T_{fug}	30	°C
T_{bpe}^{fce}	2 °C	x_{fug}	0,04	-
T_{bpe}^{ffe}	0,8;1,5;2 °C	x_{konc}	0,12	-
T_{bpe}^{msf}	0,5 °C	T_{cv}^{in}	25	°C
$Y_{\check{c}}$	300 J/kg	T_{cv}^{out}	33	°C
$Y_{výv}$	90 J/kg	T_{hv}^{in}	90	°C
$\eta_{\check{c}}$	0,5	-	T_{hv}^{out}	75 °C

tab. 8: Přehled vstupních parametrů a okrajových podmínek pro výpočtový model.

Parametry typu C pak lze označit za skutečné proměnné modelu, které budou v praxi nabývat různých hodnot, a to v závislosti na konkrétních provozních podmínkách a požadavcích provozovatelů BPS. Zvolená hodnota m_{fug} odpovídá zhruba hodinové produkci zemědělské BPS s instalovaným výkonem 1 MW_{el}. Konečná koncentrace sušiny (x_{konc}) ve fugátu byla určena konzervativně s ohledem na jiné studie ([11], [32], [98]). Vstupní a výstupní teplota chladicí vody ($T_{cv}^{in}, T_{cv}^{out}$) jsou určeny teplotou okolního vzduchu a výkonností konkrétní chladicí věže.

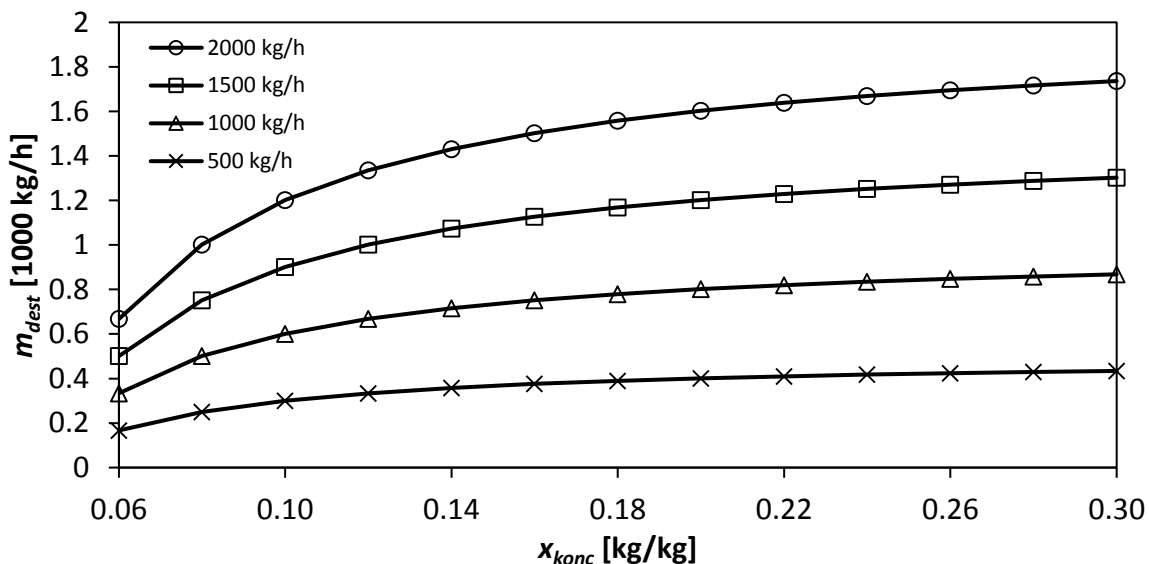
4.3.6 Výsledky a diskuze

Provozní parametry (výsledky) vybraných odparek pro zvolená vstupní data uvádí tab. 9. Výstupní průtoky destilátu m_{dest} a koncentráty m_{konc} jsou pro všechny tři odparky totožné,

jelikož jsou stejné i požadavky na výstupní koncentraci sušiny x_{konc} . Závislost produkce destilátu (m_{dest}) na průtoku fugátu (m_{fug}) a výstupní koncentraci sušiny (x_{konc}) dokumentuje graf 3. Je zřejmé, že s rostoucí koncentrací sušiny v koncentrátu (x_{konc}) průtok destilátu (m_{dest}) roste, ale jeho přírůstek v porovnání s nízkými hodnotami x_{konc} klesá. Tuto skutečnost je třeba zohlednit při návrhu skutečné odparky. Negativa spojená s vysokými hodnotami x_{konc} (např. požadavky na čerpadla, zanášení a úsady, pokles součinitele prostupu tepla U) mohou převážit nad přínosem plynoucím z redukce objemu fugátu.

	FCE	FFE	MSF
x_{fug} [kg/kg]	0,04	0,04	0,04
x_{konc} [kg/kg]	0,12	0,12	0,12
m_{fug} [kg/h]	1500	1500	1500
m_{dest} [kg/h]	1000	1000	1000
m_{konc} [kg/h]	500	500	500
m_{rec} [kg/h]	21656	0	19734
A [m ²]	74,5	79,9	73,3
P_{th} [kW]	685	277	225
m_{hv} [kg/h]	39358	14412	12904
P_{el} [kW]	26,4	14,3	14,0
CV [kW]	670	262	225
m_{cv} [kg/h]	72093	28166	24237
p_{sat}^{min} [bara]	0,066	0,066	0,072

tab. 9: Vypočtené parametry vybraných typů odparek pro stanovená vstupní data a okrajové podmínky.



graf 3: Produkce destilátu m_{dest} v závislosti na výstupní koncentraci sušiny x_{konc} a průtoku fugátu.

Pro dosažení požadované koncentrace ($x_{konc} = 0,12 \text{ kg/kg}$) je u odparek typu FCE a MSF nutná recirkulace kapaliny. V obou případech jsou hodnoty průtoku vysoké ($m_{rec}^{fce} =$

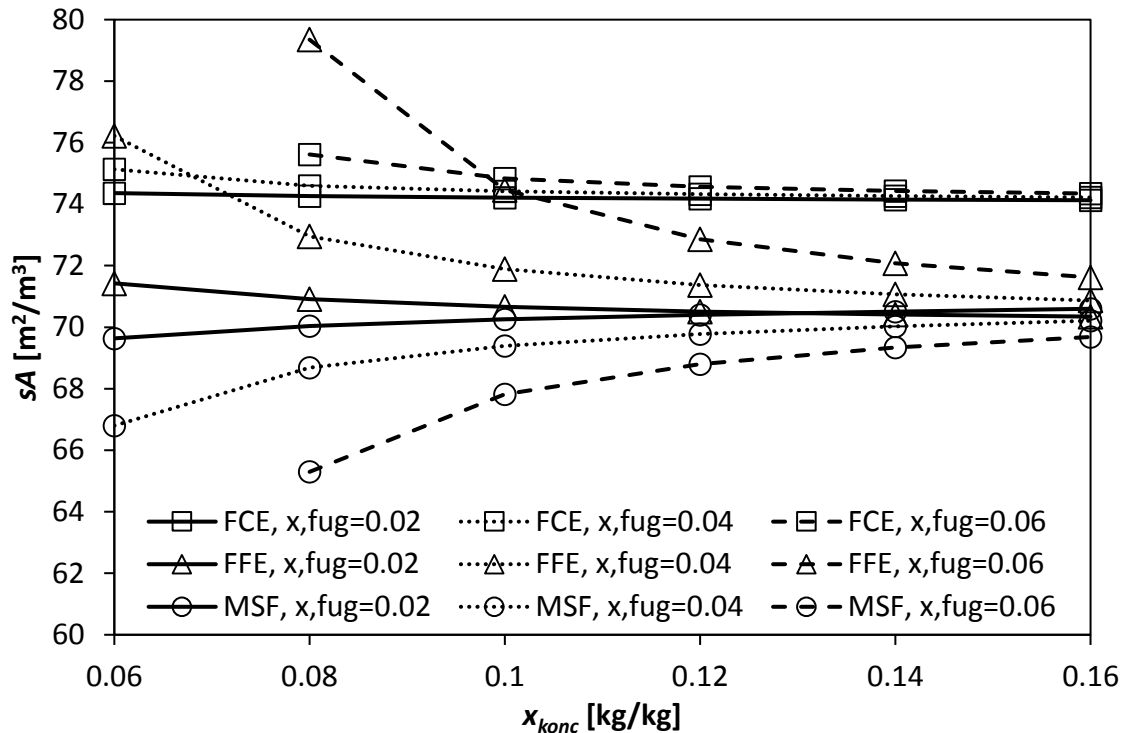
21656 kg/h, $m_{rec}^{msf} = 19734 \text{ kg/h}$) a zvyšují nejen investiční náklady (světlost potrubí, rozměry odpařovacích komor, kapacita čerpadel), ale i provozní náklady (spotřeba elektrické energie P_{el}). Toto negativum odpadá u odparky typu FFE, kde k požadovanému zahuštění postačí jeden průtok fugátu odparkou. Spotřebu elektrické energie u FFE ale zvyšuje přečerpávání fugátu za každou komorou, které je nutné pro dopravu kapaliny do horní části odparky. Tlakový spád mezi komorami je pro tento účel nedostatečný. Hodnotu P_{el} u FFE dále zvyšují velké průtoky chladicí (m_{cv}) a ohřevné vody (m_{hv}). Ty jsou způsobeny celkovou energetickou efektivitou daného uspořádání FFE odparky, která je v porovnání s MSF nižší. V případě MSF zkondenzuje většina destilátu na vstupující zahušťované kapalině ($m_{rec+fug}$), kterou tím přehřívá a šetří teplo. FFE sice také kondenzační teplo využívá, ale jen v prvních dvou komorách. Téměř třetina destilátu vyžaduje ke zkondenzování externí chladicí vodu. Ta systému odebere nemalou část energie, kterou je nutné nahradit tepelným příkonem v první odpařovací komoře.

Nejvyšší spotřebu tepla (P_{th}) a chladicí vody (m_{cv}) má FCE. Kvůli jednodokomorovému uspořádání odparky je rekuperace tepla nulová a téměř celý tepelný příkon zařízení (685 kW) je mařen na kondenzátoru. Tento fakt se projeví i na kapacitě čerpadel a celkové spotřebě elektrické energie (26,4 kW), která je v porovnání s FFE (14,4 kW) a MSF (14,0 kW) největší. Úroveň vakua na kondenzátorech odpovídá výstupním teplotám koncentrátu a pohybuje se mezi 0,066 a 0,072 bara. Požadavek na teplosměnnou plochu je u FCE (74,5 m²) porovnatelný s MSF (73,3 m²) i FFE (79,9 m²). Obecně lze konstatovat, že uspořádání odparek je otázkou kompromisu mezi investičními a provozními náklady. Energetickou účinnost lze navýšit zařazením dalších odpařovacích komor, které mohou zvýšit podíl rekuperovaného tepla a tím přispět ke snížení chladicího výkonu (CV) a spotřeby energií (P_{el}, P_{th}). Na druhou stranu jsou s dodatečnými odpařovacími komorami spojeny požadavky na větší teplosměnnou plochu a vyšší počáteční investice.

S využitím matematických modelů jednotlivých odparek byly výsledky rozšířeny na různé hodnoty vstupní ($x_{fug} = 0,02 - 0,06 \text{ kg/kg}$) a výstupní ($x_{konc} = 0,06 - 0,16 \text{ kg/kg}$) koncentrace sušiny. Hodnoty koncentrací sušiny ve vstupním a výstupním fugátu lze označit za klíčové z pohledu provozu BPS a rozhodování investorů. Sledován byl vliv koncentrace sušiny na velikost teplosměnné plochy (*graf 4*), spotřebu tepla (*graf 5*) a spotřebu elektrické energie (*graf 6*). Pro účely srovnání s jinými studiemi jsou výsledky prezentovány ve formě měrných hodnot vztažených na m³ vyrobeného destilátu. Výsledky potvrzují předchozí závěry a pro různé hodnoty x_{fug} a x_{konc} je kvantifikují. S výjimkou teplosměnné plochy u MSF odparky platí, že sledované měrné parametry klesají s rostoucí x_{konc} a klesající x_{fug} (tj. s rostoucí produkcí destilátu). Jedním z důvodů je využití výpočtových konstant, které plně neodpovídají skutečnosti. Lze předpokládat, že s rostoucím množstvím sušiny v koncentrátu se zhorší tepelně-hydraulické vlastnosti kapaliny, což se projeví snížením součinitele prostupu tepla (nárůst sA), snížením účinnosti čerpadel (nárůst sP_{el}) a zvýšením teplotní deprese (nárůst sP_{th}, sCV). Příčinou rozdílného vlivu vstupní koncentrace sušiny (x_{fug}) na hodnoty sA u MSF odparky (v porovnání s FCE a FFE) je fakt, že s rostoucím požadavkem na množství odpařené vody (pokles x_{fug}) roste podíl recirkulujícího koncentrátu (m_{rec}). Tím roste i teplota chladicí vody v komorách 1 až 6 a pro přenos kondenzačního tepla je třeba větší teplosměnné plochy (A).

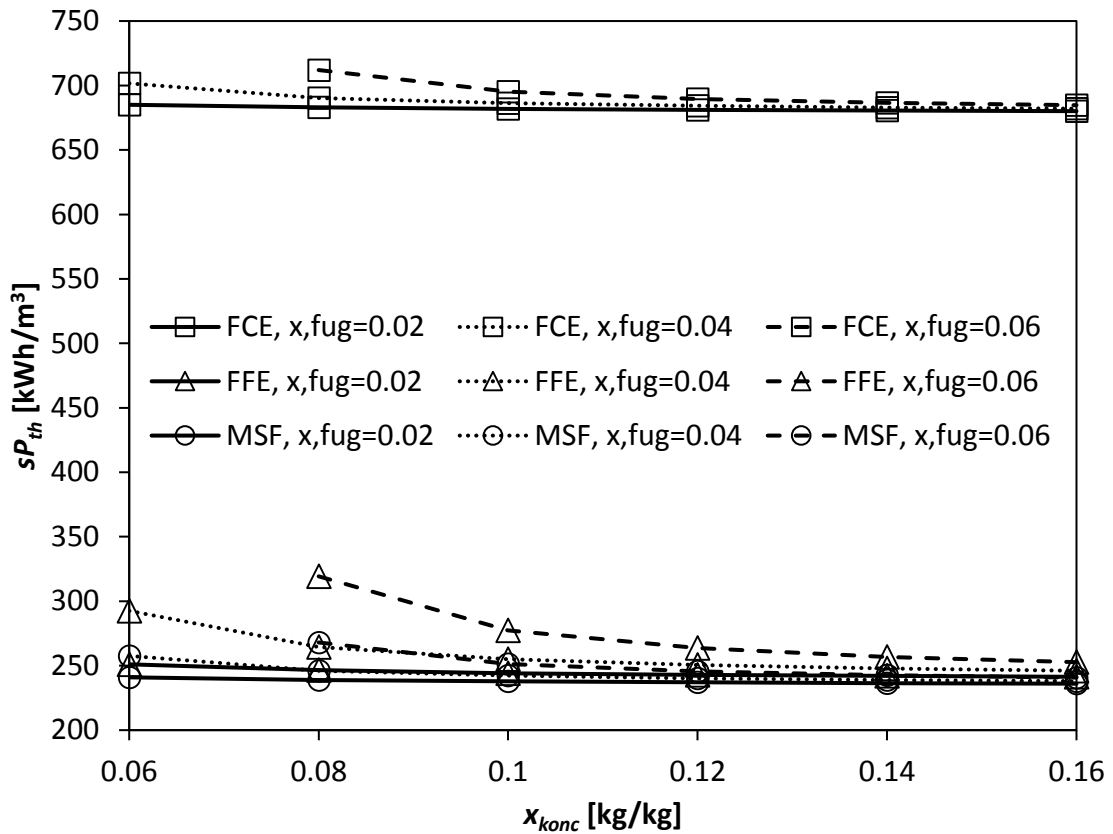
Vliv koncentrací sušiny na chladicí výkony odparek byl rovněž stanoven, ale není vyjádřen graficky, neboť výsledky vykazují zanedbatelnou proměnlivost. Pro FCE a MSF odparky jsou požadavky na chlazení konstantní, a to 668 kWh/m³, respektive 225 kWh/m³ pro MSF. U FFE chladicí výkon mírně klesá s rostoucí x_{konc} a klesající x_{fug} a pohybuje se mezi 229 a 278

kWh/m^3 . Obecně lze konstatovat, že hodnoty sCV jsou téměř totožné s hodnotami sP_{th} , jelikož většina tepla do systému dodaného z něj musí být chladicí vodou odvedena.

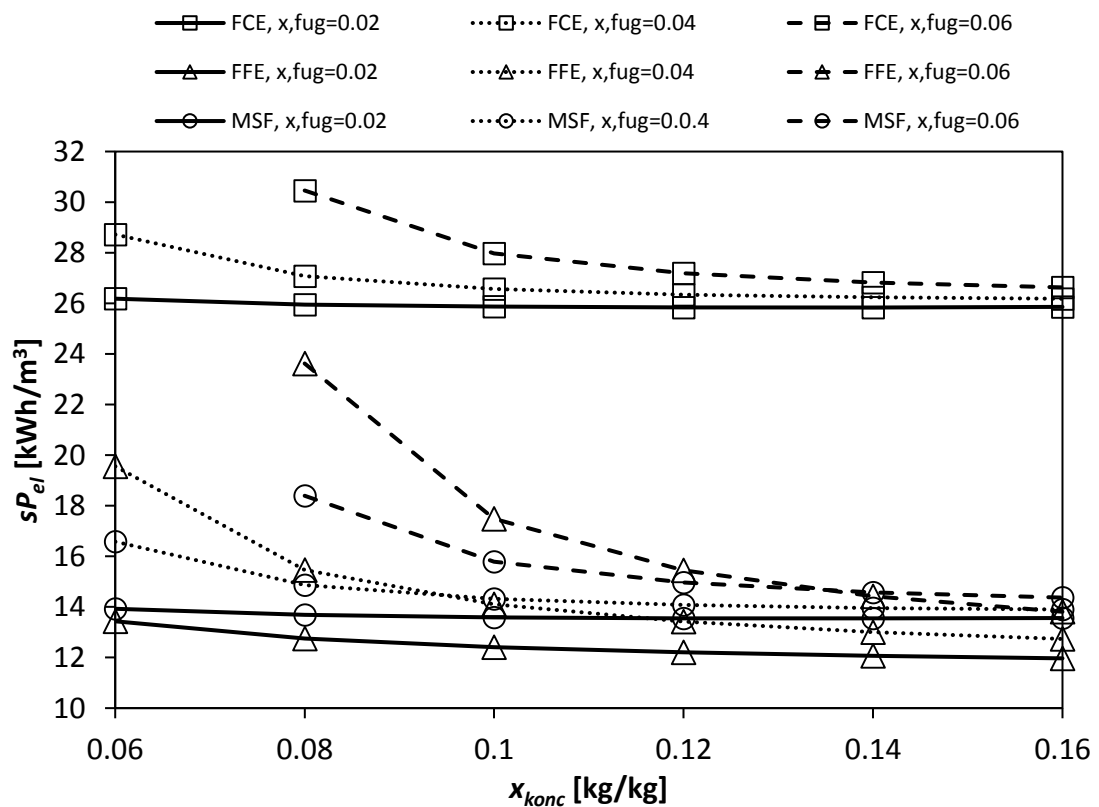


graf 4: Teplosměnná plocha na m^3 vyprodukovaného destilátu jako funkce x_{konc} a x_{fug} .

Prezentované výsledky odpovídají jak provedené rešerši komerčních odparek, tak hodnotám, které udávají odborné studie. Srovnávat lze přitom pouze měrné spotřeby elektřiny a tepla, pro sA a sCV nejsou srovnatelné hodnoty dostupné. Energetické nároky FCE (680 až $712 \text{ kWh}_{th}/\text{m}^3$, $25,9$ až $30,5 \text{ kWh}_{el}/\text{m}^3$) jsou v souladu s parametry méně účinných jednostupňových odparek uvedených v tab. 7 ($671 \text{ kWh}_{th}/\text{m}^3$, $26,8 \text{ kWh}_{el}/\text{m}^3$). Srovnatelné jsou rovněž se studií [32], která sice pro jednostupňovou odparku stanovila tepelný příkon vyšší (cca $870 \text{ kWh}/\text{m}^3$), ale účinnost provozu byla snížena zanášením teplosměnné plochy. Elektrický příkon nelze pro nedostatek informací porovnat. Parametry FFE (241 – $319 \text{ kWh}_{th}/\text{m}^3$, $12,0$ – $23,6 \text{ kWh}_{el}/\text{m}^3$) jsou srovnatelné s 3-stupňovými komerčními odparkami (249 – $251 \text{ kWh}_{th}/\text{m}^3$, $15,4$ – $24,2 \text{ kWh}_{el}/\text{m}^3$). Vyšší tepelný příkon 300 – $350 \text{ kWh}_{th}/\text{m}^3$ udávaný studií [11] lze přisoudit odlišnému uspořádání odparky, které umožňuje rekuperovat méně tepla. Taktéž výkonnost MSF odparky (236 – $268 \text{ kWh}_{th}/\text{m}^3$, $13,6$ – $18,4 \text{ kWh}_{el}/\text{m}^3$) je porovnatelná s třístupňovými komerčními odparkami. Nicméně srovnání je v tomto případě problematické, neboť MSF technologie není běžně výrobcí nabízena (pro odpadní vody). Navíc se jedná o nestandardní 9-stupňové uspořádání. Sluší se rovněž podotknout, že porovnání elektrických spotřeb může být zavádějící. U většiny hodnot udávaných výrobcí a vědeckými studiemi totiž chybí informace o tom, která konkrétní zařízení jsou do celkové elektrické spotřeby zahrnuta.



graf 5: Spotřeba tepla na m³ vyprodukovaného destilátu jako funkce x_{konc} a x_{fug} .



graf 6: Spotřeba elektriny na m³ vyprodukovaného destilátu jako funkce x_{konc} a x_{fug} .

4.3.7 Volba technologie pro další vývoj

Pro experimentální vývoj byla zvolena **vícetupňová mžiková odparka (MSF)**. Mezi důvody, které vedly k volbě tohoto typu odpařovacího zařízení, patří:

- a) **jednoduchá konstrukce a provozní spolehlivost**, které jsou v souladu se strategií poskytnout BPS levné zařízení s menšími nároky na vyspělost automatizační a regulační techniky;
- b) **nízké požadavky na spotřebu elektrické energie a teplosměnnou plochu**, které byly potvrzeny matematickým modelem a jsou základem pro dosažení nižších provozních (elektrina) a investičních nákladů (teplosměnná plocha);
- c) **odpařování mimo teplosměnnou plochu**, které je spojeno s nižšími nároky na údržbu odparky;
- d) **modularita odparky**, tedy možnost upravovat výkonnost odparky přidáváním či odebráním konstrukčně totožných odpařovacích komor, jejichž výroba může probíhat se sníženými náklady;
- e) **zkušenosti z předchozích experimentů** [63], které má průmyslový partner se zahušťováním fugátu v MSF odparce a jež naznačili vhodnost technologie pro tento typ odpadních vod.

4.4 Návrh integrace odparky do BPS a její hodnocení

Při hodnocení praktické uplatnitelnosti odpařovací technologie v BPS není možné vycházet pouze z technických parametrů a možností samotné technologie, ale je nutné sledovat problém v širším kontextu provozních podmínek BPS. Ty se mohou lišit v desítkách parametrů, a to nejen technického (kapacita, typ zpracovávané biomasy, množství dostupného tepla, typ mechanického separátoru, využití digestátu atd.), ale i ekonomického (výkupní tarify za elektřinu, nákupní ceny surovin a služeb, cena lidské práce atd.), právního (smlouvy s dodavateli a odběrateli, podmínky povolení k provozu, omezení využitelnosti zemědělské půdy nitrátovou směrnicí atd.) či společenského charakteru (např. vztahy s okolními podnikateli a občany). Vzhledem k množství působících faktorů je zřejmé, že obecné hodnocení přínosu integrace odpařovací technologie do BPS není možné, respektive takové hodnocení by nemělo žádnou vypovídací hodnotu.

Tato kapitola se proto omezuje na hodnocení úzkého okruhu BPS, které splňují následující podmínky, jež lze předpokládat u potenciálního zájemce o MSF odparku:

- a) Veškerý digestát je zpracováván na mechanickém separátoru a dělen na fugát a separát;
- b) BPS nemá vlastní zemědělskou půdu ani živočišnou výrobu, veškerý vyprodukovaný fugát se prodává jako hnojivo a dováží na vzdálené pozemky;
- c) BPS využívá teplo pouze pro ohřev fermentoru, zbytek je mařen na vzduchových chladičích;
- d) Fugát je běžně skladován v jímkách s míchadly, která brání usazování pevných částic, jež by znesnadnila přečerpávání fugátu;
- e) Vyprodukovaná elektřina je využívána pouze pro účely BPS, přebytek je prodáván do sítě;
- f) BPS není zatížena právními ani společenskými omezeními.

Uvedené požadavky mohou splňovat například BPS, které vznikly z podnětu vysokých výkupních cen za elektrickou energii a nejsou navázány na přidruženou zemědělskou činnost.

4.4.1 Umístění odparky v technologickém celku

Integrace odparky v BPS musí dávat v první řadě smysl po technické stránce. Ze zadání je zřejmé, že **odparka bude umístěna za mechanickým separátorem**. Uvažujeme-li využití

technologie MSF, která je předmětem výzkumné činnosti, potom je rovněž jasné, že **část koncentráту musí v BPS recirkulovat**. Na jeden průchod není technologie schopná zajistit dostatečné zahuštění fugátu. Možností recirkulace je přitom více a mohou zahrnovat i samotný mechanický separátor. Graficky jsou možné konfigurace znázorněny na *obr. 31*.

První varianta bez recirkulace koncentráту není schopná zajistit dostatečnou koncentraci sušiny ve výstupním proudu (KONC), ale mohla by být řešením při využití jiného typu odparky (např. FFE). Její výhodou jsou nízké průtoky kapaliny skrze všechny procesní uzly (MS, MSF). Druhá varianta, která byla zvolena jako výchozí pro další úvahy a je rovněž součástí modelu představeného v kapitole 4.3, splňuje požadavky na výstupní podíl sušiny, čehož dosahuje recirkulací (REC) části koncentráту před odparkou.

Nevýhodou recirkulace je obecně zvýšení kapacity a rozměrů procesních aparátů a potrubních tras, stejně jako nárůst kapacity a příkonu použitých čerpadel. Tato nevýhoda je spojena i s dalšími třemi možnými konfiguracemi technologie (3, 4, 5 na *obr. 31*), které však zvyšují kapacitní nároky jak na odpařovací jednotku, tak na mechanické separátory (MS). Jedná se o značnou nevýhodu v tom smyslu, že dosavadní kapacita mechanických separátorů by pravděpodobně byla ve většině BPS nedostatečná a tudíž by bylo nutné dosavadní zařízení vyměnit, nebo doplnit o další kus. Dodatečné zatížení separátorů znamená nejen nárůst počáteční investice, ale také zvýšení provozních nákladů (spotřeba elektrické energie). Pakliže by byl zachován požadavek na podíl sušiny ve fugátu (FUG) za mechanickým separátorem v rozmezí 2 až 6 %, který je potřebný pro dostatečné předčištění fugátu před vstupem do odparky, je možné označit třetí konfigurační variantu za nefunkční. MSF odparka by v tomto případě nebyla schopná zahustit koncentrát na požadovanou úroveň. Nízká koncentrace sušiny ve vstupním proudu by mohla být problémem rovněž pro mechanický separátor ve čtvrté variantě. Nevýhodou páté varianty je rovněž komplexnost řešení, která by byla v praxi spojena se zvýšenými nároky na řízení procesu.

Preferované umístění MSF odparky v kontextu celé technologie BPS ilustruje *obr. 32*. Recirkulace části koncentráту je součástí technologického uzlu odparky a není na schématu vyznačena.

4.4.1 Dopad integrace na ekonomiku BPS

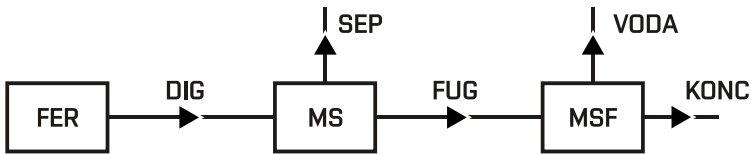
Druhým nezbytným předpokladem k úspěšnému uplatnění odparek v BPS je ekonomická smysluplnost řešení. Upustíme-li prozatím od investičních nákladů, bude mít zavedení nové technologie dopad na dosavadní provozní příjmy i výdaje BPS. Integrace MSF odparky se přitom finančně dotkne pouze několika málo procesních aparátů a provozních činností. Graficky jsou dotčené operace znázorněny na *obr. 32*.

V první řadě budou náklady spojené s provozem samotné odparky. Týkat se budou **nákladů na údržbu** technologie (N_{odp}^{udr}) a **pomocnou chemii** (N_{odp}^{chem}) pro redukci pH a pěnivosti fugátu. Roční náklady na údržbu a servis lze zpravidla odhadnout jako procentuální podíl (k_{odp}^{udr}) z pořizovací ceny technologie (INV) dle rov. (86). Roční náklady na chemikálie budou závislé na množství zpracovávaného fugátu (m_{fug}) a měrné ceně chemikálií (sN_{chem}) dle rov. (87).

$$N_{odp}^{udr} = k_{odp}^{udr} \cdot INV \quad (86)$$

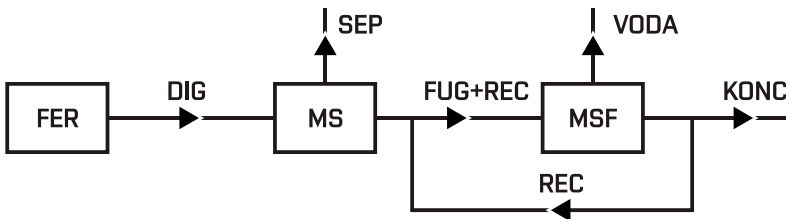
$$N_{odp}^{chem} = sN_{chem} \cdot m_{fug} \quad (87)$$

1) Bez recirkulace koncentráту (once-through)



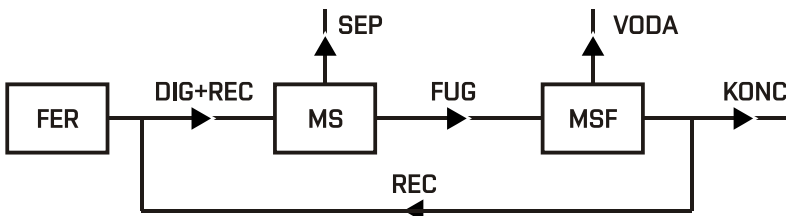
- nízké průtoky
- nedostatečné zahuštění koncentráту

2) S recirkulací koncentráту za separátor



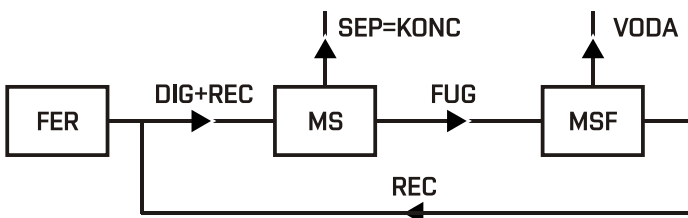
- vysoké průtoky odpadkou
- dostatečné zahuštění koncentráту
- bez zátěže pro mechan. separátor
- PREFEROVANÉ ŘEŠENÍ

3) S recirkulací koncentráту před separátor



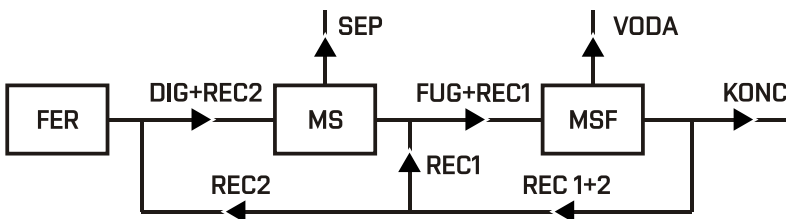
- vysoké průtoky odpadkou i mech. separátorem
- nedostatečné zahuštění koncentráту
- dodatečná zátěž pro mechanický separátor

4) S úplnou recirkulací koncentráту před separátor



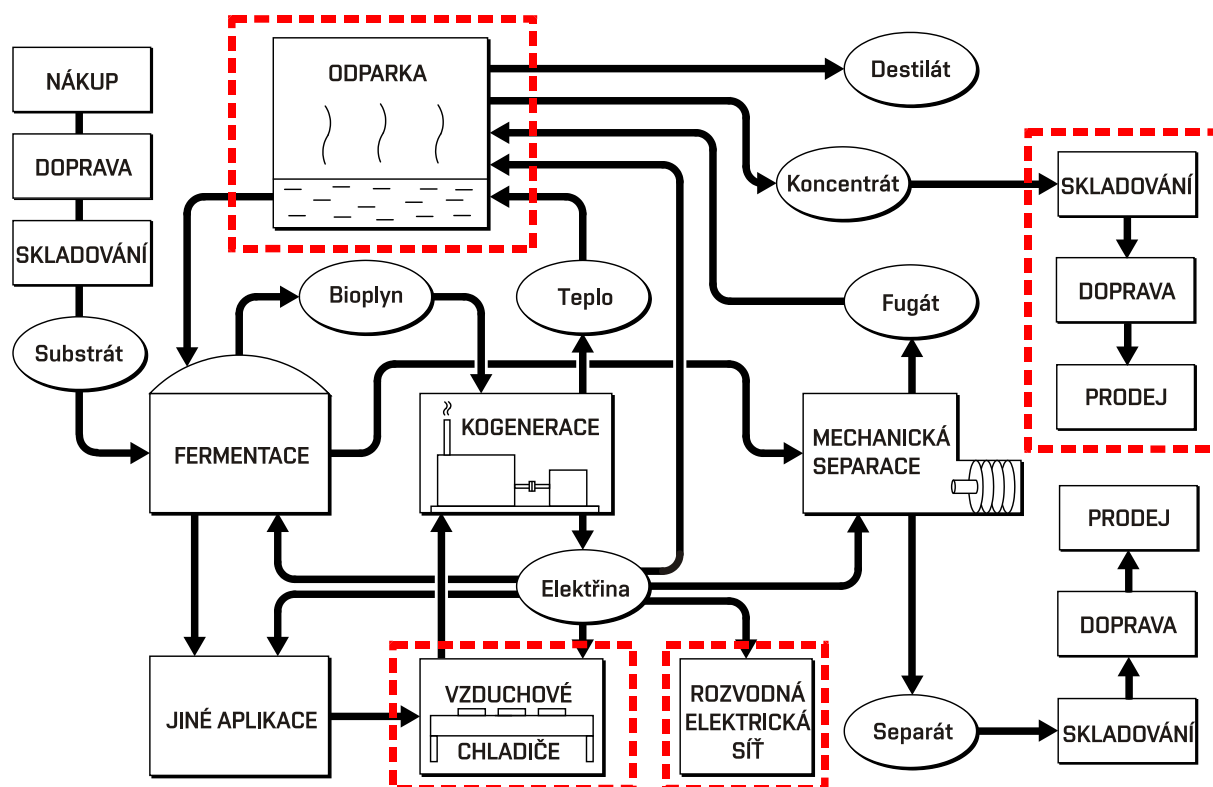
- vysoké průtoky odpadkou i mech. separátorem
- potenciál pro vyšší redukci objemu
- dodatečná zátěž pro mechanický separátor
- nutná úprava mech. sep.

5) S recirkulací koncentráту před i za separátor



- vysoké průtoky odpadkou i mech. separátorem
- potenciál pro vyšší redukci objemu
- dodatečná zátěž pro mechanický separátor
- komplikovaná řízení

obr. 31: Možné způsoby umístění MSF odpadky do BPS. (FER – fermentor, DIG – digestát, MS – mechanický separátor, SEP – separát, FUG – fugát, KONC – koncentrát, REC – recirkulace)



obr. 32: Procesní uzly a operace BPS, se kterými bude spojena změna v provozních příjmech nebo nákladech.

Předpokládáme-li dostatečnou kvalitu destilátu pro jeho vypouštění do povrchových vod, kterou lze dle dostupných výsledků dosáhnout úpravou pH nástřiku, změní se díky odpařování celkový objem fermentačních zbytků, které musí být skladovány, přepravovány, případně prodávány. Z pohledu přepravy bude zásadní podíl mezi objemem koncentráту (V_{konc}) a objemem původního fugátu (V_{fug}), který přímo ovlivní pokles nákladů na přepravu specializovanými cisternami. Celková změna v ročních **nákladech na přepravu** (ΔN_{konc}^{tran}) bude rovněž přímo úměrná původním ročním variabilním přepravním nákladům ($N_{konc}^{tran,var}$) dle rov. (88). Ty jsou závislé na průměrné přepravní vzdálenosti a množství ročně přepravovaného materiálu.

$$\Delta N_{konc}^{tran} = N_{fug}^{tran,var} \cdot \left(\frac{V_{konc}}{V_{fug}} - 1 \right) \quad (88)$$

Snížení koncentrace fugátu bude přínosem i pro odběratele, který koncentrát využívá jako hnojivo. I jemu poklesnou variabilní náklady na skladování a aplikaci ($N_{apl}^{fug,var}$). Lze usoudit, že s redukcí objemu tak vzroste i cena koncentrátu jako hnojiva, což bude mít dopad na **příjmy z prodeje** (PR_{konc}^{prod}) pro provozovatele BPS dle rov. (89):

$$\Delta PR_{konc}^{prod} = N_{fug}^{apl,var} \cdot \left(\frac{V_{konc}}{V_{fug}} - 1 \right) \quad (89)$$

Zásadní vliv na ekonomiku provozu BPS má prodej elektřiny, která je nejcenějším produktem a zpravidla je vykoupována za zvýhodněné ceny určené pro podporované zdroje energie. Majitelé BPS si mohou zvolit mezi výkupními cenami a tzv. zelenými bonusy. První možnost jim garantuje výkup veškeré elektřiny naměřené v předávacím místě výroby, tj. bez vlastní spotřeby elektřiny. Zelené bonusy se vztahují i na vlastní spotřebu (mimo vlastní technologickou spotřebu výroby), ale pokrývají jen část výkupní ceny. Druhou část si výrobce

sjedná s odběratelem, kterého si ale musí sám najít. Jde o rizikovější, ale zpravidla výnosnější variantu [109]. Výkupní ceny a zelené bonusy se liší v závislosti na datu uvedení BPS do provozu (*tab. 10*). Od roku 2014 podpora elektřiny vyrobené z BPS v podstatě skončila. BPS uvedené do provozu od 31. 12. 2013 tak mohou dosáhnout pouze na bonusy za elektřinu pocházející z kombinované výroby elektřiny a tepla.

Datum uvedení do provozu		Instalovaný výkon [kW]		Kategorie biomasy	Podmínka efektivního užití tepla	Výkupní ceny [Kč/kWh]	Zelené bonusy [Kč/kWh]
od	do	od	do	-			
-	31.12.2011	-	-	AF1	ne	4,12	3,46
-	31.12.2012	-	-	AF2	ne	3,55	2,91
1.1.2012	31.12.2012	-	-	AF1	ne	3,55	2,89
1.1.2012	31.12.2012	-	-	AF1	ano	4,12	3,46
1.1.2013	31.12.2013	0	550	AF	ne	3,55	2,89
1.1.2013	31.12.2013	550	-	AF	ne	3,04	2,38

tab. 10: Výkupní ceny a roční zelené bonusy na elektřinu pro spalování bioplynu [110].

Vzhledem k tomu, že po roce 2013 vzniklo v ČR nových BPS jen minimum, budou se výkupní ceny uvedené v *tab. 10* týkat většiny BPS. Do změny celkových **příjmů z prodeje elektřiny** se bude negativně promítat spotřeba odpařovací technologie (P_{odp}), pozitivně pak úspory z příkonu vzduchových chladičů (ΔP_{ac}) a míchadel ve skladovacích nádržích (ΔP_{mich}). Změna bude přímo úměrná výkupní ceně elektrické energie (VC_{el}) a ročním provozním hodinám (PH) dle rov. (90):

$$\Delta PR_{el}^{prod} = VC_{el} \cdot PH \cdot (\Delta P_{ac} + \Delta P_{mich} - P_{odp}) \quad (90)$$

Celkový **dopad změn na provozní cash flow** lze stanovit z rov. (91) jako rozdíl příjmových a nákladových položek:

$$PR_{celk} - N_{celk} = \Delta PR_{el}^{prod} + \Delta PR_{konc}^{prod} - \Delta N_{konc}^{tran} - N_{odp}^{chem} - N_{odp}^{udr} \quad (91)$$

Kladná či záporná hodnota (91) je prvním indikátorem smysluplnosti investice v daných provozních podmínkách. **Celkové ekonomické hodnocení** však vyžaduje uvážení investičních nákladů a jejich návratnosti. Prostou návratnost investice lze stanovit s využitím rov. (92), kde DN je **doba návratnosti** v letech. Pro stanovení doby návratnosti stačí znát příjmy a výdaje ovlivněné integrací odpařovací technologie, nikoliv všechny finanční položky BPS.

$$DN = INV / (PR_{celk} - N_{celk}) \quad (92)$$

Z pohledu vývojové činnosti a budoucí komercializace odpařovací technologie je zásadní informací maximální výrobní cena, která je ještě pro majitele (investora) BPS přijatelná. S ohledem na tuto částku lze následně plánovat vývojovou činnost a uvažovat o takovém uspořádání a konstrukci zařízení, které má potenciál vyhovět finančním možnostem BPS. Upravíme-li rov. (92) s využitím rovnic (86) až (90), můžeme investiční náklady vyjádřit jako funkci doby návratnosti dle rov. (93):

$$INV = \frac{DN \cdot (PR_{celk} - N_{celk} + N_{odp}^{udr})}{DN \cdot k_{odp}^{udr} + 1} \quad (93)$$

Pro vyčíslení rov. (93) byla použita vstupní data v *tab. 11*, která jsou částečně převzata ze závěrů kapitoly 4.3. a odpovídají možným provozním parametrům vzorové BPS.

Byl sledován vliv očekávané doby návratnosti, výkupních cen a průměrné přepravní vzdálenosti. Modelový výpočet zahrnoval následující zjednodušení:

- Nákupní a prodejní ceny jednotkového množství energií, surovin a služeb jsou konstantní a v čase se nemění;
- Vlastní spotřeba tepla a elektrické energie je každý rok stejná;
- Množství a složení vyrobeného digestátu jsou každý rok stejné;
- S rostoucí koncentrací živin ve fugátu roste jeho cena, a to přímo úměrně (odběrateli se sníží náklady na jeho aplikaci);
- Náklady na přepravu fugátu pomocí čerpadel po jeho uskladnění jsou zanedbány;
- Provozní podmínky se v průběhu roku nemění.

Doba návratnosti: 2 až 8 let	Teplota horké vody výstupní: 75 °C
Výkupní ceny el. dotované: dle tab. 10	Produkce digestátu: 15 000 m ³ /MW _{el} /rok
Výkupní cena el. nedotovaná: 0,9 Kč/kWh	Kapacita BPS: 1 MW _{el}
Provozní hodiny: 8760 hod/rok	Podíl sušiny v digestátu: 8 %
Náklady na aplikaci fug.: 70 Kč/m ³	Podíl sušiny ve fugátu: 4 %
Nákladový koeficient k_{odp}^{udr} : 0,1	Podíl sušiny v koncentrátu: 12 %
Cena chemikálií: 50 Kč/m ³	Podíl sušiny v separátu: 12 %
Přepravní náklady: 2 Kč/m ³ /km	Měrná spotřeba tepla odpary: 240 kWh/m ³
Průměrná přepravní vzdálenost: 2 – 30 km	Měrná spotřeba el. odpary: 14 kWh/ m ³
Elektrická účinnost kogen.: 40 %	Podíl fermentoru na spotřebě tepla: 30 %
Tepelná účinnost kogen.: 45 %	Měrná spotřeba el. chladičů: 8 W/kW _{th}
Teplota horké vody vstupní: 90 °C	Měrná spotřeba el. míchadel: 10 W/kW _{el}

tab. 11: Vstupní data pro výpočet ekonomické náročnosti investice. Proměnné veličiny jsou označeny tučně.

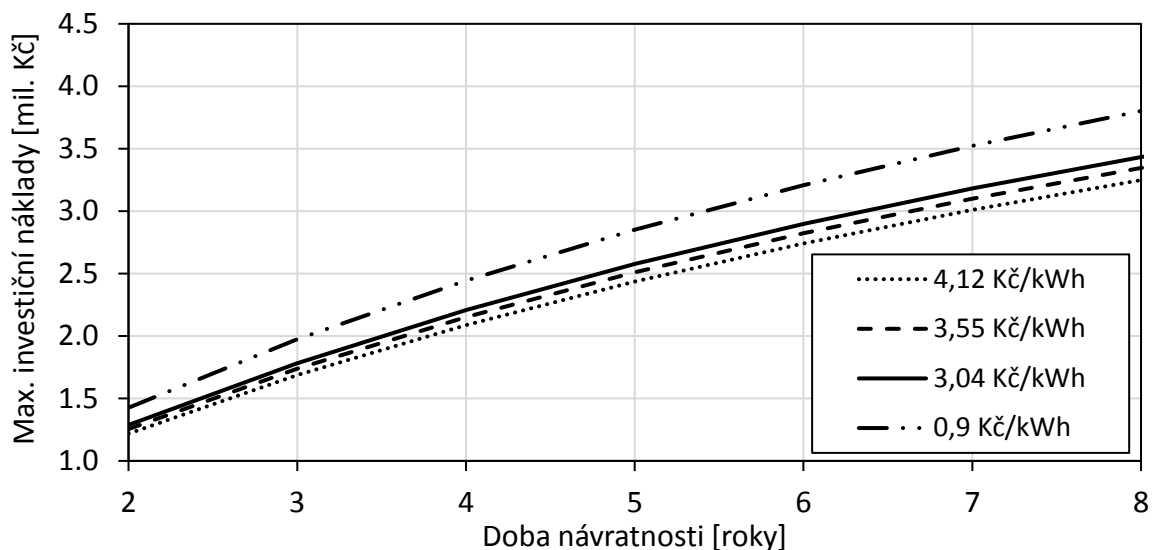
Vybrané výsledky pro zvolené vstupní parametry prezentují *graf 7* a *graf 8*. Je zřejmé, že integrace MSF odpary do BPS vykazuje větší potenciál v těch provozech, které jsou nuceny prodávat elektřinu za nižší výkupní ceny (*graf 7*). Důvodem je fakt, že rovněž finanční ztráty způsobené začleněním nového elektrického spotřebiče jsou v těchto BPS nižší. Spotřeba elektřiny odpařovací technologií je každopádně částečně kompenzována úsporou ve spotřebě vzduchových chladičů a míchadel ve skladovacích nádržích.

Ještě výraznější vliv na rentabilitu investice má přepravní vzdálenost. Jak dokládá *graf 8*, maximální investiční náklady rostou s přibývajícím kilometrem, přičemž o ekonomické smysluplnosti lze mluvit až zhruba od 20 km průměrné přepravní vzdálenosti. Tento závěr sice platí pouze pro konkrétně zvolený provoz s výkupní cenou 3,55 Kč/kWh, ale poskytuje obecné zjištění, a to, že **integrace odpařovací technologie není řešením pro každou BPS** a její ekonomický přínos je třeba posuzovat individuálně.

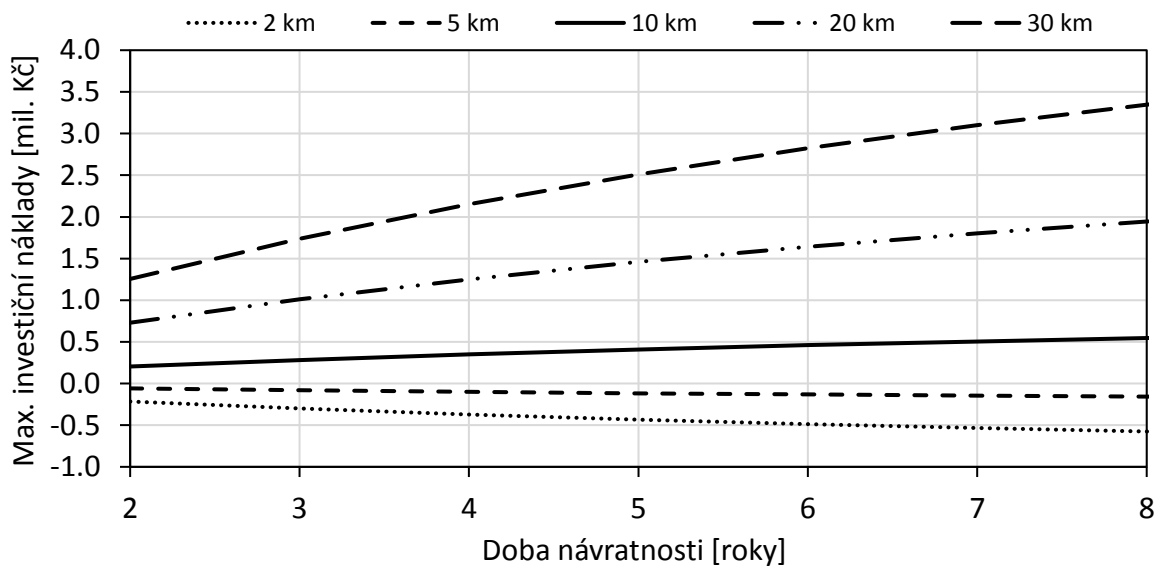
Závěrem lze konstatovat, že integrace odpařovací technologie do BPS dává smysl s:

- **rostoucí** přepravní vzdáleností, kapacitou BPS, spotřebou tepla (do určité míry), výstupní koncentrací sušiny;
- a **klesající** cenou použitých chemikálií, výkupních tarifů a spotřebou elektřiny.

Ekonomickému hodnocení musí vždy předcházet důkladná analýza provozních podmínek v konkrétní BPS.



graf 7: Maximální investiční náklady na integraci odpařovací technologie při průměrné vzdálenosti přepravy koncentráту 30 km.



graf 8: Maximální investiční náklady na integraci odpařovací technologie při výkupní ceně elektrické energie 3,55 Kč/kWh.

5 Experimentální část práce a představení prototypu MSF odparky

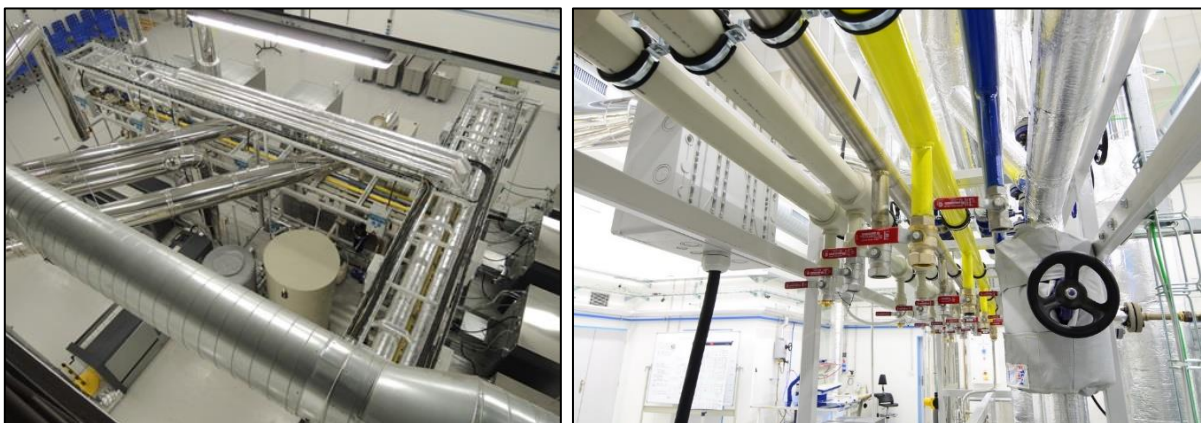
Experimentální činnost byla nosným prvkem dizertační práce a poskytla mnoho cenných informací a zkušeností. Zahrnovala vývoj dvou prototypů vícestupňové mžikové odparky a měření vybraných fyzikálních vlastností fugátu. Kromě samotných experimentů a zkušebních testů byla experimentální část práce náročná na přípravu experimentálních jednotek (odparek), laboratorní infrastruktury a přidružené techniky. Mnoho úsilí bylo věnováno komunikaci s výrobcí a dodavatelem dílčích komponent. Experimentální část práce byla realizována mezi březnem 2014 a prosincem 2016.

Kapitola nejdříve stručně popíše experimentální základnu dizertační práce. Následně budou představeny výsledky experimentů zaměřených na vybrané fyzikální vlastnosti fugátu. Nejvíce prostoru je věnováno popisu výzkumu a experimentálního vývoje prototypů MSF odparky.

5.1 Experimentální základna

Potřebné experimentální zázemí poskytlo regionální výzkumné a vývojové centrum NETME Centre při Fakultě strojního inženýrství Vysokého učení technického v Brně. NETME Centre má za cíl rozvíjet spolupráci s průmyslovou sférou a za tímto účelem bylo vybaveno moderním výzkumným vybavením a infrastrukturou, které poskytují vše potřebné pro úspěšnou vědeckou činnost v oborech energetiky, procesů a ekologie, letecké a automobilní techniky, mechatroniky a dalších.

Práce na vývoji MSF jednotky probíhala převážně v prostorách Laboratoře energeticky náročných procesů (LENP, *obr. 33*). Laboratoř je vybavena univerzální měřicí infrastrukturou, která umožňuje zapojení a testování širokého spektra domácích a průmyslových zařízení. K dispozici jsou přípojky elektřiny, vody, zemního plynu, tlakového vzduchu, vysokotlaké (8 barg) a nízkotlaké páry (0,3 barg). Z pohledu nakládání s fermentačními zbytky je důležitá přítomnost kvalitních vzduchotechnických rozvodů. Sběr dat v reálném čase umožňuje centralizovaná měřicí aparatura, zahrnující techniku k měření průtoku kapalin a plynů, teploty, tlaku, spotřeby elektrické energie či vodivosti procesních lázní. Naměřená data jsou zálohována a snadno dostupná. K dispozici jsou nádrže na skladování a ohřev znečištěné vody. Dostupná jsou rovněž oběhová čerpadla, váhy, výpočetní technika a další zařízení a vybavení, vytvářející optimální prostředí pro různé formy experimentálního vývoje.



obr. 33: Infrastruktura Laboratoře energeticky náročných procesů v NETME Centre [111]

V prvotní fázi vývojové činnosti byly využity také prostory Laboratoře biologicky rozložitelných odpadů (LBRO), která je orientována na výzkum fermentačních procesů, ale pro plnohodnotný vývoj odpařovací technologie neposkytuje dostatečné zázemí. Vlastnosti fugátu

byly stanoveny v Analytické laboratoři paliv a odpadů. Obě laboratoře jsou rovněž součástí NETME Centre.

5.2 Stanovení vybraných fyzikálních vlastností fugátu

Přestože je fugát z velké většiny tvořen vodou a jeho vlastnosti jsou tímto rozpouštědlem výrazně ovlivněny, je jejich upřesnění žádoucí. Nalezne uplatnění při precizaci matematických modelů, u návrhových výpočtů potrubí a aparatur, při volbě čerpadel či při volbě pomocné chemie. Problémem fugátu je jeho **nestálé složení**, které je **závislé na skladbě substrátu** vstupujícího do fermentačního procesu a v každé BPS je v podstatě jiné. **Rozdílné** jsou potom i **fyzikální vlastnosti fugátu**, jež jsou projevem jeho chemického složení.

Vlastnosti fugátu se navíc mění v průběhu jeho zpracování. Při odpařování vody se suspenze zahušťuje a roste koncentrace sušiny. Důsledkem je nárůst hustoty a zhoršení tokových vlastností. Stejně jako u jiných látek ovlivňuje charakter fugátu jeho teplota a okolní tlak. Není-li fugát důsledně promícháván, projevuje se při skladování jeho **nehomogenita**. Částice s vyšší hmotností se usazují na dně nádrží a rozdíl v koncentracích sušiny mezi dnem a hladinou může dosahovat až 10 procentních bodů. Tento fakt může negativně ovlivnit následné přečerpávání fugátu a značně stěžuje odběr vzorků, které by pro účely měření bylo možné označit za reprezentativní pro celý objem suspenze. Dopad na vlastnosti má také stáří fugátu a způsob jeho skladování.

Vzhledem k uvedenému nebylo a ani nemohlo být ambicí experimentálního měření stanovení exaktního a obecně platného popisu fyzikálních vlastností fugátu ve všech jejich možných závislostech (teplota, tlak, chemické složení). Měření mělo zejména orientační charakter s cílem získat upřesněné (nikoli přesné) výsledky, které budou dostatečné pro vývojovou činnost, již tak zatíženou složitostí probíhajících dějů.

Měřenými vlastnostmi byly hustota, viskozita a pěnovost. Byla sledována jejich závislost na koncentraci sušiny a v případě viskozity i na teplotě fugátu.

5.2.1 Původ a vlastnosti vzorků

Fugát, který byl předmětem měření fyzikálních veličin, pocházel ze zemědělské BPS Bořetice, která zpracovává drůbeží trus, kejdu prasat a kukuřičnou siláž. Z této BPS byly dodány tři vzorky (F1, F2, F3) s různým datem odběru. Pro závěrečné testy v experimentální odparce bylo využito fugátu z BPS Rakvice (F4), jejíž substrát je tvořen kukuřičnou siláží a šrotem, žitnou senáží, cukrovarnickými řízky a hovězí kejdou. Průměrné složení fugátů z obou BPS uvádí *tab. 12*.

Fugát je v obou provozech separovaný na šnekovém lisu, čemuž odpovídá vyšší hodnota sušiny. Uvedené složení vzorků odpovídá průměrným vlastnostem fugátu v dané BPS a pro jednotlivé vzorky se může mírně lišit. Informace o složení byly poskytnuty dodavatelem fugátu – společností agriKomp Bohemia s.r.o. Fugát byl dodáván v IBC kontejnerech o objemu 1 m³, ve kterých byl také následně skladován. Pro účely následných měření, jejichž cílem bylo mimo jiné prozkoumat závislost vlastností fugátu na koncentraci sušiny, byly vzorky odebírány výpustí u dna nádrže (vysoký obsah sušiny), otvorem nad hladinou fugátu (nízký obsah sušiny) nebo jejich kombinací (střední obsah sušiny). Tímto způsobem bylo možné získat vzorky s obsahem sušiny v rozmezí cca 2 až 12 %.

Parametr	Jednotka	F1	F2	F3	F4
sušina	[%]		7,6		6,7
celková síra	[mg/kg suš.]		31900		16600
celkový dusík	[mg/kg suš.]		31500		85700
vápník	[mg/kg suš.]		19900		11700
draslík	[mg/kg suš.]		62400		71900
hořčík	[mg/kg suš.]		5030		1430
fosfor	[mg/kg suš.]		6310		3850
původ		BPS Bořetice			BPS Rakvice
datum odběru		25. 3. 2015	16. 6. 2015	9. 7. 2015	7. 11. 2016

tab. 12: Průměrné parametry vzorků fugátu.

5.2.2 Obsah sušiny

Podíl sušiny ve vzorcích byl určován dle normy ČSN EN 12880, tj. vysušením suspenze do konstantní hmotnosti v sušárně při teplotě 105 °C. Koncentrace sušiny byla vypočtena z rozdílů hmotností suspenze před a po vysušení. Fugát byl do sušárny (Venticell 55 Standard) umístěn v keramických miskách, které byly před samotným sušením odvlhčovány ve skleněném exsikátoru (obr. 34). Sušení probíhalo po dobu minimálně 4 hodin. Výsledná hodnota podílu sušiny vzorku byla stanovena jako průměr ze tří měření.



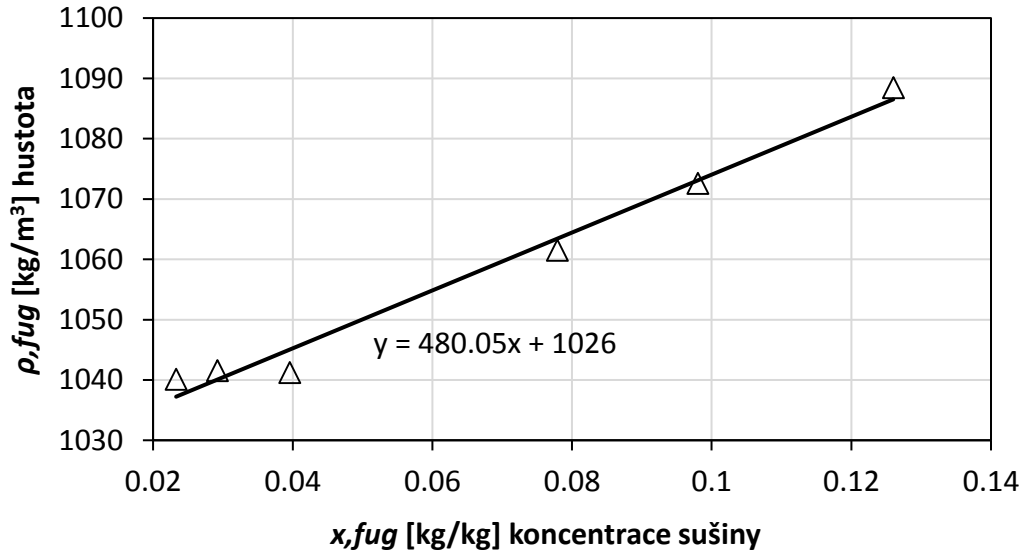
obr. 34: Pomůcky pro měření obsahu sušiny ve fugátu: sušárna Venticell 55 Standard (a), keramické misky, skleněný exsikátor a analytická váha (b).

5.2.3 Hustota

Hustota je obecně závislá na teplotě a tlaku, v případě fugátu i na podílu sušiny (koncentraci znečišťujících látek). U heterogenních směsí typu fugátu není hustota konstantní vlastností, ale mění se napříč objemem suspenze. Pro stanovení průměrné hustoty je proto nutné důkladné promíchání fugátu ve vzorkovnicích těsně před jeho aplikací do měřicí aparatury. S tímto úkonem je však spojeno uvolňování rozpuštěných plynů a tvorba bublin, které měření hustoty zkresluje. Intenzita pění roste s teplotou fugátu.

Pro účely dizertační práce byla hustota měřena s využitím **pyknometru** typu Gay-Lussac o objemu 50 ml. Měření probíhala při pokojové teplotě (cca 20 °C) a sledovala pouze závislost

na obsahu sušiny. Hustota vzorku byla stanovena jako podíl celkové hmotnosti náplně pyknometru a jeho objemu. Hustota každého vzorku byla měřena třikrát. Vzorky byly odebírány z fugátů s označením F1 a F2. Měření částečně probíhalo také v rámci bakalářské práce [112]. Z výsledků, které shrnuje *graf 9*, je zřejmé, že hustota fugátu je o něco větší než hustota čisté vody a stoupá s rostoucí koncentrací sušiny.



graf 9: Hustota fugátu v závislosti na obsahu sušiny.

Zatímco vliv tlaku lze vzhledem k minimální stlačitelnosti kapalin zanedbat, závislost hustoty na teplotě může být významná. V případě fugátu, který je tvořen z velké části vodou, si při odhadu závislosti hustoty na teplotě fugátu můžeme pomoci právě využitím tabelovaných hodnot pro vodu. S nárůstem teploty bude hustota fugátu klesat. Ke stejnému závěru dospěla studie [113], která zkoumala vlastnosti odpadních kalů.

5.2.4 Viskozita

Viskozita je tokovou fyzikální vlastností reálných kapalin, která charakterizuje vnitřní tření (smykové síly) mezi vrstvami kapaliny, jež se pohybují rozdílnou rychlostí. Viskozita je projevem působení mezimolekulárních sil a přenosu hybnosti elementárních částic mezi vrstvami [78]. Závisí především na teplotě kapaliny (s rostoucí teplotou viskozita klesá), méně pak na tlaku. Pakliže je viskozita látkovou konstantou (při dané teplotě a tlaku se nemění), označujeme kapalinu jako **newtonskou** a pro vztah mezi smykovým napětím (τ) a smykovou rychlostí (dc/dy) platí rovnice (94):

$$\tau = \eta \cdot dc/dy, \quad (94)$$

kde směrnice přímky η ($Pa \cdot s$) je označována jako **dynamická viskozita**. Poměr dynamické viskozity a hustoty látky je pak nazýván jako **viskozita kinematická**.

Kapaliny, které nevyhovují rov. (94) a pro něž není viskozita konstantou, označujeme jako **nenevtonské**. Typickým příkladem jsou vodné suspenze. Viskozita těchto látek je závislá na smykovém napětí, mluví se o tzv. **zdánlivé viskozitě** (η_z). Nenevtonských kapalin existuje mnoho typů a popis jejich chování je poměrně složitý. Za tímto účelem bylo odvozeno množství rovnic, tzv. reologických modelů [78].

Měření viskozity fugátu probíhalo v rámci bakalářské práce [112] na rotačním reometru Anton Paar Rheolab QC, se systémem dvou souosých válců (označení CC 39). Analyzovaná kapalina je umístěna do meziprostoru mezi vnitřní rotující válec a vnější statický válec, jedná se o tzv. Couettův systém [114]. Smykové napětí a smyková rychlost kapaliny jsou vypočteny

na základě otáček vnitřního válce a přenášeného krouticího momentu. Pro každý vzorek fugátu byla provedena opakovaná měření v rozsahu smykové rychlosti cca 10 až 1200 s⁻¹, přičemž smykové napětí bylo zaznamenáváno každé 3 vteřiny. Přidružený ohřevný systém umožnil sledovat vliv teploty na tokové vlastnosti fugátu. Konkrétně se tak dělo při teplotách 20, 50 a 80 °C. Analyzovány byly tři vzorky fugátu s označením F1 s rozdílným obsahem sušiny.

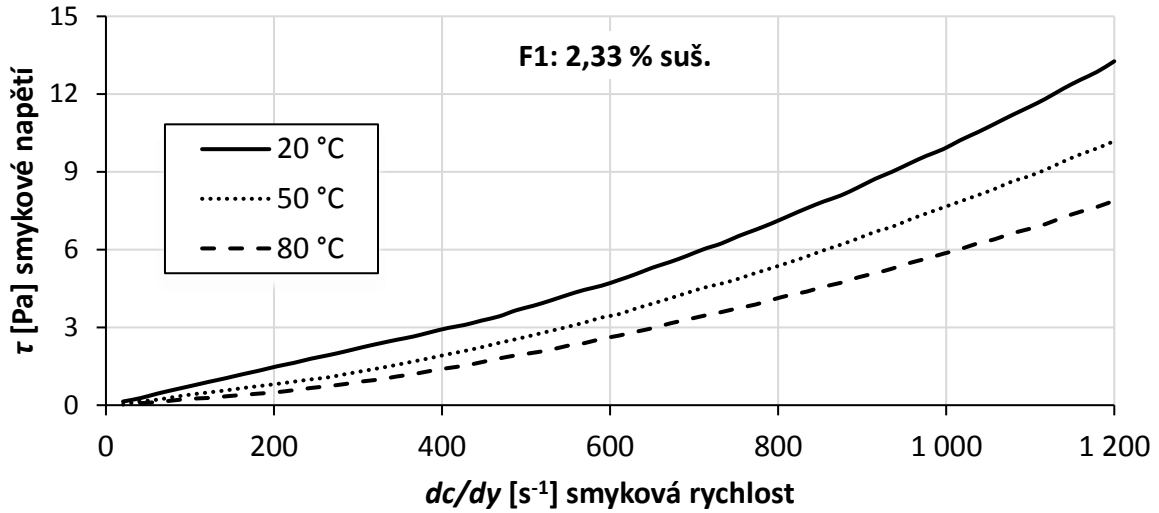
Výsledné reogramy (*graf 10, graf 11, graf 12*) potvrzují neneutonský charakter fugátu. Z grafů je zřejmý převládající **nelineární průběh tokových křivek**, ačkoliv při vyšší koncentraci sušiny je tento trend méně výrazný. Lze potvrdit předpoklad, že s rostoucí koncentrací sušiny roste zdánlivá viskozita fugátu (srov. *graf 13, graf 14 a graf 15*). Důvodem je přítomnost většího množství dispergovaných částic, které zvyšují tření uvnitř suspenze. Dle očekávání klesá zdánlivá viskozita fugátu s teplotou a je minimálně o řád vyšší než dynamická viskozita čisté vody. Z průběhu tokových křivek lze vyvodit, že při nižších koncentracích sušiny (2,33 %, 3,96 %) má fugát lehce **dilatantní** charakter a viskozita roste se smykovou rychlostí. Naopak je tomu při nižších smykových rychlostech a vyšší koncentraci sušiny (10,94 %), kdy se dispergované částice v kapalině z počátečního klidového stavu postupně orientují v souladu s prouděním vrstev kapaliny a vlivem výhodnějšího uspořádání částic dochází ke snížení vnitřního tření a zdánlivé viskozity (**řidnutí** kapaliny). Tento jev se ukazuje i při nižší koncentraci sušiny (3,96 %) a nižších teplotách (20 °C, 50 °C). Na každé tokové křivce je možné identifikovat úseky, ve kterých se fugát choval jako newtonská kapalina a hodnota zdánlivé viskozity byla téměř konstantní.

Je zřejmé, že tokové vlastnosti fugátu jsou komplexní záležitostí a jejich vysvětlení a popis nejsou triviální. Z tohoto pohledu se viskozita fugátu nabízí jako předmět důkladnějšího výzkumu. Získané údaje o viskozitě fugátu mohou posloužit při návrhu potrubních tras a tepelných výměníků či výběru vhodných čerpadel.

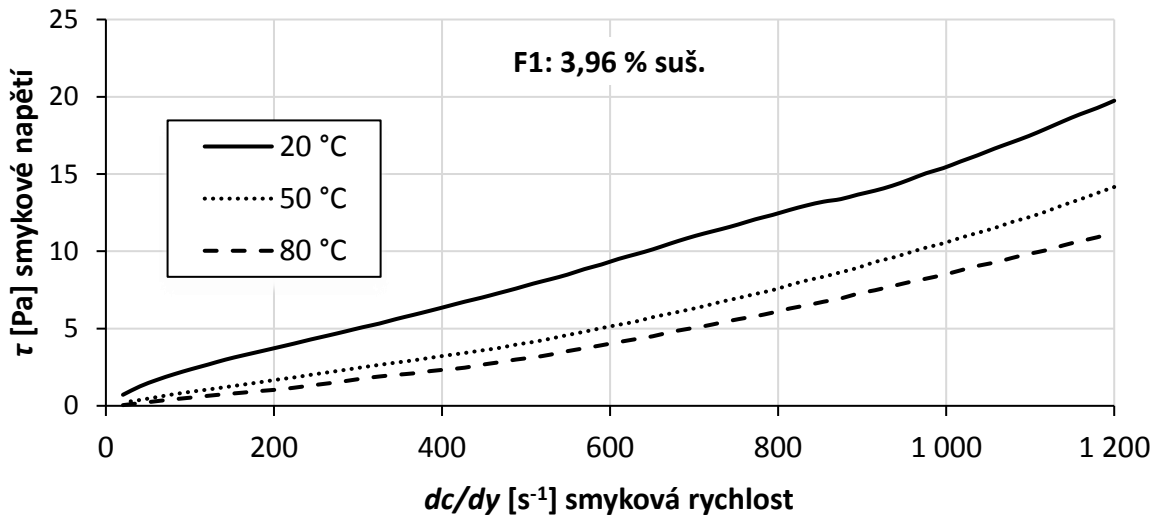
5.2.1 Pěnění

Náchylnost k pěnění je jednou ze specifických vlastností fugátu (digestátu), která má zásadní dopady na jeho zahušťování ve vakuových odparkách. Problémy s pěněním byly identifikovány hned při úvodních testech s fugátem, kdy byla intenzivní tvorba pěny v odpařovacích komorách důvodem, proč došlo k zanesení kondenzační sekce odparky a bylo zamezeno efektivnímu odpařování vody.

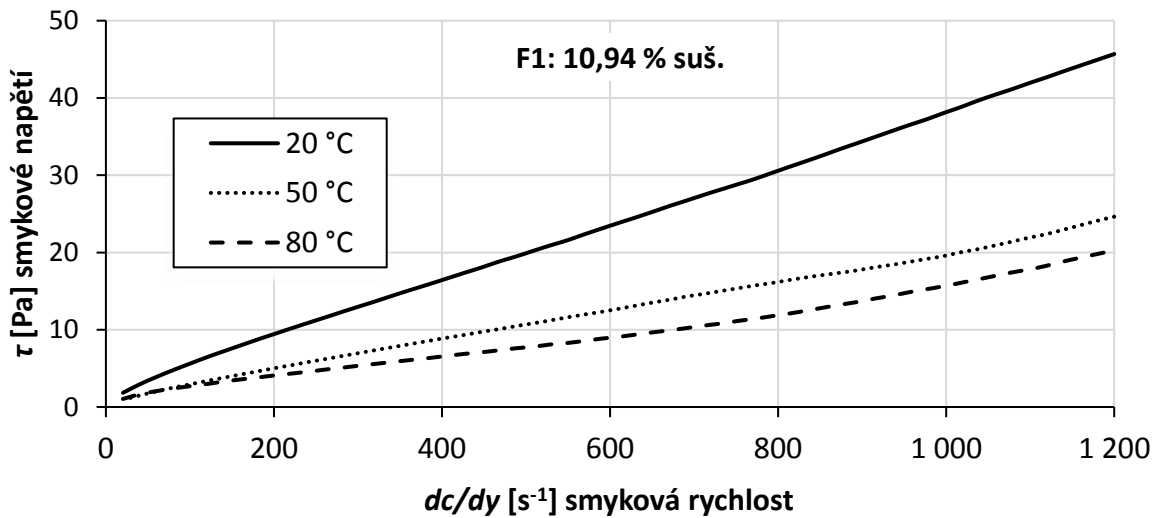
Pěna z odpadních vod je obvykle **třífázovým systémem** tvořeným plynem uzavřeným ve filmu kapaliny (obsahuje povrchově aktivní látky zodpovědné za iniciaci bublin) s obsahem pevných částic (včetně hydrofobních látek zodpovědných za stabilizaci pěny) [115]. Otázka pěnění je v BPS spojována převážně s procesem anaerobní fermentace a věnuje se jí celá řada prací. Substrát zpracováváný v BPS je obecně považován za vysoce pěnivý. Z pohledu složení substrátu je příčinou pěnění především přítomnost **povrchově aktivních látek** (surfaktanty a biosurfaktanty) a **mikroorganismů**. Obecné podmínky vzniku pěny ale nebyly dosud uspokojivě identifikovány. Důvodem je komplexnost tohoto problému. Jednotlivé BPS pracují za různých provozních podmínek a s odlišným složením vstupních surovin. Odborné zdroje uvádějí některá doporučení pro předcházení vzniku pěny ve fermentoru. Ta se týkají nakládky, rovnoměrné distribuce tepla či promíchávání. Jedná se ovšem o opatření vztahující se pouze na provoz bioplynových reaktorů. Nejsou navíc podložena experimentálními daty. Uvedená doporučení nelze použít pro řešení pěnivosti v experimentální MSF jednotce, která má zahušťovat až výstupní kapalnou frakci - fugát.



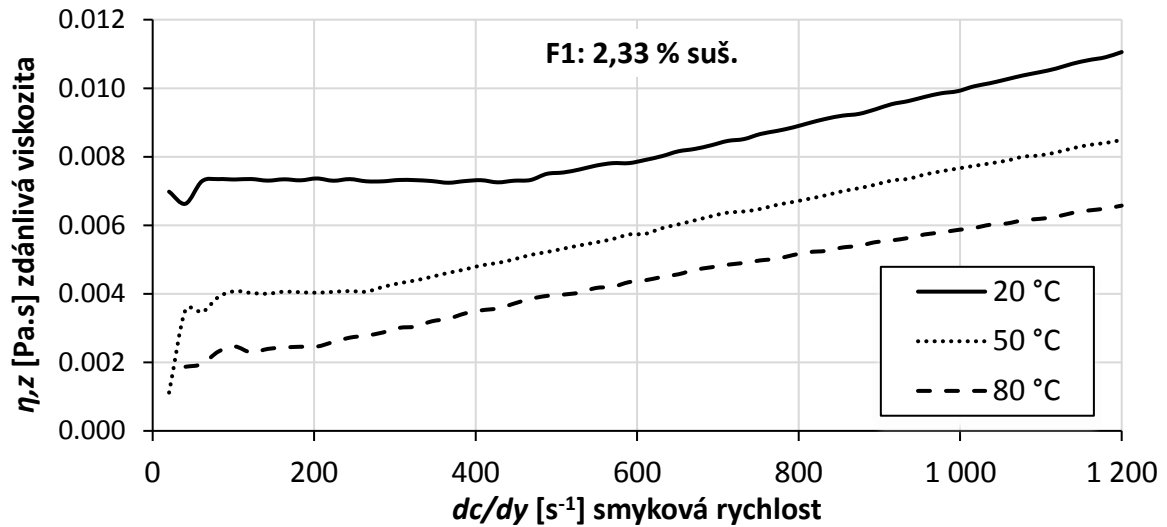
graf 10: Reogram vzorku fugátu (F1) s koncentrací sušiny 2,33 %.



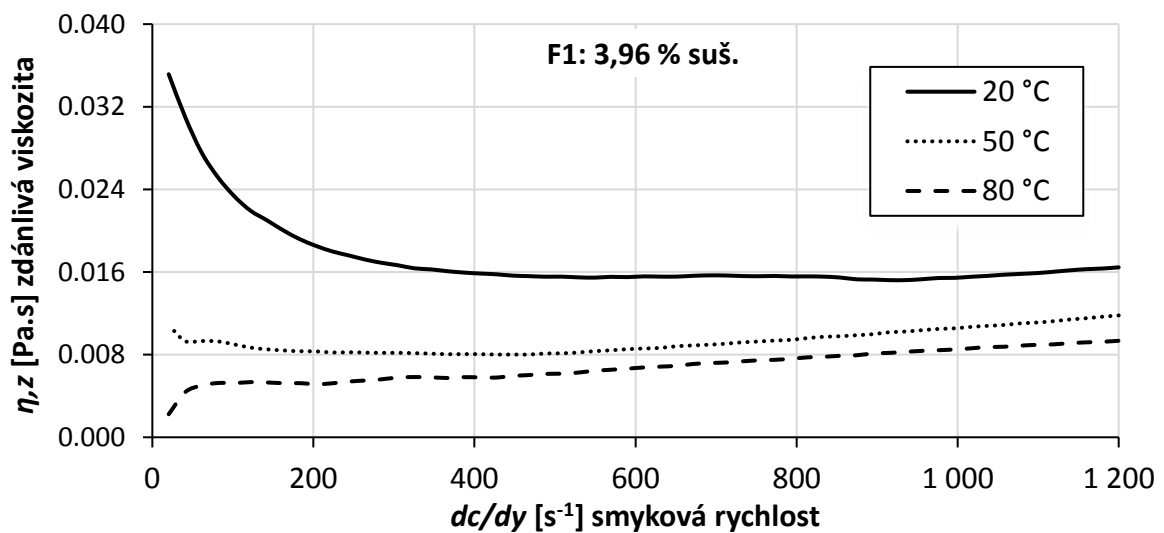
graf 11: Reogram vzorku fugátu (F1) s koncentrací sušiny 3,96 %.



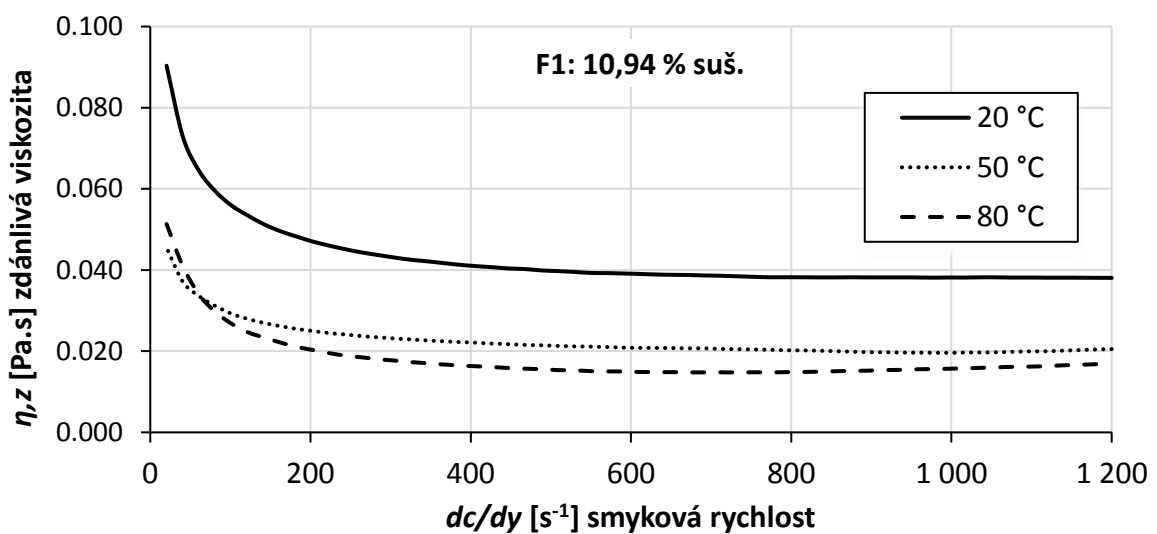
graf 12: Reogram vzorku fugátu (F1) s koncentrací sušiny 10,94 %.



graf 13: Závislost η_z na smykové rychlosti u vzorku fugátu (F1) s konc. sušiny 2,33 %.



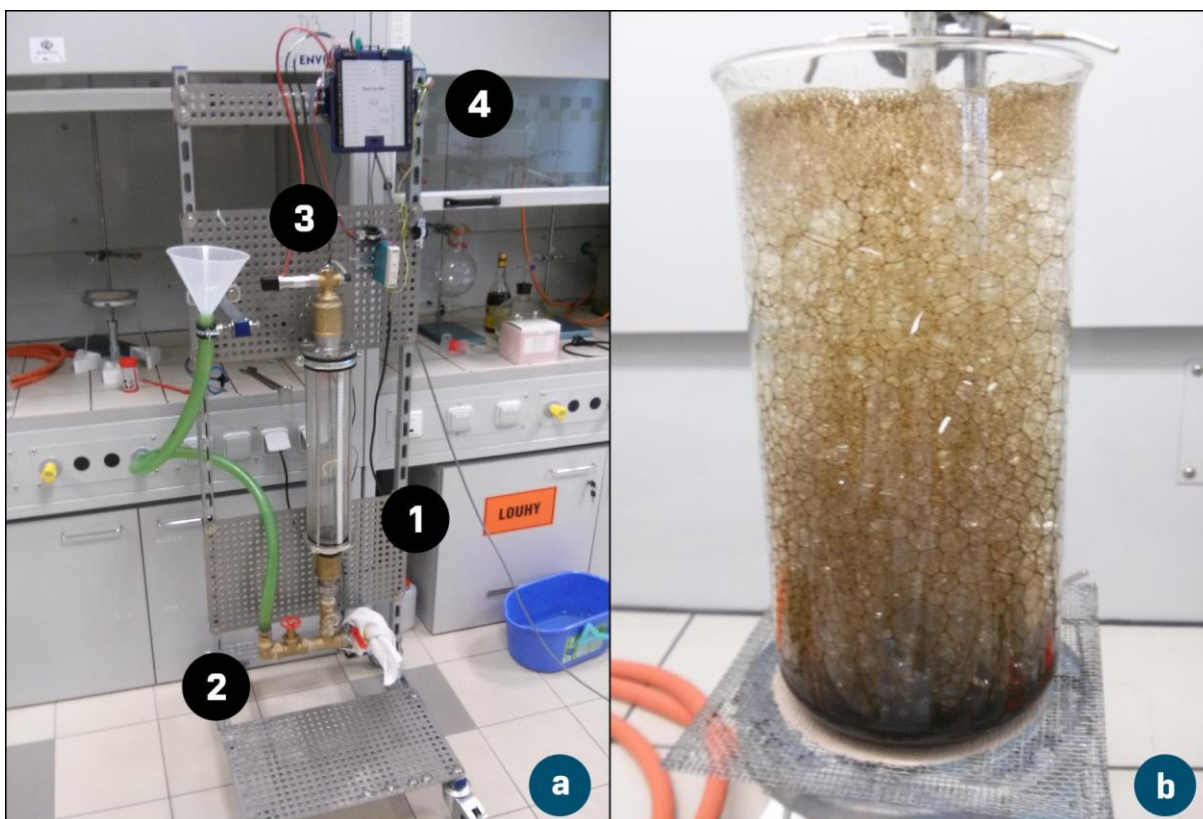
graf 14: Závislost η_z na smykové rychlosti u vzorku fugátu (F1) s konc. sušiny 3,96 %.



graf 15: Závislost η_z na smykové rychlosti u vzorku fugátu (F1) s konc. sušiny 10,94 %.

V rámci experimentálního měření bylo zjišťováno, jaký **vliv** na pění má **koncentrace sušiny** a **stáří fugátu**. Rovněž bylo zkoumáno, jaký vliv na pění fugátu bude mít použití vybraných **protipěnicích přípravků** a jaké finanční náklady jsou s jejich aplikací spojeny.

Speciálně pro testování účinnosti protipěnicích přípravků byla navržena a zkonstruována testovací aparatura (obr. 35a). Ta sestávala z přívodního a odvodního potrubí, transparentního válce, systému pro tvorbu podtlaku a měřicí techniky. Zaznamenávána byla teplota kapaliny (fugátu) na dně komory, teplota brýdových par a podtlak v horní části komory. Aktuální výška hladiny ve válci byla zaznamenávána kamerou, která sledovala délkovou stupnici na stěně válce. Podtlak v komoře zajišťovala vodní vývěva. Testy porovnávající pěnivost fugátu v závislosti na obsahu sušiny a na jeho stáří probíhaly rovněž za atmosférického tlaku s využitím odměrného válce a ohřevu nad plynovým kahanem (obr. 35b). V tomto případě byla zaznamenávána pouze teplota kapaliny a výška hladiny.



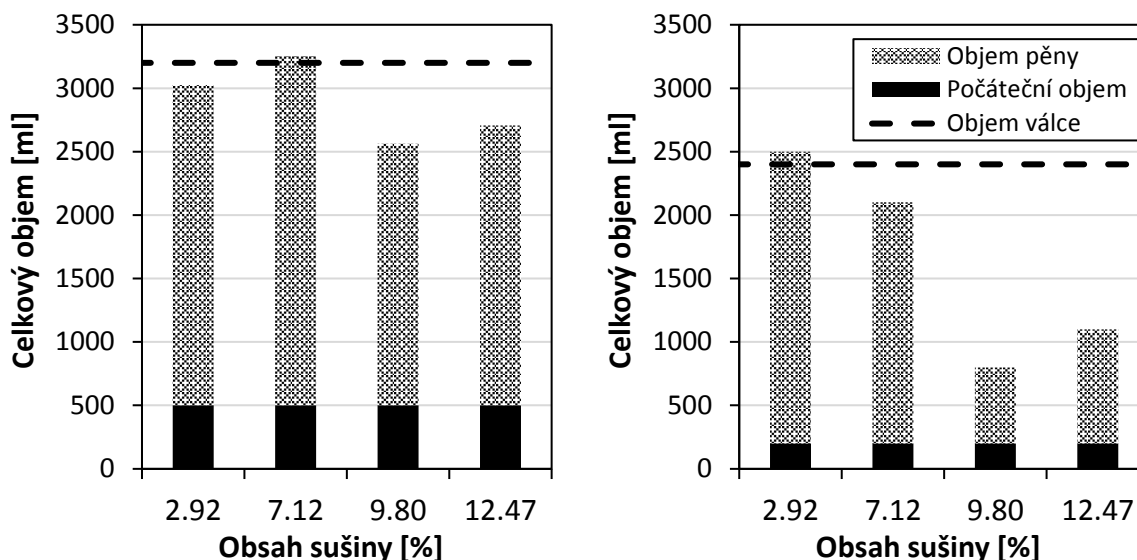
obr. 35: Aparatura pro testování protipěnicích prostředků (a) složená z transparentního válce (1), přívodního a odvodního potrubí (2), systému pro odtah brýdových par a vzdušiny (3) a měřicí soustavy (4). Pění za atmosférických podmínek bylo zkoumáno v odměrném válci (b), který byl ohříván plynovým kahanem.

Pěnivost fugátu v závislosti na obsahu sušiny

Testy probíhaly jak v podtlaku, tak za atmosférických podmínek. Testovány byly celkem 4 vzorky (fugát F1 a F2) s obsahem sušiny 2,9 až 12,5 %. Při testech v podtlaku bylo do odměrného válce umístěno 500 ml fugátu, který měl teplotu okolo 63 °C. Odsáváním vzduchu byl snižován podtlak a zároveň snižována teplota varu, a to kontinuálně až do chvíle, kdy vlivem odpaření vody poklesla teplota vzorku na 43 °C. Během odpařování byla sledována výška hladiny pěny. Z ní byl následně vypočten maximální objem, jenž soustava fugát-pěna v odměrném válci během testu zaujímal. Tato hodnota je předmětem porovnání. V případě atmosférických testů probíhalo měření shodně s tím rozdílem, že původní vzorek měl objem

pouze 200 ml a byl postupně zahříván až na teplotu varu (cca 100 °C). Měření bylo ukončeno po cca 15 min, kdy již bylo množství kapaliny i pění značně redukováno.

Výsledky (graf 16) naznačují snižování pěnivosti s rostoucí koncentrací sušiny. Vysvětlením může být větší množství pevných částic, které odpovídá většímu obsahu sušiny. Pevné částice se při odpařování vody shlukují a vlivem gravitace působí proti postupu pěny. Zároveň mohou určitým způsobem mechanicky narušovat stabilitu pěnových bublin. Z grafů lze ovšem vyčíst, že trend klesající pěnivosti s rostoucím obsahem sušiny není jednoznačný. Potvrzení či vyvrácení tohoto závěru by vyžadovalo vyšší počet měření. Ve dvou sledovaných případech došlo k přepění měřicího válce a výsledek odpovídá maximálně naměřenému, ne skutečně možnému objemu.



graf 16: Pěnivost fugátu v závislosti na obsahu sušiny při podtlakovém (vlevo) a atmosférickém testu (vpravo).

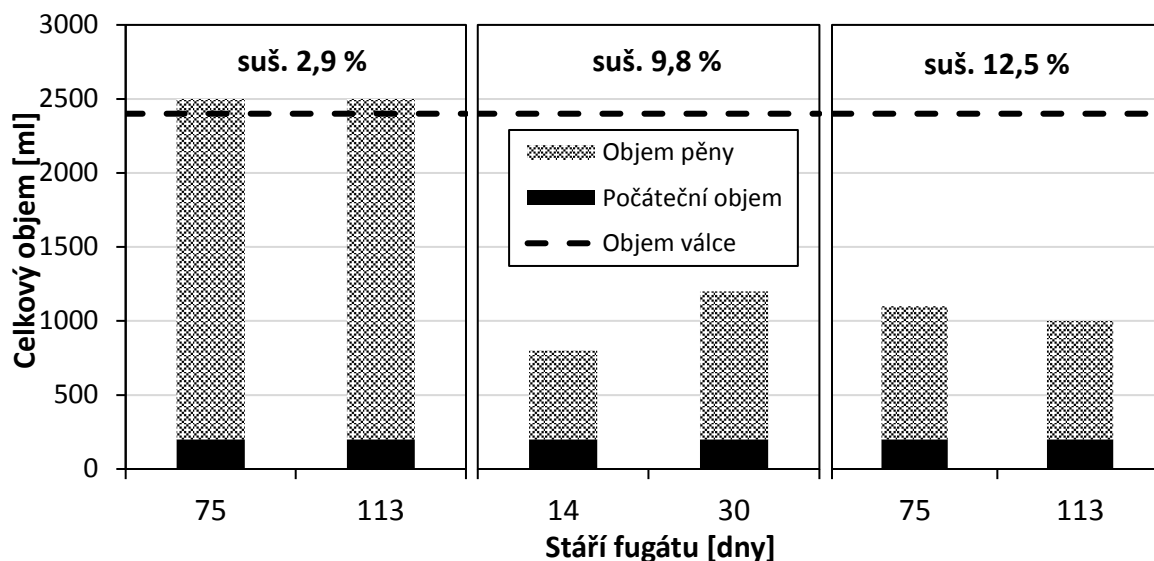
Pěnivost fugátu v závislosti na jeho stáří

Vliv stáří a degradace fugátu na jeho pěnivost byl zkoumán na třech vzorcích (fugát F1 a F2) s koncentrací sušiny 2,9, 9,8 a 12,5 %. Měření probíhalo v odměrném válci za atmosférických podmínek. Postup měření byl totožný s atmosférickým měřením popsáním v předešlé části. Výsledky naznačují, že stáří fugátu jeho pěnivost výrazně neovlivňuje. U vzorku s obsahem sušiny 9,8 % byl s přibývajícím časem zaznamenán nárůst pěnivosti, což je v rozporu s předpokladem, že degradovaný fugát obsahuje menší množství rozpuštěných plynů, které se při varu uvolňují a podněcují tvorbu pěny. Měření bude nutné do budoucna doplnit o testy s čerstvějším fugátem. Výsledky prezentuje graf 17.

Vliv protipěnicích přípravků na pěnivost fugátu

Protipěnicí opatření mohou mít mechanický, fyzikální, chemický nebo biologický charakter. První dva typy jsou založeny na rozrušování pěny pomocí mechanického pohybu, působením tepla nebo elektrických sil. Vyžadovaly by pravděpodobně výraznou změnu konstrukce odparky či úplnou změnu její koncepce. Biologické metody těžší z narušování biologických pochodů, ale jako takové vyžadují čas a aplikaci v předstihu. Jako nejvhodnější se proto jeví použití některé z chemických metod, totiž konkrétní chemické látky s protipěnicími účinky, kterou lze aplikovat přímo na pěnicí materiál a jejíž účinky nastávají téměř okamžitě. Jde zpravidla o povrchově aktivní látky, které snižují povrchové napětí rozpouštědla (vody) a nahrazují pěnivotvorné látky na mezifázovém rozhraní kapalina-plyn.

Na základě experimentů provedených ve studii [116], jenž na fugátu a dobytčí kejďě zkoumala protipěnicí vlastnosti 14 vybraných přípravků, **byla k testování vybrána pětice látek**, a to slunečnicový olej, řepkový olej, kyselina olejová a komerční silikonové odpěňovače Lukosan P2 a Erbslöh Schaum-ex (obr. 36).



graf 17: Pěnivost fugátu v závislosti na jeho stáří pro fugát s různou koncentrací sušiny.



obr. 36: Testované protipěnicí přípravky: Slunečnicový olej (a), řepkový olej (b), kyselina olejová (c), Lukosan P2 (d) a Erbslöh Schaum-ex (e).

Zkoumané protipěnicí přípravky lze rozdělit do dvou skupin. První zahrnuje kyselinu olejovou, olej řepkový a slunečnicový, tedy produkty rostlinného původu. Druhou skupinou jsou specializované chemické produkty na bázi siloxanů (Lukosan P2, Erbslöh Schaum-ex), které jsou jako odpěňovače používány v potravinářském průmyslu. Tyto látky splňují přísné hygienické normy a jsou ve stanovených limitech hodnoceny jako zdraví neškodné. Zkoumané protipěnicí přípravky dávkované v odpovídajícím množství tedy nepředstavují riziko pro životní prostředí a splňují tak jednu z podmínek jejich využití při zahušťování fugátu. Základní nákupní údaje o protipěnicích přípravcích poskytuje tab. 13.

Název přípravku	Zkratka	Prodejce	Maloobchodní nákupní cena za kg
Erbsloh Schaum-ex	ERS	Proneco, s.r.o.	486,0 Kč
Lukosan P2	LUK	Kvadrant Čáslav, s.r.o.	137,2 Kč
Kyselina olejová 70%	KYO	Merci, s.r.o.	293,0 Kč
Olej řepkový (clever)	ROL	Billa ČR	25,5 Kč
Olej slunečnicový (clever)	SOL	Billa ČR	26,4 Kč

tab. 13: Základní nákupní údaje o zkoumaných protipěnicích látkách ke dni 15. 7. 2015.

Testované odpěňovače se neliší pouze v ceně, ale také v účinnosti. Aby bylo možné látky efektivně porovnávat, nebyly přípravky dávkovány ve stejném množství, ale ve stejné ceně. Tedy každá látka byla dávkována v jiném množství (koncentraci), ale **cena dávky na kilogram fugátu byla konstantní**. K testování byl vybrán fugát (F1) s obsahem sušiny 7,1 %. Měření probíhalo shodně s podtlakovým testem zkoumajícím vliv koncentrace sušiny. Do vzorku fugátu o objemu 500 ml byla navíc dávkována protipěnicí látka a celá směs byla ohřata na cca 75 °C. Poté byl roztok přečerpán do měřicí aparatury (válece). Při teplotě roztoku 63 °C byla spuštěna vývěva a započalo vytváření podtlaku. S klesajícím tlakem docházelo ke snižování bodu varu, ochlazování směsi a vypařování vody. Měření bylo ukončeno při teplotě roztoku 43 °C s podtlaku cca -0,91 barg. Informace o použitých dávkách a jejich ceně obsahuje tab. 14. Výsledky měření graficky prezentuje graf 18.

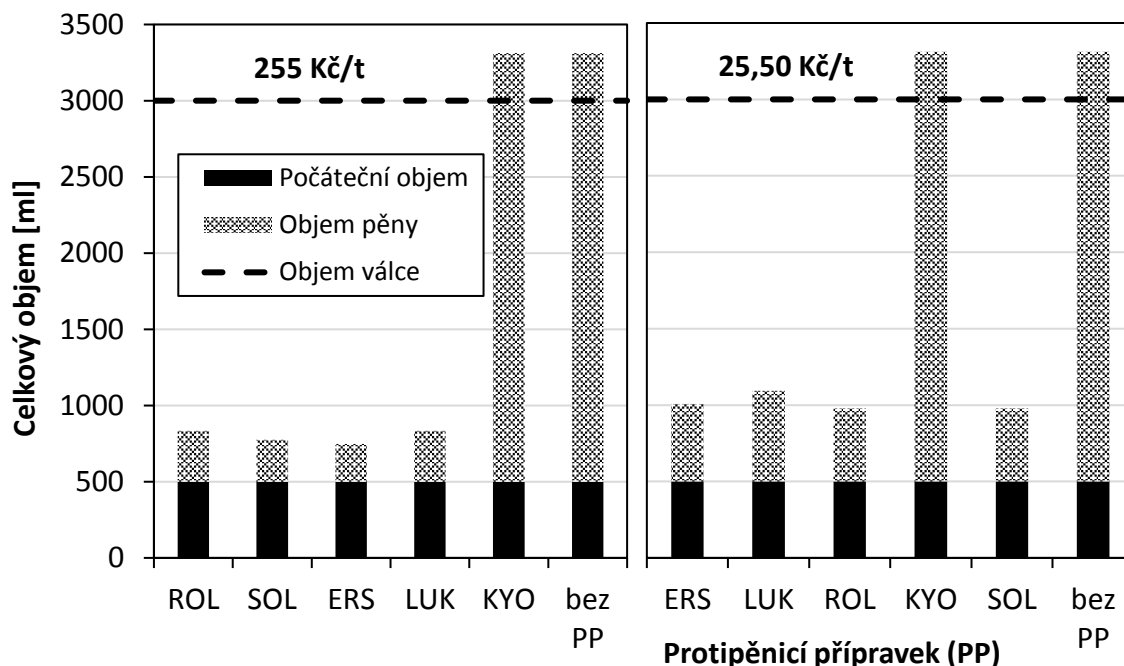
Zkratka	Dávka 1	Množství na tunu fugátu	Cena na tunu fugátu	Dávka 2	Množství na tunu fugátu	Cena na tunu fugátu
	[g]	[kg]	[Kč/t]	[g]	[kg/t]	[Kč/t]
ERS	0,27	0,53	255,2	0,027	0,053	25,5
LUK	0,96	1,86	254,9	0,096	0,186	25,5
KYO	0,45	0,87	255,1	0,045	0,087	25,5
ROL	5,16	9,90	252,8	0,516	0,999	25,5
SOL	4,99	9,59	252,9	0,499	0,968	25,5

tab. 14: Informace o dávkách a ceně jednotlivých protipěnicích přípravků.

Z výsledků je patrné **výrazné snížení pěnivosti při použití rostlinných olejů a silikonových odpěňovačů**, a to i při desetinásobném snížení koncentrace na úroveň 25,50 Kč na tunu fugátu. I při takto nízkých koncentracích se celkový objem pěny a fugátu pohyboval na hranici dvojnásobku původního objemu vzorku. Dosažené snížení pěnivosti lze vzhledem ke geometrii MSF jednotky považovat za dostačující. Maximální objem pěny byl zredukován na nejméně 20 %, přičemž toto číslo může být ještě nižší, jelikož srovnávaný vzorek bez protipěnicího přípravku odměrný válec přepěnil. Naprosto neúčinnou se ukázala být kyselina olejová. Vzhledem k rychlosti pění se dá dokonce říci, že pění podporuje. Tento závěr je v naprostém rozporu s výsledky studie [116], která kyselinu olejovou vyhodnotila jako účinnou protipěnicí látku.

Pro zahušťování fugátu v MSF odparce lze doporučit použití některého ze silikonových odpěňovačů nebo rostlinných olejů. Čistě přírodní původ olejů je v tomto směru jistou výhodou

směrem k možnému dopadu použitých látek na životní prostředí. Otázkou částečně zůstává účinnost protipěnicích přípravků při kontinuálním provozu odparek.



graf 18: Pěnivost fugátu s obsahem sušiny 7,1 % při ceně dávky protipěnicího přípravku 255 Kč/t (vlevo) a 25,50 Kč na tunu fugátu (vpravo).

5.3 Experimentální vývoj odparky

Vývoj prototypu MSF odparky pro zahušťování fugátu z BPS lze rozdělit do tří vývojových etap. Jednotlivé etapy (obr. 37) jsou ohraničeny významnými zásahy do konstrukce odparky, které se vyznačovaly časovou náročností a podstatným posunem ve smyslu funkčnosti a provozuschopnosti technologie. **Úvodní etapu** lze charakterizovat jako prvotní seznámení se s technologií, které bylo doprovázeno množstvím nezdarů a fakticky nedošlo k plnému zprovoznění odparky. Důvodem byly především mnohé konstrukční nedokonalosti, které vyšly najevo až během úvodních testů.

Pokroku ve výkonnosti odparky bylo dosaženo až zásadními konstrukčními úpravami, které si vyžádaly převoz jednotky do dílen externího dodavatele. Ve **druhé etapě** bylo dosaženo významného pokroku. Odparka byla plně funkční při zahušťování sladké a slané vody, přičemž vysoká byla i dosažená kvalita destilátu. Proces bylo možné důkladně studovat díky nově instalovanému měřicímu systému a použití transparentních prvků. Přesto tyto změny nebyly dostatečné pro úspěšné zahušťování fugátu. K tomuto využití nebyla stávající konstrukce MSF jednotky vyhovující.

Bylo proto rozhodnuto o výrobě nového prototypu MSF odparky, který byl svojí geometrií způsobilý pro zpracování intenzivně pěnicího fugátu. Sestavení a zprovoznění nové jednotky bylo úspěšně dosaženo v rámci **třetí etapy**. K hlubšímu pochopení probíhajících dějů přispělo mimo jiné použití transparentních materiálů, které umožnily přímé pozorování odpařovacího procesu. Na konci třetí vývojové etapy bylo možné konstatovat **naplnění hlavního cíle** dizertační práce, tj. **MSF jednotka je schopná ustáleného průtoku fugátu a kontinuální tvorby destilátu.**

Podrobnější popis činností v rámci jednotlivých vývojových etap je předmětem následujících kapitol.

1. etapa**Nástřik a úspěšnost: sladká voda (X)**

Exp. jednotka: MSF, nerezová, 2 moduly, 8 komor

Hlavní nedostatky: uspořádání ejektorů, svarové netěsnosti, tepelné ztráty, absence měřicí techniky, odtah koncentráту a destilátu

Výsledky: podtlak (až -0,92 barg), průtok koncentráту (0,5 m³/h), odpařování v 1. modulu, nulový průtok destilátu**2. etapa****Nástřik a úspěšnost: sladká voda (OK), slaná voda (OK), fugát (X)**

Exp. jednotka: MSF s úpravami, nerezová, 2 moduly, 8 komor, měřicí systém, transparentní prvky

Hlavní nedostatky: odtah koncentráту (čerpadlo), pění fugátu, nevhodná geometrie odpařovacích komor

Výsledky: podtlak (až -0,96 barg), průtok koncentráту (až 2,5 m³/h), tvorba destilátu (až 79 l/h, 2 ppm), nefunkční pro fugát**3. etapa****Nástřik a úspěšnost: sladká voda (OK), slaná voda (OK), fugát (OK)**

Exp. jednotka: transparentní MSF, plastová, 1 modul, 3 komory, měřicí systém

Hlavní nedostatky: deformace konstrukce vlivem podtlaku, kapacita ejektorů, znečištění destilátu amoniakem

Výsledky: podtlak (až -0,92 barg), ustálený průtok koncentráту (voda 2,5 m³/h, fugát 0,5 m³/h), tvorba destilátu (voda 80 l/h, fugát 10 l/h)

Poznámka: OK - funkční, X - nefunkční

*obr. 37: Shrnutí nejdůležitějších faktů ze 3 etap vývoje MSF odparky.***5.3.1 Logika vývojové činnosti**

Koncepce vývojové činnosti odrážela požadavek na rychlé uvedení odpařovací technologie do praxe. Přitom musela respektovat omezené lidské, časové a finanční zdroje. **Hlavním vědeckým prostředkem vývoje byl proto experiment**, na základě kterého je možné, a to i v relativně krátké době, rozhodnout o vhodnosti či nevhodnosti aplikovaného postupu nebo použitého technického řešení. Experiment umožňuje dosažení pokroku ve vývojové činnosti, ale nutně přitom nevyžaduje plné teoretické pochopení a popis probíhajících dějů. Tyto výhody experimentu jsou obzvláště užitečné v kontextu **komplexních fyzikálních procesů**. Zahušťování fugátu pomocí odpařování, během kterého se pracuje s nehomogenní, newtonskou, intenzivně pěnicí a ve složení proměnlivou suspenzí, lze jako komplexní proces bezpochyby označit.

Jednotlivé vývojové kroky na sebe logicky navazovaly. Příprava experimentálního zařízení, včetně veškeré laboratorní infrastruktury, byla nezbytným, časově náročným krokem, který byl nutný pro úspěšnou realizaci samotného experimentu. Vyhodnocení experimentu bylo předpokladem k rozhodnutí o navazující činnosti. Pakliže byly v provozu experimentální jednotky shledány nedostatky, bylo nutné identifikovat jejich původ a pokusit se o jejich odstranění. Změny provedené v konstrukci odparky nebo provozních podmínkách (příprava zařízení) byly ověřeny dalším experimentem, který uzavřel jeden **vývojový cyklus**. Cílem

každého vývojového cyklu bylo dosažení ustáleného průtoku koncentráту a kontinuální tvorba destilátu ve všech odpařovacích komorách.

Pakliže byl proběhnuvší experiment vyhodnocen jako úspěšný, bylo možné přistoupit k technicky a časově náročnějším zkouškám, které byly reprezentovány změnou zahušťované látky. Tou byla přednostně **sladká voda**, následovaná **vodou slanou** a nakonec **fugátem**. Cílem tohoto přístupu bylo snížit časovou zátěž spojenou s odstraňováním technických nedostatků a přípravou MSF odparky na další experimenty. Pakliže byl experiment neúspěšný a přitom byly vyčerpány možnosti konstrukčních a provozních úprav, bylo nutné přistoupit k návrhu a výrobě nového prototypu. Tato situace nastala jednou a byla předělem mezi 2. a 3. vývojovou etapou. Logika vývojové činnosti je graficky znázorněna na *obr. 38*.

5.3.1 Etapa 1 – Úvodní analýza technologie MSF

Ověřování schopnosti MSF technologie zahušťovat fugát probíhalo v první fázi na experimentální MSF jednotce malých rozměrů. Jednotka byla vyrobena společností PBS POWER EQUIPMENT, s.r.o., která je průmyslovým partnerem podílejícím se na vývoji technologie. Konstrukční uspořádání vycházelo z geometrie konvenčních velkoobjemových MSF jednotek. Zařízení sestává ze dvou modulů, každý modul obsahuje čtyři odpařovací komory. Konstrukčním materiálem je nerezová ocel. Jednotka byla předána k testování v březnu 2014 a její původní stav zachycuje *obr. 39*. Kromě odpařovacích nádob byla její součástí pouze čerpadla pro obsluhu přidružených okruhů (napájecí, chladicí, destilátový a ejektorový) vodní ejektory a elektrický rozvaděč. Kondenzační sekce každé komory byla vybavena budíkovým teploměrem.

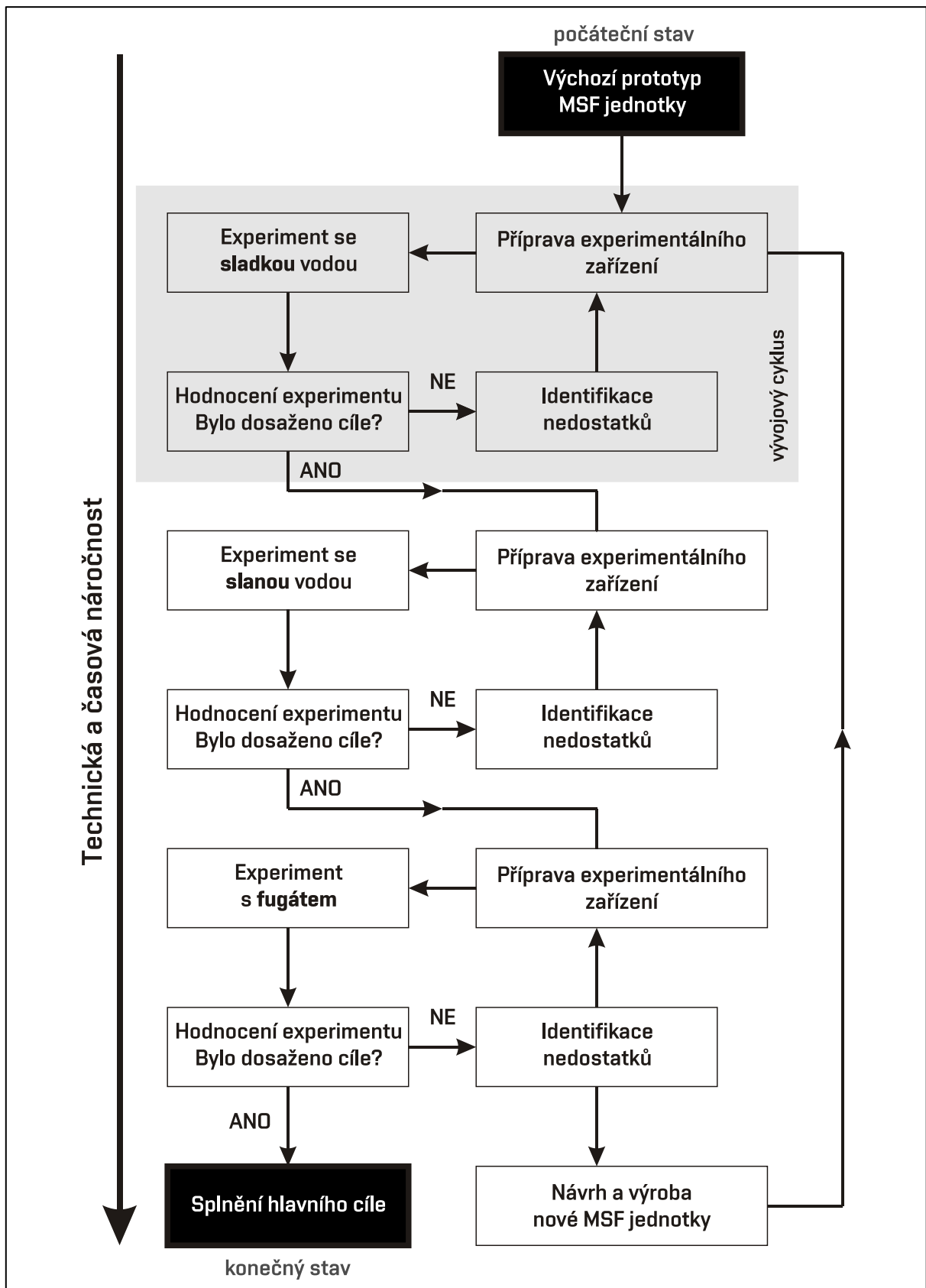
Samotnému uvedení MSF jednotky do provozu předcházelo:

- a) **Plánování dispozice** jednotlivých prvků technologie v LBRO.
- b) **Nákup a instalace komponent** pro **ohřev procesní vody** (12 kW topné těleso, ohřevná nádrž s míchadlem a objemem 1,4 m³, hadice, PPR potrubí), **chladicí okruh** (skladovací nádrž – IBC kontejner 1 m³, hadice), **ejektorový okruh** (skladovací nádrž – IBC kontejner 1 m³, hadice), **odvod destilátu** (PPR potrubí, skladovací nádrž – IBC kontejner 1 m³, hadice), **přívod elektrické energie** (jistič, elektrické kabely) a pro **měření** základních provozních veličin (bimetalové teploměry, vodoměr).

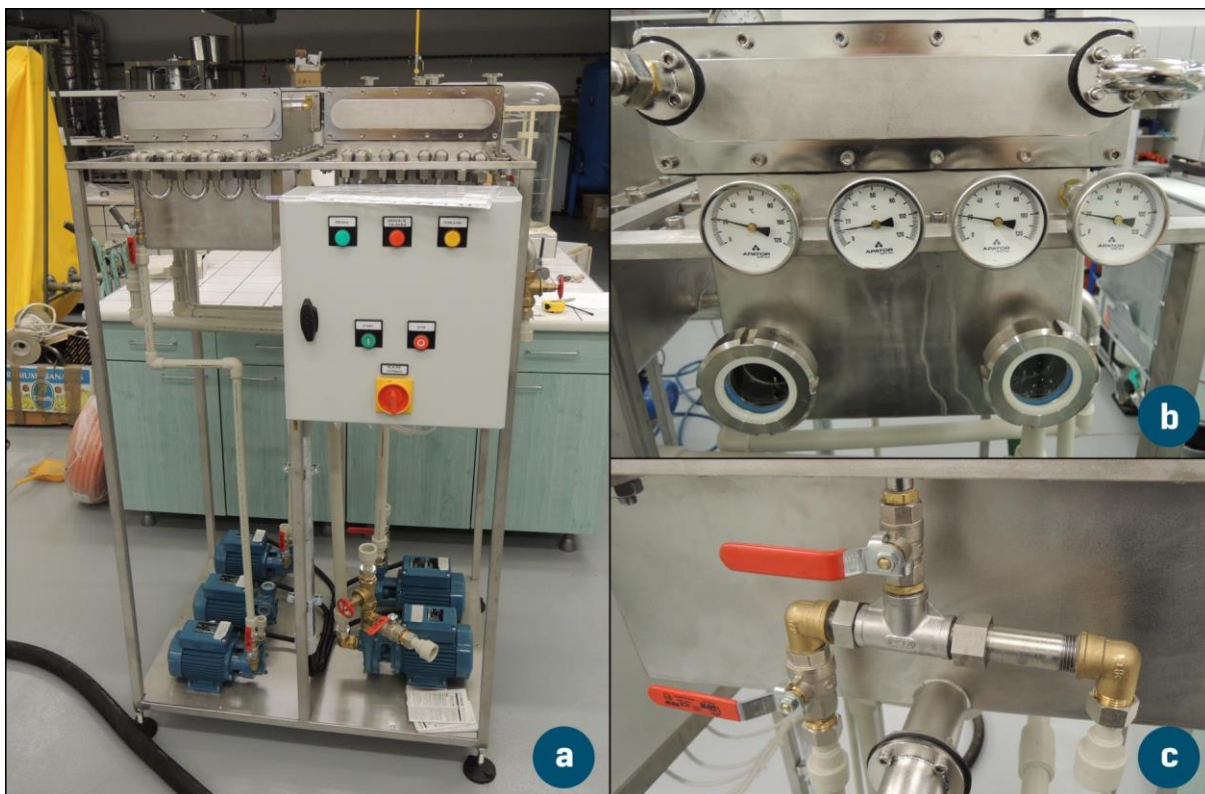
Po kompletaci technologie byla MSF jednotka postupně uváděna do provozu. Najíždění odparky probíhalo v pořadí: 1) ohřev napájecí sladké vody (na cca 78 °C), 2) spuštění čerpadla chlazení, 3) spuštění čerpadla ejektorů (tvorba podtlaku), 4) otevření přívodního ventilu nástřiku (sladké vody), 5) spuštění čerpadla koncentráту a 6) spuštění čerpadla destilátu, přičemž nebylo pravidlem uskutečnění všech šesti kroků při každém jednotlivém testu. Během série krátkých experimentů bylo nutné vypořádat se zejména s těmito problémy:

Netěsnosti. V původním stavu jednotky se při chodu ejektorů nevytvářel žádný podtlak. Bylo proto nutné přetěsnit veškeré spoje, a to jak pouhým mechanickým dotahováním, tak použitím účinných těsnění. V konečném stavu byla MSF jednotka schopná dosáhnout podtlaku (-0,93) barg.

Odvod koncentráту a destilátu. Původní konstrukce odvodního potrubí vytvářela velké tlakové a místní ztráty a neumožňovala správnou činnost čerpadla koncentráту, které se zavzdušňovalo a ztrácelo výkon. Průtok koncentráту byl necelých 0,2 m³/h. Čerpadlo destilátu pracovalo naprázdno (což byl hlavní důvod jeho pozdějšího servisu), neboť se špatnou funkčností zařízení tvořil destilátu nedostatek. Po několika mezikrocích bylo dosaženo stavu, kdy byla rozšířena a maximálně zjednodušena odtoková potrubí (koncentráту i destilátu) a čerpadlo koncentráту pracovalo s průtokem cca 0,5 m³/h. Průtok destilátu byl stále nedostatečný, respektive téměř zanedbatelný.



obr. 38: Schéma logiky vývojové činnosti.



obr. 39: Původní MSF jednotka ve stavu po doručení: celkový pohled na konstrukci včetně odpařovacích modulů, čerpadel a rozvaděče (a), detail modulu se 4 komorami, 4 teploměry a 2 průzory (b), detail jednoho ze dvou vodních ejektorů pro tvorbu podtlaku (c).

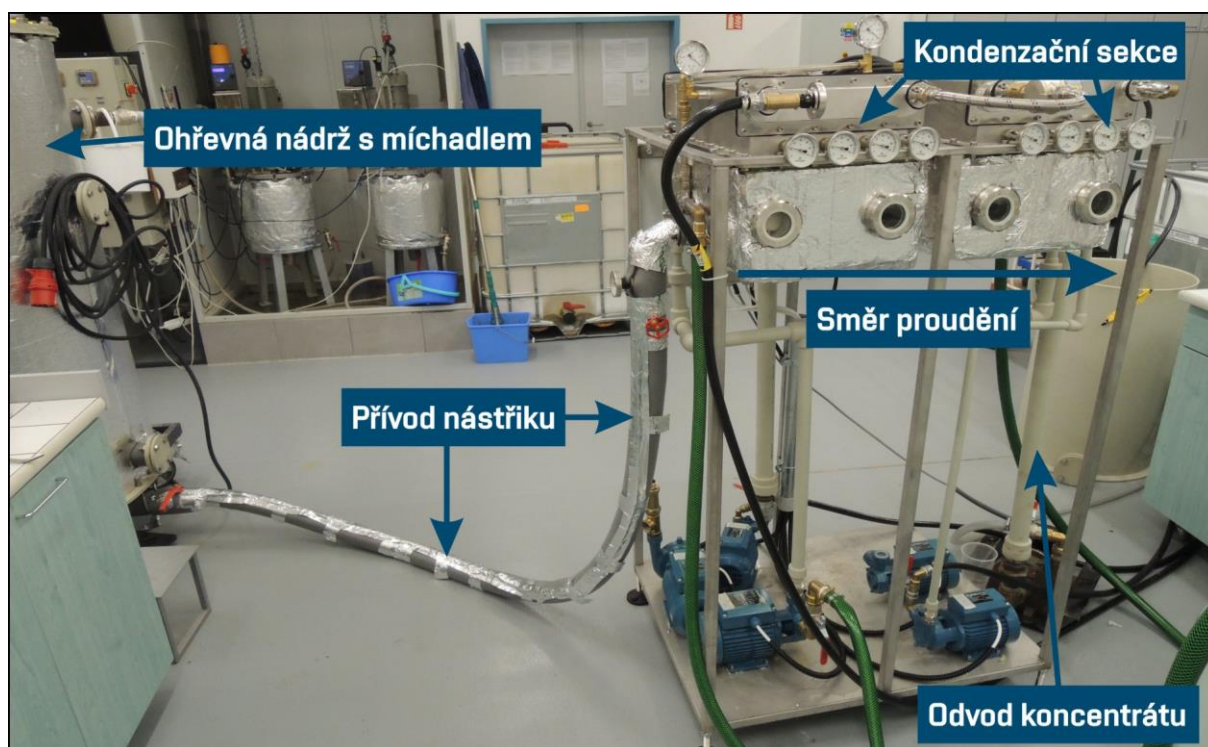
Tepelné ztráty. Vlivem nízkého průtoku a tedy dlouhého setrvání koncentráту v přívodním potrubí docházelo k výraznému ochlazení koncentráту (ze 75 °C na 58 °C). Koncentrát neměl dostatek energie pro mžikové odpařování ve všech komorách a destilátu se proto tvořil nedostatek. Tento fakt byl podpořen skutečností, že při provozu klesá podtlak v komorách až na (-0,8) barg, kdy se zvyšuje saturační teplota a koncentrát nemá podmínky k varu. Bylo proto instalováno těsnění z pěněního polyetylenu a tepelné ztráty byly minimalizovány. Přesto nedocházelo k odpařování ve všech komorách.

Tlakový spád napříč komorami, který nebyl optimální a způsoboval výrazné odchylky ve výškách hladin. Rozdíly se vyskytovaly především mezi oběma moduly. Výrazný nárůst hladin kapaliny v odpařovacích komorách nutil obsluhu zasahovat do chodu jednotky a regulovat průtoky a tlaky. V opačném případě mohlo dojít k zaplavení horní části jednotky pro sběr destilátu a jeho kontaminace.

Snaha identifikovat příčinu nedostatečného průtoku destilátu vedla k další konstrukční úpravě - čerpadlo destilátu bylo umístěno přímo za 1. modul. Tímto opatřením byly eliminovány nežádoucí tlakové poměry mezi oběma moduly a byla snížena pravděpodobnost zádrže destilátu v odvodním kaskádovém systému vlivem jeho ucpání (např. nečistotami z výroby). Odparka byla provozována za standardních podmínek: průtok koncentráту 0,5 m³/h, teplota napájecí vody 70 °C a provozní podtlak kolem (-0,8) barg. Přes uvedené opatření však ke sběru destilátu nedocházelo. Důvodem byly **svarové netěsnosti ve vnitřní konstrukci jednotky**, které vyšly najevo při následujících konstrukčních úpravách. Jejich vlivem docházelo k přepadu zkondenzované vody zpátky na dno odpařovacích komor a žádný destilát tak nemohl být zaznamenán.

Na konci 1. vývojové etapy byla MSF jednotka ve stavu (obr. 40) kdy:

- byly kompletně zapojeny všechny okruhy (ohřev, chlazení, ejektory, destilát) v konfiguraci bez recirkulace a předehřevu procesní vody;
- bylo dosaženo průtoku koncentrátu $0,5 \text{ m}^3/\text{h}$ a byla zajištěna teplota ($70 \text{ }^\circ\text{C}$) na vstupu do jednotky (izolací přívodního potrubí);
- bylo dosaženo podtlaku v prvních komorách modulů až $(-0,92) \text{ barg}$, při provozu jednotky a odpařování podtlak klesal až k $(-0,8) \text{ barg}$;
- docházelo k viditelnému mžikovému odpařování v prvním modulu (v prvních 4 komorách) a tvorbě destilátu, který ovšem vlivem svarových netěsností nebyl na odtoku z jednotky detekován;
- zůstával problém s nevyrovnaností hladin způsobenou nevyhovujícím rozložením tlaků a občasným zavzdušňováním čerpadla koncentrátu.



obr. 40: Stav MSF odparky na konci 1. vývojové etapy.

5.3.2 Etapa 2 – Úspěšná destilace slané vody

Problémy identifikované v úvodní etapě neumožňovaly pokrok ve vývoji odparky bez zásadnějších konstrukčních změn. Jednalo se zejména o problémy s odvodem koncentrátu a destilátu, nevyhovující tlakové poměry mezi komorami a nedostatečnou teplotu nástřiku. Zároveň nebylo možné probíhající děje sledovat podrobněji, neboť MSF jednotka byla vybavena minimem transparentních prvků a omezenou měřicí infrastrukturou. S ohledem na výše uvedené byly navrženy vhodné konstrukční úpravy.

Příprava zařízení

Realizace konstrukčních úprav proběhla mimo prostory LENP s využitím externího dodavatele. Jednalo se o:

- Rozšíření hrdla na odtoku koncentrátu** (obr. 41a). Rozšíření světlosti odtokového potrubí na 2“ mělo přispět ke snížení tlakových ztrát a ke správné činnosti čerpadla koncentrátu.

b) **Úpravu systému pro přechod nástřiku mezi komorami a moduly** (obr. 41b). Došlo ke zvětšení světlosti spojovacího potrubí mezi oběma moduly a k rozšíření přechodových kanálků mezi komorami.

c) **Úpravu soustavy pro sběr a odvod destilátu**. Došlo ke zvětšení světlosti potrubí v kaskádovém systému mezi jednotlivými komorami s ohledem na konstrukční možnosti. Zároveň došlo k odstranění svarových netěsností ve vnitřní konstrukci jednotky, které způsobovaly přepad destilátu zpět na dno odpařovací komory.

d) **Úpravy pro umístění dalšího měřicího zařízení** (obr. 41 b, c). Byly přivařeny návarky (G 1/2) na teploměry pro měření teploty procesní vody na výstupu z každé komory (celkem 8). Návarky byly umístěny na levou boční stěnu (ve směru proudění procesní vody), vždy do spodního rohu (výstup z komory). Další sadou byly návarky na vakuometry pro měření podtlaku v komorách (celkem 8) a univerzální návarky pro další měřicí instrumentaci. Ty byly umístěné po dvojicích nad podélným středem jednotlivých komor.

e) **Instalace transparentního potrubí** (obr. 41d). Pro snadnější pozorování a pochopení dějů při odvodu kapaliny z odpařovací jednotky bylo instalováno transparentní potrubí (celkem 2 ks) tvořené skleněnými válci a nerezovými přírubami s vnějším závitem. Konkrétně v úseku mezi hrdlem (kolenem) pro odtok koncentráту a čerpadlem a v úseku mezi výstupním hrdlem (kolenem) a čerpadlem pro odvod destilátu.

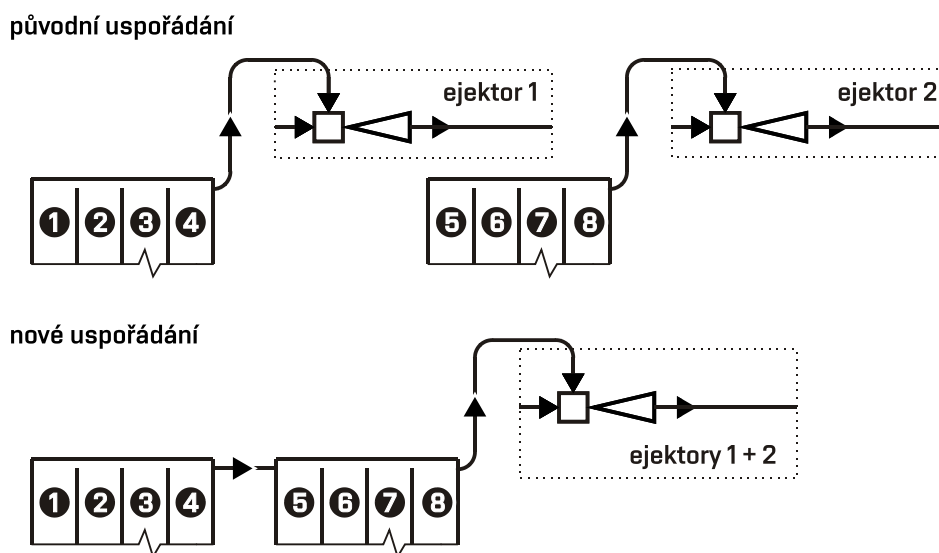


obr. 41: Některé z realizovaných konstrukčních úprav: rozšíření odvodních hrdel (a), rozšíření přechodových kanálků a návarky pro teploměry (b), návarky pro vakuometry a jiná měřidla (c), transparentní odtoková potrubí (d).

f) **Přemístění čerpadel pro odtok koncentráту a destilátu.** Čerpadla byla umístěna přímo pod odtoková hrdla (hned za transparentní potrubí) pro minimalizaci tlakových a místních ztrát.

g) **Úpravy ejektorového systému.** Z důvodu zachování požadovaného tlakového spádu napříč všemi komorami obou modulů došlo k přemístění ejektoru z poslední komory 1. modulu do poslední komory 2. modulu (*obr. 42*). Došlo tím ke sloučení sacích schopností obou ejektorů a k eliminaci nepříznivých tlakových poměrů v jednotce. Tlakové propojení mezi oběma moduly bylo provedeno pneumatickými hadicemi Festo, které umožňují flexibilní spojení obou modulů bez požadavků na přesnost jejich uložení na konstrukci (v porovnání s předchozím řešením pomocí ocelového potrubí a závitových spojů), přičemž těsnost a spolehlivost propojení zůstala zachována.

h) **Instalace recirkulačního okruhu před vstup napájecí vody do jednotky.** Touto úpravou byla snížena doba zdržení napájecí vody v přívodních hadicích. Tím došlo ke snížení tepelných ztrát a zvýšení vstupní teploty.



obr. 42: Změna v uspořádání ejektorového systému.

Kromě uvedených konstrukčních úprav zahrnovala příprava zařízení na novou sérii testů následující činnosti:

a) **Demontáž MSF jednotky** s cílem zdokumentovat rozměry a konstrukční uspořádání. Důvodem k tomuto kroku byla nedostupnost podrobnější výrobní dokumentace, z které by byly patrné všechny rozměry a vnitřní uspořádání jednotky. Zároveň bylo snahou odhalit případné nedostatky vzniknuvší při konstrukčních úpravách.

b) **Lepení spár a netěsností uvnitř jednotky.** Některé konstrukční prvky uvnitř MSF odparky nebyly svařeny po celé délce a umožňovaly nežádoucí průtok kapaliny. Jednalo se o příčné přepady v komorách a okapy pro sběr zkondenzovaného destilátu. Ačkoliv by pravděpodobně tyto netěsnosti nepředstavovaly pro technologii zásadní problém, došlo pro všechny případy k jejich zalepení dvousložkovým epoxidovým lepidlem.

c) **Kompletace MSF jednotky,** jež zahrnovala opětovné sestavení obou modulů, jejich vzájemné propojení a umístění na nosnou konstrukci.

d) **Plánování a nákup komponent** potřebných ke kompletaci celé technologie. Jednalo se především o hadice, mosazné tvarovky, hadicové spony, těsnění a elektromateriál.

e) **Zapojení MSF jednotky a všech okruhů**, jehož součástí bylo umístění MSF jednotky, ohřevné nádrže a beček s technologickou vodou v LENP (ejektorová a chladicí voda, nádrž se slanou vodou) a propojení všech procesních okruhů *obr. 43*.

f) **Zatěsnění celého systému** pro dosažení potřebného podtlaku. Za tímto účelem bylo k utěsnění kritických závitů použito těsnění Loxeal 58-11 a těsnicí šňůry LOCTITE 55. K zatěsnění naváděcích šroubů a přírub se škrtkovými prvky v kondenzační části byl použit motorový silikon Den Braven.

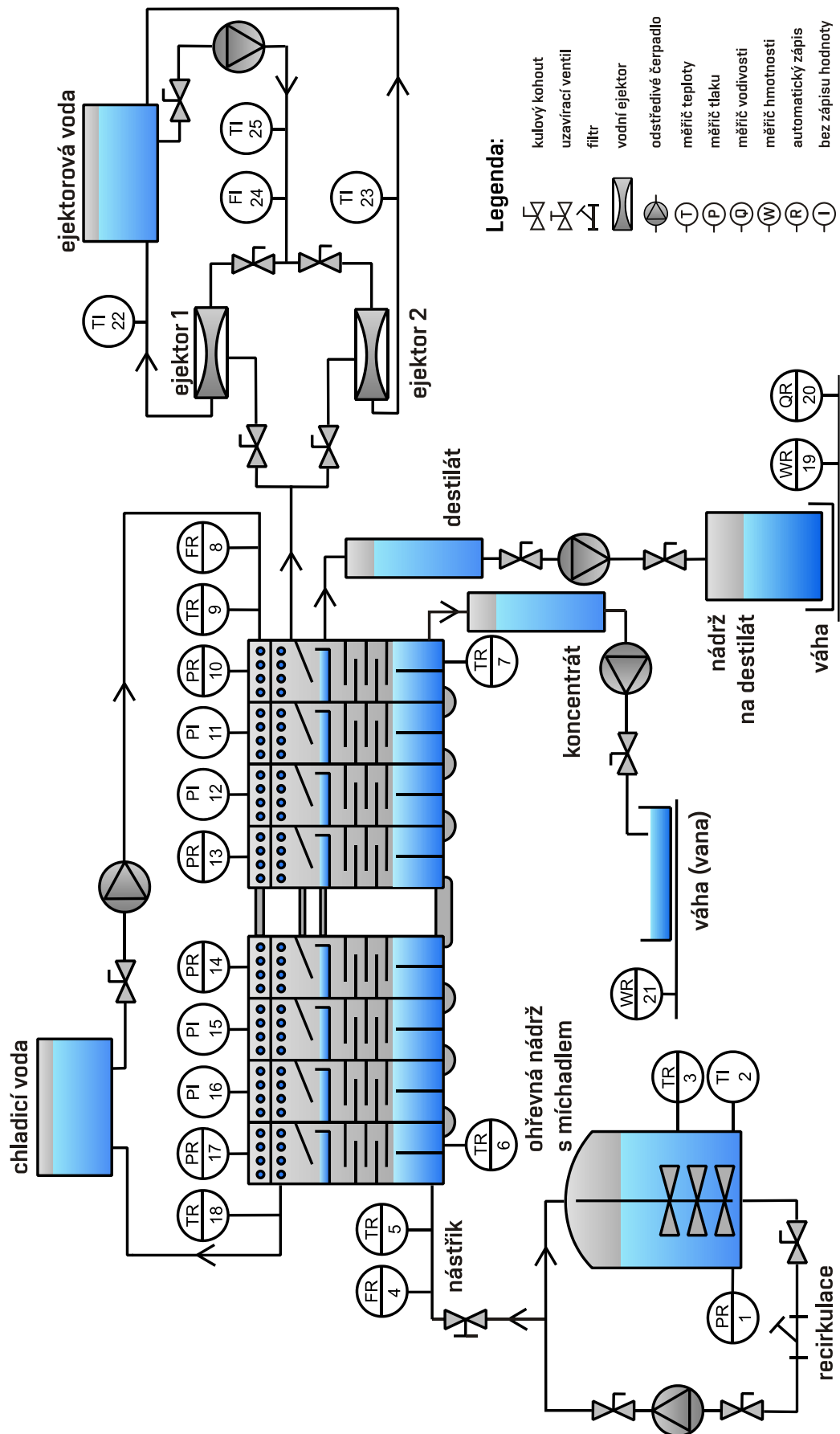
g) **Doplnění ohřevného systému o okruh s parním výměníkem**, který umožnil zrychlení ohřevu v rádech několika hodin, a zároveň bylo možné dosáhnout vyšší teploty nástřiku, jenž byla do té doby omezena teplotní pojistkou na topném tělese (cca 75 °C).

h) **Instalace měřicích prvků a systému pro sběr dat**. Důkladné pochopení procesu odpařování předpokládá možnost řídit rozhodující vstupní parametry a monitorovat klíčové provozní údaje. Za tímto účelem byl v rámci 2. vývojové etapy navržen a realizován experimentální měřicí a řídicí systém, který umožnil provedení plánovaných testů při současném měření požadovaných údajů. Zapojení měřidel je zřejmé z *obr. 43*.

V původním uspořádání byla jednotka vybavena pouze sadou bimetalových teploměru indikujících vypařování v komorách a dvěma vakuometry na konci každého modulu, naznačujících úroveň podtlaku. Pro bližší studium probíhajících procesů šlo o nedostatečné vybavení. Bylo proto navrženo rozšíření měřicího systému a připojení do centrální měřicí ústředny laboratoře. Toto opatření umožnilo online sledování provozních veličin a jejich kompletní zálohu. Pro hlubší pochopení procesu bylo navrženo sledování následujících veličin s využitím měřidel uvedených v závorce:

- teplota napájecí vody v ohřevné nádrži a na vstupu do MSF jednotky (Sensit Pt1000);
- teplota koncentrátu na výstupu z každé komory (Sensit Pt1000);
- teplota chladicí vody na vstupu a výstupu z každého modulu (Sensit Pt1000);
- teplota ejektorové vody před a za ejektory (bimetalové teploměry);
- podtlak v odpařovacích komorách (snímač tlaku BD Sensors DMP 331, glycerinové manometry, budíkové vakuometry);
- průtok nástřiku a chladicí vody (indukční průtokoměry Comacal Flow 33);
- průtok ejektorové vody (standardní vodoměr);
- hmotnost destilátu a koncentrátu (nájezdová váha, vana s tenzometrickými buňkami);
- vodivost napájecí vody, destilátu a koncentrátu (vodivostní sonda Smaris SV06).

Sběr dat z měřicích prvků s analogovým nebo digitálním výstupem probíhal prostřednictvím přenosné měřicí karty Delphin Expert Key 100L (disponuje 14 analogovými a 12 digitálními vstupy, 2 analogovými a 8 digitálními výstupy), která je primárně určena právě pro experimentální inženýrskou činnost (*obr. 44*). Data ze všech měření byla ukládána a zálohována na centrálním laboratorním úložišti a jsou snadno dostupná pro navazující výzkumnou činnost.



obr. 43: Schéma zapojení technologického celku ve 2. etapě včetně měřicí instrumentace. Převzato z diplomové práce [117] a částečně upraveno.



obr. 44: Měřicí karta Delphin Expert Key 100L použitá při sběru dat.

Z pohledu řízení procesu zůstalo prozatím u základního přístupu, který vyplynul z požadavku průmyslového partnera na jednoduchost technologie. Jediným prvkem umožňujícím spojitou regulaci procesních parametrů zůstal manuální regulační ventil na vstupu do MSF jednotky, kterým byl nastavován průtok nástřiku. Ostatní řídicí prvky umožňovaly pouze regulaci dvoustavovou (ovládání čerpadel, odvzdušňovací ventil v kondenzační sekci, ejektory, kulové ventily u čerpadel). Výjimkou, stojící ovšem mimo samotnou technologii MSF, bylo ovládání přívodu páry do výměníku zajišťujícího ohřev napájecí vody. To bylo zajištěno automaticky řízeným solenoidovým ventilem. Tímto způsobem byla regulována teplota napájecí vody v ohřevné nádrži. Díky rozšíření systému měření a regulace **bylo možné konstatovat výrazný posun oproti 1. vývojové etapě**. Ten byl spojen zejména s možností sledování provozních veličin v reálném čase. Obsluha byla schopná sledovat odezvu systému na změnu vstupních parametrů a tím kontrolovat celý proces.

Experimenty se sladkou vodou

Jednotka byla uváděna do provozu sérií krátkých testů se sladkou vodou, jejichž cílem bylo odhalit netěsnosti, ověřit činnost čerpadel, schopnost technologie dosáhnout požadovaných parametrů (podtlak, teplota, průtok), tvorbu destilátu a potvrdit funkčnost měřicího systému. Výsledkem ověřovacích testů byla **MSF jednotka připravená k experimentům se slanou vodou**. Lze konstatovat, že došlo k výraznému posunu oproti stavu před konstrukčními úpravami. V MSF jednotce docházelo k tvorbě destilátu, a to ve všech komorách (díky vyšším teplotám). Provoz byl umožněn odstraněním svarových netěsností a umístěním recirkulace před vstupem napájecí vody do jednotky. Zároveň došlo k vyrovnání hladin ve všech komorách a plynulému odtoku koncentráту (díky konstantnímu tlakovému spádu). K tomuto stavu přispělo rozšíření přechodových kanálků a hrdel na vstupu a výstupu z modulů, stejně jako paralelní zapojení ejektorů v poslední komoře. Při kontrolních testech se sladkou vodou bylo dosaženo následujících parametrů:

- **Průtok** napájecí vody až **2,5 m³/h** (zlepšení o 2,0 m³/h);
- **Podtlak** až **(-0,96) barg**;
- **Teplota** na vstupu do jednotky až **85 °C** (zlepšení o 15°C).

Experimenty se slanou vodou

Cílem této fáze bylo ověřit funkčnost prototypu odparky při odpařování slané vody, která je výchozím a typickým roztokem pro použití MSF technologie. Oproti čisté sladké vodě má slaná voda specifické vlastnosti (salinita, pěnivost), které mohou ovlivnit činnost odparky. Proto bylo

zvoleno několik pracovních bodů, ve kterých byl provoz zařízení testován a sledován. Byly prováděny změny těchto klíčových vstupů:

- průtok slané vody (1,2 a 2,4 m³/h),
- salinita slané vody (3200 a 10 240 ppm, jednorázově 31 300 ppm),
- teplota vstupní slané vody (60 a 85 °C),
- výchozí podtlak v jednotce (-0,8 a -0,9 barg),
- průtok chladicí vody (0,75 a 0,54 m³/h),
- teplota chladicí vody (9,0 a 22,0 °C).

Najíždění odparky probíhalo v pořadí: 1) ohřev nástřiku na požadovanou teplotu, 2) spuštění čerpadla chlazení (22 °C) nebo chlazení vodou z řádu (9 °C), 3) spuštění čerpadla ejektorů (tvorba podtlaku), 4) otevření přívodního ventilu nástřiku (slané vody), 5) spuštění čerpadla koncentráту a 6) spuštění čerpadla destilátu. Regulace podtlaku probíhala pomocí odvzdušňovacího ventilu v horní stěně odparky. Produkce destilátu byla pod úrovní minimálního průtoku čerpadla, proto byl destilát odváděn nárazově, a to vždy po naplnění odvodního transparentního potrubí.

Provozní parametry byly měněny tak, aby bylo možné ověřit funkčnost zařízení za různých podmínek. Sledovanými výstupními hodnotami byli průtok a salinita destilátu a účinnost odpařování (poměr průtoku destilátu a nástřiku). Proběhnuší testy potvrdily, že **MSF jednotka je schopná účinně odsolovat slanou vodu** přičemž získaný kondenzát má požadované parametry destilované vody. Podmínky a výsledky testů shrnuje *tab. 15*.

Nejvýše dosažený průtok destilátu 78,9 l/h byl zaznamenán při testu číslo 4, kdy sehráli klíčovou roli vysoký průtok (2,4 m³/h) a vstupní teplota slané vody (85 °C). Naopak při méně příznivých podmínkách 3. testu (průtok 1,2 m³/h, teplota nástřiku 60 °C, podtlak -0,8 barg) byla produkce destilátu nejnižší (**29,5 l/h**). **Nejvyšší účinnost (4,85 %)** byla dosažena při testu číslo 10 při vysoké teplotě slané vody, vyšším podtlaku (-0,9 barg) a příznivých parametrech chladicí vody. Kvalita destilátu byla vysoká a dosahovala až **1,9 ppm**. Nestandardní hodnota salinity destilátu (416,0 ppm) u testu č. 3 byla zřejmě způsobena zanesením kondenzační sekce slanou vodou z předchozích pokusů. K uvedeným testům je nutné podotknout, že z technických důvodů nebylo vždy možné udržet konstantní provozní parametry po celou dobu testů. Vliv změny těchto parametrů však byl srovnatelný pro každý jednotlivý test a možnosti komparace výsledků proto nebrání. Provedené experimenty potvrdily teoretický předpoklad, totiž že produkce destilátu stoupá s rostoucím průtokem a teplotou nástřiku, stejně jako s klesajícím tlakem v komorách.

Jediným, ale zásadním nežádoucím jevem zaznamenaným během testů bylo **zavzdušňování čerpadla pro odvod koncentráту**. K zavzdušňování docházelo pravděpodobně vlivem nevyhovujících tlakových poměrů před čerpadlem. Z tabulkových hodnot vypočtený minimální statický přetlak před čerpadlem (při teplotě koncentráту cca 50 °C) se pohybuje kolem hodnoty (-75) kPa. Započteme-li vliv vodního sloupce před čerpadlem, který se odvíjel od nastaveného průtoku slané vody (0,25 m při 1,2 m³/h, 0,5 m při 2,4 m³/h), získáme hodnotu maximálního přípustného podtlaku vzdušiny nad vodním sloupcem (v poslední komoře) kolem (-77) kPa, respektive (-80) kPa. Tyto hodnoty se neslučují s běžným provozním podtlakem, který se pohyboval kolem (-87) kPa. Na druhou stranu odpovídají zkušenostem z proběhlého testování, kdy zavzdušněné čerpadlo bylo opět zprovozněno při snížení podtlaku na hodnotu cca (-80) kPa. Ačkoliv bylo čerpadlo v různých časových úsecích schopné se s nepříznivými podmínkami vypořádat, dlouhodobě mu způsobují problémy. Řešením je umístění čerpadla dostatečně nízko pod úroveň hladiny v odpařovacích komorách, nastavení vhodných provozních podmínek a volba vyhovujícího průměru potrubí před čerpadlem.

Test č.	Slaná voda - nástřik			Výchozí podtlak	Chlazení		Destilát		
	Teplota	Průtok	Salinita		Průtok	Teplota	Účinnost	Průtok	Salinita
	[°C]	[m ³ /h]	[ppm]		[m ³ /h]	[°C]	[%]	[l/h]	[ppm]
1	60	1,2	3200	-0,9	0,75	9,0	3,70	43,4	1,9
2	85	1,2	10240	-0,9	0,54	22,0	3,65	43,3	17,9
3	60	1,2	10240	-0,8	0,75	9,0	2,60	29,5	416,0
4	85	2,4	10240	-0,9	0,75	9,0	3,35	78,9	2,6
5	85	1,2	3200	-0,8	0,54	22,0	3,84	45,1	17,3
6	85	2,4	3200	-0,8	0,75	9,0	3,38	78,2	3,8
7	60	2,4	3200	-0,9	0,54	22,0	1,38	32,9	5,1
8	60	2,4	10240	-0,8	0,54	22,0	1,39	31,6	46,1
9	85	2,4	10240	-0,9	0,54	22,0	2,19	49,4	5,1
10	85	1,2	31300	-0,9	0,75	9,0	4,85	62,0	3,2

tab. 15: Výsledky experimentů se slanou vodou.

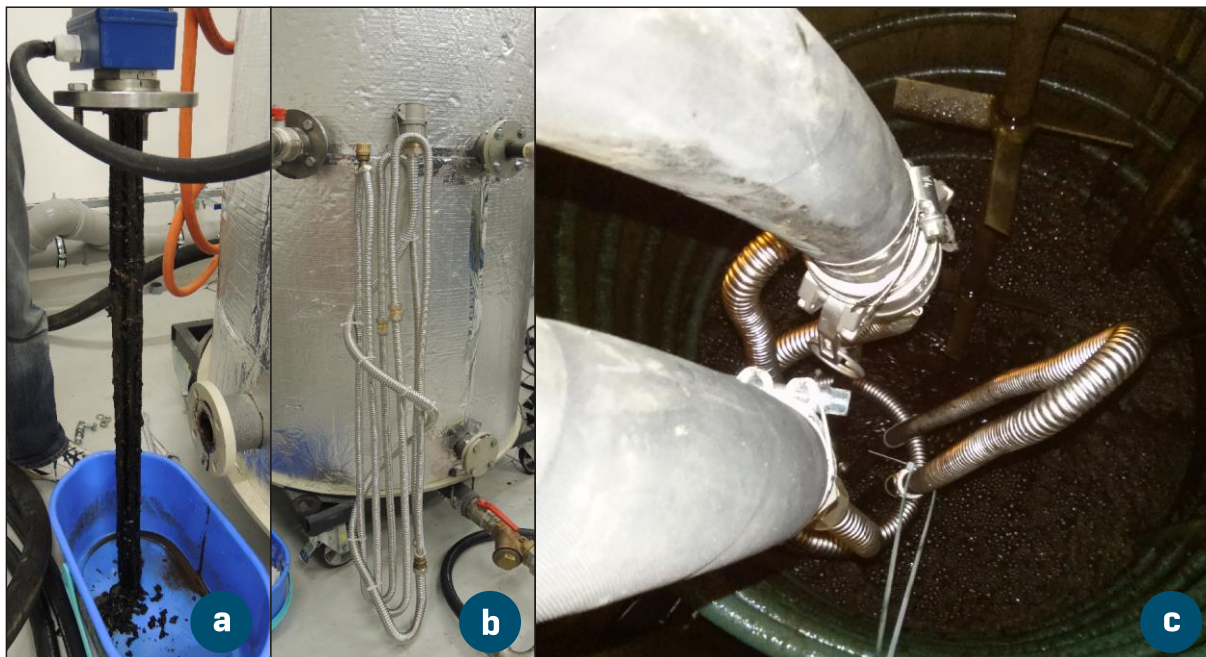
Experimenty s fugátem

Poslední fází 2. etapy vývoje MSF jednotky byl test zahušťování fugátu (F1). Příprava technologie na zahušťovací testy předpokládala částečnou úpravu celého systému tak, aby bylo možné přečerpávat fugát do ohřevné nádrže a následně ho jako koncentrát hromadit v IBC kontejneru. Cílem bylo předejít znečištění některých měřicích prvků (vany s tenzometrickými senzory) a zejména minimalizovat únik zápachajících složek z fugátu.

Specifické vlastnosti fugátu se projevily hned při výchozím kroku - ohřevu. Elektrické topné těleso (12 kW, 3x400 V) určené pro ohřev vody v ohřevné nádrži se začalo během chvíle vypínat, což naznačovalo překročení dovolené teploty na termostatu. Po vytažení tělesa z ohřevné nádrže bylo pozorováno jeho silné zanesení pevnými částicemi z fugátu, které se připékaly na funkčních plochách tělesa (obr. 45a). Výsledkem byla spojitá vrstva sedimentu kompletně vyplňující prostor mezi ohřevnými tyčemi. Po vyčištění a opětovné instalaci topného tělesa byl fugát znovu přečerpán do ohřevné nádrže, nicméně tentokrát byly výrazně zvýšeny otáčky míchadla a došlo rovněž ke spuštění recirkulačního čerpadla. Cílem těchto opatření bylo minimalizovat sedimentaci pevných částic u dna ohřevné nádrže, kde bylo topné těleso umístěné. Přes provedené kroky došlo k opětovnému zanesení a vypnutí tělesa, a to několik málo minut po jeho spuštění. Lze tedy konstatovat, že **použití elektrického topného tělesa pro ohřev fugátu je nevhodné**. Důvodem je vysoká povrchová teplota topných tyčí, která je v podstatě neregulovatelná, a způsobuje připékání pevných částic, jehož následkem je ztráta funkce tělesa.

Při hledání náhradního způsobu ohřevu byla prioritou nízká časová náročnost řešení. Bylo proto využito materiálu v zásobách LENP, konkrétně systému nerezových vlnovcových trubek, známých pod obchodní značkou „Cats“. Tato potrubí umožnila rychlou a relativně snadnou výrobu provizorního tepelného výměníku (obr. 45b) typu voda/voda, který bylo díky rozměrové úpravě možné umístit do ohřevné nádrže skrze její horní přírubu (obr. 45c). Zdrojem tepla pro ohřev fugátu byla uzavřená vodní smyčka mezi parním výměníkem a ohřevnou nádrží.

Přestože byl samotný ohřev časově náročný (cca 10 °C/h), bylo možné fugát bez dalších problémů připravit do jednotky MSF, do které vstupoval s **teplotou 70 °C**.



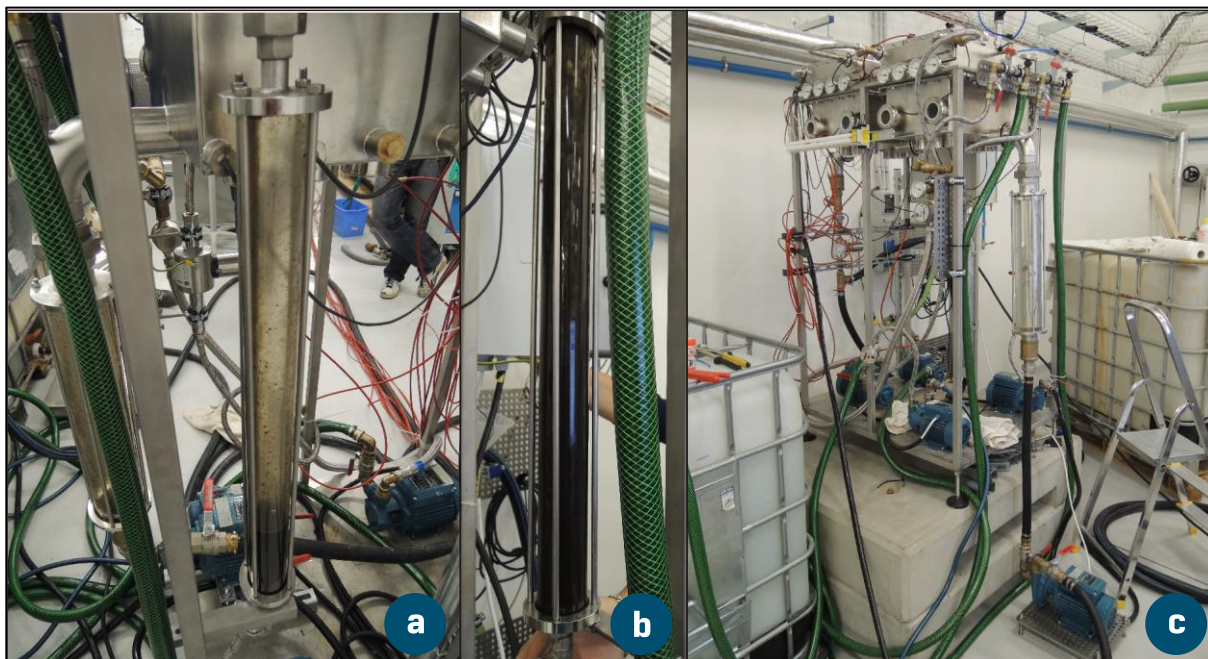
obr. 45: Topné těleso po zanesení sušinou z fugátu (a) a provizorně vyrobený výměník pro ohřev fugátu (b), který byl umístěn do ohřevné nádrže skrze její horní přírubu (c).

Náběh technologie při zahušťování fugátu probíhal standardně. MSF jednotka byla odvdušněna na podtlak (- 0,9) barg. Ke chlazení byla použita voda z řádu o teplotě 11 °C a průtoku 0,75 m³/h. Průtok fugátu byl nastaven na 1,2 m³/h. Po vpuštění fugátu do jednotky začalo okamžitě docházet k jeho **výraznému pění**, zároveň prudce klesal podtlak (až (- 0,6) barg). Přestože došlo ke snížení průtoku a krátkodobě i k jeho úplnému zastavení, **pěna postupně prostoupila celou jednotkou a dostala se i do kondenzační sekce**. Odvedený destilát vykazoval výrazné, tmavě hnědé zabarvení (obr. 46a), stejně tak nádrž na ejektorovou vodu, která byla fugátem rovněž znečištěna. Zároveň se **destilátu tvořilo velice malé množství**, jak dokládá výstupní teplota chladicí vody, která se pohybovala pouze kolem 15 °C. Intenzivnějšímu odpařování vody bránil jednak nízký průtok fugátu, jednak vysoký tlak, který zvedl teplotu varu nad teplotu nástřiku.

Prvotní neúspěch se zahušťováním fugátu byl důvodem k sérii experimentů s protipěnicími přípravky, které jsou blíže popsány v kapitole 5.2.1. Na základě získaných výsledků bylo rozhodnuto o novém provozním testu s použitím silikonového odpěňovače Lukosan P2. K experimentu byl použit čerstvý, den starý fugát (F3) o objemu 0,55 m³ a obsahu sušiny cca 8 %. Fugát byl ohřátý v nádrži s teplovodním výměníkem na teplotu 65 °C, která spolu s podtlakem v MSF jednotce (-0,9 barg) zaručovala dostatečný potenciál pro odpařování vody. Protipěnicí přípravek Lukosan P2 byl aplikován v koncentraci 0,17 % obj., při hmotnosti dávky 1,0 kg. S ohledem na provedené laboratorní testy mělo toto množství zaručit, že vytvořená pěna dosáhne omezeného objemu, tedy že s rezervou nedojde k zanesení kondenzační sekce. Pro spolehlivější chod čerpadla koncentráту byla celá MSF jednotka umístěna na betonové podstavce, které zvýšily nátokovou výšku o cca 0,5 m.

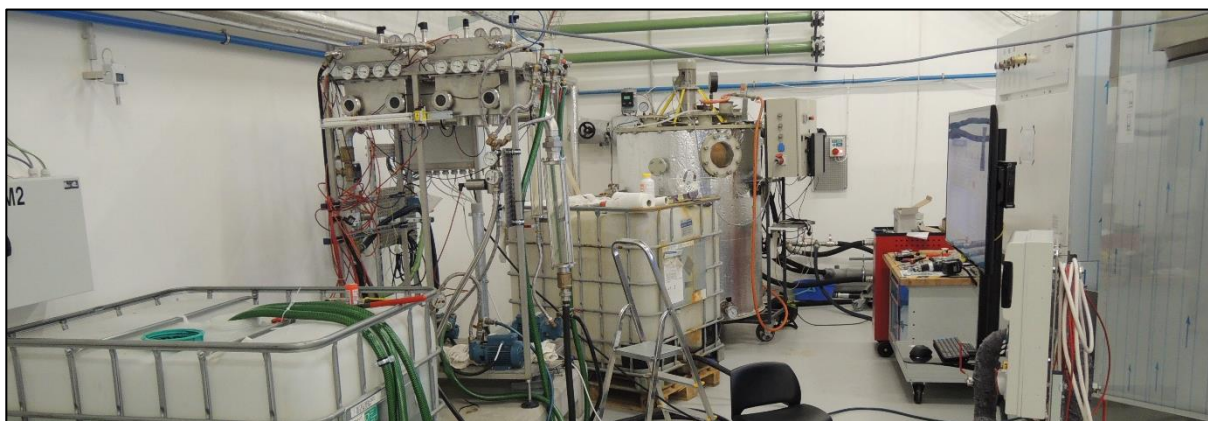
Výsledek testu byl neuspokojivý. Po zhruba 20 minutách provozu se na výstupu z kondenzační sekce objevila hnědozelená kapalina s pevnými částicemi (obr. 46b). Došlo k přepadu fugátu/pěny do kondenzační sekce. Zároveň docházelo k ucpávání přívodního potrubí. Přítok fugátu se pravidelně přerušoval a k jeho obnovení bylo třeba stále většího

otevření regulačního ventilu. Dobrou zprávou byla naopak činnost čerpadla koncentráту, která probíhala bez problémů (obr. 46c). Uspořádání technologie v laboratoři zachycuje obr. 47.



obr. 46: Potrubí pro odvod destilátu bylo zanesené fugátem bez (a) i s použitím protipěnicího přípravku (b). Po úpravě nátokové výšky fungovalo čerpadlo koncentráту bez problémů (c).

Hlavním důvodem, který stál za přetrvávajícím problémem s pěněním, byla **geometrie odpařovacích komor**, které neposkytovaly dostatečnou objemovou rezervu pro vytvořenou pěnu. Obecně však bylo těžké konkrétní příčiny definovat, neboť krátce po rozjezdu technologie došlo k zanesení průzorů a děj uvnitř odparky nebylo možné sledovat.



obr. 47: Uspořádání technologie v LENP na konci 2. etapy.

Na konci 2. etapy vývoje technologie pro zahušťování fugátu byla experimentální MSF jednotka ve stavu, kdy:

- a) byly kompletně zapojeny všechny okruhy (ohřev, chlazení, ejektor, destilát) v konfiguraci bez recirkulace a předeřevu procesní vody;
- b) byla technologie funkční při odsolování slané vody s naměřeným průtokem destilátu až **78,9 l/h**, účinností až **4,85 %** a salinitou až **1,9 ppm**;

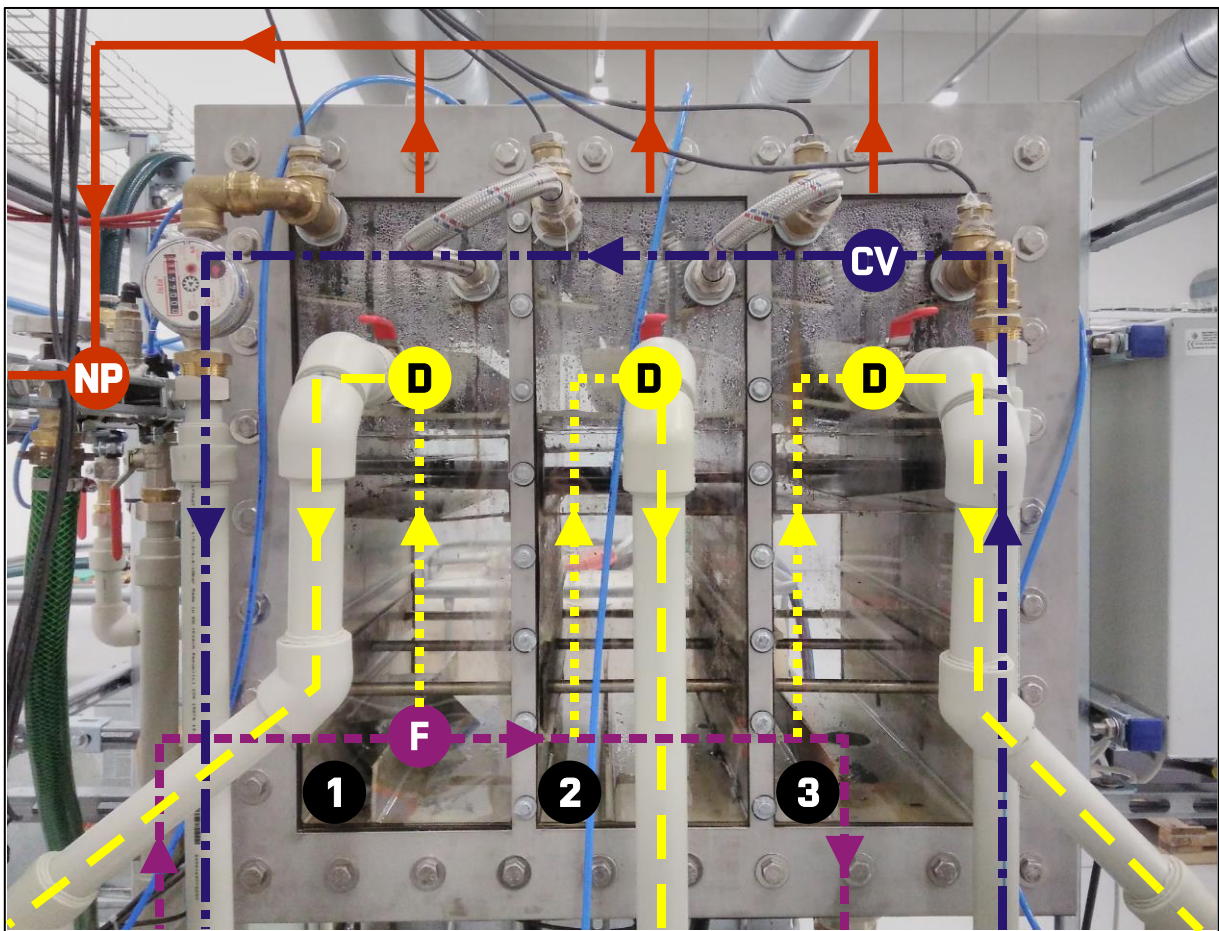
- c) bylo možné měřit a zaznamenávat veškeré důležité veličiny díky instalaci moderního měřicího systému;
- d) bylo možné kontrolovat tvorbu destilátu a zavodnění čerpadla koncentráту díky instalaci transparentního potrubí;
- e) vlivem intenzivního pění při zahušřování fugátu nebylo možné dosáhnout ustáleného průtoku a požadovaných parametrů destilátu, a to ani s použitím protipěního přípravku.

5.3.3 Etapa 3 – Kontinuální destilace fugátu

Tato kapitola shrnuje poznatky z poslední vývojové etapy, ve které převažovaly experimenty s fugátem a jež vedla k naplnění hlavního cíle dizertační práce.

Příprava zařízení

Na základě předchozího výzkumu a získaných zkušeností **bylo rozhodnuto o výstavbě nové experimentální MSF jednotky**. Důvodem byly mnohé provozní problémy (zejména pění), které se v předchozích vývojových etapách nepodařilo odstranit, ani řádně popsat. Pro lepší pochopení celého procesu byla zvolena transparentní konstrukce odparky, jež umožňuje vizuální kontrolu probíhajících dějů a slibuje snazší rozpoznání provozních nedostatků. Konstrukce a uspořádání MSF odparky je zřejmé z *obr. 48*, *obr. 49* a *obr. 50*.



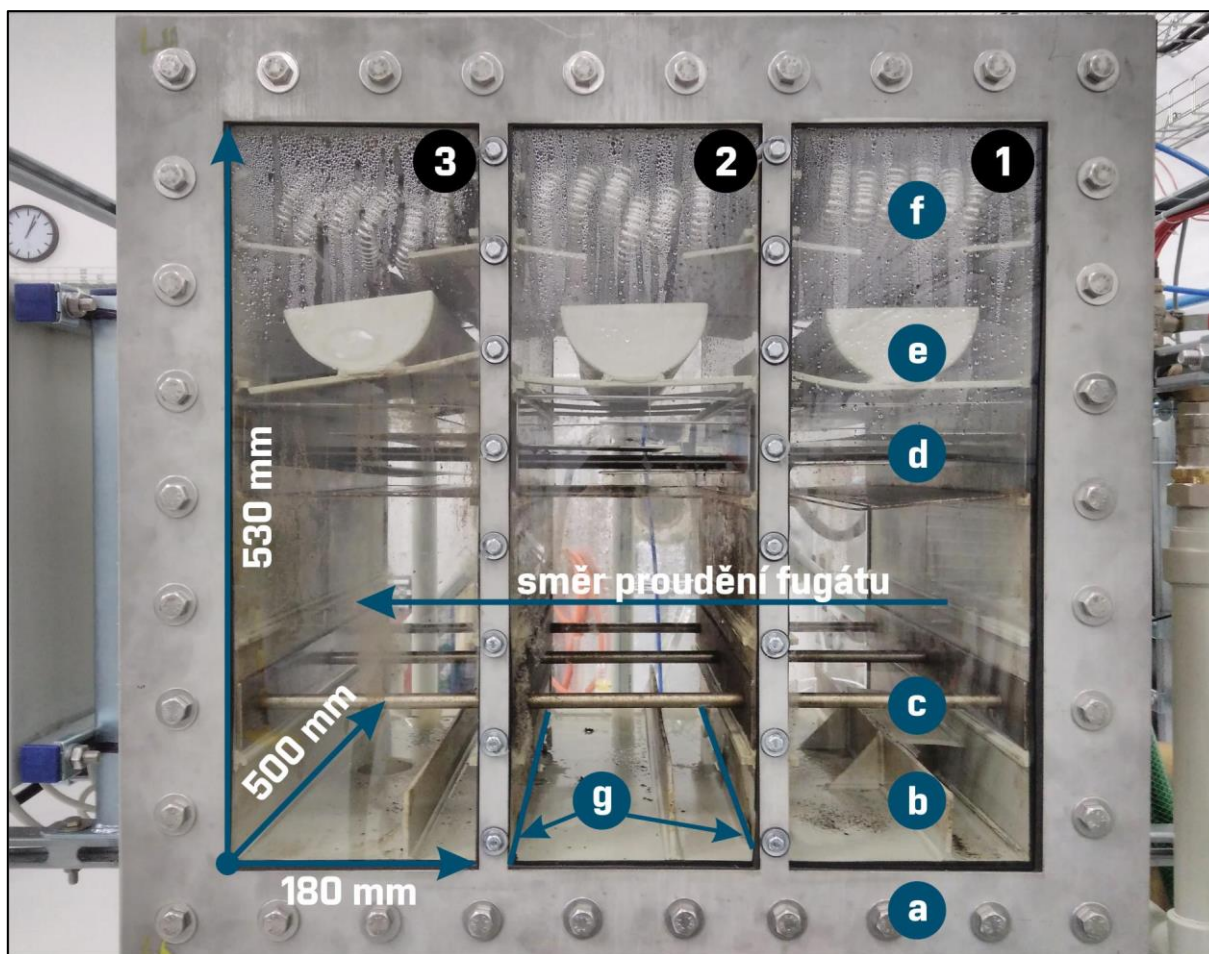
obr. 48: Přední pohled na odpařovací komory (1,2,3) nové experimentální MSF jednotky pro zahušřování fugátu (F). Odpařené brýdové páry předávají teplo chladicí vodě (CV) a kondenzují za vzniku destilátu (D). Nekondenzující plyny (NP) jsou ze systému odváděny pomocí ejektorů.

Nový prototyp MSF jednotky je tvořen jedním modulem a třemi odpařovacími komorami. Oproti původní MSF jednotce došlo ke zvětšení odpařovacích komor, jehož cílem bylo zvýšit provozuschopnost technologie při pění fugátu. Nový prostor nad hladinou kapaliny (nad přepadem) umožnil stabilizaci pěny, aniž by docházelo k zanášení demisterů a kondenzační sekce. To vše při průtoku fugátu, který lze považovat za dostatečný z pohledu dlouhodobé provozuschopnosti technologie. Přední a zadní stěna odparky jsou vyrobeny z plexiskla, které umožňuje vizuální kontrolu probíhajících dějů. Základem odparky je polypropylenový korpus, který byl zevnějšku vyztužen nerezovými přírubami. Příruby zajišťují dostatečné rozložení sil působících na plexisklo (tlak vzduchu vlivem podtlaku v odparce) a zabraňují vzniku prasklin v místech ukotvení plexiskla (díry pro šroubení a potrubí). Mechanické deformaci odparky je dále bráněno pomocí vnitřních výztuh: hliníkové „U“ profily v přechodových otvorech, nerezové žebrování v dolní části komor a uvnitř demisterů. Průchod zahuštěného fugátu mezi komorami je zajištěn obdélníkovými otvory u dna odparky, které se nacházejí po celé šířce mezikomorových stěn. Tato konstrukce je výrobně jednodušší než průchody trubkového profilu, brání usazování pevných částic v „mrtvých zónách“ odpařovacích komor a zajišťuje intenzivní prostup hmoty a tepla po celé šířce odparky. Odvod destilátu z komor je paralelní, tj. každá komora má samostatné odvodní potrubí a samostatnou nádrž na destilát. Toto uspořádání bylo zvoleno čistě z experimentálních důvodů. Umožňuje nezávisle sledovat výkonnost jednotlivých odpařovacích komor a kvalitu destilátu v nich produkovaného. Kondenzace brýdových par probíhá na tepelných výměnících, které byly vyrobeny z nerezových trubkových vlnovců, každý o délce 5800 mm.

Propojení odpařovacího modulu s technologickým celkem je zřejmé z *obr. 50* a *obr. 51*. Ohřev odpadní vody (fugátu) probíhal stejně jako v předchozích etapách v ohřevné nádrži, s pomocí parou ohříváné vody. Pro flexibilnější najíždění technologie a čištění ohřevné nádrže byla před vstupem do odparky umístěna recirkulační smyčka. Zahuštěný fugát (koncentrát) byl po průchodu odparkou přečerpáván zpátky do ohřevné nádrže. Toto uspořádání umožnilo dlouhodobější testování i při menším celkovém objemu kapaliny. Vzhledem k nízké účinnosti odpaření třístupňové odparky (1-3 % ze vstupního objemu) neměla tato úprava podstatný vliv na výsledky experimentů. Pro zajištění konstantní teploty byla chladicí voda odebírána přímo z vodovodního řádu. Odpařovací modul byl umístěn do dostatečné výšky nad čerpadlo koncentrátu tak, aby byla zajištěna řádná funkce čerpadla i při nízkém tlaku (cca -0,9 barg) v poslední odpařovací komoře. Dostatečný odtah vzdušiny (nekondenzujících plynů) při zahušťování fugátu obstarávají dva páry ejektorů. Provoz každého páru ejektorů zabezpečuje samostatné odstředivé čerpadlo.

Výše **představená konstrukce nové MSF odparky a celkové uspořádání technologie odpovídají stavu na konci 3. vývojové etapy**. Výsledek zahrnuje úpravy provedené v reakci na poznatky a zkušenosti získané v průběhu experimentů, které jsou blíže popsány v následujících kapitolách. Vystalé provozní problémy a provedené změny v konstrukci a zapojení technologie jsou rovněž předmětem následujícího textu. Lze shrnout, že **komplectace MSF technologie a příprava na testování zahrnovala následující činnosti**:

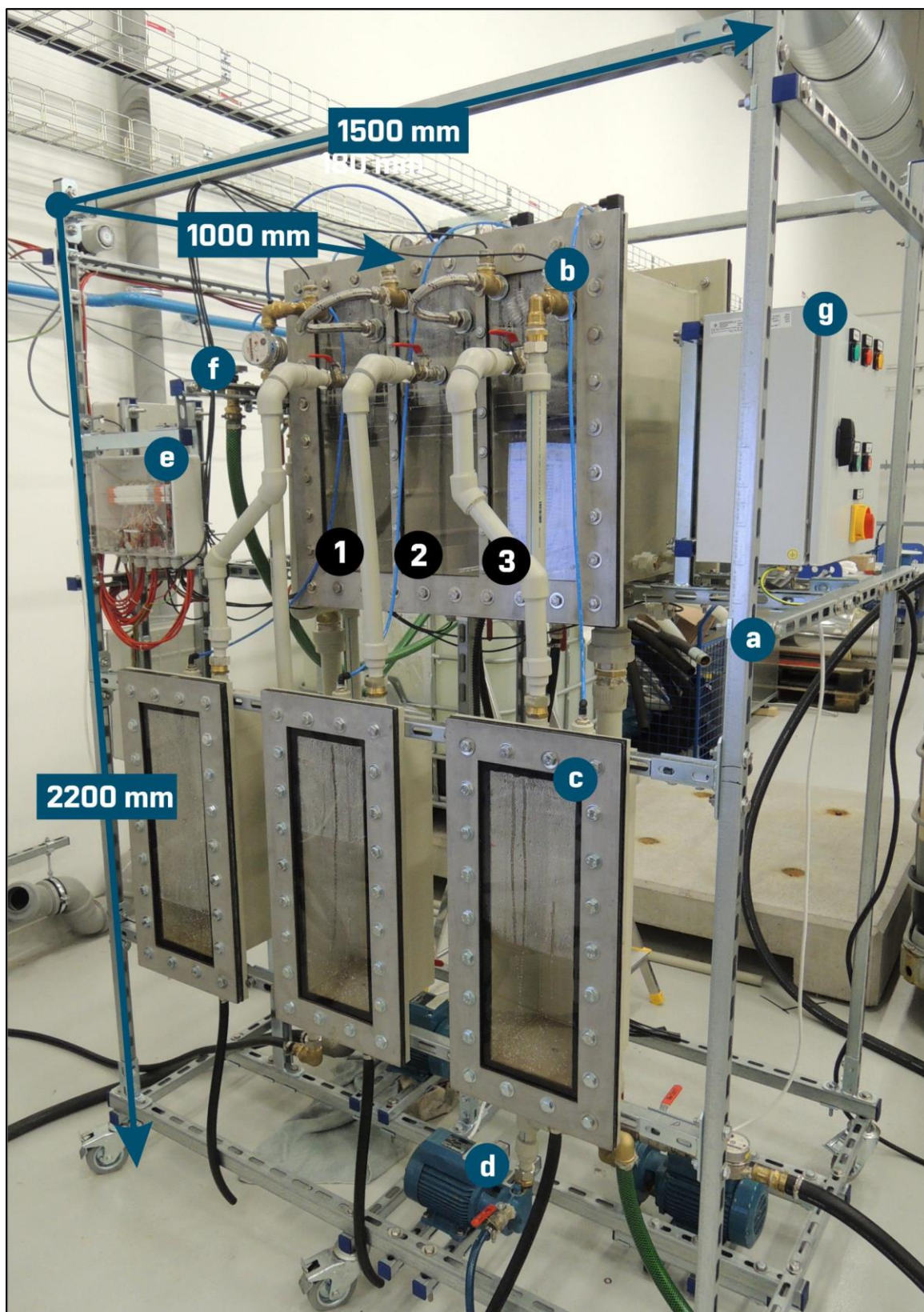
- sestavení a zatěsnění odpařovacího modulu,
- instalace čerpadel, ejektorů a měřicí techniky,
- příprava chladicího a ejektorového okruhu,
- příprava systému pro ohřev a dopravu fugátu,
- příprava systému pro sběr destilátu,
- příprava infrastruktury v Laboratoři energeticky náročných procesů.



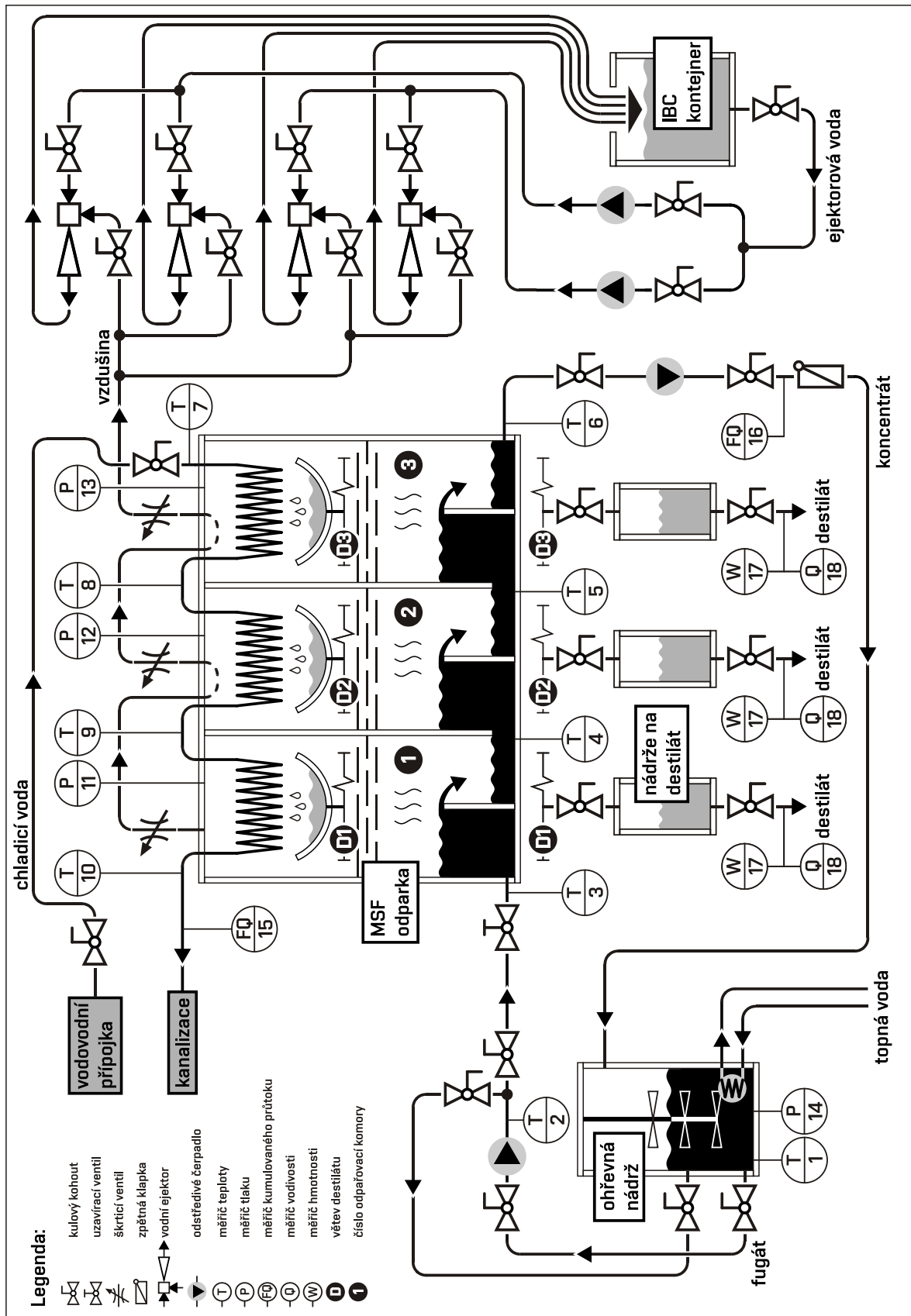
obr. 49: Zadní pohled na odpařovací komory (1,2,3) nové experimentální MSF jednotky. Modul je tvořen polypropylenovým korpusem s přírubou z nerezové oceli (a). Každá odpařovací komora je vybavena přepadem (b), výztužnými žebry (c), demisterem (d), žlabem pro sběr destilátu (e) a tepelným výměníkem pro kondenzaci par, který je vyroben z nerezového trubkového vlnovce (f). Přechod fugátu mezi komorami zabezpečují dva 4 mm vysoké obdélníkové otvory (g) u dna odparky, které se nacházejí po celé šířce mezikomorových stěn.

Experimenty se sladkou vodou

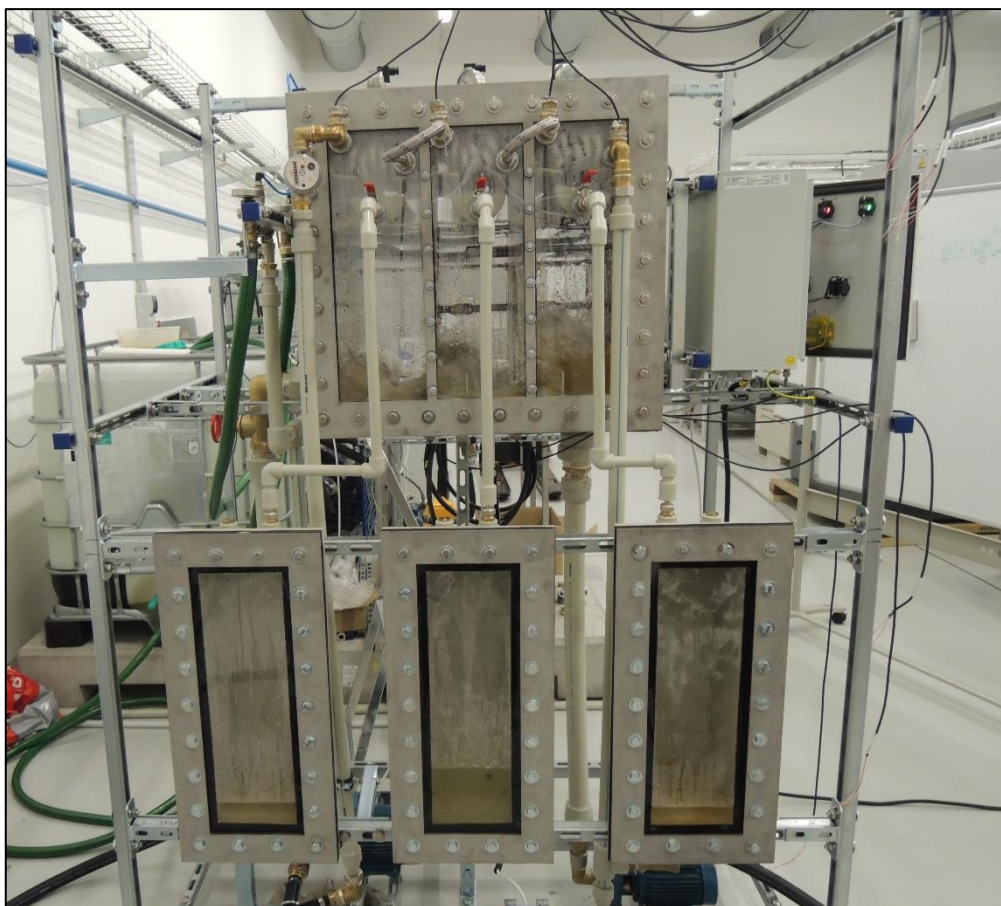
Prvním krokem ke zprovoznění nové MSF odparky byly testy se sladkou vodou. Cílem této fáze bylo ověření základní funkčnosti technologie a odstranění nedostatků, které nejsou vázány na specifické fyzikální vlastnosti zkoumané odpadní vody – fugátu. Sladká voda byla zvolena z důvodu snadného ohřevu a manipulace a časově nenáročného čištění technologie. Technologie byla zapojena bez měřicího systému, pouze s budíkovými měřidly pro kontrolu základních parametrů procesu. Ohřev vody zajišťovalo 12 kW topné těleso instalované do dna ohřevné nádrže. Odtah vzdušiny (nekondenzujících plynů) z odpařovacího modulu probíhal pouze jedním párem vodních ejektorů. Stav technologie při testech se sladkou vodou dokumentuje obr. 52. Testy probíhaly při teplotě vstupní vody kolem 65 °C a podtlaku (-0,8) až (-0,9) barg. Jedná se o hodnoty dostatečné pro mžikové odpařování kapaliny. Vzhledem k charakteru testu nebyly provozní parametry podrobněji sledovány.



obr. 50 Pohled na kompletní novou MSF jednotku, která je tvořena ocelovou konstrukcí (a), modulem s odpařovacími komorami (b), nádržemi pro sběr destilátu (c), souborem čerpadel, potrubí a hadic pro přečerpávání pracovních látek (d), systémem pro měření a sběr dat (e), soustavou ejektorů pro tvorbu podtlaku (f) a elektrickým rozvaděčem (g).



obr. 51: Schéma zapojení technologického celku včetně měřicí instrumentace.



obr. 52: Nová MSF jednotka při testech se sladkou vodou.

Experiment se sladkou vodou přinesl následující zjištění:

- a) Technologie je z větší části připravena pro experimenty se slanou vodou a fugátem. V odparce dochází k mžikovému odpařování vody a tvorbě destilátu. Průtok kapaliny je ustálený.
- b) Provoz ejektorového okruhu a chladicího okruhu probíhá bez problémů.
- c) Zatěsnění odpařovacího modulu je dostatečné pro dosažení potřebného tlaku ($< 0,1$ bara).
- d) Nátoková výška před čerpadlem koncentráту je dostatečná pro spolehlivý provoz čerpadla.
- e) Stěny odpařovacího modulu jsou vlivem podtlaku elasticky deformovány. Tato skutečnost negativně ovlivnila průchod koncentráту mezi komorami. Přechodové otvory se vlivem vnějšího tlaku na dno modulu uzavíraly a k průtoku vody docházelo pouze na okrajích odparky, kde byla deformace minimální. Uzavírání komor nezabránilo ani nerezové výztuhy, které byly proudem kapaliny vytrženy zpod mezistěn a ztratily svoji funkci.
- f) Potrubní propojení odpařovacího modulu a nádrží na destilát je nevyhovující. Vytvořený destilát se hromadí ve sběrných žlebech a téměř neodtéká pryč z modulu. Důvodem je nedostatečná světlost odvodního potrubí, které je zahlceno v protisměru proudící vzdušinou.

Identifikované provozní nedostatky byly odstraněny následovně:

- ad e) Přechodové otvory mezi komorami byly vyztuženy hliníkovými „U“ profily o tloušťce 3 mm, které brání uzavírání odpařovacích komor a zajišťují stabilní průtok kapaliny

- po celé šířce komory. „U“ profil zamezuje pohybu výztuh ve směru proudění kapaliny. Do každého otvoru byly umístěny 3 výztuhy. Podoba úprav je patrná z *obr. 53*.
- ad f) PPR potrubí mezi odpařovacím modulem a nádržemi na destilát bylo rozšířeno z DN 13,2 na DN 23,2. Zároveň bylo zvoleno zapojení bez pravoúhlých přechodů, které zvyšovaly tlakovou ztrátu potrubní trasy. Provedená změna je zřejmá z *obr. 54*.



obr. 53: Vyztužení přechodových otvorů před (a) a po úpravě (b). Umístění výztuh je naznačeno šipkami.

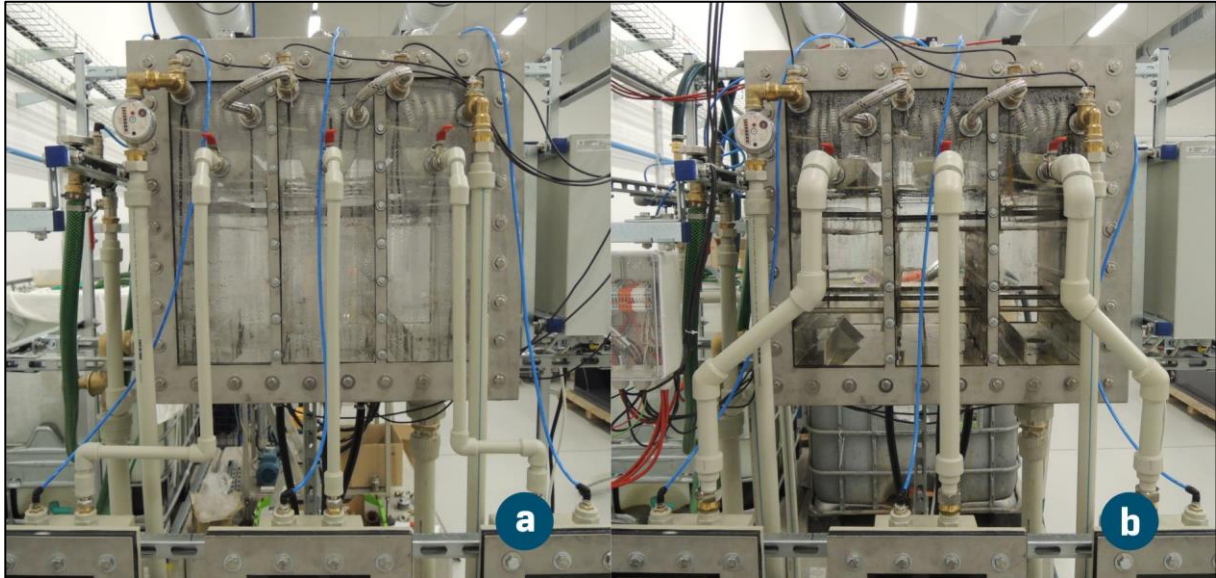
Po konstrukčních úpravách následovaly další krátké testy se sladkou vodou, při kterých **bylo dosaženo ustáleného průtoku koncentráту** (2,4 m³/h) a **kontinuální tvorby destilátu** (70 až 80 kg/h). Během jednoho průchodu odparkou byly odpařeny přibližně 3 % ze vstupního objemu vody.

Experimenty se slanou vodou

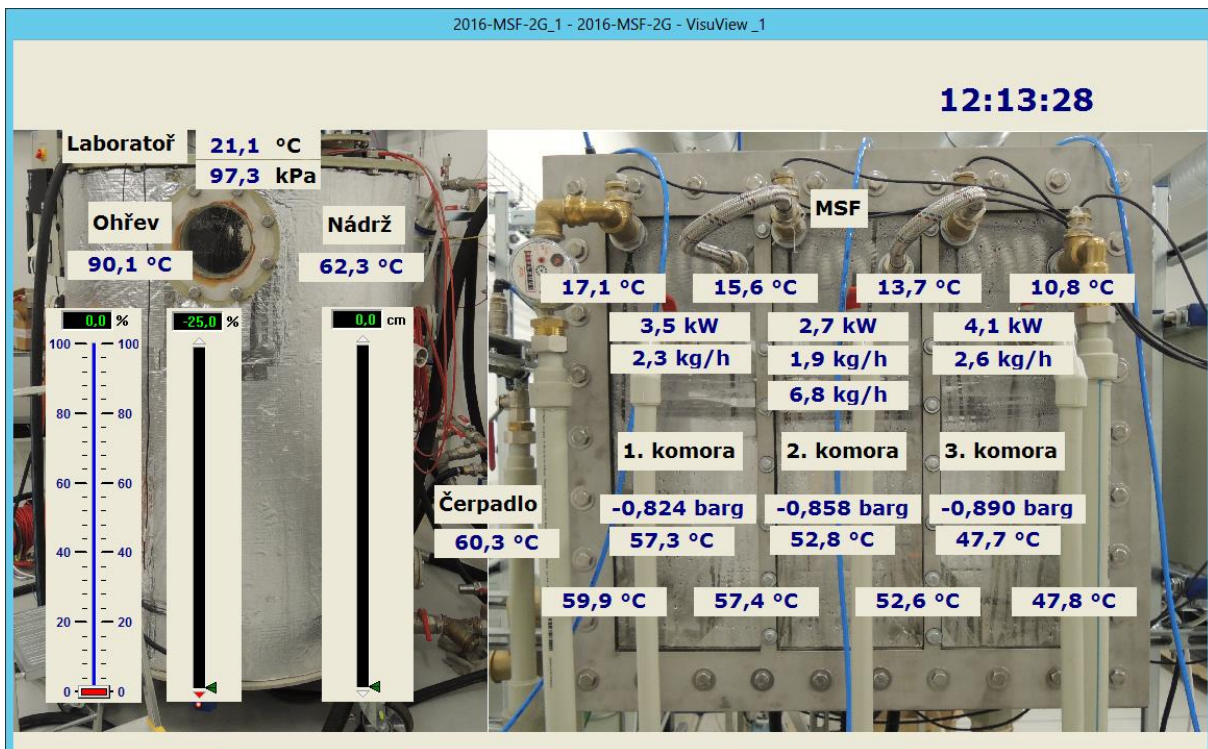
Před testy se slanou vodou byla technologie doplněna o měřicí systém, který umožnil podrobnější sledování probíhajících dějů. Měřicí instrumentace byla z velké části převzata z předchozí vývojové etapy. Systém byl doplněn o uživatelsky přívětivější vizualizaci procesu zpracovanou v profesionálním softwaru Delphin ProfiSignal (*obr. 55*), která umožnila přehledné sledování klíčových provozních veličin v reálném čase a tím urychlila reakci obsluhy na nevyžádaný vývoj experimentů. Měřicí prvky byly soustředěny především do odpařovacího modulu. Jejich umístění je patrné z *obr. 51*.

Experiment se slanou vodou o salinitě 25,6 ppt (odpovídá přibližně 36 170 μS/cm) potvrdil funkčnost technologie pro tento typ nástřiku. Během testu **bylo dosaženo ustáleného průtoku koncentráту** až 2,6 m³/h. Tvorba destilátu se pohybovala mezi 50 a 80 l/h s vodivostí lázně 18 μS/cm (ve 2. komoře) až 2470 μS/cm (ve 3. komoře). Proměnlivost v kvalitě destilátu byla důsledkem kolísání hladin v úvodní části experimentu, kdy ve třetí komoře došlo ke krátkodobému zatopení demisterů a úniku kapiček slané vody do kondenzační sekce. Výšku hladin se následně podařilo ustálit nastavením škrtec ventilů regulujících odtah vzdušiny

z jednotlivých komor. Během experimentů bylo patrné mírné pění roztoku, které je obvykle s odpařováním slané vody spojené (obr. 56).



obr. 54: Potrubí pro odtok destilátu bylo rozšířeno z DN 13,2 (a) na DN 23,2 (b).



obr. 55: Vizualizace odpařovacího procesu v programu Delphin ProfiSignal.



obr. 56: Pěnění slané vody v průběhu experimentu v prototypu MSF odparky.

Experimenty s fugátem

Pro testy s fugátem byla ohřevná nádrž rozšířena o okruh s topnou vodou, která byla ohřívána v parním výměníku na teplotu 80 až 95 °C. Jednalo se o náhradu za topné těleso, které není k ohřevu fugátu vhodné. Přenos tepelné energie z topné do odpadní vody zajišťoval opět vlnocový výměník uložený na dně ohřevné nádrže (obr. 57).



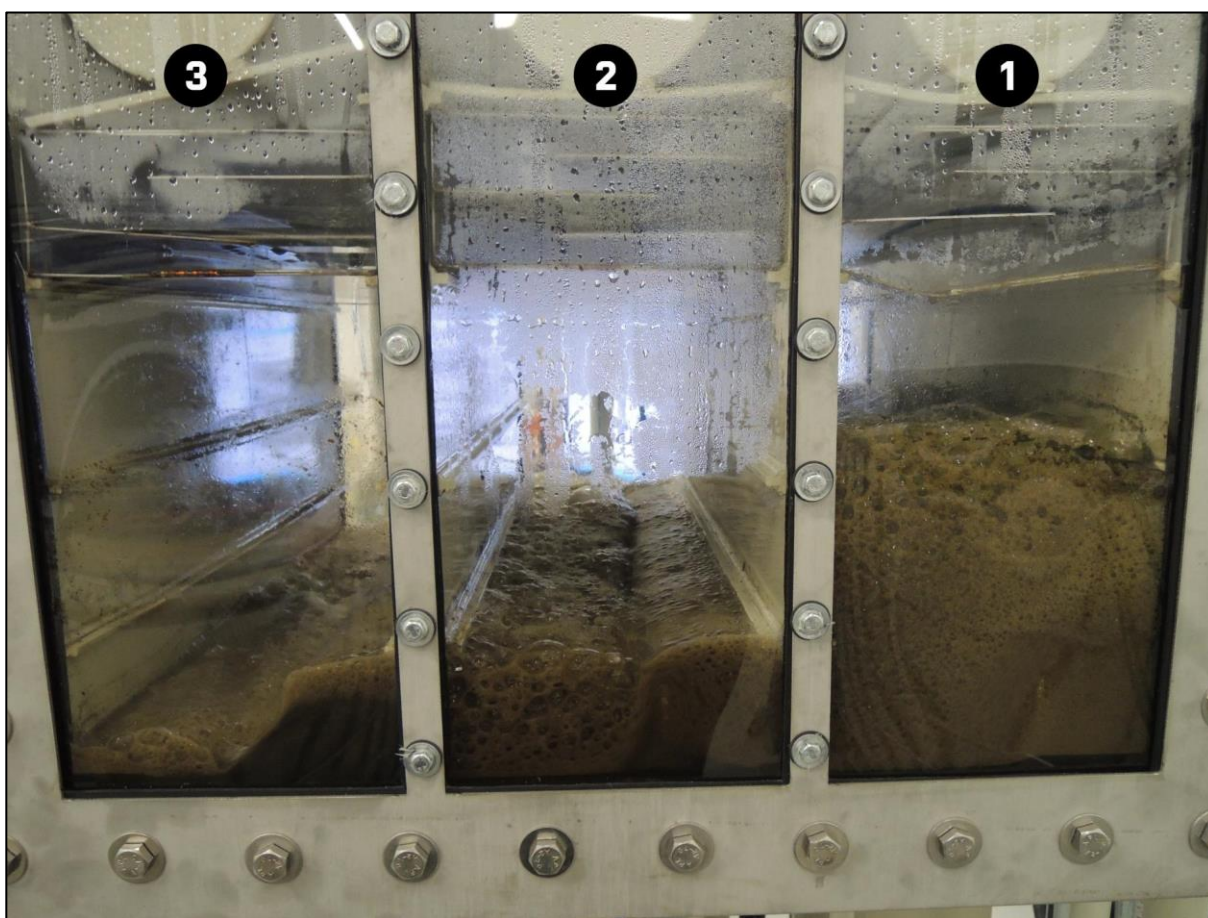
obr. 57: Uložení vlnocového výměníku pro ohřev fugátu uvnitř ohřevné nádrže.

Úvodní test s fugátem

Pro účely úvodního experimentu byl použit **fugát starý 14 měsíců (F3)**, který byl **naředěn čistou sladkou vodou** v poměru 1:1. Stáří fugátu a snížená koncentrace povrchově aktivních látek měly zajistit nižší pěnovost suspenze, jež byla pro úvodní experiment žádoucí. Technologie byla najížděna při nulovém podtlaku v odpařovacím modulu, tj. nejdříve byl umožněn průtok fugátu odparkou a až poté došlo ke spuštění ejektorů a odsávání vzdušiny.

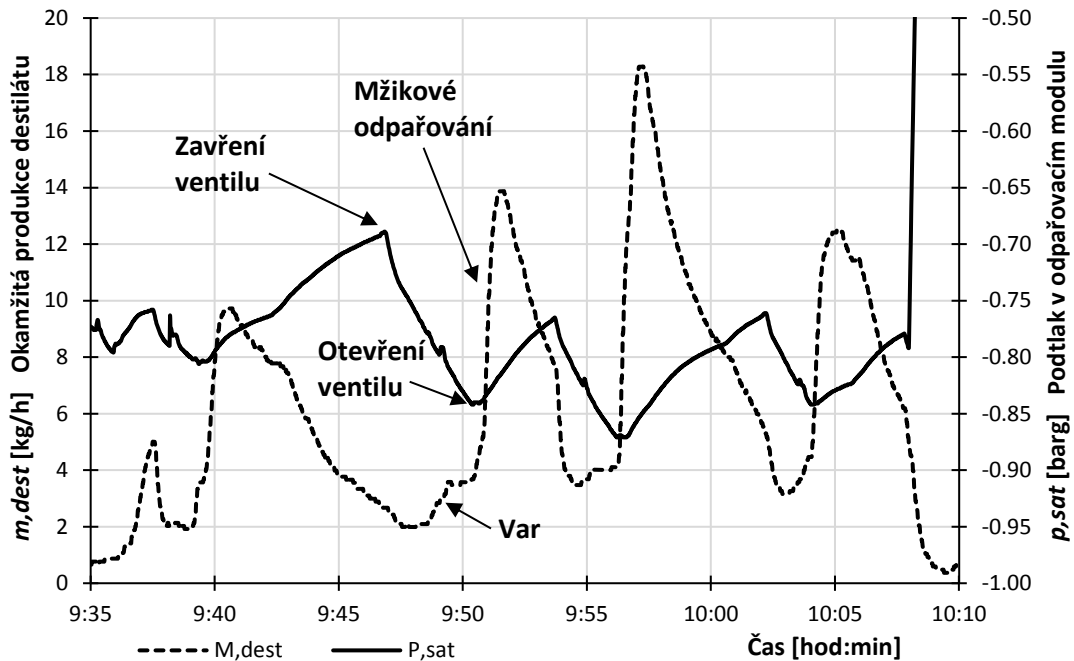
Úvodní experiment lze označit za částečně úspěšný. V odparce **docházelo k odpařování kapaliny a tvorbě destilátu. Hladina pěny**, která se při odpařování vytvářela, **nedosahovala úrovně demisterů** (obr. 58). Nedocházelo tedy k zanášení kondenzační sekce, jak tomu bylo u první generace MSF odparky. Tento fakt byl samozřejmě způsoben nejen odlišnou geometrií odpařovacího modulu, ale také nižší pěnovostí fugátu. **Zásadním nedostatkem** však byla **kapacita ejektorů**. Ty musely zajistit odtah jak okolního vzduchu, který do systému vnikal

vlivem přirozených netěsností technologie, tak plynů rozpuštěných v odpadní vodě, jež se při odpařování uvolňovaly. Jelikož se jedná převážně o nekondenzující plyny, dochází jejich uvolňováním k růstu absolutního tlaku v systému a tím k růstu teploty varu. Ve sledovaném experimentu znamenal tento nedostatek zastavení odpařování kapaliny. Požadovaná hodnota tlaku (teploty varu) tak musela být dosahována opakovaným uzavíráním přívodního ventilu fugátu. Po uzavření odpařovacího modulu byly uvolněné plyny postupně odsávány, přičemž docházelo ke snižování tlaku. V momentě, kdy se absolutní tlak v odparce dostal do rovnováhy s tlakem nasycených par kapaliny, došlo k varu odpadní vody. S dalším snižováním tlaku var pokračoval až do okamžiku, kdy bylo přívodní potrubí opět otevřeno. Následovalo prudké mžikové odpaření vstupující přehřáté kapaliny a opětovný nárůst tlaku v odparce. Tento provozní cyklus byl několikrát zopakován s cílem zajistit dostatečné množství destilátu pro posouzení jeho kvality. Vzhledem k charakteru provozu nebylo možné dosáhnout ustáleného chodu technologie, který by poskytl relevantní provozní data. Průběh úvodního experimentu ilustruje *graf 19*.



obr. 58: Pěnění fugátu při úvodním zahušťovacím experimentu.

Uzavírání přívodního potrubí a nespojitý charakter provozu měly taktéž dopad na **chod čerpadla koncentráту**. V momentě vyprázdnění odpařovacího modulu a snížení průtoku fugátu pod kritickou mez docházelo k **zavzdušňování** čerpadla. Úvodní experiment dále odhalil narůstající **problémy s pevností plastového korpusu** odparky. Deformace bočních stěn zapříčinila **vytvoření trhliny** v koutovém svaru. Trhлина sice neměla výrazný vliv na těsnost systému, ale její další šíření by pravděpodobně vedlo k těžko opravitelnému poškození odpařovacího modulu. Tyto poznatky byly zohledněny při dalších konstrukčních úpravách.



graf 19: Průběh provozních cyklů při úvodním zahušťovacím experimentu s fugátem ve 3. vývojové etapě.

Vyrobený destilát byl **čiré barvy, bez přítomnosti pevných částic**. Chemicky se ovšem **nejednalo o čistou vodu**. Do destilátu se dle předpokladů dostaly některé **těkavé znečišťující látky**, a to především **sloučeniny dusíku a síry**. Dusík se v destilátu vyskytuje ve formě amoniakálního dusíku ($\text{NH}_4\text{-N}$), jehož přítomnost byla ověřena laboratorně. Patrná byla taktéž ze silného „čpavkového“ zápachu kapaliny. Důvodem k uvolňování amoniaku je nízké pH odpadní vody (fugátu), při kterém většina amoniaku existuje ve formě rozpuštěného plynu NH_3 , jež se při odpařování z kapaliny uvolňuje. Výskyt síry byl naznačen modrým zabarvením destilátu, které bylo důsledkem přítomnosti skalice modré (CuSO_4). Ta vzniká reakcí kyseliny sírové (H_2SO_4) a mědi (Cu), jež byla vázána v mosazných tvarovkách použitých v potrubním systému technologie. Modré zabarvení destilátu, které se projevilo až s časovou prodlevou, je patrné z obr. 59. Kyselina sírová vznikla pravděpodobně reakcí sulfanu (H_2S) a vodní páry.



obr. 59: Destilát z úvodního zahušťovacího experimentu. Modré zabarvení indikuje přítomnost sloučenin síry.

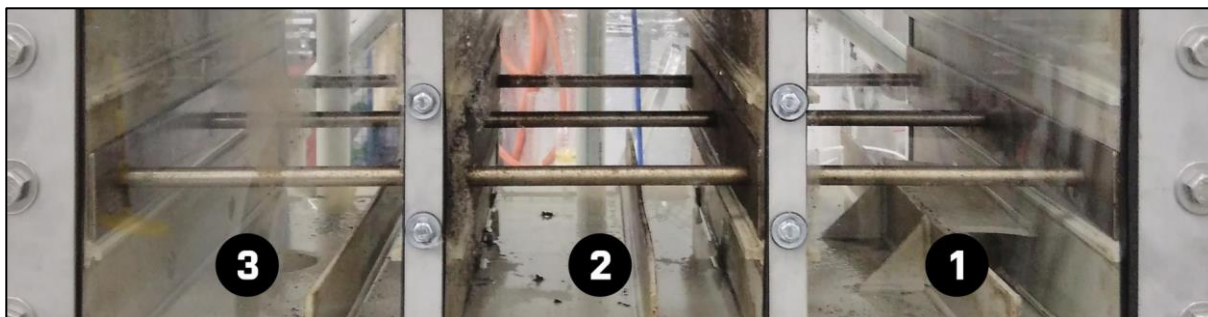
Základní parametry provedeného úvodního experimentu shrnuje tab. 16. Široký rozsah některých naměřených hodnot odpovídá neustálenému charakteru provozu.

Cílem dalších experimentů s odpadní vodou bylo především nalezení takových provozních postupů a podmínek, které zaručí ustálený chod technologie a kontinuální produkci destilátu.

Naměřená provozní data zároveň poskytla mnohé informace o zákonitostech odpařovacího procesu. V rámci této etapy byly provedeny celkem 4 větší testy, které jsou dále podrobněji popsány. Před prvním ze série testy došlo k **rozšíření ejektorového systému** o nový pár ejektorů, který měl kapacitně zabezpečit odtah vzdušiny z odpařovacího modulu. Zároveň byla za **čerpadlo koncentráту** umístěna **zpětná klapka**, která eliminovala riziko zavzdušnění čerpadla při malém průtoku fugátu. Svarová trhlina mezi dnem a boční stěnou odpařovacího modulu byla částečně zahlazena s úmyslem eliminovat vzniknuvší netěsnosti. Každá z odpařovacích komor pak byla **vyztužena nerezovými žebry**, která brání deformaci odparky v místech s největším průhybem stěn (*obr. 60*).

Veličina	Hodnota	Jednotka
Celkový objem fugátu (fugát + voda)	0,6	m ³
Obsah sušiny ve fugátu	1,9	% hm.
Koncentrace NH ₄ -N ve fugátu	cca 4 600	mg/l
Vodivost fugátu	23 600	μS/cm
pH fugátu	8,69	-
Průtok fugátu (při otevřeném ventilu)	0,41 až 0,85	m ³ /h
Teplota fugátu v ohřevné nádrži	66 až 72	°C
Teplota fugátu před vstupem do odparky	64 až 70	°C
Teplota koncentráту (výstup z odparky)	50 až 65	°C
Podtlak v odpařovacím modulu	-0,68 až -0,87	barg
Saturační teplota	50 až 69	°C
Průtok chladicí vody	1,13	m ³ /h
Teplota chladicí vody na vstupu	12,5 až 16,0	°C
Teplota chladicí vody na výstupu	12,5 až 21,3	°C
Maximální okamžitá produkce destilátu	18,2	kg/h (* vypočtená hodnota)
Celková produkce destilátu	4,2	kg
pH destilátu	9,4	-
Koncentrace NH ₄ -N v destilátu	20 550	mg/l
Vodivost destilátu	> 20 000	μS/cm (* mimo rozsah sondy)

tab. 16: Základní parametry během úvodního experimentu s fugátem.



obr. 60: Vyztužení odpařovacích komor pomocí nerezových žeber.

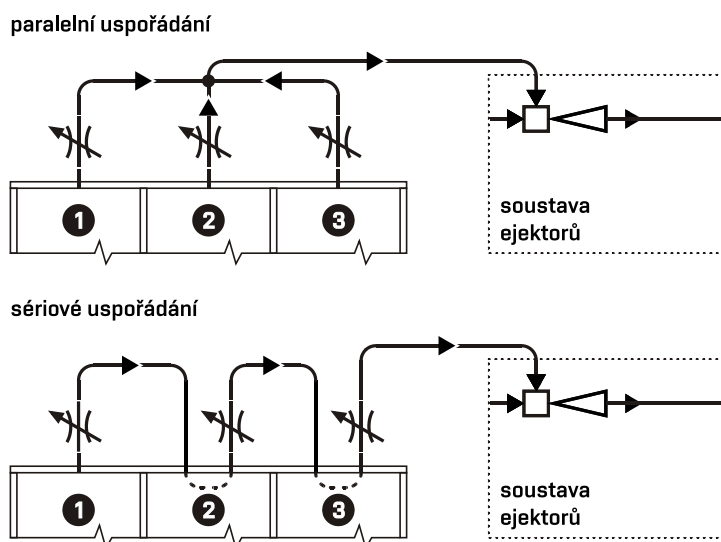
Test 1

Pro účely prvního ze série testů byl opět použit **fugát** z BPS Bořetice **starý 14 měsíců** (F3), který byl **naředěný čistou sladkou vodou** v poměru 1:1. Ačkoliv test potvrdil dostatečnou

výkonnost rozšířeného ejektorového systému, je nutné ho označit za **neúspěšný**. Rozhodujícím nedostatkem testu byla **intenzivní tvorba pěny**, která **znemožnila dosažení kontinuálního provozu**. V první a třetí odpařovací komoře dosahovala pěna nárazově až úrovně kondenzační sekce, což byl vždy důvod pro uzavření přívodního potrubí a pozastavení procesu. V průběhu testu nebyly nalezeny provozní podmínky, které by popsanou situaci změnily. Následnou analýzou testu byly identifikovány dvě pravděpodobné příčiny nezdaru, a to:

Příliš rychlá regulace průtoku odpadní vody. Ve snaze regulovat pění docházelo ve sledovaném testu ke skokovému otevírání a zavírání přívodního a odvodního potrubí (za čerpadlem koncentrátu). Vícekomorové odpařovací systémy jsou ovšem enormně citlivé na změnu provozních podmínek, kdy i nepatrná změna má významný vliv na stabilitu procesu. Uvedené platí dvojnásob při zahušťování k pění náchylných látek. Veškeré provozní změny je proto nutné provádět velice pomalu tak, aby měl systém dostatek času k ustálení. Toto pravidlo nebylo dodrženo.

Nevhodné uspořádání ejektorového systému. Technologie víceetapové mžikové destilace vyžaduje takové nastavení tlakových poměrů v odpařovacích komorách, které zabezpečí pokles absolutního tlaku ve směru proudění kapaliny. Tímto způsobem je zajištěno postupné snižování bodu varu a odpařování vody ve všech odpařovacích komorách. Dosavadní paralelní zapojení ejektorového systému se z tohoto pohledu ukázalo jako nevhodné. Manuální nastavení požadovaného tlaku pomocí škrticích ventilů bylo velice obtížné. Reagovat tímto způsobem na měnící se tlakové a teplotní poměry v odparce bylo v podstatě nemožné. Bylo proto rozhodnuto o sériovém zapojení ejektorů, které systému umožní určitou samoregulaci tlakového spádu napříč komorami. Provedené změny ilustruje schéma na *obr. 61*. Význam správného rozložení tlaků v technologii nelze podceňovat. I malá změna v tlakových poměrech mezi sousedními komorami má výrazný vliv na rozdíl ve výšce hladin a může vést až k zaplavení demisterů a kondenzační sekce, nemluvě o vlivu na účinnost odpařování. Tlakový rozdíl 0,01 bar odpovídá přibližně 10 cm výškovému rozdílu.



obr. 61: Změny v systému odsávání vzdušiny. Výchozí paralelní uspořádání bylo nahrazeno sériovým zapojením.

Ve sledovaném testu byl použit fugát ve stejném objemu a kvalitě jako v předchozím případě. Celková produkce a kvalita destilátu nebyla sledována, neboť došlo k jeho znehodnocení pěnou. Základní provozní parametry experimentu shrnuje *tab. 17*.

Veličina	Hodnota	Jednotka
Celkový objem fugátu (fugát + voda)	0,6	m ³
Obsah sušiny ve fugátu	1,9	% hm.
pH fugátu	8,69	-
Koncentrace NH ₄ -N ve fugátu	cca 4 600	mg/l
Vodivost fugátu	23 600	μS/cm
Průtok fugátu	nesledováno	m ³ /h
Teplota fugátu v ohřevné nádrži	55,2 až 58,5	°C
Teplota fugátu před vstupem do odparky	53,5 až 54,5	°C
Teplota koncentráту (výstup z odparky)	44,7 až 51,8	°C
Podtlak v odpařovacím modulu	-0,80 až -0,89	barg
Saturační teplota	44,4 až 59,0	°C
Průtok chladicí vody	1,13	m ³ /h
Teplota chladicí vody na vstupu	12,1 až 17,1	°C
Teplota chladicí vody na výstupu	12,1 až 17,1	°C
Maximální okamžitá produkce destilátu	3,3	kg/h (* vypočtená hodnota)
Celková produkce destilátu	nesledováno	kg
pH destilátu	nesledováno	-
Koncentrace NH ₄ -N v destilátu	nesledováno	mg/l
Vodivost destilátu	nesledováno	μS/cm

tab. 17: Základní provozní parametry během 1. testu.

Test 2

Konstrukční úpravy a zkušenosti s regulací procesu byly plně zhodnoceny při dalším ze série testů, při kterém již **bylo dosaženo ustáleného provozu**. Test byl prováděn se **zředěným fugátem z předchozích pokusů**. Technologie byla najížděna při podtlaku kolem (-0,86) barg, přičemž po ustálení provozu podtlak mírně kolísal pod touto hodnotou. Průtok fugátu byl zvyšován pomalu tak, aby měl systém dostatek času k ustálení. Díky tomuto postupu nedocházelo ke skokovým změnám v tlakových poměrech a ve výšce hladin. Pěna byla při odpařování stále přítomna, ale její výšku se podařilo stabilizovat pod úrovní demisterů. Dosažený průtok odpadní vody (cca 0,44 m³/h) lze pro danou konfiguraci systému a složení fugátu považovat za optimální. Při vyšším průtoku již ve 3. komoře docházelo ke smáčení demisterů. Vyšší hladina pěny ve 3. komoře byla pravděpodobně důsledkem přechodu části pěny, vodní páry a nekondenzujících plynů z 1. a 2. komory skrze přechodové otvory u dna odpařovacího modulu. Zajímavým poznatkem je charakter pěny při plně vyvinutém mžikovém odpařování fugátu. Porovnáme-li ho s pěnou, která vzniká při pouhém průtoku fugátu odparkou (rovněž při podtlaku, ale nedochází k varu kapaliny), můžeme konstatovat, že pěnové bubliny jsou většího průměru a jsou výrazně méně stabilní. Důvodem je intenzivní uvolňování vodní páry, která již existující bubliny narušuje a přispívá k jejich spojování, ale také k protrhávání a tím ke snižování objemu pěny. Tento efekt byl při experimentech dobře pozorovatelný. Pakliže nedocházelo k varu kapaliny, vznikala pěna pouhou expanzí nekondenzujících plynů, které byly rozpuštěny ve fugátu a při vstupu do odparky se uvolňovaly. Takto vytvořená pěna byla poměrně stabilní, vykazovala tmavě béžovou barvu a při srovnatelném průtoku byl její objem větší než při mžikovém odpařování kapaliny. Rozdíl v barvě a hustotě pěny je dobře

patrný z *obr. 62*. Fotografie byly pořízeny při různém průtoku fugátu, a proto z nich není patrný rozdíl v objemu vytvářené pěny.



obr. 62: Charakter pěny vytvořené při odpařování (a) a bez odpařování fugátu (b).

V průběhu testu bylo vyprodukováno celkem 7,6 kg destilátu, jehož kvalita odpovídala dřívějším experimentům. Vysoká koncentrace amoniakálního dusíku (15,6 až 31,0 g/l) se promítla do zásaditosti kapaliny (pH 9,85) a vodivosti destilátu (43,3 mS/cm). Přítomnost sloučenin síry byla potvrzena krystalizací produktů s vysokým podílem pentahydrátu síranu měďnatého, tj. skalice modré (*obr. 63*). Základní provozní parametry během testu prezentuje *tab. 18*.

Veličina	Hodnota	Jednotka
Celkový objem fugátu (fugát + voda)	0,6	m ³
Obsah sušiny ve fugátu	1,9	% hm.
pH fugátu	8,69	-
Koncentrace NH ₄ -N ve fugátu	cca 4 600	mg/l
Vodivost fugátu	23 600	μS/cm
Průtok fugátu	0,41 až 0,46	m ³ /h
Teplota fugátu v ohřevné nádrži	59,0 až 60,6	°C
Teplota fugátu před vstupem do odparky	57,1 až 58,4	°C
Teplota koncentráту (výstup z odparky)	47,3 až 50,8	°C
Podtlak v odpařovacím modulu	-0,83 až -0,86	barg
Saturační teplota	48,0 až 54,9	°C
Průtok chladicí vody	1,13	m ³ /h
Teplota chladicí vody na vstupu	11,2 až 17,6	°C
Teplota chladicí vody na výstupu	14,4 až 20,8	°C
Maximální okamžitá produkce destilátu	7,5	kg/h (* vypočtená hodnota)
Celková produkce destilátu	7,6	kg
pH destilátu	9,85	-
Koncentrace NH ₄ -N v destilátu	15,6 až 31,0	g/l
Vodivost destilátu	43 300	μS/cm

tab. 18: Základní provozní parametry během 2. testu.

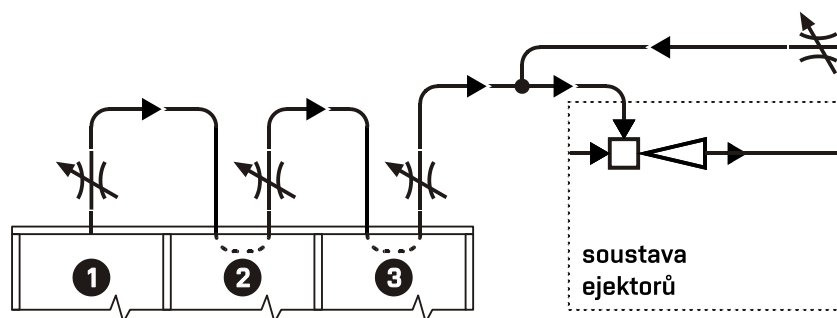


obr. 63: Produkt krystalizace destilátu s vysokým podílem skalice modré.

Test 3

Specifikem třetího ze série testů bylo **použití protipěnicího přípravku**, jehož smyslem bylo snížení povrchového napětí fugátu a tedy redukce pění. Za tímto účelem byl aplikován **řepkový olej** v objemu 100 ml, jehož objemová koncentrace ve fugátu činila cca 0,017 %. K testu byl opět **využit starý, vodou ředěný fugát (F3 + voda)**. Volba řepkového oleje vycházela mimo jiné z faktu, že se jedná o látku, která se v přírodě přirozeně vyskytuje a rozkládá, tudíž její použití ve fugátu jako hnojivu dává z dlouhodobého pohledu smysl. Řepkový olej byl aplikován v emulzi s 0,9 l vody. Důsledné rozmíchání oleje v emulzi bylo předpokladem pro úspěšnou difuzi oleje v celém objemu odpadní vody. V opačném případě by mohlo dojít ke tvorbě větších olejových kapek a jejich usazení na hladině kapaliny v ohřevné nádrži, odkud by se olej jen stěží dostával do proudu nasávaného fugátu a jeho protipěnicí účinek by se neprojevil. **Ejektorový okruh** byl před testem **rozšířen o pomocný škrticí ventil**. Cílem této úpravy bylo zlepšit možnosti regulace tlaku v odparce, které byly do této chvíle omezené na otevírání a zavírání jednotlivých ejektorů. Pomocný ventil umožnil v případě potřeby přisávat okolní vzduch a tím stabilizovat tlakové poměry na požadovaných hodnotách. Bez této možnosti tlak vždy buď klesal, nebo stoupal. Jedná se o úpravu, která má čistě experimentální využití. Umožňuje nastavení tlakových poměrů tak, aby odpovídaly v praxi dosažitelným hodnotám s ohledem na vstupní teplotu fugátu. Zapojení pomocného ventilu znázorňuje obr. 64.

Provedený test prokázal vliv řepkového oleje na redukci pění. Opět bylo **dosaženo ustáleného chodu** technologie, ale dosažený **průtok fugátu** byl téměř dvojnásobný (až 0,83 m³/h) a rovněž **okamžitá produkce destilátu** byla **významně navýšena** (5,7 až 14,1 kg/h). Provozní parametry testu shrnuje tab. 19. Kvalita destilátu odpovídala předchozím testům.



obr. 64: Schéma zapojení systému pro odsávání vzdušiny po instalaci pomocného ventilu.

Veličina	Hodnota	Jednotka
Celkový objem fugátu (fugát + voda)	0,6	m ³
Objem protipěnicího přípravku	100	ml
Obsah sušiny ve fugátu	1,9	% hm.
pH fugátu	8,69	-
Koncentrace NH ₄ -N ve fugátu	cca 4 600	mg/l
Vodivost fugátu	23 600	μS/cm
Průtok fugátu	0,61 až 0,83	m ³ /h
Teplota fugátu v ohřevné nádrži	59,9 až 61,3	°C
Teplota fugátu před vstupem do odparky	58,1 až 59,4	°C
Teplota koncentráту (výstup z odparky)	48,4 až 56,0	°C
Podtlak v odpařovacím modulu	-0,80 až -0,89	barg
Saturační teplota	47,5 až 59,8	°C
Průtok chladicí vody	1,13	m ³ /h
Teplota chladicí vody na vstupu	11,2 až 17,4	°C
Teplota chladicí vody na výstupu	16,1 až 21,7	°C
Maximální okamžitá produkce destilátu	15,4	kg/h (* vypočtená hodnota)
Celková produkce destilátu	10,5	kg
pH destilátu	10,00	-
Koncentrace NH ₄ -N v destilátu	15,6 až 31,0	g/l
Vodivost destilátu	35 000	μS/cm

tab. 19: Základní provozní parametry během 3. testu.

Test 4

Poslední ze série testů ověřil provozuschopnost technologie při zahušťování **čerstvého, týden starého fugátu** (F4). Náročnost zahušťování fugátu vzrostla vlivem dvou faktorů. Prvním bylo nízké stáří fugátu, které je spojeno s doznívajícím rozkladem organické hmoty. Projevem tohoto rozkladného procesu byl vysoký obsah rozpuštěných plynů, které se při odpařování uvolňují a zvyšují tlak v odpařovacím modulu. Druhým faktorem byl obsah sušiny (6,7 % hm.), který negativně ovlivňuje tokové vlastnosti (viskozitu) fugátu a tím i přestup hmoty a tepla uvnitř kapaliny. To se projevilo hned při ohřevu fugátu, který trval téměř třikrát déle než v předchozích experimentech. Rychlost ohřevu byla cca 14,5 °C/h. Nepříznivý dopad těchto vlivů na pěnovost odpadní vody nebyl v předchozí vývojové etapě prokázán, ale vzhledem ke složitosti procesu a množství ovlivňujících faktorů jej nelze zcela vyloučit.

Během testu **bylo dosaženo ustáleného průtoku** a lze ho tedy označit za **úspěšný**, ačkoliv jeho **průběh nebyl jednoznačný**. Úvodní část experimentu **negativně ovlivnila pěnovost fugátu**, která nedovolila dosáhnout souběžně přijatelného průtoku a přijatelné úrovně pěny v odpařovacím modulu. Bylo proto rozhodnuto o použití protipěnicího přípravku, kterým byl opět **řepkový olej**, tentokrát v objemu 150 ml. Po aplikaci řepkového oleje byla tvorba pěny přijatelná a dosažený průtok fugátu místy překračoval hranici 0,5 m³/h. Naměřené hodnoty průtoku ovšem vykazují poměrně velké odchylky a proto by měly být brány s rezervou. Přesnost měření průtoku fugátu bude předmětem další výzkumné činnosti stejně jako zanášení potrubí a odpařovacích komor. Během experimentů s čerstvým fugátem bylo patrné intenzivní **ulpívání pevných částic a nečistot na stěnách** odpařovacího modulu. Tento jev měl taktéž negativní dopad na regulaci průtoku fugátu, který se jen stěží udržoval na konstantní hodnotě.

Ukládání nečistot v komoře uzavíracího ventilu způsobovalo pomalé snižování průtoku, jež muselo být kompenzováno postupným otevíráním ventilu. Nárazově ovšem docházelo k „utrnutí“ naakumulovaných úsad a skokovému zvýšení průtoku, které nepříznivě ovlivnilo stabilitu odpařovacího procesu a zpravidla vedlo k rozkolísání hladin kapaliny v jednotlivých komorách. Podobný jev byl pozorován již v závěru 2. etapy. Problém by měl být v budoucnu vyřešen volbou vhodnějšího regulačního ventilu. Teplota fugátu v ohřevné nádrži byla udržována o 2 až 3 °C výše než při předchozích experimentech. Důvodem byly právě odlišné fyzikální vlastnosti fugátu, které se projevily mimo jiné nárůstem bodu varu kapaliny (vliv teplotní deprese). Provozní parametry testu shrnuje *tab. 20*. Kvalita destilátu byla podobná jako při odpařování starého fugátu. Koncentrace amoniakálního dusíku v nižších desítkách g/L a pH přes 9,5.

Veličina	Hodnota	Jednotka
Celkový objem fugátu	0,6	m ³
Objem protipěnicího přípravku	150	ml
Obsah sušiny ve fugátu	6,7	% hm.
pH fugátu	8,11	-
Koncentrace NH ₄ -N ve fugátu	4,6 až 9,4	g/l
Vodivost fugátu	30 900	μS/cm
Průtok fugátu	0,15 až 0,66	m ³ /h
Teplota fugátu v ohřevné nádrži	62,3 až 63,8	°C
Teplota fugátu před vstupem do odparky	59,4 až 60,6	°C
Teplota koncentráту (výstup z odparky)	42,8 až 55,8	°C
Podtlak v odpařovacím modulu	-0,78 až -0,91	barg
Saturační teplota	44,2 až 61,9	°C
Průtok chladicí vody	1,13	m ³ /h
Teplota chladicí vody na vstupu	10,7 až 12,1	°C
Teplota chladicí vody na výstupu	12,2 až 14,1	°C
Maximální okamžitá produkce destilátu	8,0	kg/h (* vypočtená hodnota)
Celková produkce destilátu	6,7	kg
pH destilátu	9,62	-
Koncentrace NH ₄ -N v destilátu	cca 31,0	g/l
Vodivost destilátu	56 300	μS/cm

tab. 20: Základní provozní parametry během 4. testu.

Závěrečný test

Třetí vývojová etapa byla ukončena závěrečným testem, jehož cílem bylo **ověření hlavního cíle dizertační práce**, tj. dosažení ustáleného průtoku a tvorby destilátu bez přítomnosti pevných částic. K testu bylo použito **fugátu z předchozího 3. testu (cca 3 týdny starý)** v objemu přibližně 0,6 m³. Pěnivost fugátu byla redukována 100 ml **řepkového oleje**, který byl do fugátu aplikován v emulzi s 900 ml vody. V kombinaci s olejem z předchozího měření byla koncentrace řepkového oleje v testovaném objemu cca 0,033 % obj.

Během experimentu **bylo dosaženo ustáleného průtoku** fugátu (až 0,4 m³/h) a **tvorby čirého destilátu** (v průměru kolem 6,8 kg/h). Nastavením škrticích ventilů mezi komorami došlo k vyrovnání hladin a ustálení tlakové ztráty mezi odpařovacími komorami na úrovni

5 až 9 mbar. Takové nastavení je očekávatelné a žádoucí v plném provozním měřítku. Provozní parametry testu shrnuje *tab. 21*.

Veličina	Hodnota	Jednotka
Celkový objem fugátu	0,6	m ³
Objem protipěnicího přípravku	200	ml
Obsah sušiny ve fugátu	6,7	% hm.
pH fugátu	8,11	-
Koncentrace NH ₄ -N ve fugátu	4,6 až 9,4	g/l
Vodivost fugátu	30 900	μS/cm
Průtok fugátu	0,11 až 0,39	m ³ /h
Teplota fugátu v ohřevné nádrži	58,8 až 62,3	°C
Teplota fugátu před vstupem do odparky	56,6 až 59,5	°C
Teplota koncentráту (výstup z odparky)	38,4 až 47,4	°C
Podtlak v odpařovacímu modulu	-0,86 až -0,92	barg
Saturační teplota	40,8 až 52,9	°C
Průtok chladicí vody	1,13	m ³ /h
Teplota chladicí vody na vstupu	10,8 až 12,9	°C
Teplota chladicí vody na výstupu	12,5 až 17,6	°C
Maximální okamžitá produkce destilátu	10,4	kg/h (* vypočtená hodnota)
Celková produkce destilátu	17,6	kg
pH destilátu	10,15	-
Koncentrace NH ₄ -N v destilátu	9,4 až 15,6	g/l
Vodivost destilátu	21 400	μS/cm

tab. 21: Základní provozní parametry závěrečného testu s fugátem.

Shrnutí výsledků třetí etapy experimentálního vývoje prototypu

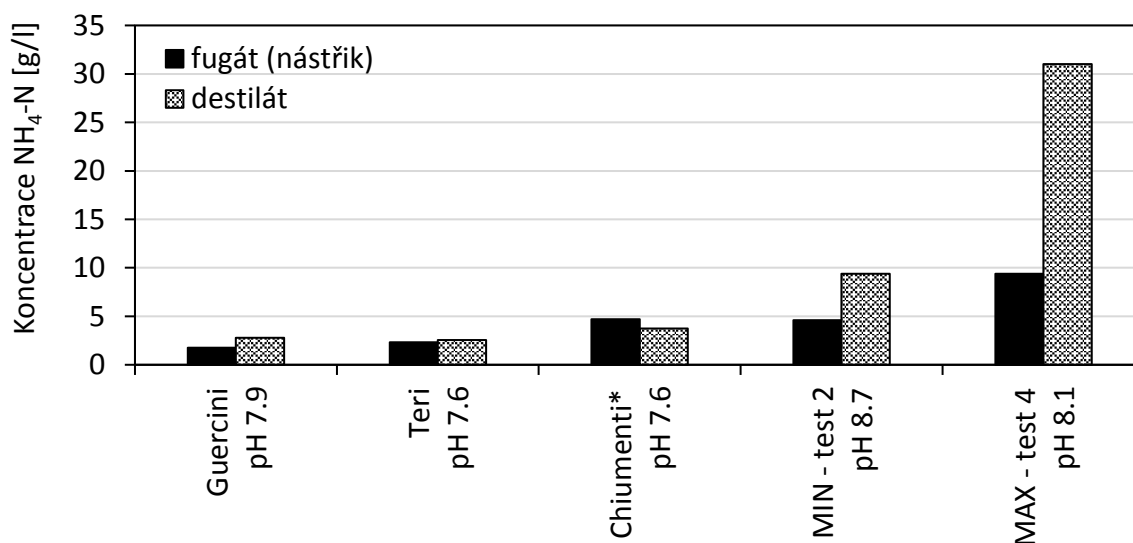
Třetí vývojovou etapu odpařovací technologie lze považovat za **mimořádně úspěšnou**. V rámci této etapy bylo provedeno celkem 6 rozsáhlých experimentů s fugátem. Vůbec poprvé bylo **dosaženo ustáleného průtoku fugátu** MSF odparkou, k čemuž výrazně přispěla konstrukce nové prototypové jednotky, uspořádání systému pro odtah nekondenzujících plynů a použití řepkového oleje jako účinného protipěnicího přípravku. Za běžnou hodnotu průtoku fugátu lze považovat rozmezí **0,4 až 0,5 m³/h**. Ustálený chod odparky byl doprovázen **stabilní tvorbou destilátu bez přítomnosti pevných částic**, která se vytrvale pohybovala mezi **5 až 10 kg/h**. Současný stav technologie je výsledkem množství úprav a změn, kterými MSF odparka v rámci vývojové etapy prošla. Jednalo se zejména o:

- sestavení, vyztužení a zatěsnění nového transparentního odpařovacího modulu,
- rozšíření potrubí pro odtok destilátu,
- rozšíření kapacity a změnu uspořádání systému pro odtah vzdušiny,
- umístění zpětné klapky za čerpadlo koncentráту,
- dávkování protipěnicího přípravku ve vodní emulzi,
- změnu v najíždění technologie a dynamice řízení provozních podmínek.

Hlavním identifikovaným **nedostatkem** je v současnosti **kvalita destilátu**, která bude hlavním předmětem budoucí výzkumné činnosti.

5.3.4 Diskuze a hodnocení

Dosažené experimentální výsledky potvrzují závěry odborných studií (kapitola 4.2.2), které se rovněž zabývaly zahušťováním zemědělských odpadních vod prostřednictvím vakuového odpařování, a totiž, že odpařování je vhodným způsobem pro snižování objemu tohoto typu odpadních vod, ale **kvalita destilátu** je bez dalších úprav nedostatečná. Hlavním problémem je znečištění amoniakálním dusíkem ($\text{NH}_4\text{-N}$). Provedené experimenty naznačovaly jeho přítomnost v rozsahu **9 400 až 31 000 mg/l**. V porovnání s jinými studiemi (2 776 mg/kg [32], 3 730 mg/kg [98]) se jedná o poměrně vysoké hodnoty, které ale mají opodstatnění ve vyšším pH a koncentraci amoniakálního dusíku ve vstupním fugátu. Výsledky srovnání nabízí *graf 20*.



*graf 20: Srovnání cizích výsledků (Guercini et al. [32], Teri [118], Chiumenti [98]) s minimální (test 2) a maximální (test 4) koncentrací amoniakálního dusíku dosažených během testů s fugátem. Hodnoty pH se vztahují k fugátu (nástříku). *jedná se o koncentraci tzv. celkového Kjeldahlova dusíku*

Srovnání energetických nároků prototypu s jinými studiemi je problematické. Spotřeba elektřiny a tepla v prototypu nebyla dosud předmětem podrobného výzkumu, neboť vypovídající schopnost měření by byla velice malá. Uspořádání technologie v laboratoři neodpovídalo průmyslovému měřítku, a to nejen co do kapacity odparky. Ohřev fugátu probíhal vsádkově a značně energeticky neefektivně bez využití odpovídajícího čerpadla horké vody. Příkon čerpadla horké vody by ve srovnání chyběl stejně jako příkon čerpadla destilátu a čerpadla chlazení, které bylo nahrazeno tlakovou energií vodovodního řádu. Zároveň nebyla dosud předmětem měření plnohodnotná recirkulace fugátu s jeho předeřevem, která by odpovídala požadavkům na zapojení technologie v BPS. Tento typ testů bude součástí následující vývojové etapy.

Spotřeba **elektrické energie** byla monitorována pouze u čerpadla koncentrátu a u čerpadel přepravujících ejektorovou vodu. Během testů s fugátem a při zapojení obou párů ejektorových čerpadel (počínaje 1. testem) byl celkový elektrický příkon technologie konstantní, a to 2,31 kW, přičemž měrná spotřeba elektrické energie, vztažená na aktuální produkci destilátu, se nacházela v rozmezí 170 až 500 kWh/m³. Důvodem takto vysoké spotřeby byla nízká účinnost odpaření vycházející z experimentálního charakteru zařízení (pouze 3 komory) a neplnohodnotných provozních podmínek (teplotní spád jen 8 – 10 °C). Druhým důvodem byl pěněním omezený průtok fugátu (0,3 – 0,7 m³/h), který se pohyboval výrazně pod přepravní

kapacitou čerpadla koncentrátu a neodpovídal dosahovanému příkonu. Výrazně nižší měrná spotřeba byla zaznamenána při testech se slanou vodou (23 až 32 kWh_{el}/m³), které probíhaly také při nízkých teplotních spádech (kolem 10 °C), ale při průtoku koncentrátu v rozmezí 2,2 až 2,5 m³/h a se zapojením pouze jednoho ejektorového čerpadla.

Při zanedbání tepelných ztrát a vzhledem k tomu, že experimenty probíhaly bez rekuperace tepla, lze předpokládat, že hodnota **tepelného příkonu** je rovna hodnotě výkonu chladicího. Ten se pohyboval mezi 3,3 až 8,5 kW při testech s fugátem, respektive mezi 25 až 38 kW při experimentech se slanou vodou. Měrný chladicí výkon (spotřeba tepla) byl v obou případech téměř neměnný a nacházel se na úrovni 620 kWh/m³ při testech s fugátem a 655 kWh/m³ při experimentech se slanou vodou. Rozdíl je v podstatě určen pouze aktuální hodnotou měrného výparného tepla. Tyto hodnoty jsou srovnatelné s komerčními jednokomorovými odparkami bez rekuperace tepla (*tab. 7*) i s výsledky pro odparku typu FCE (kap. 4.3.6).

Ustálené **provozní podmínky** (průtok koncentrátu 0,4 až 0,5 m³/h, tvorba destilátu 5 až 10 kg/h, podtlak mezi (-0,85) až (-0,9) barg), kterých bylo dosaženo při závěrečných experimentech s fugátem, lze pro danou konfiguraci odparky, množství použitého protipěnicího přípravku a vlastnosti fugátu považovat za maximálně dosažitelné. Při vyšších průtocích fugátu a s nimi spojené vyšší produkci destilátu již hladina pěny v odparce překračovala přípustnou úroveň a hrozilo znečištění kondenzační sekce. Z krátkodobého hlediska bude možné zvyšovat výkonnost odparky použitím většího množství protipěnicího přípravku (v případě řepkového oleje více než 0,33 l/m³), případně redukcí pH, které má rovněž vliv na pěnovost fugátu. Z dlouhodobého pohledu lze uvažovat o úpravě geometrie odparky směrem k většímu objemu odpařovacích komor.

6 Budoucí práce

Další výzkumná činnost bude probíhat v rámci výzkumného projektu podpořeného z programu TAČR Epsilon na roky 2017 až 2019. Zaměřená bude především na **kvalitu produktů**, zejména destilátu. Ten obsahuje velké množství amoniaku a dosud nestanovené množství sloučenin síry. Tento stav je nežádoucí ze dvou důvodů. Za prvé nelze takto znečištěnou vodu vypouštět bez dalších úprav do povrchových vod. Za druhé je v destilátu vázáno mnoho cenného dusíku, který má být prioritně využíván jako hnojivo na zemědělských pozemcích. Úniku amoniaku do destilátu lze buďto předcházet (snížením pH vstupního fugátu) nebo se lze zaměřit na jeho následnou separaci z destilátu (membránové metody, stripování). V navazující vývojové činnosti budou tyto přístupy blíže zkoumány za účelem výběru vhodného řešení pro provozní měřítko. V nejbližším období bude experimentální zázemí doplněno o nízkokapacitní **stanici reverzní osmózy** a testovací **stripovací kolonu**. V rámci **snížování pH** jsou plánovány experimenty s H_2SO_4 a HNO_3 . Cílem bude stanovit optimální dávkování chemikálií a ověřit jejich vliv na pěnivost fugátu a kvalitu produktů. Zajištění dostatečné kvality produktů bude prioritním úkolem výzkumu.

Dosavadní experimentální činnost byla omezena na krátkodobé testy, které nemohly odhalit problémy spojené s dlouhodobým provozem odparky. Z tohoto důvodu bude experimentální jednotka doplněna o **nový systém ohřevu**, jehož součástí bude elektrokotel s horkovodním okruhem a **tepelný výměník voda-fugát**. Rozšíření zázemí o tyto prvky umožní kontinuální ohřev a s ním spojené dlouhodobé testy. Plánované osazení výměníku měřicími prvky bude využito při ověřování vlivu termofyzikálních vlastností fugátu na prostup tepla a rozšíření modelu o kontrolní výpočet tepelného výměníku.

S **kontinuálními testy** souvisí změna v zapojení samotné MSF odparky, která bude překonfigurována na uspořádání s **recirkulací koncentrátu** (obr. 30) tak, jak je očekáváno v reálném provozu. Recirkulace koncentrátu dále umožní dosažení vyššího podílu sušiny, s kterým jsou spojeny nové výzvy (zatížitelnost/výkon čerpadel, zanášení funkčních ploch, snížení prostupu tepla ve výměnících, nárůst koncentrace znečišťujících látek v destilátu). Cílem bude stanovit maximálně přípustnou koncentraci sušiny s ohledem na provozuschopnost technologie. V neposlední řadě umožní kontinuální testy s recirkulací fugátu **upřesnění matematického modelu** MSF odparky (teplotní deprese, součinitelé prostupu tepla, účinnost čerpadel atd.). Z hlediska měření provozních parametrů, jejichž znalost je klíčová při ověřování modelu, bude zvláštní důraz kladen na měření průtoku fugátu a koncentrátu, jež dosud nebylo dostatečně spolehlivé. Sledována bude rovněž spotřeba elektrické energie čerpadel, která umožní stanovit skutečnou **energetickou náročnost procesu**.

Změnou projde i **konstrukce odparky**. Plánována je výměna mosazných prvků (fitinky, tvarovky) za nerezové, které budou odolné proti agresivním sloučeninám síry. S cílem zvýšit kapacitu ejektorů bude rozšířena světlost potrubí pro odtah nekondenzujících plynů. Vylepšení regulace tlakových poměrů by mělo být dosaženo náhradou dosavadních škrticích ventilů za regulační ventily jehlové.

Pro úplnější pochopení provozních podmínek a představ provozovatelů jsou plánovány další návštěvy bioplynových stanic. Získané poznatky přispějí k **upřesňování** dopadů odpařovací technologie na **ekonomiku provozu** a pomohou identifikovat typy BPS, které jeví největší potenciál pro využití MSF odparky. Odebrané **vzorky fugátů** budou **analyzovány** s cílem doplnit obecné znalosti o vlastnostech fermentačních zbytků. Zvláštní pozornost bude věnována vztahu mezi složením substrátu a pěnivostí fugátu.

Mnohá témata spojená se zahušťováním fermentačních zbytků nejsou součástí nejbližších plánů, ale měla by jim být věnována pozornost v **dlouhodobém horizontu**. Jedná se zejména o následující:

- návrh konstrukčních úprav pro přenos technologie do plného provozního měřítka;
- kvalita koncentrátu při použití pomocné chemie (protipěnicí přípravy, kyseliny pro redukci pH) z pohledu jeho dlouhodobého vlivu na zemědělskou půdu;
- automatizovaná kontrola klíčových provozních parametrů (průtoky, koncentrace sušiny, teploty, tlaky) a řízení procesu v plném průmyslovém provozu;
- upřesnění termofyzikálních vlastností fugátu (tepelná vodivost, povrchové napětí, měrná tepelná kapacita);
- úprava geometrie odpařovacích komor;
- množství a složení nekondenzujících plynů, které se z fugátu uvolňují během odpařování;
- únik znečišťujících látek do ejektorového systému;
- problematika průběžné údržby odpařovací technologie v plném provozu (průplach tlakovou vodou, čištění louhem);
- využití plastové konstrukce (mimo teplosměnné plochy) jako levného konstrukčního materiálu v plném provozním měřítku (mechanické vlastnosti, únava materiálu, creep) a obecně volba konstrukčních materiálů;
- upřesnění teoretického popisu dějů uvnitř odpařovacích komor s cílem reflektovat reálné nedokonalosti procesu;
- komplexní technicko-ekonomické hodnocení.

7 Závěr

Cílem výzkumné činnosti popsané v této dizertační práci bylo řešení některých problémů spojených s provozem bioplynových stanic (BPS). Konkrétně se jedná o nedostatečné využívání odpadního tepla ze spalování bioplynu a nákladné zpracování fermentačních zbytků, které vznikají ve velkých objemech. Vzhledem k tomu, že lze v roce 2020 očekávat kolem 6 mil. m³ vyprodukovaného digestátu, lze nalezení vhodného způsobu snižování objemu fermentačních zbytků označit za vysoce žádoucí. Další motivací k výzkumu a vývoji v této oblasti jsou environmentální souvislosti tvorby a následného využití fermentačních zbytků, které se promítají do přísných legislativních požadavků.

K zahušťování fermentačních zbytků, respektive separaci vybraných hnojivých látek, může být využito množství metod (membránové, tepelné, mechanické). Na základě provedené rešerše a důkladné analýzy a srovnání vhodných metod a postupů byla k dalšímu výzkumu vybrána technologie vakuového odpařování. Jedná se o ověřenou metodu, jejímiž výhodami jsou jednoduchá konstrukce, provozní spolehlivost a robustnost, nízké nároky na předúpravu zahušťovaného média, potenciál k rychlému komerčnímu uplatnění a zejména pak schopnost využít nízkopotenciální odpadní teplo.

V popisné části práce byly představeny teoretické základy odpařování v rozsahu nezbytném pro následný experimentální vývoj vybrané odpařovací technologie. Dále byla důkladně zmapována a zhodnocena situace na trhu s odparkami pro zahušťování odpadních a procesních vod. Lze konstatovat, že pro uplatnění v BPS jsou vhodnější odpařovací technologie, jejichž elektrická spotřeba není zvyšována dodatečnými technologiemi typu mechanické komprese páry nebo tepelného čerpadla. Tato zařízení jsou sice energeticky efektivnější, ale pouze z pohledu tepelné energie, která je v BPS dostupná v podstatě zadarmo. Měrná elektrická spotřeba odparek, které jako zdroj energie využívají horkou vodu nebo páru, se pohybuje mezi 15 a 27 kWh/m³, přičemž přesné číslo je závislé na počtu odpařovacích stupňů, kapacitě i typu odparky. Totéž platí o spotřebě tepla, která obvykle nabývá hodnot od 250 do 700 kWh/m³.

Informace o energetické náročnosti komerčních odparek byly doplněny o závěry vědeckých studií, jejichž předmětem bylo zahušťování zemědělských odpadních vod prostřednictvím vakuového odpařování. Tyto studie potvrdily, že vakuové odpařování je reálně použitelnou metodou pro zahušťování digestátu z BPS. Zároveň ale ukázaly široké možnosti pro další výzkumnou činnost, zejména pak v oblasti hodnocení energetické náročnosti konkrétních odparek a možností jejich integrace do BPS. Klíčovou oblastí budoucího výzkumu je také upřesňování výpočtových vztahů a modelů či popis provozních rizik a technických bariér při uplatnění technologie v praxi.

Vybrané typy odparek byly podrobeny důkladnějšímu rozboru. Spolu s popisem základních principů jejich činnosti byly představeny výpočtové modely, na základě kterých lze zhodnotit energetickou a částečně i investiční náročnost těchto technologií. S využitím vstupních dat a okrajových podmínek, jež odpovídají podmínkám v BPS a specifickým vlastnostem fugátu (kapalné frakce digestátu), byla jako energeticky nejméně efektivní hodnocena jednostupňová odparka s nucenou cirkulací (680 – 712 kWh_{th}/m³, 25,9 – 30,5 kWh_{el}/m³). Výrazně nižší energetické náročnosti dosáhly třístupňová odparka s padajícím filmem (241 – 319 kWh_{th}/m³, 12,0 – 23,6 kWh_{el}/m³) a devítistupňová mžiková odparka (236 – 268 kWh_{th}/m³, 13,6 – 18,4 kWh_{el}/m³). Pro vývojovou činnost, která je jádrem disertační práce, byla zvolena vícestupňová mžikové odparka (MSF). Mezi hlavní důvody této volby patřily nízké požadavky na teplosměnnou plochu, dobré provozní zkušenosti v oblasti odsolování, jednoduchá konstrukce, modularita a odpařování mimo teplosměnnou plochu.

Integrace MSF odparky do BPS je myslitelná pouze s recirkulací koncentráту, bez níž nemůže být dosaženo požadované redukce objemu. Technologie bude umístěna

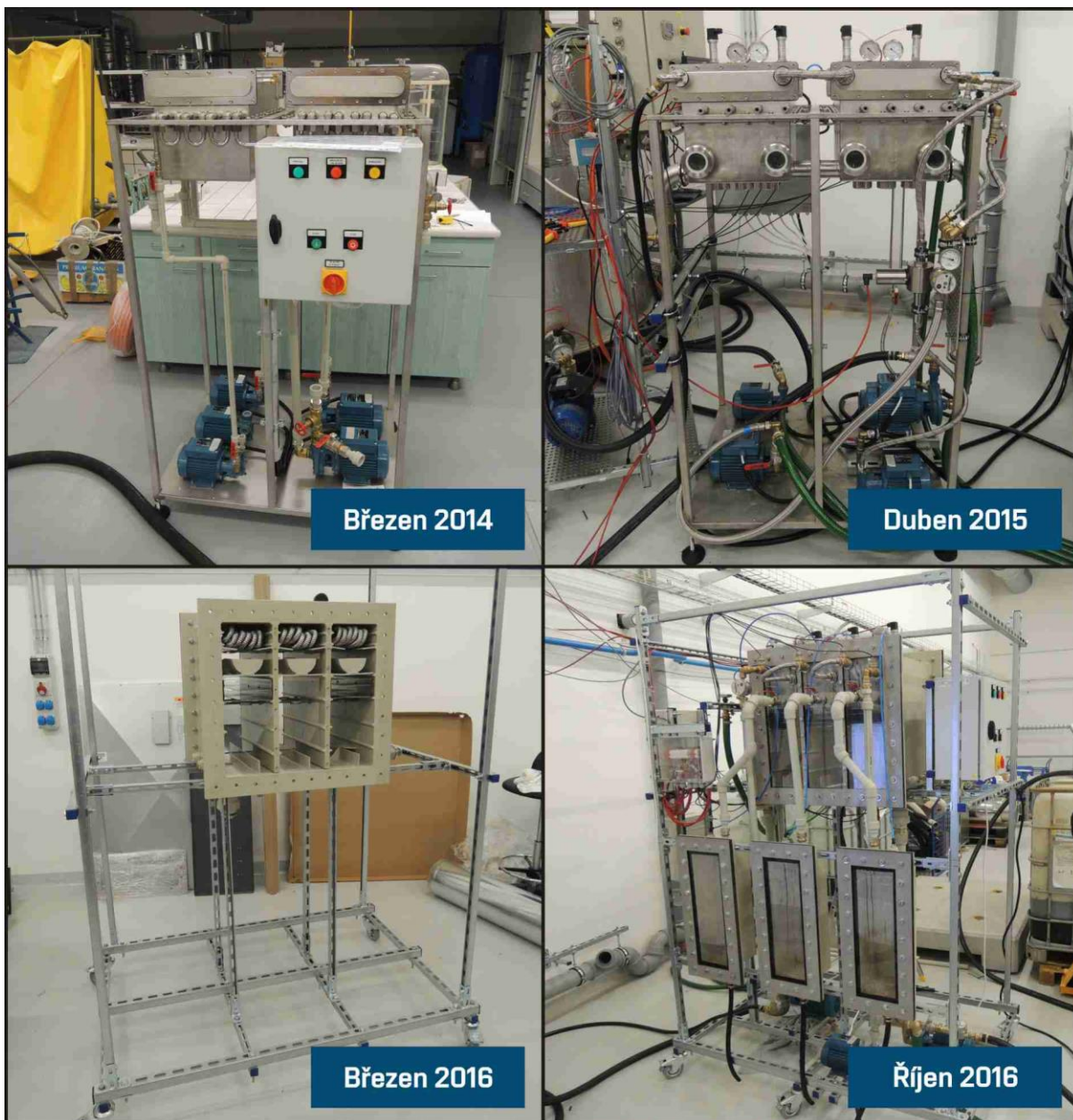
za mechanických separátorem, který z digestátu odstraní většinu pevných látek. Z ekonomického pohledu je využití odpařovací technologie v BPS výhodnější s rostoucí přepravní vzdáleností, kapacitou BPS, spotřebou tepla a výstupní koncentrací sušiny a s klesající spotřebou elektřiny, cenou použitých chemikálií a hodnotou výkupních tarifů elektrické energie.

Nosnou částí práce byla experimentální činnost. Analýza fugátu odhalila jeho nenewtonský charakter a potvrdila, že viskozita fugátu roste s obsahem sušiny. Stejná závislost byla pozorována u hustoty, která je pro nízké koncentrace sušiny (2 až 13 %) nepatrně větší než hustota vody (nárůst do 10 %). Zkoumána byla rovněž pěnovost fugátu, která negativně ovlivňuje jeho zahušťování v odparkách. Jako účinné odpeňovače se osvědčily slunečnicový a řepkový olej a komerční přípravky na bázi siloxanů.

Hlavním cílem práce bylo dotažení vývoje experimentální MSF odparky do stavu, kdy bude schopná ustáleného průtoku fugátu a kontinuální tvorby destilátu. Výchozím zařízením byla nerezová MSF jednotka malých rozměrů s osmi odpařovacími komorami, kterou pro účely testování dodal spolupracující průmyslový partner – společnost PBS POWER EQUIPMENT. Po sérii experimentů a konstrukčních úprav byla odparka schopná úspěšného odsolování slané vody, ale pro účely zahušťování fugátu vhodná nebyla. Naopak tomu bylo s novou třístupňovou odparkou, která byla vyrobena z polypropylenu. Upravená geometrie odpařovacích komor obstála navzdory intenzivně pěnicímu fugátu. V kombinaci s protipěnicím přípravkem (řepkový olej) bylo dosaženo ustáleného průtoku fugátu (0,4 – 0,5 m³/h) a kontinuální tvorby destilátu (5 – 10 kg/h). Součástí vývojové činnosti bylo systematické budování a zdokonalování experimentálního zázemí, bez něhož by hlavního cíle práce nemohlo být dosaženo. Pokrok ve vývoji experimentální MSF odparky je dobře patrný z *obr. 65*.

Hlavní slabinou odparky v současném stavu je znečištění destilátu amoniakálním dusíkem. Mezi vhodná opatření, která budou v další fázi vývoje zkoumána, patří dočištění destilátu pomocí reverzní osmózy nebo stripování, případně předúprava fugátu formou snížení pH. Navazující výzkumná a vývojová činnost bude probíhat v rámci programu na podporu aplikovaného výzkumu a experimentálního vývoje TAČR Epsilon.

Dílčí teoretické a experimentální cíle práce vedly k vytvoření výpočtové a znalostní báze, ze které mohou čerpat nejen odborníci na poli BPS a zahušťování odpadních vod, ale i investoři a provozovatelé BPS (plánování, rozhodovací činnost), výzkumní a vědečtí pracovníci z příbuzných oborů a v neposlední řadě i široká veřejnost.



obr. 65: Vývoj prototypu MSF jednotky v čase. Původní 8-komorová nerezová odparka (nahore) byla nahrazena třístupňovou transparentní jednotkou s plastovým korpusem (dole).

8 Seznam použitých zdrojů

- [1] EUROPEAN COMMISSION. Communication from the Commission to the European Parliament, the Council, the European Economic and Social Committee and the Committee of the Regions: Energy 2020, A strategy for competitive, sustainable and secure energy. COM(2010) 639 final. [online]. Brusel: European Commission. 10. listopad 2010. Dostupné z: eur-lex.europa.eu
- [2] EUROPEAN BIOGAS ASSOCIATION. Number of biogas plants and total installed capacity in Europe 2010-2014 [online]. 2015 [cit. 2016-04-12]. Dostupné z: european-biogas.eu/wp-content/uploads/2016/01/Graph-3-Evolution-biogas.png
- [3] ČESKÁ BIOPLYNOVÁ ASOCIACE. Roční statistika | Statistiky výroby bioplynu. Česká bioplynová asociace [online]. [cit. 2017-03-24]. Dostupné z: www.czba.cz/statistiky-vyroby-bioplynu/rocn/
- [4] U.S. DEPARTMENT OF ENERGY. Waste heat recovery. Technologies and opportunities in U.S. industry [online]. U.S. Department of Energy. březen 2008 [cit. 2013-10-16]. Dostupné z: www1.eere.energy.gov/manufacturing/intensiveprocesses/pdfs/waste_heat_recovery.pdf
- [5] HUNG, T. C., T. Y. SHAI a S. K. WANG. A review of organic rankine cycles (ORCs) for the recovery of low-grade waste heat. *Energy* [online]. 1997, 22(7), 661–667. ISSN 0360-5442. DOI:10.1016/S0360-5442(96)00165-X
- [6] WANG, D., X. LING, H. PENG, L. LIU a L. TAO. Efficiency and optimal performance evaluation of organic Rankine cycle for low grade waste heat power generation. *Energy* [online]. 2013, 50, 343–352. ISSN 0360-5442. DOI:10.1016/j.energy.2012.11.010
- [7] WEILAND, Peter. Biogas production: current state and perspectives. *Applied Microbiology and Biotechnology* [online]. 2009, 85(4), 849–860. ISSN 0175-7598, 1432-0614. DOI:10.1007/s00253-009-2246-7
- [8] RUTZ, D., R. JANSSEN a R. MERGNER. *Sustainable Heat Use of Biogas Plants: a Handbook*. München: WIP Renewable Energies, 2012. ISBN 978-3-936338-29-4.
- [9] AKBULUT, Abdullah. Techno-economic analysis of electricity and heat generation from farm-scale biogas plant: Çiçekdağı case study. *Energy* [online]. 2012, 44(1), Integration and Energy System Engineering, European Symposium on Computer-Aided Process Engineering 2011, 381–390. ISSN 0360-5442. DOI:10.1016/j.energy.2012.06.017
- [10] BOJESEN, M., L. BOERBOOM a H. SKOV-PETERSEN. Towards a sustainable capacity expansion of the Danish biogas sector. *Land Use Policy* [online]. 2015, 42, 264–277. ISSN 0264-8377. DOI:10.1016/j.landusepol.2014.07.022
- [11] DROSG, B., W. FUCHS, T. AL SEADI, M. MADSEN a B. LINKE. *Nutrient Recovery by Biogas Digestate Processing* [online]. IEA Bioenergy, 2015. ISBN 978-1-910154-16-8. Dostupné z: www.iea-biogas.net/files/daten-redaktion/download/Technical%20Brochures/NUTRIENT_RECOVERY_RZ_web1.pdf
- [12] AUBURGER, S., R. WUSTHOLZ, E. PETIG a E. BAHRS. Biogas digestate and its economic impact on farms and biogas plants according to the upper limit for nitrogen spreading—the case of nutrient-burdened areas in north-west Germany. *AIMS Energy* [online]. 2015, 3(4), 740–759. ISSN 2333-8334. DOI:10.3934/energy.2015.4.740
- [13] ČESKÁ BIOPLYNOVÁ ASOCIACE. Strategická výzkumná agenda oboru bioplyn [online]. Czech Biogas Association. 2014. Dostupné z: www.czba.cz/files/ceska-bioplynova-asociace/uploads/files/SVA_CzBA_2014_FINAL.pdf

- [14] DAHLIN, J., V. HALBHERR, P. KURZ, M. NELLES a C. HERBES. Marketing Green Fertilizers: Insights into Consumer Preferences. *Sustainability* [online]. 2016, 8(11), 1169. DOI:10.3390/su8111169
- [15] BERNET, Nicolas a Fabrice BÉLINE. Challenges and innovations on biological treatment of livestock effluents. *Bioresource Technology* [online]. 2009, 100(22), OECD Workshop: Livestock Waste Treatment Systems of the Future: A Challenge to Environmental Quality, Food Safety, and Sustainability, 5431–5436. ISSN 0960-8524. DOI:10.1016/j.biortech.2009.02.003
- [16] ZAREBSKA, A., D. R. NIETO, K. V. CHRISTENSEN, L. F. SØTOFT a B. NORDDAHL. Ammonium Fertilizers Production from Manure: A Critical Review. *Critical Reviews in Environmental Science and Technology* [online]. 2015, 45(14), 1469–1521. ISSN 1064-3389. DOI:10.1080/10643389.2014.955630
- [17] SMIL, V. Nitrogen in crop production: An account of global flows. *Global Biogeochemical Cycles* [online]. 1999, 13(2), 647–662. ISSN 0886-6236. DOI:10.1029/1999GB900015
- [18] GALLOWAY, J. N., J. D. ABER, J. W. ERISMAN, S. P. SEITZINGER, R. W. HOWARTH, E. B. COWLING a B. J. COSBY. The Nitrogen Cascade. *BioScience*. 2003, 53(4), 341. ISSN 00063568.
- [19] FOLLETT, Jennifer R. a Ronald F. FOLLETT. Utilization and Metabolism of Nitrogen by Humans. In: *Nitrogen in the Environment: Sources, Problems and Management* [online]. Elsevier, 2001 [cit. 2016-09-21], s. 65–92. ISBN 978-0-444-50486-9. Dostupné z: linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/B9780444504869500066
- [20] VITOUSEK, Peter M. a Robert W. HOWARTH. Nitrogen limitation on land and in the sea: How can it occur? *Biogeochemistry* [online]. Nedatováno, 13(2), 87–115. ISSN 0168-2563, 1573-515X. DOI:10.1007/BF00002772
- [21] COWLING, E.B., J.W. ERISMAN, S.M. SMEULDERS, S.C. HOLMAN a B.M. NICHOLSON. Optimizing air quality management in Europe and North America: Justification for integrated management of both oxidized and reduced forms of nitrogen. *Environmental Pollution* [online]. 1998, 102(SUPPL. 1), 599–608. ISSN 0269-7491. DOI:10.1016/S0269-7491(98)80088-2
- [22] BEUSEN, A. H. W., A. F. BOUWMAN, P. S. C. HEUBERGER, G. VAN DRECHT a K. W. VAN DER HOEK. Bottom-up uncertainty estimates of global ammonia emissions from global agricultural production systems. *Atmospheric Environment* [online]. 2008, 42(24), 6067–6077. ISSN 1352-2310. DOI:10.1016/j.atmosenv.2008.03.044
- [23] EVROPSKÁ RADA. Směrnice Rady ze dne 12. prosince 1991 o ochraně vod před znečištěním dusičnany ze zemědělských zdrojů (91/676/EHS).
- [24] CZ BIOM. *Průvodce výrobou a využitím bioplynu* [online]. Praha: CZ Biom - České sdružení pro biomasu, 2009. Dostupné z: www.mpo-efekt.cz/upload/7799f3fd595eeee1fa66875530f33e8a/Pruvodce_vyrobou_vyuzitim_bioplynu_2.pdf
- [25] MARADA, P., V. VEČEŘOVÁ, L. KAMARÁD, P. DUNDÁLKOVÁ a J. MAREČEK. *Příručka pro nakládání s digestátem a fugátem. Uplatněná certifikovaná metodika*. [online]. Mendelova zemědělská a lesnická univerzita v Brně. 2008. Dostupné z: eagri.cz/public/web/file/32326/ETAPA_IV_Metodika_digestt_FV.pdf
- [26] KOCIÁN, Oldřich. *Návrh bioplynové stanice*. Brno: Vysoké učení technické v Brně, Fakulta strojního inženýrství, 2009. 60 s. Vedoucí diplomové práce Ing. Lucie Houdková

- [27] NKOA, Roger. Agricultural benefits and environmental risks of soil fertilization with anaerobic digestates: a review. *Agronomy for Sustainable Development* [online]. 2014, 34(2), 473–492. ISSN 1774-0746, 1773-0155. DOI:10.1007/s13593-013-0196-z
- [28] FERSI, S., N. CHTOUROU, C. JURY a F. PONCELET. Economic analysis of renewable heat and electricity production by sewage sludge digestion—a case study. *International Journal of Energy Research* [online]. 2015, 39(2), 234–243. ISSN 1099-114X. DOI:10.1002/er.3234
- [29] TEDOM a.s. Kogenerační jednotky - bioplyn [online]. [cit. 2017-03-24]. Dostupné z: kogenerace.tedom.com/tedom-kogeneracni-jednotky-bioplyn.html
- [30] GENTEC CHP s.r.o. Aktuální produktové řady kogeneračních jednotek na bioplyn [online]. [cit. 2017-03-24]. Dostupné z: www.gentec.cz/cz/kogeneracni-jednotky/bioplyn
- [31] HIJAZI, O., S. MUNRO, B. ZERHUSEN a M. EFFENBERGER. Review of life cycle assessment for biogas production in Europe. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* [online]. 2016, 54, 1291–1300. ISSN 1364-0321. DOI:10.1016/j.rser.2015.10.013
- [32] GUERCINI, S., G. CASTELLI a C. RUMOR. Vacuum evaporation treatment of digestate: full exploitation of cogeneration heat to process the whole digestate production. *Water Science & Technology* [online]. 2014, 70(3), 479–485. ISSN 02731223. DOI:10.2166/wst.2014.247
- [33] ČESKÁ BIOPLYNOVÁ ASOCIACE. *Strategická výzkumná agenda oboru bioplyn* [online]. Česká bioplynová asociace. Duben 2010. Dostupné z: www.czechinvest.org/data/files/strategicka-vyzkumna-agenda-3848-cz.pdf
- [34] KÁRA, Jaroslav a Roman KOUTNÝ. Využití fermentačních zbytků anaerobní digesce jako paliva. *Biom.cz* [online]. 2009, 11(12). ISSN 1801-2655. Dostupné z: biom.cz/cz/odborne-clanky/vyuziti-fermentacnich-zbytku-anaerobni-digesce-jako-paliva
- [35] ALBURQUERQUE, J. A., C. DE LA FUENTE, M. CAMPOY, L. CARRASCO, I. NÁJERA, C. BAIXAULI, F. CARAVACA, A. ROLDÁN, J. CEGARRA a M. P. BERNAL. Agricultural use of digestate for horticultural crop production and improvement of soil properties. *European Journal of Agronomy* [online]. 2012, 43, 119–128. ISSN 1161-0301. DOI:10.1016/j.eja.2012.06.001
- [36] MENARDO, S., F. GIOELLI a P. BALSARI. The methane yield of digestate: Effect of organic loading rate, hydraulic retention time, and plant feeding. *Bioresource Technology* [online]. 2011, 102(3), 2348–2351. ISSN 0960-8524. DOI:10.1016/j.biortech.2010.10.094
- [37] SAMBUSITI, C., F. MONLAU, E. FICARA, A. MUSATTI, M. ROLLINI, A. BARAKAT a F. MALPEI. Comparison of various post-treatments for recovering methane from agricultural digestate. *Fuel Processing Technology* [online]. 2015, 137, 359–365. ISSN 0378-3820. DOI:10.1016/j.fuproc.2015.04.028
- [38] GOBERNA, M., S.M. PODMIRSEG, S. WALDHUBER, B.A. KNAPP, C. GARCÍA a H. INSAM. Pathogenic bacteria and mineral N in soils following the land spreading of biogas digestates and fresh manure. *Applied Soil Ecology* [online]. 2011, 49(1), 18–25. ISSN 0929-1393. DOI:10.1016/j.apsoil.2011.07.007
- [39] PAAVOLA, T. a J. RINTALA. Effects of storage on characteristics and hygienic quality of digestates from four co-digestion concepts of manure and biowaste. *Bioresource Technology* [online]. 2008, 99(15), 7041–7050. ISSN 0960-8524. DOI:10.1016/j.biortech.2008.01.005

- [40] SEPPÄLÄ, M., V. PYYKKÖNEN, A. VÄISÄNEN a J. RINTALA. Biomethane production from maize and liquid cow manure - Effect of share of maize, post-methanation potential and digestate characteristics. *Fuel* [online]. 2013, 107, 209–216. ISSN 0016-2361. DOI:10.1016/j.fuel.2012.12.069
- [41] MONLAU, F., C. SAMBUSITI, E. FICARA, A. ABOULKAS, A. BARAKAT a H. CARRÈRE. New opportunities for agricultural digestate valorization: current situation and perspectives [online]. 2015, 8(9), 2600–2621. ISSN 1754-5706. DOI:10.1039/C5EE01633A
- [42] HJORTH, M., K. V. CHRISTENSEN, M. L. CHRISTENSEN a S. G. SOMMER. Solid—liquid separation of animal slurry in theory and practice. A review. *Agronomy for Sustainable Development* [online]. 2009, 30(1), 153–180. ISSN 1774-0746, 1773-0155. DOI:10.1051/agro/2009010
- [43] HEVIÁNKOVÁ, S., M. KYNCL a J. KODYMOVÁ. Study and Research on Cleaning Procedures of Anaerobic Digestion Products. *GeoScience Engineering*. 2014, 60(4), 39–50. ISSN 1802-5420.
- [44] KOLÁŘ, L., V. VANĚK a S. KUŽEL. Využití odpadů z bioplynových stanic. *Biom.cz* [online]. 2010, 12(7). ISSN 1801-2655. Dostupné z: biom.cz/cz/odborne-clanky/vyuziti-odpadu-z-bioplynovych-stanic
- [45] KIM, S., D. W. LEE a J. CHO. Application of direct contact membrane distillation process to treat anaerobic digestate. *Journal of Membrane Science* [online]. 2016, 511, 20–28. ISSN 0376-7388. DOI:10.1016/j.memsci.2016.03.038
- [46] ČR. Vyhláška č. 474/2000 Sb., o stanovení požadavků na hnojiva, v platném znění
- [47] ČR. Zákon č. 156/1998 Sb., o hnojivech, v platném znění
- [48] ČR. Nařízení vlády č. 262/2012 Sb., o stanovení zranitelných oblastí a akčním programu
- [49] ČR. Zákon č. 254/2001 Sb., vodní zákon, v platném znění
- [50] ČR. Vyhláška č. 377/2013 Sb., o skladování a způsobu používání hnojiv, v platném znění
- [51] ČR. Zákon č. 201/2012 Sb., o ochraně ovzduší, v platném znění
- [52] ČR. Zákon č. 185/2001 Sb., o odpadech a o změně některých dalších zákonů, v platném znění
- [53] ČR, MPO. Národní akční plán České republiky pro energii z obnovitelných zdrojů [online]. Ministerstvo průmyslu a obchodu. Prosinec 2015. Dostupné z: www.mpo.cz/cz/energetika/elektroenergetika/obnovitelne-zdroje/narodni-akcni-plan-pro-obnovitelne-zdroje-energie--169894/
- [54] ČR. Nařízení vlády č. 401/2015 Sb., o ukazatelích a hodnotách přípustného znečištění povrchových vod a odpadních vod, náležitostech povolení k vypouštění odpadních vod do vod povrchových a do kanalizací a o citlivých oblastech
- [55] JELÍNEK, L., H. PARSCHOVÁ, M. PAIDAR a E. MIŠTOVÁ. *Desalinační a separační metody v úpravě vody*. První. Praha: Vysoká škola chemicko-technologická v Praze, 2008. ISBN 978-80-7080-705-7.
- [56] PORADA, S., R. ZHAO, A. VAN DER WAL, V. PRESSER a P. M. BIESHEUVEL. Review on the science and technology of water desalination by capacitive deionization. *Progress in Materials Science* [online]. 2013, 58(8), 1388–1442. ISSN 0079-6425. DOI:10.1016/j.pmatsci.2013.03.005
- [57] ALKHUHDHIRI, A., N. DARWISH a N. HILAL. Membrane distillation: A comprehensive review. *Desalination* [online]. 2012, 287, Special Issue in honour of

- Professor Takeshi Matsuura on his 75th Birthday, 2–18. ISSN 0011-9164. DOI:10.1016/j.desal.2011.08.027
- [58] MOHAMMAD, A. W., Y. H. TEOW, W. L. ANG, Y. T. CHUNG, D. L. OATLEY-RADCLIFFE a N. HILAL. Nanofiltration membranes review: Recent advances and future prospects. *Desalination* [online]. 2015, 356, State-of-the-Art Reviews in Desalination, 226–254. ISSN 0011-9164. DOI:10.1016/j.desal.2014.10.043
- [59] MASSE, L., D. I. MASSÉ a Y. PELLERIN. The use of membranes for the treatment of manure: a critical literature review. *Biosystems Engineering* [online]. 2007, 98(4), 371–380. ISSN 1537-5110. DOI:10.1016/j.biosystemseng.2007.09.003
- [60] GERARDO, Michael L., Nasser H. M. ALJOHANI, Darren L. OATLEY-RADCLIFFE a Robert W. LOVITT. Moving towards sustainable resources: Recovery and fractionation of nutrients from dairy manure digestate using membranes. *Water Research* [online]. 2015, 80, 80–89. ISSN 0043-1354. DOI:10.1016/j.watres.2015.05.016
- [61] KHAWAJI, A. D., I. K. KUTUBKHANAH a J.-M. WIE. Advances in seawater desalination technologies. *Desalination* [online]. 2008, 221(1–3), European Desalination Society and Center for Research and Technology Hellas (CERTH), Sani Resort 22 –25 April 2007, Halkidiki, Greece European Desalination Society and Center for Research and Technology Hellas (CERTH), Sani Resort, 47–69. ISSN 0011-9164. DOI:10.1016/j.desal.2007.01.067
- [62] EVOQUA WATER TECHNOLOGIES. What is Reverse Osmosis? Evoqua Water Technologies LLC [online]. 2016 [cit. 2017-04-01]. Dostupné z: www.evoqua.com/en/brands/IPS/Pages/what-is-reverse-osmosis.aspx
- [63] HÁJEK Zdeněk. *Výzkum zařízení pro úpravu mořské vody a další aplikace*. Brno: Vysoké učení technické v Brně, Fakulta strojíního inženýrství 2014. 148 s. Vedoucí dizertační práce doc. Ing. Zdeněk Jegla, Ph.D.
- [64] ANDERSON, M. A., A. L. CUDERO a J. PALMA. Capacitive deionization as an electrochemical means of saving energy and delivering clean water. Comparison to present desalination practices: Will it compete? *Electrochimica Acta* [online]. 2010, 55(12), 3845–3856. ISSN 0013-4686. DOI:10.1016/j.electacta.2010.02.012
- [65] IPPERSIEL, D., M. MONDOR, F. LAMARCHE, F. TREMBLAY, J. DUBREUIL a L. MASSE. Nitrogen potential recovery and concentration of ammonia from swine manure using electrodialysis coupled with air stripping. *Journal of Environmental Management* [online]. 2012, 95, Supplement, Environmental Risks and Problems, Strategies to reduce them through Biotechnology and Engineering, S165–S169. ISSN 0301-4797. DOI:10.1016/j.jenvman.2011.05.026
- [66] VOLTEA. Voltea's Technical Bulletin: Technology comparison [online]. Voltea B.V. září 2015 [cit. 2017-03-29]. Dostupné z: voltea.com/resources-english/
- [67] DERMENTZIS, K., A. DAVIDIS, C. CHATZICHRISTOU a A. DERMENTZI. Ammonia removal from fertilizer plant effluents by a coupled electrostatic shielding based electrodialysis/electrodeionization process. *Global Nest Journal*. 2012, 14(4), 468–476. ISSN 1790-7632.
- [68] WANG, Peng a Tai-Shung CHUNG. Recent advances in membrane distillation processes: Membrane development, configuration design and application exploring. *Journal of Membrane Science* [online]. 2015, 474, 39–56. ISSN 0376-7388. DOI:10.1016/j.memsci.2014.09.016

- [69] ROTHROCK JR., M. J., A. A. SZÖGI a M. B. VANOTTI. Recovery of ammonia from poultry litter using flat gas permeable membranes. *Waste Management* [online]. 2013, 33(6), 1531–1538. ISSN 0956-053X. DOI:10.1016/j.wasman.2013.03.011
- [70] VONDRA, M., P. BOBÁK a V. MÁŠA. Využití odpadního tepla k úpravě odpadních vod z průmyslových procesů. *Vodohospodářské technicko- ekonomické informace*. 2015, 2015(6), 35–43. ISSN 0322-8916.
- [71] HASAL, P., I. SCHREIBER, D. ŠNITA a ET AL. *Chemické inženýrství I*. 2nd ed. Praha: Vysoká škola chemicko-technologická v Praze, 2007. ISBN 978-80-7080-002-7.
- [72] PENNWELL CORPORATION. WATERWORLD. Global desalination capacity growing substantially, finds study [online]. [cit. 2015-02-11]. Dostupné z: www.waterworld.com/articles/2013/10/global-desalination-capacity-tops-80-million-cubic-meters-per-day.html
- [73] EL-DESSOUKY, H. T. a H. M. ETTOUNEY. *Fundamentals of Salt Water Desalination*. Elsevier, 2002. ISBN 978-0-08-053212-7.
- [74] RAHMANI, Ahmed, Abdelouahab BOUTRIAA a Amar HADEF. An experimental approach to improve the basin type solar still using an integrated natural circulation loop. *Energy Conversion and Management* [online]. 2015, 93, 298–308. ISSN 0196-8904. DOI:10.1016/j.enconman.2015.01.026
- [75] SAIDUR, R., E. T. ELCEVVADI, S. MEKHILEF, A. SAFARI a H. A. MOHAMMED. An overview of different distillation methods for small scale applications. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* [online]. 2011, 15(9), 4756–4764. ISSN 1364-0321. DOI:10.1016/j.rser.2011.07.077
- [76] LYČKOVÁ, B., P. FEČKO a R. KUČEROVÁ. *Technologické postupy pro zpracování odpadních kalů*. Zpracování kalů: Multimediální učební texty zaměřené na problematiku zpracování kalů [online]. [cit. 2015-02-23]. Dostupné z: homen.vsb.cz/hgf/546/Materialy/Bara/postupy.html
- [77] EUROPEAN BIOGAS ASSOCIATION. EBA opinion on the digestate drying at biogas plants [online]. European Biogas Association. Květen 2013. Dostupné z: www.biogasheat.org/wp-content/uploads/2013/05/EBA-opinion_Digestate-drying_220513.pdf
- [78] MEDEK, Jaroslav. *Hydraulické pochody*. Vyd. 3. Brno: VUT - Vysoké učení technické, 2000. Učební texty vysokých škol. ISBN 80-214-0563-5.
- [79] BIELA, Renata. Vodárenská flotace a její použití při úpravě pitné vody v ČR. *TZB-info* [online]. 8 2012 [cit. 2015-02-24]. Dostupné z: voda.tzb-info.cz/vlastnosti-a-zdroje-vody/8900-vodarenska-flotace-a-jeji-pouziti-pri-uprave-pitne-vody-v-cr
- [80] MOZES, E., R.L. CORNELISSEN, G.G. HIRS a R.M. BOOM. Exergy analysis of the conventional textile washing process. *Energy Conversion and Management* [online]. 1998, 39(16–18), 1835–1843. ISSN 0196-8904. DOI:10.1016/S0196-8904(98)00061-2
- [81] MØLLER, H. B., S. G. SOMMER a B. K. AHRING. Separation efficiency and particle size distribution in relation to manure type and storage conditions. *Bioresource Technology* [online]. 2002, 85(2), 189–196. ISSN 0960-8524. DOI:10.1016/S0960-8524(02)00047-0
- [82] BAUER TECHNICS. Kejdové technologie. Kejdové technologie: BAUER TECHNICS s.r.o. [online]. [cit. 2015-02-10]. Dostupné z: www.bauer-technics.com/cz/kejdove-technologie#separace-kejdy

- [83] CZECH INDUSTRIAL FABRICS. Dekantační odstředivky | Czech Industrial Fabrics s.r.o. [online]. [cit. 2015-02-10]. Dostupné z: czechindustrialfabrics.cz/dekantacni-odstredivky/
- [84] FLOTATS, X., H. LYNGSO FOGET, A. BONMATÍ, J. PALATSI, A. MAGRÍ a K. Martin SCHELDE. *Manure processing technologies*. Technical Report No. II concerning “Manure Processing Activities in Europe” to the European Commission, Directorate-General Environment. 184 pp. [online]. 2011. Dostupné z: agro-technology-atlas.eu/docs/21010_technical_report_II_manure_processing_technologies.pdf
- [85] RICH, A., Y. MANDRI, D. MANGIN, A. RIVOIRE, S. ABDERAFI, Ch. BEBON, N. SEMLALI, J. KLEIN, T. BOUNAHMIDI, A. BOUHAOUSS a S. VEESLER. Sea water desalination by dynamic layer melt crystallization: Parametric study of the freezing and sweating steps. *Journal of Crystal Growth* [online]. 2012, 342(1), 6th National Congress on Industrial Crystallization (CRISTAL-6), 110–116. ISSN 0022-0248. DOI:10.1016/j.jcrysgro.2011.03.061
- [86] MINTON, Paul E. *Handbook of evaporation technology*. Park Ridge, N.J., U.S.A: Noyes Publications, 1986. ISBN 978-0-8155-1097-0.
- [87] MCCABE, W. L., J. C. SMITH a P. HARRIOTT. *Unit operations of chemical engineering*. 5th ed. New York: McGraw-Hill, 1993. McGraw-Hill chemical engineering series. ISBN 978-0-07-044844-5.
- [88] PERRY, Robert H a Don W GREEN. *Perry's chemical engineers' handbook*. New York: McGraw-Hill, 2008. ISBN 978-0-07-142294-9.
- [89] WAGNER, W., J. R. COOPER, A. DITTMANN, J. KIJIMA, H.-J. KRETZSCHMAR, A. KRUSE, R. MAREŠ, K. OGUCHI, H. SATO, I. STÖCKER, O. ŠIFNER, Y. TAKAISHI, I. TANISHITA, J. TRÜBENBACH a Th. WILLKOMMEN. The IAPWS Industrial Formulation 1997 for the Thermodynamic Properties of Water and Steam. *Journal of Engineering for Gas Turbines and Power* [online]. 2000, 122(1), 150–184. ISSN 0742-4795. DOI:10.1115/1.483186
- [90] SÁZAVSKÝ, Václav. *Odpařování a odparky v potravinářském průmyslu*. Praha: Státní nakladatelství technické literatury, 1964.
- [91] AL - FULAIJ, H. F. *Dynamic modeling of multi stage flash (MSF) desalination plant*. Doctoral thesis at UCL University College London, Department of Chemical Engineering, 2011, 334 p. Supervisors: Professor David Bogle.
- [92] COCA-PRADOS, J., G. GUTIÉRREZ-CERVELLÓ a NORTH ATLANTIC TREATY ORGANIZATION, ed. *Water Purification and Management*. Dordrecht, The Netherlands: Springer, 2011. NATO Science for Peace and Security Series C. Environmental Security. ISBN 978-90-481-9774-3.
- [93] REHL, T. a J. MÜLLER. Life cycle assessment of biogas digestate processing technologies. *Resources, Conservation and Recycling* [online]. 2011, 56(1), 92–104. ISSN 0921-3449. DOI:10.1016/j.resconrec.2011.08.007
- [94] FLOTATS, X., A. BONMATÍ, B. FERNÁNDEZ a A. MAGRÍ. Manure treatment technologies: On-farm versus centralized strategies. NE Spain as case study. *Bioresource Technology* [online]. 2009, 100(22), OECD Workshop: Livestock Waste Treatment Systems of the Future: A Challenge to Environmental Quality, Food Safety, and Sustainability, 5519–5526. ISSN 0960-8524. DOI:10.1016/j.biortech.2008.12.050
- [95] PEDERSEN, K. F. *Strategies for nitrogen removal from liquid manure*, Master's thesis, Institute of Chemistry and Physics, University of Southern Denmark, 2004. In: Hjorth, M., Christensen, K.V., Christensen, M.L., Sommer, S.G., 2009. Solid—liquid

- separation of animal slurry in theory and practice. A review. *Agron. Sustain. Dev.* 30, 153–180. DOI:10.1051/agro/2009010
- [96] MELSE, Roland W. a Nico VERDOES. Evaluation of Four Farm-scale Systems for the Treatment of Liquid Pig Manure. *Biosystems Engineering* [online]. 2005, 92(1), 47–57. ISSN 1537-5110. DOI:10.1016/j.biosystemseng.2005.05.004
- [97] TAMPIO, E., S. MARTTINEN a J. RINTALA. Liquid fertilizer products from anaerobic digestion of food waste: mass, nutrient and energy balance of four digestate liquid treatment systems. *Journal of Cleaner Production* [online]. 2016, 125, 22–32. ISSN 0959-6526. DOI:10.1016/j.jclepro.2016.03.127
- [98] CHIUMENTI, A., F. DA BORSO, R. CHIUMENTI, F. TERI a P. SEGANTIN. Treatment of digestate from a co-digestion biogas plant by means of vacuum evaporation: Tests for process optimization and environmental sustainability. *Waste Management* [online]. 2013, 33(6), 1339–1344. ISSN 0956-053X. DOI:10.1016/j.wasman.2013.02.023
- [99] BAMELIS, L., S. BLANCKE, M. A. CAMARGO-VALERO, L. DE CLERCQ, A. HAUMONT, B. DE KEULENAERE, F. DELVIGNE, E. MEERS, E. MICHELS, D. R. RAMIREZ-SOSA, A. B. ROSS, H. SMEETS, C. TARAYRE, N. TARAYRE a P. T. WILLIAMS. *Techniques for nutrient recovery from digestate derivatives*. Document number: BIOREFINE – WP2 – A5 – P1, 2, 5, 8 – D. [online]. BIOREFINE, 2015. Dostupné z: www.biorefine.eu/sites/default/files/biorefinedownloads/Digestate.pdf
- [100] PALATSI, J., E. CAMPOS-POZUELO, M. TORRES, S. PORRAS a X. FLOTATS. Full-scale combination of anaerobic digestion and concentration by evaporation in Garrigues (Lleida, Spain): Evaluation after 2 years of operation. ResearchGate [online]. 2005 [cit. 2016-12-09]. Dostupné z: https://www.researchgate.net/publication/241780068_FULL-SCALE_COMBINATION_OF_ANAEROBIC_DIGESTION_AND_CONCENTRATION_BY_EVAPORATION_IN_GARRIGUES_LLEIDA_SPAIN_EVALUATION_AFTER_2_YEARS_OF_OPERATION
- [101] LI, X., J. GUO, R. DONG, B. K. AHRING a W. ZHANG. Properties of plant nutrient: Comparison of two nutrient recovery techniques using liquid fraction of digestate from anaerobic digester treating pig manure. *Science of The Total Environment* [online]. 2016, 544, 774–781. ISSN 0048-9697. DOI:10.1016/j.scitotenv.2015.11.172
- [102] BONMATÍ, August a Xavier FLOTATS. Pig Slurry Concentration by Vacuum Evaporation: Influence of Previous Mesophilic Anaerobic Digestion Process. *Journal of the Air & Waste Management Association*. 2003, 53(1), 21–31. ISSN 10962247.
- [103] VONDRA, M., V. MÁŠA a P. BOBÁK. The Potential for Digestate Thickening in Biogas Plants and Evaluation of Possible Evaporation Methods. *Chemical Engineering Transactions - vol. 52* [online]. 2016, (52), 787–792. ISSN 2283-9216. DOI:10.3303/CET1652132
- [104] CIPOLLINA, A., G. MICALÉ a L. RIZZUTI. Investigation of flashing phenomena in MSF chambers. *Desalination* [online]. 2007, 216(1–3), 183–195. ISSN 0011-9164. DOI:10.1016/j.desal.2007.01.008
- [105] DROEGEMUELLER, Peter. How to optimise falling film evaporators. *TCE: The Chemical Engineer*. 2007, (789), 42–43. ISSN 03020797.
- [106] SOWGATH, T.M. a I. MUJTABA. Meeting the fixed water demand of MSF desalination using scheduling in gPROMS. *Chemical Engineering Transactions* [online]. 2015, 45, 451–456. ISSN 2283-9216. DOI:10.3303/CET1545076
- [107] MATULKA, Jan - ústní sdělení (technologický poradce v oblasti potravinářské a chemické výroby, Železná 143) z listopadu 2016.

- [108] ELSÄßER, Thomas. *Perspective methods of sewage sludge utilisation for energy production*. Brno: Vysoké učení technické v Brně, Fakulta strojního inženýrství, 2012. 124 s. Vedoucí dizertační práce prof. Ing. Petr Stehlík, CSc.
- [109] ČR. ENERGETICKÝ REGULÁČNÍ ÚŘAD. Často kladené dotazy. Energetický regulační úřad [online]. [cit. 2017-04-10]. Dostupné z: www.eru.cz/poze/casto-kladene-dotazy
- [110] TZB-INFO. Výše výkupních cen a zelených bonusů. TZB-info [online]. jaro 2017 [cit. 2017-04-10]. Dostupné z: www.tzb-info.cz/ceny-paliv-a-energii/91-vyse-vykupnich-cen-a-zelenych-bonusu
- [111] BOBÁK, P. *Snižování energetické náročnosti procesu profesní údržby prádla*. Brno: Vysoké učení technické v Brně, Fakulta strojního inženýrství, 2014. 95 s. Vedoucí dizertační práce prof. Ing. Petr Stehlík, CSc., dr. h. c.
- [112] REBEJ, Miroslav. *Měření vybraných fyzikálních vlastností odpadních vod z bioplynových stanic*. Brno: Vysoké učení technické v Brně, Fakulta strojního inženýrství, 2016. 40 s. Vedoucí bakalářské práce Ing. Mgr. Marek Vondra.
- [113] ELSÄßER, T., L. HOUDKOVÁ, J. BORÁŇ, J. SPONAR a P. STEHLÍK. Thermal dependences of physical aspects of sewage sludge. In: CHISA 2006 - 17th International Congress of Chemical and Process Engineering. 2006. ISBN 80-86059-45-6.
- [114] JANALÍK, Jaroslav. *Viskozita tekutin a její měření*. VŠB TU Ostrava, 2010.
- [115] GANIDI, N., S. TYRREL a E. CARTMELL. Anaerobic digestion foaming causes – A review. *Bioresource Technology* [online]. 2009, 100(23), 5546–5554. ISSN 0960-8524. DOI:10.1016/j.biortech.2009.06.024
- [116] KOUGIAS, P. G., P. TSAPEKOS, K. BOE a I. ANGELIDAKI. Antifoaming effect of chemical compounds in manure biogas reactors. *Water Research* [online]. 2013, 47(16), 6280–6288. ISSN 0043-1354. DOI:10.1016/j.watres.2013.07.045
- [117] HAVLÁSEK, Martin. *Zvyšování účinnosti vakuového odpařování*. Brno: Vysoké učení technické v Brně, Fakulta strojního inženýrství, 2015. 68 s. Vedoucí diplomové práce Ing. Mgr. Marek Vondra.
- [118] TERI, F. *Physical Treatments for the Management of Nitrogen from Digestate of Livestock Effluents*. 2012. PhD Thesis, University of Udine, Italy. In: GUERCINI, S., G. CASTELLI a C. RUMOR. Vacuum evaporation treatment of digestate: full exploitation of cogeneration heat to process the whole digestate production. *Water Science & Technology* [online]. 2014, 70(3), 479–485. ISSN 02731223. DOI:10.2166/wst.2014.247

9 Seznam použitých zkratk a symbolů

Symboly	význam	jednotka
<i>A</i>	teplosměnná plocha	[m ²]
<i>c</i>	rychlost	[m/s]
<i>cp</i>	měrná tepelná kapacita	[kJ/(kg °C)]
<i>CV</i>	chladičí výkon	
<i>DN</i>	doba návratnosti	[roky]
<i>f</i>	funkce	
<i>F¹, F²</i>	opravné koeficienty	[-]
<i>h</i>	měrná entalpie	[kJ/kg]
<i>INV</i>	pořizovací cena technologie (investice)	[Kč]
<i>k</i>	nákladový koeficient	[-]
<i>LMTD</i>	střední logaritmický teplotní rozdíl	[°C]
<i>Lv</i>	měrné výparné teplo	[kJ/kg]
<i>m</i>	hmotnostní tok	[kg/h]
<i>N</i>	náklady	[Kč]
<i>n</i>	exponent (polytropický)	[-]
<i>P</i>	příkon	[kW]
<i>p</i>	tlak	[kPa]
<i>PH</i>	provozní hodiny	[hod]
<i>PR</i>	příjmy	[Kč]
<i>Q</i>	tepelný výkon	[kW]
<i>sA</i>	měrná teplosměnná plocha	[m ² /m ³]
<i>sCV</i>	měrný chladičí výkon	[kW/m ³]
<i>sN</i>	měrné náklady	[Kč/kg]
<i>sP</i>	měrný příkon	[kW/m ³]
<i>St</i>	celkový počet odpařovacích stupňů	[-]
<i>T</i>	teplota	[°C]
<i>U</i>	součinitel prostupu tepla	[kW/(m ² °C)]
<i>V</i>	objem	[m ³]
<i>v</i>	objemová koncentrace	[m ³ /m ³]
<i>VC</i>	výkupní ceny elektřiny	[Kč/kWh]
<i>x</i>	hmotnostní koncentrace sušiny	[kg/kg]
<i>Y</i>	měrná výtlačná energie	[J/kg]
<i>y</i>	vzdálenost ve směru osy y	[m]
<i>η</i>	účinnost nebo dynamická viskozita	[-] nebo [Pa.s]
<i>τ</i>	smykové napětí	[Pa]

Indexy	význam
<i>ac</i>	vzduchové chladiče (air coolers)
<i>apl</i>	aplikační
<i>atm</i>	atmosférický tlak
<i>bp</i>	brýdové páry
<i>bpe</i>	zvýšení bodu varu (boiling point elevation)
<i>c</i>	kondenzační sekce (chlazení)
č	čerpadlo
<i>celk</i>	celkový
<i>cv</i>	chladičí voda
<i>dest</i>	destilát
<i>dig</i>	digestát
<i>el</i>	elektřina
<i>fug</i>	fugát
<i>h</i>	ohřevná sekce
<i>hex</i>	tepelný výměník (heat exchanger)
<i>hv</i>	horká voda
<i>chem</i>	pomocná chemie
<i>i, j</i>	pořadové číslo odpařovací komory (stupně)
<i>in</i>	vstup do procesu/operace
<i>konc</i>	koncentrát
<i>liq</i>	kapalina (liquid)
<i>max</i>	maximum
<i>mich</i>	míchadlo
<i>min</i>	minimum
<i>mu</i>	mechanická ucpávka (čerpadla, vývěvy)
<i>np</i>	nekondenzující plyny (vzdušina)
<i>odp</i>	odparka
<i>ok</i>	odpařovací komora
<i>out</i>	výstup z procesu/operace
<i>pol</i>	polytropický
<i>prod</i>	prodej
<i>rec</i>	recirkulační větev
<i>sat</i>	saturace

<i>sep</i>	separát
<i>sus</i>	sušina
<i>susp</i>	suspenze
<i>sv</i>	separovaná voda
<i>th</i>	tepelný (thermal)
<i>tran</i>	transport, přeprava
<i>ttd</i>	konečný teplotní rozdíl (terminal temperature difference)
<i>udr</i>	údržba
<i>v</i>	voda
<i>vak</i>	vakuum
<i>vap</i>	pára (vapour)
<i>var</i>	variabilní
<i>výv</i>	vodokružná vývěva

Zkratky	význam
BP	brýdové páry
BPS	bioplynová stanice
BSK	biologická spotřeba kyslíku
C	kondenzační sekce (condenser)
CKD	Celkový Kjeldahlův dusík
CV	chladicí voda
ČR	Česká republika
DEM	demister (odlučovač kapek)
DEST	destilát
DIG	digestát
ED	elektrodialýza
EDI	elektrodeionizace
ERS	Erbsloh Schaum-ex (odpěňovací přípravek)
EU	Evropská unie
F1 - F4	pracovní označení vzorků fugátu
FCE	odparka s nucenou cirkulací (forced circulation evaporator)
FER	fermentor
FFE	odparka s padajícím filmem (falling film evaporator)
FUG	fugát

H	ohřevná sekce (heating)
HEX	tepelný výměník (heat exchanger)
HP	tepelné čerpadlo (heat pump)
HV	horká voda
CHSK	chemická spotřeba kyslíku
KONC	koncentrát
KYO	kyselina olejová
LBRO	Laboratoř biologicky rozložitelných odpadů
LENP	Laboratoř energeticky náročných procesů
LUK	Lukosan P2 (odpěňovací přípravek)
MD	membránová destilace
MED	vícestupňová destilace (multiple-effect distillation)
MF	mikrofiltrace
MKD	membránová kapacitní deionizace
MS	mechanický separátor
MSF	vícestupňové mžikové odpařování (multi-stage flash evaporation)
MVC	mechanická komprese páry (mechanical vapour compression)
NF	nanofiltrace
NP	nekondenzující plyny
NL	nerozpuštěné látky
ORC	organický Rankinův cyklus
REC	recirkulace
RO	reverzní osmóza
ROL	řepkový olej
SEP	separát
SOL	slunečnicový olej
UF	ultrafiltrace
VP	vodní pára
VÝV	vodokružná vývěva

10 Přehled publikační, pedagogické a tvůrčí činnosti

Publikace

(článek je v 2. kole recenzního řízení)

VONDRA, M.; MÁŠA, V.; BOBÁK, P. The Energy Performance of Vacuum Evaporators for Liquid Digestate Treatment in Biogas Plants. *Energy*. ISSN: 0360-5442

MÁŠA V., BOBÁK P., VONDRA M., Potential of Gas Microturbines for Integration in Commercial Laundries. *Operational Research*, in press, ISSN: 1109-2858, DOI: 10.1007/s13251-016-0263-8.

VONDRA, M.; MÁŠA, V.; BOBÁK, P. The Potential for Digestate Thickening in Biogas Plants and Evaluation of Possible Evaporation Methods. In *Proceedings of the 19th International Conference on Process Integration, Modelling and Optimisation for Energy Saving and Pollution Reduction (PRES 2016)*. CHEMICAL ENGINEERING TRANSACTIONS. Milano, Italy: Aidic Servizi Srl, 2016. s. 787-792. ISBN: 978-88-95608-42-6. ISSN: 2283-9216.

VONDRA, M.; BOBÁK, P.; MÁŠA, V. Využití odpadního tepla k úpravě odpadních vod z průmyslových procesů. *Vodohospodářské technicko-ekonomické informace*, 2015, č. 6/2015, s. 35-43. ISSN: 0322-8916.

VONDRA, M.; BOBÁK, P. Test Rig Development for Up-to-Date Experimental Study of Multi-Stage Flash Distillation Process. *World Academy of Science, Engineering and Technology*. Paříž: World Academy of Science, Engineering and Technology, 2015. s. 2398-2398. ISSN: 1307-6892.

MÁŠA, V.; VONDRA, M. Operational Problems: Biomass Boilers with Oversized Output. In *Proceedings of the 18th International Conference on Process Integration, Modelling and Optimisation for Energy Saving and Pollution Reduction (PRES 2015)*. CHEMICAL ENGINEERING TRANSACTIONS. Milano, Italy: Aidic Servizi Srl, 2015. s. 331-336. ISBN: 978-88-95608-36-5. ISSN: 2283-9216.

KUBA, P.; BOBÁK, P.; MÁŠA, V.; VONDRA, M. Acquisition of Operational Data in Industrial Laundry Facilities. In *Proceedings of the 17th Conference on Process Integration, Modelling and Optimisation for Energy Saving and Pollution Reduction (PRES 2014)*. CHEMICAL ENGINEERING TRANSACTIONS. Milan, Italy: Aidic Servizi S.r.l., 2014. s. 1645-1650. ISBN: 978-88-95608-30-3. ISSN: 2283-9216.

Vedení závěrečných prací

REBEJ, M. *Měření vybraných fyzikálních vlastností odpadních vod z bioplynových stanic*. Brno: Vysoké učení technické v Brně, Fakulta strojního inženýrství, 2016. 40 s. Vedoucí bakalářské práce Ing. Mgr. Marek Vondra.

HAVLÁSEK, M. *Zvyšování účinnosti vakuového odpařování*. Brno: Vysoké učení technické, Fakulta strojního inženýrství, 2015. 68 s. Vedoucí diplomové práce Ing. Mgr. Marek Vondra.

BUDÍN, O. *Nakládání s odpady z bioplynových stanic*. Brno: Vysoké učení technické, Fakulta strojního inženýrství, 2015. 42 s. Vedoucí bakalářské práce Ing. Mgr. Marek Vondra.

ŠKRDLA, M. *Průzkum trhu s technologiemi pro údržbu prádla*. Brno: Vysoké učení technické v Brně, Fakulta strojního inženýrství, 2014. 75 s. Vedoucí bakalářské práce Ing. Mgr. Marek Vondra.

KRIŽAN, A. *Využití odpadního tepla z prádelenského provozu*. Brno: Vysoké učení technické v Brně, Fakulta strojního inženýrství, 2014. 61 s. Vedoucí diplomové práce Ing. Mgr. Marek Vondra.

HORNÍK, Jan. *Studie provozu plynové mikroturbíny*. Brno: Vysoké učení technické v Brně, Fakulta strojního inženýrství, 2014. 37 s. Vedoucí bakalářské práce Ing. Mgr. Marek Vondra.

Účast na výstavách a konferencích

Energie pro budoucnost XIX – Energetická efektivita v průmyslové sféře pro růst podniku, Brno, 4. 10. 2016. Konference zaměřená na spotřebu energií v průmyslu a zavádění úsporných opatření.

19th International Conference on Process Integration, Modelling and Optimisation for Energy Saving and Pollution Reduction (PRES 2016), Praha, 27. až 31. 8. 2016. Konference zaměřená na integraci procesů, optimalizaci a snižování dopadů průmyslové činnosti na životní prostředí.

3rd International Conference on Energy, Sustainability and Climate Change, Atény, 10. až 15. 7. 2016. Konference věnovaná optimalizaci a výpočtovým metodám se zaměřením na energetiku, udržitelný rozvoj a klimatické změny.

17th International Conference on Energy, Biomass and Waste Engineering, Paříž, 28. 10. až 1. 11. 2015. Konference zaměřená na spotřebu energií a nakládání s odpady v průmyslových procesech.

Water World Middle East, Abu Dhabi, 12.-14. 10. 2014. Výstava a konference zaměřené na odsolování a nakládání s odpadními vodami.

Expo Detergo, Milán, 3.-6. 10. 2014. Výstava prádelenské a čistírenské techniky.

Energie pro budoucnost XIII - Efektivní nakládání s energiemi v průmyslu, Brno, 30. 9. 2014. Konference zaměřená na spotřebu energií v průmyslu a zavádění úsporných opatření.

Zahraniční stáže

Dresden University of Technology, Institute of Power Engineering, Chair for Combustion, Heat and Mass Transfer, 6. 4. – 22. 5. 2015. Vedoucí stáže: Dr.-Ing. Simon Unz.

Náplň stáže:

- Měření termofyzikálních vlastností fermentačních zbytků
- Posuzování pěnivosti fermentačních zbytků a účinnosti protipěnicích přípravků
- Vývoj bilančního modelu pro integraci zahušťovací jednotky v bioplynové stanici

Výuka

Vedení přednášek a cvičení předmětu Procesy, energetika a legislativa (KEL), zimní semestr, 2015-2016.

Vedení přednášek a cvičení předmětu Bezpečnostní inženýrství (KBI), zimní semestr, 2014.

Zvyšování odborné kvalifikace

Elektrotechnická kvalifikace podle § 6 vyhlášky č. 50/1978 Sb., listopad 2014.

Organizace

Inženýrské kolegium. Pravidelné setkávání studentů, doktorandů, akademických a vědeckých pracovníků a odborníků z praxe na Ústavu procesního inženýrství za účelem výměny informací a znalostí, od října 2015.

11 Seznam příloh

Příloha č. 1: Přehled porovnávaných průmyslových odparek pro zahušťování procesních a odpadních vod

Rešerše průmyslových odparek

Vysvětlivky: HV - horká voda, VP - vodní pára, MVC - mechanická komprese páry, HP - tepelné čerpadlo, FF - padající film

p. č.	výrobce	technologie (dle zdroje tepla)	model	mechan. prvek proti usazování	počet stupňů [-]	kapacita (kondenzát) [m ³ /h]	příkon			měrná spotřeba en.		konc. sušiny v koncentrátu [%]	redukce objemu [%]	(pod)tlak [bar g]	zdroj tepla: voda			zdroj tepla: pára		zdroj chlazení: voda			zdroj chlazení: vzduch		
							celkový [kW]	elektřina [kW]	teplo [kW]	celková [kWh/m ³]	elektrická [kWh/m ³]				průtok [m ³ /h]	T _{VST.} [°C]	T _{VÝST.} [°C]	průtok [kg/h]	teplota [°C]	průtok [m ³ /h]	T _{VST.} [°C]	T _{VÝST.} [°C]	výkon [kW]		
1	Condorchem Envitech	HV,VP	Envidest MFE 1 15		1	0.625	492.7	16.2	476.5	788.3	25.9				41	90		750		41	27			9.5	
2	Condorchem Envitech	HV,VP	Envidest MFE 1 30		1	1.25	966.1	18.9	947.2	772.9	15.1				82	90		1500		82	27			19	
3	Condorchem Envitech	HV,VP	Envidest MFE 1 50		1	2.1	1615.6	23.4	1592.2	769.4	11.1				137	90		2520		137	27			32	
4	Condorchem Envitech	HV,VP	Envidest MFE 1 60		1	2.5	1921.4	27	1894.4	768.6	10.8				163	90		3000		163	27			38	
5	Condorchem Envitech	HV,VP	Envidest MFE 1 100		1	4.15	3174.0	36	3138.0	764.8	8.7				270	90		5000		270	27			60	
6	Condorchem Envitech	HV,VP	Envidest MFE 1 130		1	5.4	4134.0	43	4091.0	765.6	8.0				352	90		6500		352	27			76	
7	Condorchem Envitech	HV,VP	Envidest MFE 2 30		2	1.25	500.6	27	473.6	400.5	21.6				41	90		750		41	27			9.5	
8	Condorchem Envitech	HV,VP	Envidest MFE 2 60		2	2.5	983.2	36	947.2	393.3	14.4				82	90		1500		82	27			19	
9	Condorchem Envitech	HV,VP	Envidest MFE 2 100		2	4.15	1641.7	49.5	1592.2	395.6	11.9				137	90		2500		137	27			32	
10	Condorchem Envitech	HV,VP	Envidest MFE 2 120		2	5	1948.4	54	1894.4	389.7	10.8				163	90		3000		163	27			38	
11	Condorchem Envitech	HV,VP	Envidest MFE 3 45		3	1.875	517.0	40.5	476.5	275.7	21.6				41	90		750		41	27			3	
12	Condorchem Envitech	HV,VP	Envidest MFE 3 90		3	3.75	996.7	49.5	947.2	265.8	13.2				82	90		1500		82	27			5.5	
13	Condorchem Envitech	HV,VP	Envidest MFE 3 150		3	6.25	1659.7	67.5	1592.2	265.6	10.8				137	90		2500		137	27			5.5	
14	Condorchem Envitech	HV,VP	Envidest MFE 3 180		3	7.5	2002.4	108	1894.4	267.0	14.4				163	90		3000		163	27			5.5	
15	Condorchem Envitech	MVC	Envidest MVR FC 250		1	0.0105	2.9	2.94	0	280.0	280.0														
16	Condorchem Envitech	MVC	Envidest MVR FC 350		1	0.0145	3.6	3.625	0	250.0	250.0														
17	Condorchem Envitech	MVC	Envidest MVR FC 500		1	0.021	5.3	5.25	0	250.0	250.0														
18	Condorchem Envitech	MVC	Envidest MVR FC 750		1	0.031	7.8	7.75	0	250.0	250.0														
19	Condorchem Envitech	MVC	Envidest MVR FC 1000		1	0.042	10.5	10.5	0	250.0	250.0														
20	Condorchem Envitech	MVC FF	Envidest MVR FF 30		1	0.03	3.0	3	0	100.0	100.0														
21	Condorchem Envitech	MVC FF	Envidest MVR FF 40		1	0.04	3.0	3	0	75.0	75.0														
22	Condorchem Envitech	MVC FF	Envidest MVR FF 60		1	0.06	5.0	4.98	0	83.0	83.0														
23	Condorchem Envitech	MVC FF	Envidest MVR FF 90		1	0.09	7.0	7.02	0	78.0	78.0														
24	Condorchem Envitech	MVC FF	Envidest MVR FF 120		1	0.12	8.0	8.04	0	67.0	67.0														
25	Condorchem Envitech	MVC FF	Envidest MVR FF 160		1	0.16	11.0	11.04	0	69.0	69.0														
26	Condorchem Envitech	MVC FF	Envidest MVR FF 200		1	0.2	13.0	13	0	65.0	65.0														
27	Condorchem Envitech	MVC FF	Envidest MVR FF 240		1	0.24	16.1	16.08	0	67.0	67.0														
28	Condorchem Envitech	MVC FF	Envidest MVR FF 300		1	0.3	18.0	18	0	60.0	60.0														
29	Condorchem Envitech	MVC FF	Envidest MVR FF 350		1	0.35	21.0	21	0	60.0	60.0														
30	Condorchem Envitech	MVC FF	Envidest MVR FF 400		1	0.4	24.0	24	0	60.0	60.0														
31	Condorchem Envitech	MVC FF	Envidest MVR FF 500		1	0.5	22.0	22	0	44.0	44.0														
32	Condorchem Envitech	MVC FF	Envidest MVR FF 600		1	0.6	26.0	26	0	43.3	43.3														
33	Condorchem Envitech	MVC FF	Envidest MVR FF 800		1	0.8	34.0	34	0	42.5	42.5														
34	Condorchem Envitech	MVC FF	Envidest MVR FF 1000		1	1	36.0	36	0	36.0	36.0														
35	Condorchem Envitech	MVC FF	Envidest MVR FF 1200		1	1.2	44.0	44	0	36.7	36.7														
36	Condorchem Envitech	MVC FF	Envidest MVR FF 1500		1	1.5	54.0	54	0	36.0	36.0														
37	Condorchem Envitech	MVC FF	Envidest MVR FF 2000		1	2	72.0	72	0	36.0	36.0														
38	Condorchem Envitech	MVC FF	Envidest MVR FF 2500		1	2.5	92.0	92	0	36.8	36.8														
39	Condorchem Envitech	MVC FF	Envidest MVR FF 3000		2	3	108.0	108	0	36.0	36.0														
40	Condorchem Envitech	MVC FF	Envidest MVR FF 4000		2	4	144.0	144	0	36.0	36.0														
41	Condorchem Envitech	HV,VP	Envidest DPM-1 4		1	0.165	131.7	3.9	127.8	798.5	23.6				11	90		200		11	27			3	
42	Condorchem Envitech	HV,VP	Envidest DPM-1 5		1	0.208	164.3	3.9	160.4	789.8	18.8				14	90		250		14	27			5.5	
43	Condorchem Envitech	HV,VP	Envidest DPM-1 8		1	0.33	254.9	5	249.9	772.4	15.2				22	90		400		22	27			5.5	
44	Condorchem Envitech	HV,VP	Envidest DPM-1 10		1	0.415	318.8	5	313.8	768.2	12.0				27	90		500		27	27			5.5	
45	Condorchem Envitech	HV,VP	Envidest DPM-2 8		2	0.33	135.7	7.9	127.8	411.3	23.9				11	90		200		11	27			3	

p. č.	výrobce	technologie (dle zdroje tepla)	model	mechan. prvek proti usazování	počet stupňů [-]	kapacita (kondenzát) [m³/h]	příkon			měrná spotřeba en.		konc. sušiny v koncentrátu [%]	redukce objemu [%]	(pod)tlak [bar g]	zdroj tepla: voda			zdroj tepla: pára		zdroj chlazení: voda			zdroj chlazení: vzduch výkon [kW]		
							celkový [kW]	elektrina [kW]	teplo [kW]	celková [kWh/m³]	elektrická [kWh/m³]				průtok [m³/h]	T _{VST.} [°C]	T _{VÝST.} [°C]	průtok [kg/h]	teplota [°C]	průtok [m³/h]	T _{VST.} [°C]	T _{VÝST.} [°C]			
138	Formeco	HP	WT HPS 100		1	0.115	16.5	16.5	0	143.5	143.5														
139	Formeco	HP	WT HPT 15		1	0.022	4.0	4	0	181.8	181.8														
140	Formeco	HP	WT HPT 30		1	0.04	7.2	7.2	0	180.0	180.0														
141	Formeco	HP	WT HPT 60		1	0.075	11.2	11.2	0	149.3	149.3														
142	Formeco	HP	WT HPT 100		1	0.105	15.1	15.1	0	143.8	143.8														
143	Formeco	HP	WT HPT 120		1	0.128	18.4	18.4	0	143.8	143.8														
144	Formeco	HV	WT CN W 80		1	0.075	53.8	3	50.8	717.1	40.0				4.5	85	75			9	25	30			
145	Formeco	HV	WT CN W 150		1	0.12	85.2	4	81.2	710.4	33.3				7.2	85	75			14.4	25	30			
146	Formeco	HV	WT CN W 250		1	0.18	126.9	5	121.9	704.8	27.8				10.8	85	75			21.6	25	30			
147	Formeco	HV	WT CN W 350		1	0.27	189.8	7	182.8	703.0	25.9				16.2	85	75			32.4	25	30			
148	Formeco	VP	WT CN S 80		1	0.1	73.5	3	70.5	734.7	30.0							115	119	6	25	35			
149	Formeco	VP	WT CN S 150		1	0.15	109.4	4	105.4	729.3	26.7							172	119	9	25	35			
150	Formeco	VP	WT CN S 250		1	0.25	180.9	5	175.9	723.5	20.0							287	119	15	25	35			
151	Formeco	VP	WT CN S 350		1	0.35	253.3	7	246.3	723.8	20.0							402	119	21	25	35			
152	Formeco	HV	WT2 CN W 200		2	0.15	62.4	6	56.4	416.1	40.0				5	85	75			9	25	30			
153	Formeco	HV	WT2 CN W 300		2	0.24	97.1	8	89.1	404.8	33.3				7.9	85	75			14.4	25	30			
154	Formeco	HV	WT2 CN W 500		2	0.36	144.3	10	134.3	400.8	27.8				11.9	85	75			21.6	25	30			
155	Formeco	HV	WT2 CN W 1000		2	0.75	297.8	18	279.8	397.1	24.0				24.8	85	75			45	25	30			
156	Formeco	VP	WT2 CN S 200		2	0.2	82.6	6	76.6	413.0	30.0							125	119	6	25	35			
157	Formeco	VP	WT2 CN S 300		2	0.3	118.3	8	110.3	394.3	26.7							180	119	9	25	35			
158	Formeco	VP	WT2 CN S 500		2	0.5	193.8	10	183.8	387.7	20.0							300	119	15	25	35			
159	Formeco	VP	WT2 CN S 1000		2	1	385.7	18	367.7	385.7	18.0							600	119	30	25	35			
160	Formeco	HV	WT CF W 80		1	0.075	53.8	3	50.8	717.1	40.0				4.5	85	75			9	25	30			
161	Formeco	HV	WT CF W 150		1	0.12	85.2	4	81.2	710.4	33.3				7.2	85	75			14.4	25	30			
162	Formeco	HV	WT CF W 250		1	0.18	126.9	5	121.9	704.8	27.8				10.8	85	75			21.6	25	30			
163	Formeco	HV	WT CF W 350		1	0.27	189.8	7	182.8	703.0	25.9				16.2	85	75			32.4	25	30			
164	Formeco	HV	WT CF W 500		1	0.375	262.9	9	253.9	701.1	24.0				22.5	85	75			45	25	30			
165	Formeco	HV	WT CF W 800		1	0.6	416.2	10	406.2	693.7	16.7				36	85	75			72	25	30			
166	Formeco	VP	WT CF S 80		1	0.1	73.5	3	70.5	734.7	30.0							115	119	6	25	35			
167	Formeco	VP	WT CF S 150		1	0.15	109.4	4	105.4	729.3	26.7							172	119	9	25	35			
168	Formeco	VP	WT CF S 250		1	0.25	180.9	5	175.9	723.5	20.0							287	119	15	25	35			
169	Formeco	VP	WT CF S 350		1	0.35	253.3	7	246.3	723.8	20.0							402	119	21	25	35			
170	Formeco	VP	WT CF S 500		1	0.5	361.4	9	352.4	722.7	18.0							575	119	30	25	35			
171	Formeco	VP	WT CF S 800		1	0.8	573.8	10	563.8	717.2	12.5							920	119	48	25	35			
172	Formeco	HV	WT2 CF W 200		2	0.15	62.4	6	56.4	416.1	40.0	20			5	85	75			9	25	30			
173	Formeco	HV	WT2 CF W 300		2	0.24	97.1	8	89.1	404.8	33.3	20			7.9	85	75			14.4	25	30			
174	Formeco	HV	WT2 CF W 500		2	0.36	144.3	10	134.3	400.8	27.8	20			11.9	85	75			21.6	25	30			
175	Formeco	HV	WT2 CF W 700		2	0.54	214.9	14	200.9	397.9	25.9	20			17.8	85	75			32.4	25	30			
176	Formeco	HV	WT2 CF W 1000		2	0.75	297.8	18	279.8	397.1	24.0	20			24.8	85	75			45	25	30			
177	Formeco	HV	WT2 CF W 1600		2	1.2	466.9	20	446.9	389.0	16.7	20			39.6	85	75			72	25	30			
178	Formeco	VP	WT2 CF S 200		2	0.2	82.6	6	76.6	413.0	30.0	20						125	119	6	25	35			
179	Formeco	VP	WT2 CF S 300		2	0.3	118.3	8	110.3	394.3	26.7	20						180	119	9	25	35			
180	Formeco	VP	WT2 CF S 500		2	0.5	193.8	10	183.8	387.7	20.0	20						300	119	15	25	35			
181	Formeco	VP	WT2 CF S 700		2	0.7	271.4	14	257.4	387.7	20.0	20						420	119	21	25	35			
182	Formeco	VP	WT2 CF S 1000		2	1	385.7	18	367.7	385.7	18.0	20						600	119	30	25	35			
183	Formeco	VP	WT2 CF S 1600		2	1.6	608.3	20	588.3	380.2	12.5	20						960	119	48	25	35			

p. č.	výrobce	technologie (dle zdroje tepla)	model	mechan. prvek proti usazování	počet stupňů [-]	kapacita (kondenzát) [m³/h]	příkon			měrná spotřeba en.		konc. sušiny v koncentrátu [%]	redukce objemu [%]	(pod)tlak [bar g]	zdroj tepla: voda			zdroj tepla: pára		zdroj chlazení: voda			zdroj chlazení: vzduch
							celkový [kW]	elektrina [kW]	teplo [kW]	celková [kWh/m³]	elektrická [kWh/m³]				průtok [m³/h]	T _{VST.} [°C]	T _{VÝST.} [°C]	průtok [kg/h]	teplota [°C]	průtok [m³/h]	T _{VST.} [°C]	T _{VÝST.} [°C]	výkon [kW]
276	Adtech	HP	VrHp 1500	ano	1	0.063	15.0	15	0	238.1	238.1		95	-0.94									
277	Adtech	HP	VrHp 2000	ano	1	0.083	21.0	21	0	253.0	253.0		95	-0.94									
278	Adtech	HP	VrHp 2500	ano	1	0.104	26.0	26	0	250.0	250.0		95	-0.94									
279	Adtech	HP	VrHp 3000	ano	1	0.125	34.0	34	0	272.0	272.0		95	-0.94									
280	Adtech	HV,VP	EDM.W 4000 DPM1		1	0.165			127.8				95	-0.88	95								
281	Adtech	HV,VP	EDM.W 8000 DPM1		1	0.33			249.9				95	-0.88	95								
282	Adtech	HV,VP	EDM.W 8000 DPM2		2	0.33			127.8				95	-0.88	95								
283	Adtech	HV,VP	EDM.W 10000 DPM1		1	0.42			290.6				95	-0.88	95								
284	Adtech	HV,VP	EDM.W 12000 DPM3		3	0.5			127.8				95	-0.88	95								
285	Adtech	HV,VP	EDM.W 16000 DPM2		2	0.665			249.9				95	-0.88	95								
286	Adtech	HV,VP	EDM.W 20000 DPM2		2	0.85			290.6				95	-0.88	95								
287	Adtech	HV,VP	EDM.W 24000 DPM3		3	1			249.9				95	-0.88	95								
288	Adtech	HV,VP	EDM.W 30000 DPM3		3	1.25			290.6				95	-0.88	95								
289	Adtech	HV,VP	EVS.W VsWW/1 10		1	0.42			313.7				95	-0.88	95							27	
290	Adtech	HV,VP	EVS.W VsWW/1 20		1	0.84			627.5				95	-0.88	95							27	
291	Adtech	HV,VP	EVS.W VsWW/2 20		2	0.84			313.7				95	-0.88	95							27	
292	Adtech	HV,VP	EVS.W VsWW/1 30		1	1.25			941.2				95	-0.88	95							27	
293	Adtech	HV,VP	EVS.W VsWW/2 30		2	1.25			476.4				95	-0.88	95							27	
294	Adtech	HV,VP	EVS.W VsWW/3 30		3	1.25			313.7				95	-0.88	95							27	
295	Adtech	HV,VP	EVS.W VsWW/2 40		2	1.66			627.5				95	-0.88	95							27	
296	Adtech	HV,VP	EVS.W VsWW/2 60		2	2.5			941.2				95	-0.88	95							27	
297	Adtech	HV,VP	EVS.W VsWW/3 90		3	3.75			941.2				95	-0.88	95							27	
298	Sanshin	HV,VP	W1V-60		1	0.06	51.0	3.7	47.3	849.3	61.7			-0.84			78	127					
299	Sanshin	HV,VP	W1V-100		1	0.1	82.8	4	78.8	827.6	40.0			-0.84			130	127					
300	Sanshin	HV,VP	W1V-200		1	0.2	163.5	6	157.5	817.6	30.0			-0.84			260	127					
301	Sanshin	HV,VP	W1V-300		1	0.3	242.8	6.5	236.3	809.3	21.7			-0.84			390	127					
302	Sanshin	HV,VP	W1V-500		1	0.5	402.8	9	393.8	805.6	18.0			-0.84			650	127					
303	Sanshin	HV,VP	W1V-750		1	0.75	602.7	12	590.7	803.6	16.0			-0.84			975	127					
304	Sanshin	HV,VP	W1V-1000		1	1	808.6	21	787.6	808.6	21.0			-0.84			1300	127					